

唐受印 戴友芝 等编

水处理工程师手册



化学工业出版社

TJ 991.2-62

2000616

水处理工程师手册

唐受印 戴友芝 等编

化学工业出版社

·北京·

目 录

1 水处理法规及设计规范	1	2.3 中和	93
1.1 水处理法规	1	2.3.1 适用对象	93
1.1.1 水资源的开发利用及管理	1	2.3.2 酸、碱废水相互中和	93
1.1.2 节约用水	1	2.3.3 药剂中和	94
1.1.3 水污染防治	2	2.3.4 酸性废水过滤中和	95
1.1.4 建设项目环境保护设计	4	2.4 沉淀	97
1.1.5 建设项目环保设施验收	4	2.4.1 适用对象	97
1.2 给水排水水质水量标准	5	2.4.2 沉砂池	97
1.2.1 给水水质标准	7	2.4.3 沉淀池	100
1.2.2 给水定额	18	2.4.4 操作管理	113
1.2.3 城市及工业排水	27	2.4.5 隔油池	115
1.3 给水工程设计规范	41	2.5 混凝	117
1.3.1 常规给水工程设计规范	41	2.5.1 混凝作用	117
1.3.2 建筑给水排水设计规范	43	2.5.2 基本原理	117
1.3.3 建筑中水设计规范	49	2.5.3 混凝工艺一般流程及设计要点	119
1.3.4 工业循环水冷却设计规范	52	2.5.4 混凝剂	119
1.3.5 工业用水软化除盐设计规范	58	2.5.5 专用设备	122
1.3.6 高浊度水给水设计规范	65	2.5.6 操作管理	132
1.3.7 饮用水除氟设计规程	67	2.6 澄清	133
1.3.8 滤池气水冲洗设计规程	71	2.6.1 适用对象	133
1.4 排水工程设计规范	73	2.6.2 各型特点	133
1.4.1 总则	73	2.6.3 澄清池设计	147
1.4.2 深井曝气设计规范	74	2.6.4 运行管理	156
1.5 给水排水制图标准	76	2.7 气浮法	158
1.5.1 一般规定	76	2.7.1 适用对象	158
1.5.2 图例	78	2.7.2 气浮法比较	158
1.5.3 图样画法	82	2.7.3 加压溶气气浮工艺	159
2 水质处理单元技术	86	2.7.4 加压溶气气浮法设计	159
2.1 格栅、筛网	86	2.7.5 典型加压溶气构筑物	161
2.1.1 格栅的作用	86	2.7.6 专用设备	163
2.1.2 分类及特征	86	2.7.7 运行管理	165
2.1.3 计算公式	86	2.7.8 充气气浮	166
2.1.4 设计参数	87	2.8 过滤	167
2.1.5 典型构筑物	88	2.8.1 过滤作用	167
2.1.6 专用设备	88	2.8.2 各种滤池的特点比较	168
2.1.7 操作管理	91	2.8.3 普通快滤池的构造	169
2.2 匀质与水量调节	91	2.8.4 普通快滤池设计	172
2.2.1 适用对象	91	2.8.5 无阀滤池	176
2.2.2 分类与特征	91	2.8.6 虹吸滤池	178
2.2.3 计算公式	91	2.8.7 移动冲洗罩滤池	178
2.2.4 设计参数	92	2.8.8 上向流滤池	179
2.2.5 操作管理	93	2.8.9 压力滤池	179

2.8.10 操作管理	180	2.15.3 设备及工艺过程	309
2.8.11 微滤机	181	2.15.4 应用	318
2.9 消毒	183	2.16 萃取法	319
2.9.1 消毒作用	183	2.16.1 适用对象	319
2.9.2 水的微生物污染和消毒要求	184	2.16.2 原理	319
2.9.3 消毒方法	185	2.16.3 萃取剂的选择与再生	319
2.9.4 消毒动力学及影响因素	186	2.16.4 萃取工艺及计算	321
2.9.5 氯消毒	187	2.16.5 萃取设备及其计算	322
2.9.6 消毒工艺流程	195	2.16.6 萃取法应用举例	326
2.9.7 安全操作	197	2.17 活性污泥法	326
2.10 化学氧化还原	198	2.17.1 基本原理	328
2.10.1 概述	198	2.17.2 曝气池构造与主要运行方式	330
2.10.2 化学氧化法	199	2.17.3 活性污泥法设计	335
2.10.3 化学还原法	211	2.17.4 曝气及曝气装置	337
2.10.4 电解	213	2.17.5 新型活性污泥法	352
2.10.5 光化学氧化	219	2.17.6 活性污泥工艺的控制与运行	362
2.11 化学沉淀法	224	2.18 生物膜法	364
2.11.1 化学沉淀法作用	224	2.18.1 生物膜法特点与类型	364
2.11.2 基本原理	224	2.18.2 生物滤池	365
2.11.3 氢氧化物沉淀法	225	2.18.3 生物转盘	372
2.11.4 硫化物沉淀法	227	2.18.4 生物接触氧化	376
2.11.5 碳酸盐沉淀法	228	2.18.5 生物流化床	378
2.11.6 钡盐沉淀法	230	2.18.6 生物膜法的运行管理	380
2.11.7 卤化物沉淀法	230	2.19 厌氧生化法	381
2.11.8 铁氧体沉淀法	231	2.19.1 厌氧法的基本原理	382
2.11.9 磷酸盐沉淀法	232	2.19.2 厌氧法的影响因素	384
2.12 吸附	232	2.19.3 厌氧法的工艺和设备	388
2.12.1 吸附的基本理论	232	2.19.4 厌氧消化过程动力学	398
2.12.2 吸附剂及其再生	238	2.19.5 厌氧产气量计算	402
2.12.3 吸附工艺与设计	244	2.19.6 厌氧反应器的设计计算	404
2.12.4 应用	251	2.19.7 厌氧设备的运行管理	404
2.13 离子交换法	254	2.20 自然生物处理系统	408
2.13.1 基本原理	254	2.20.1 稳定塘的特点及流程	408
2.13.2 离子交换剂	256	2.20.2 厌氧塘	409
2.13.3 离子交换工艺	262	2.20.3 兼性塘	411
2.13.4 离子交换设备	272	2.20.4 好氧塘	412
2.13.5 离子交换装置的计算与设计	275	2.20.5 曝气塘	414
2.13.6 离子交换树脂的变质、污染及其防止	276	2.20.6 深度处理塘	416
2.14 膜分离法	277	2.20.7 稳定塘的塘体及附属设施	417
2.14.1 电渗析	277	2.20.8 废水土地处理	419
2.14.2 反渗透	288	2.21 循环冷却水处理	423
2.14.3 超滤和微滤	299	2.21.1 循环冷却水的冷却	423
2.14.4 液膜分离	304	2.21.2 循环冷却水的水质处理	434
2.15 吹脱、汽提法	308	3 污泥处理与处置	451
2.15.1 适用对象	308	3.1 污泥特性及调理	451
2.15.2 基本原理	308	3.1.1 含水率	451
		3.1.2 燃烧值	451

3.1.3 城市污水污泥的肥分	452	4.5.2 毛纺工业废水处理	504
3.1.4 污泥调理	452	4.5.3 麻纺工业废水处理	507
3.2 污泥浓缩	453	4.5.4 丝织工业废水处理	508
3.2.1 各种浓缩方法的特点比较	453	4.6 食品工业废水处理	508
3.2.2 重力浓缩法	453	4.6.1 食品工业污水的特性	508
3.2.3 气浮浓缩法	455	4.6.2 几种污水处理工程实例	510
3.2.4 离心浓缩法	457	4.7 研磨废水处理	512
3.3 污泥消化	458	4.8 城市生活垃圾填埋场渗沥液处理	513
3.3.1 作用	458	4.8.1 垃圾填埋场渗沥液的产生及特点	513
3.3.2 厌氧和好氧消化的比较	458	4.8.2 处理工艺	513
3.3.3 中温厌氧消化	458	4.9 医院污水处理	515
3.3.4 好氧消化	467	4.9.1 医院污水的水质水量特征	515
3.4 污泥脱水	468	4.9.2 处理构筑物设计参数	515
3.4.1 各型特点比较	468	4.9.3 医院污水处理流程	515
3.4.2 自然干化	468	4.10 废水脱氮除磷处理	517
3.4.3 机械脱水	470	4.10.1 概述	517
3.5 污泥的加热干燥与焚烧	477	4.10.2 生物脱氮	518
3.5.1 作用	477	4.10.3 生物脱磷	522
3.5.2 各种干燥与焚烧装置特点比较	477	4.10.4 同步脱氮除磷工艺	522
3.5.3 典型设备	477	4.11 电镀废水处理	523
3.5.4 设计要点	480	4.11.1 含氰废水处理	523
3.6 污泥的综合利用与处置	481	4.11.2 铁氧体法处理含铬废水及混合废水	523
3.6.1 农业利用	481	4.11.3 离子交换法处理电镀废水	524
3.6.2 建筑材料利用	482	4.12 印刷电路板废水处理	527
3.6.3 填埋	482	4.12.1 废水来源及污染物成分	527
3.6.4 投海	482	4.12.2 废水处理系统	528
4 水处理工艺流程选介	484	4.12.3 几点评述	530
4.1 肉类加工废水处理	484	4.13 木糖生产废水处理	531
4.1.1 废水水质水量	484	4.13.1 生产工艺及废水来源	531
4.1.2 综合废水处理系统	484	4.13.2 废水处理系统	531
4.2 制革工业废水处理	487	4.14 全国 117 座污水处理厂工艺概况	532
4.2.1 生产工艺	487	5 泵站	537
4.2.2 废水的水量及水质	488	5.1 给水泵站	537
4.2.3 脱毛含硫废水预处理	488	5.1.1 水泵选择及水泵机组布置	537
4.2.4 含脂废水回收	489	5.1.2 泵房布置	542
4.2.5 含铬废水回收	489	5.1.3 水泵运行及水锤防护	548
4.2.6 综合废水处理	489	5.2 废水泵站	549
4.3 啤酒工业废水处理	493	5.2.1 分类与组成	549
4.3.1 啤酒生产工艺及废水来源	493	5.2.2 一般规定	551
4.3.2 废水水质水量	493	5.2.3 污水泵站	552
4.3.3 混合废水处理系统	493	5.2.4 雨水泵站	552
4.4 味精工业废水处理	495	5.3 常用水泵	553
4.4.1 生产工艺与废水来源	495	6 水处理机械设备	562
4.4.2 废水水质水量	495	6.1 闸门与阀门	562
4.4.3 废水处理工艺	495	6.1.1 闸门	562
4.5 纺织印染工业废水处理	497		
4.5.1 棉纺印染工业废水处理	497		

6.1.2 阀门	568	6.10.3 二氧化氯发生器	620
6.2 水泵	576	6.10.4 次氯酸钠发生器	621
6.2.1 离心泵	576	6.10.5 紫外线消毒器	622
6.2.2 潜水式离心泵	578	6.10.6 过滤器	623
6.2.3 轴流泵与混流泵	579	6.10.7 静电水处理器和电子水处理器	625
6.2.4 螺杆泵	580	6.10.8 水处理一体化设备	625
6.2.5 隔膜式容积泵	581	7 管渠系统	629
6.2.6 螺旋泵	581	7.1 管渠水力计算	629
6.3 鼓风机与压缩机	584	7.1.1 流量计算	629
6.3.1 离心式鼓风机	584	7.1.2 管渠水力计算	632
6.3.2 罗茨式鼓风机	585	7.1.3 应用电子计算机计算废水管道 系统	639
6.3.3 滑片式压缩机	588	7.1.4 料渣污泥输送的水力计算	642
6.3.4 螺杆式压缩机	588	7.2 给水管渠设计	644
6.3.5 液环式压缩机	589	7.2.1 输水管渠设计的原则和一般规定	644
6.3.6 活塞式压缩机	589	7.2.2 配水管网设计的原则和一般规定	645
6.3.7 隔膜式压缩机	589	7.2.3 水力计算要求	650
6.4 格栅除污机	589	7.3 排水管渠设计	651
6.4.1 移动式格栅除污机	590	7.3.1 设计原则	651
6.4.2 针齿条式格栅除污机	590	7.3.2 一般规定	652
6.4.3 高链式自动格栅除污机	591	7.3.3 管线布置一般要求	655
6.4.4 弧形格栅除污机	591	7.3.4 设计步骤	655
6.4.5 钢绳式格栅除污机	592	7.3.5 管材、接口、基础及附属构筑物	656
6.4.6 背耙式格栅除污机	592	8 水处理工程施工	664
6.4.7 台阶式(步进式)格栅除污机	592	8.1 施工准备	664
6.5 除砂与砂水分离设备	593	8.2 土石方工程	664
6.5.1 抓斗式除砂机	593	8.2.1 坑槽断面确定和土方量计算	664
6.5.2 链斗式除砂机	593	8.2.2 沟槽开挖	664
6.5.3 桁车泵吸式除砂机	593	8.2.3 施工排水	666
6.5.4 砂水分离设备	594	8.2.4 土的加固	666
6.5.5 压力式斜板除砂器	595	8.2.5 回填土	667
6.5.6 XS型除砂机	596	8.3 钢筋混凝土工程	668
6.6 刮泥机与浓缩机	597	8.3.1 钢筋工程	668
6.6.1 链条刮板式刮泥机	598	8.3.2 模板工程	669
6.6.2 桁车式刮泥机	599	8.3.3 混凝土工程	670
6.6.3 回转式刮泥机及浓缩机	600	8.3.4 钢筋混凝土池类构筑物施工	673
6.7 吸泥机	602	8.3.5 泵站的沉井施工法	674
6.7.1 桁车式吸泥机	603	8.4 管道敷设与安装	675
6.7.2 回转式吸泥机	604	8.4.1 管道基础处理的一般规定	675
6.8 表面曝气设备	605	8.4.2 管道接口形式及施工方法	675
6.8.1 转刷(碟)曝气机	606	8.4.3 钢管安装	675
6.8.2 立式表面曝气机	607	8.4.4 铸铁管安装	679
6.9 搅拌机	607	8.4.5 混凝土管及钢筋混凝土管敷设	679
6.9.1 混合反应搅拌机	607	8.4.6 硬聚氯乙烯(PVC)管安装	680
6.9.2 澄清池搅拌机	613	8.5 管渠施工	681
6.10 其他水处理专用设备选介	616	8.5.1 一般规定	681
6.10.1 加药设备	616	8.5.2 管渠砌筑	681
6.10.2 臭氧发生装置	617		

8.5.3	现浇钢筋混凝土管渠施工	682	9.4.3	污水处理厂占地面积	698
8.5.4	装配式钢筋混凝土管渠	683	9.5	高程布置	699
8.5.5	管渠附属构筑物施工	684	9.5.1	布置原则	699
8.6	管道工程质量验收	685	9.5.2	处理构筑物的水头损失	699
8.6.1	管道压力试验的一般规定	685	9.5.3	流程标高计算	700
8.6.2	管道水压试验	685	9.6	配水(泥)设备	703
8.6.3	管道气压试验	686	9.7	水厂监测及自动化控制	703
8.6.4	无压管道严密性试验	687	9.7.1	检测控制参数及一般要求	704
9	水处理厂总体设计	688	9.7.2	常用仪表简介	706
9.1	设计程序	688	9.7.3	自动化系统设计	715
9.2	厂址选择	688	10	常用资料、器材	718
9.2.1	工作步骤和内容	688	10.1	水工业优选产品目录	718
9.2.2	厂址选择的原则	689	10.2	水工业重点推广设备和技术目录	722
9.2.3	方案比较	690	10.3	常用水处理药剂	725
9.3	工艺流程选择	690	10.4	活性炭	730
9.3.1	工艺流程选择的原则和要求	690	10.5	填料	733
9.3.2	给水处理工艺流程的选择	690	10.6	过滤器材	742
9.3.3	污水处理工艺流程的选择	693	10.7	液氯、液氨钢瓶	749
9.3.4	纯水处理流程	694	10.8	水射器	751
9.3.5	污泥处理工艺流程	695	10.9	管道混合器	751
9.4	平面布置	695	10.10	给水排水标准图目录	752
9.4.1	平面布置的一般原则和要求	695	主要参考文献	765	
9.4.2	给水处理厂附属建筑及其占地	698	产品样本提供单位	767	

1 水处理法规及设计规范^①

1.1 水处理法规

1.1.1 水资源的开发利用及管理

《中华人民共和国水法》(1988)中规定:

第四条 国家鼓励和支持开发利用水资源和防治水害的各项事业。开发利用水资源和防治水害,应当全面规划、统筹兼顾、综合利用,讲求效益,发挥水资源的多种功能。

第七条 国家实行计划用水,厉行节约用水。各级政府应当加强对节约用水的管理,各单位应当采用节约用水的先进技术,降低水的消耗量,提高水的重复利用率。

第十一条 开发利用水资源和防治水害,应当按流域或者区域进行统一规划。经批准的规划是开发利用水资源和防治水害活动的基本依据。

第十二条 任何单位和个人引水、蓄水、排水,不得损害公共利益和他人的合法权益。

第十四条 开发利用水资源,应当首先满足城乡居民生活用水,统筹兼顾农业、工业用水和航运需要。在水源不足地区,应当限制城市规模和耗水量大的工业、农业的发展。

第二十五条 开采地下水必须在水资源调查评价的基础上,实行统一规划,加强监督管理。在地下水已经超采的地区,应当严格控制开采,并采取措施,保护地下水资源,防止地面沉降。

第三十二条 国家对直接从地下或者江河、湖泊取水的,实行取水许可制度。为家庭生活、畜禽饮用水和其他少量取水的,不需要申请取水许可。

第三十三条 新建、扩建、改建的建设项目,需要申请取水许可的,建设单位在报送设计任务书时,应当附有审批取水申请的机关的书面意见。

第四十四条 违反本法规定取水、截水、阻水、排水,给他人造成妨碍或者损失的,应当停止侵害,排除妨碍,赔偿损失。

1.1.2 节约用水

1988年国务院发布的《城市节约用水管理规定》规定:

第六条 城市政府应当在制定城市供水发展规划的同时,制定节约用水发展规划,并根据节约用水发展规划制定节约用水年度计划。各有关行业行政主管部门应当制定行业节约用水发展规划和节约用水年度计划。

第九条 城市的新建、扩建和改建工程项目,应当配套建设节约用水设施。城市建设行政主管部门应当参加节约用水设施的竣工验收。

第十条 城市建设行政主管部门应当会同有关行业行政主管部门制定行业综合用水定额和单项用水定额。

第十一条 城市用水计划由城市建设行政主管部门根据水资源统筹规划和水长期供求计划制定,并下达执行。

超计划用水必须缴纳超计划用水加价水费。超计划用水加价水费,应当从税后留利或者预算包干经费中支出,不得纳入成本或者从当年预算中支出。

超计划用水加价水费的具体征收办法由省、自治区、直辖市人民政府制定。

第十三条 各用水单位应当在用水设备上安装计量水表,进行用水单耗考核,降低单位产品用水量;应当采取循环用水、一水多用等措施。在保证用水质量标准的前提下,提高水的重复利用率。

第十七条 城市的新建、扩建和改建工程项目未按规定配套建设节约用水设施或者节约用水设施经验收不合格的,由城市建设行政主管部门限制其用水量,并责令其限期完善节约用水设施,可以并处罚款。

^① 本章选编的法规、规范,其条目与原文同,以方便查阅,但文字略有不同。

1.1.3 水污染防治

1.1.3.1 《中华人民共和国水污染防治法》(1996)

第六条 国务院环保部门制定国家水环境质量标准。省、自治区、直辖市政府可以对国家水环境质量标准中未作规定的项目,制定地方补充标准,并报国务院环保部门备案。

第七条 国务院环保部门根据国家水环境质量标准和国家经济、技术条件,制定国家污染物排放标准。省、自治区、直辖市政府对国家水污染物排放标准中未作规定的项目,可以制定地方水污染物排放标准;对国家水污染物排放标准中已作规定的项目,可以制定严于国家水污染物排放标准的地方水污染物排放标准。地方水污染物排放标准须报国务院环保部门备案。

第八条 国务院环保部门和省、自治区、直辖市政府,应当根据水污染防治的要求和国家经济、技术条件,适时修订水环境质量标准和水污染物排放标准。

第九条 国务院有关部门和地方各级政府在开发、利用和调节、调度水资源的时候,应当统筹兼顾,维护江河的合理流量和湖泊、水库以及地下水体的合理水位、维护水体的自然净化能力。

第十条 防治水污染应当按流域或者按区域进行统一规划。经批准的水污染防治规划是防止水污染的基本依据。

第十一条 国务院有关部门和地方各级政府应当合理规划工业布局。对造成水污染的企业进行整顿和技术改造,采取综合防治措施,提高水的重复利用率,合理利用资源,减少废水和污染物排放量。

第十三条 新建、扩建、改建直接或者间接向水体排放污染物的建设项目和其他水上设施,必须遵守国家有关建设项目环境保护管理的规定。

建设项目的环境影响报告书,必须对建设项目可能产生的水污染和对生态环境的影响作出评价,规定防治的措施,按照规定的程序报经有关环保部门审查批准。在运河、渠道、水库等水利工程内设置排污口,应当经过有关水利工程管理部门同意。环境影响报告书中,应当有该建设项目所在地单位和居民的意见。

建设项目中防治水污染的设施,必须与主体工程同时设计,同时施工,同时投产使用。防治水污染的设施必须经过环境保护部门检验,达不到规定要求的,该建设项目不准投入生产或者使用。

第十四条 直接或者间接向水体排放污染物的企业事业单位,应当按照国务院环保部门的规定,向所在地的环保部门申请登记拥有的污染物排放设施、处理设施和正常作业条件下排放污染物的种类、数量和浓度,并提供防治水污染方面的有关技术资料。

排放水污染物的种类、数量和浓度有重大改变的,应当及时申报;其水污染物处理设施必须保持正常使用,拆除或者闲置水污染物处理设施的,应当事先报经所在地县级以上政府环保部门批准。

第十五条 企业事业单位向水体排放污染物的,按照国家规定缴纳排污费,超过国家或者地方规定的污染物排放标准的,按照国家规定缴纳超标准排污费。排污费和超标准排污费必须用于污染的防治,不得挪作他用。

第十九条 城市污水应当进行集中处理。国务院有关部门和地方各级政府必须把保护城市水源和防治城市水污染纳入城市建设规划,建设和完善城市排水管网,有计划地建设城市污水集中处理设施。加强城市水环境的综合整治。

城市污水集中处理设施按照国家规定向排污者提供污水处理的有偿服务,收取污水处理费用,以保证污水集中处理设施的正常运行。向城市污水集中处理设施排放污水、缴纳污水处理费用的,不再缴纳排污费。收取的污水处理费用必须用于城市污水集中处理设施的建设和运行,不得挪作他用。

第二十条 省级以上政府可以依法划定生活饮用水地表水源保护区。在生活饮用水地表水源取水口附近可以划定一定的水域和陆域为一级保护区。在一级保护区外,可以划定一定的水域和陆域为其他等级保护区。禁止向一级保护区排放污水,已设置的排污口,责令拆除或者限期治理。禁止在一级保护区内从事旅游、游泳和其他可能污染生活饮用水水体的活动。禁止在一级保护区内新建、扩建与供水设施和保护水源无关的建设项目。

第二十一条 在生活饮用水源受到严重污染,威胁供水安全等紧急情况下,环保部门应当报经同级政府批准,采取强制性的应急措施,包括责令有关企业事业单位减少或者停止排放污染物。

第二十二条 企业应当采用原材料利用效率高、污染物排放量少的清洁生产工艺,并加强管理,减少水污染物的产生。国家对严重污染水环境的落后生产工艺和严重污染水环境的落后设备实行淘汰制度。国务院经济综合主管部门会同国务院有关部门公布限期禁止采用的严重污染水环境的工艺名录和限期禁止生产、销

售、进口、使用的严重污染水环境的设备名录。被淘汰的设备不得转让。

第二十三条 国家禁止新建无水污染防治措施的小型化学制纸浆、印染、染料、制革、电镀、炼油、农药以及其他严重污染水环境的企业。

第二十四条 对造成水体严重污染的排污单位，限期治理。

第二十七条 在生活饮用水水源地、风景名胜区水体、重要渔业水体和其他有特殊经济文化价值的水体的保护区内，不得新建排污口。在保护区附近新建排污口，必须保证保护区水体不受污染。原有的排污口，排放污染物超过国家或者地方标准的，应当治理，危害饮用水源的排污口，应当搬迁。

第二十八条 排污单位发生事故或者其他突然性事件，排放污染物超过正常排放量，造成或者可能造成水污染事故的，必须立即采取应急措施，通报可能受到水污染危害和损害的单位，并向当地环境保护部门报告。船舶造成污染事故的应当向就近的航政机关报告，接受调查处理。

第二十九条 禁止向水体排放油类、酸液、碱液或者剧毒废液。

第三十条 禁止在水体清洗装贮过油类或者有毒污染物的车辆和容器。

第三十一条 禁止将含有汞、镉、砷、铬、铅、氰化物、黄磷等的可溶性剧毒废渣向水体排放，倾倒或者直接埋入地下。存放可溶性剧毒废渣的场所，必须采取防水、防渗漏、防流失的措施。

第三十二条 禁止向水体排放、倾倒工业废渣、城市垃圾和其他废弃物。

第三十三条 禁止在江河、湖泊、运河、渠道、水库最高水位线以下的滩地和岸坡堆放、存贮固体废物和其他污染物。

第三十四条 禁止向水体排放或者倾倒放射性固体废弃物或者含有高放射性和中性放射物质的废水。向水体排放含低放射性物质的废水，必须符合国家有关放射防护的规定和标准。

第三十五条 向水体排放含热废水，应当采取措施，保证水体的水温符合环境质量标准，防止热污染危害。

第三十六条 排放含病原体的污水，必须经过消毒处理，符合国家有关标准后，方准排放。

第三十七条 向农田灌溉渠道排放工业废水和城市污水，应当保证其下游最近的灌溉取水点的水质符合农田灌溉水质标准。利用工业废水和城市污水进行灌溉，应当防止污染土壤、地下水和农产品。

第三十八条 使用农药，应当符合国家有关农药安全使用的规定和标准。运输、存贮农药和处置过期失效农药，必须加强管理，防止造成水污染。

第四十条 船舶排放含油污水、生活污水，必须符合船舶污染物排放标准。从事海洋航运的船舶，进入内河和港口的，应当遵守内河的船舶污染物排放标准。船舶的残油、废油必须回收，禁止排入水体。禁止向水体倾倒船舶垃圾。船舶装载运输油类或者有毒货物，必须采取防止溢流和渗漏的措施，防止货物落水造成水污染。

第四十一条 禁止企业事业单位利用渗井、渗坑、裂隙和溶洞排放、倾倒含有毒污染物的废水、含病原体的污水和其他废弃物。

第四十二条 在无良好隔渗地层，禁止企业事业单位使用无防止渗漏措施的沟渠、坑塘等输送或者存贮含有毒污染物的废水、含病原体的污水和其他废弃物。

第四十三条 在开采多层地下水的时候，如果各含水层的水质差异大，应当分层开采；对已受污染的潜水和承压水，不得混合开采。

第四十四条 兴建地下工程设施或者进行地下勘探、采矿等活动，应当采取防护性措施，防止地下水污染。

第四十五条 人工回灌补给地下水，不得恶化地下水水质。

1.1.3.2 《中华人民共和国水污染防治法实施细则》(1989)

第三条 建设项目中水污染防治所需资金、材料和设备，应当与主体工程统筹安排。

第八条 引进国外技术和设备的建设项目，凡向水体排放污染物的，应当配备水污染防治设施，使该建设项目排放的污染物不超过国家和地方规定的污染物排放标准。

第九条 企业事业单位向水体排放污染物的，必须向所在地环保部门提交《排污申报登记表》。环保部门调查核实后，对不超过排放标准和排放总量指标的，发给排污许可证。对超过排放标准或排放总量指标的，应当限期治理，限期治理期间发给临时排污许可证。

第十一条 需要拆除或者闲置污染物处理设施的，应当提前向所在地环保部门申报，并写明理由。环保

部门接到申报后，应当在一个月內批复，逾期不批复的，视为同意。

第十四条 各级政府的环保部门或者有关的监督管理部门对管辖范围内的排污单位进行现场检查时，根据需要，可以要求被检查单位提供下列情况和资料：（一）污染物排放情况；（二）污染物治理设施的运行、操作和管理情况；（三）监测仪器、设备的型号和规格以及校验情况；（四）采用的监测分析方法和监测记录；（五）限期治理执行情况；（六）事故情况及有关记录；（七）与污染有关的生产工艺、原材料使用方面的资料；（八）其他与水污染防治有关的情况和资料。

1.1.4 建设项目环境保护设计

《建设项目环境保护设计规定》（1987）中规定：

第十一条 凡排放有毒有害废水、废气、废渣（液）、恶臭、噪声、放射性元素等物质或因素的建设项自，严禁在城市规划确定的生产居住区、文教区、水源保护区、名胜古迹、风景游览区、温泉、疗养区和自然保护区等界区内选址。

第十三条 环境保护设施用地应与主体工程用地同时选定。

第十五条 建设项目的总图布置，在满足主体工程需要的前提下，宜将污染危害最大的设施布置在远离非污染设施的地段，然后合理地确定其余设施的相应位置，尽可能避免互相影响和污染。

第三十二条 建设项目的设计必须坚持节约用水的原则，生产装置排出的废水应合理回收重复利用。

第三十三条 废水的输送设计，应按清污分流的原则，根据废水的水质、水量、处理方法等因素，通过综合比较，合理划分废水输送系统。

第三十四条 工业废水和生活污水（含医院污水）的处理设计，应根据废水的水质、水量及其变化幅度、处理后的水质要求及地区特点等，确定最佳处理方法和流程。

第三十五条 拟定废水处理工艺时应优先考虑利用废水、废气、废渣（液）等进行“以废治废”的综合治理。

第三十六条 废水中含有的各种物质，如固体物质、重金属及其化合物、易挥发性物体、酸或碱类、油类以及余能等，凡有利用价值的应考虑回收或综合利用。

第三十七条 工业废水和生活污水（含医院污水）排入城市排水系统时，其水质应符合有关排入城市下水道的质量标准的要求。

第三十八条 输送有毒有害或含有腐蚀性物质的沟渠、地下管线检查井等，必须采取防渗漏和腐蚀措施。

第三十九条 水质处理应选用无毒、低毒、高效或污染较轻的水处理药剂。

第四十条 对受纳水体造成热污染的排水，应采取防止热污染的措施。

第四十一条 原（燃）料露天堆场，应有防止雨水冲刷、物料流失而造成污染的措施。

第四十二条 经常受有害物质污染的装置、作业场所的墙壁和地面的冲洗水以及受污染的雨水，应排入相应的废水管网。

第四十三条 严禁采用渗井、渗坑、废矿井或用净水稀释等手段排放有毒有害废水。

1.1.5 建设项目环保设施验收

《建设项目环境保护设施竣工验收管理规定》（1994）对大型建设项目的环保设施竣工验收规定：

第四条 建设项目试生产前，建设单位应会同施工单位、设计单位检查其环保设施是否符合“三同时”要求，并将检查结果和建设项目准备试生产的开始时间报告当地地市级以上环保行政主管部门、行业主管部门，经环保部门检查同意后，方可进行试生产。建设单位要确保环保设施和主体工程同时投入试运行。试运行期限一般不超过一年。

第五条 试运行期间，建设单位应当委托地市级以上环保监测站，对建设项目排污情况及清洁生产工艺和环保设施运转效果进行监测。受委托的环境监测站应当按监测规定或规范进行监测，并向建设单位提交《监测报告》。

第六条 建设项目在正式投入生产或使用前建设单位必须向环保部门提出环保设施竣工验收申请。申请验收须具备下列条件：（一）自检建设项目环保设施已具备第九条规定的条件；（二）按试车的有关规定组织环保设施联动试车，有试运转记录；（三）按规定格式编写完成《验收申请报告》，并提交第五条规定的《监测报告》。

第九条 建设项目环保设施竣工验收合格应当具备下列条件：（一）建设前期环保审查、审批手续完备，

技术资料齐全, 环保设施按批准的环境影响报告书(表)和设计要求建成; (二) 环保设施安装质量符合国家有关部门颁发的专业工程验收规范、规程和检验评定标准; (三) 环保设施与主体工程建成后经负荷试车合格, 其防治污染能力适应主体工程的需要; (四) 外排污染物符合经批准的设计文件和环境影响报告书(表)中提出的要求; (五) 建设过程中受到破坏并且可恢复的环境已经得到修整; (六) 环保设施能正常运转, 符合交付使用的要求, 并具备正常运行条件, 包括经培训的环保设施岗位操作人员到位、管理制度建立、原材料、动力落实等; (七) 环保管理和监测机构, 包括人员、监测仪器、设备、监测制度、管理制度等符合环境影响报告书(表)和有关规定的要求。

1.2 给水排水水质水量标准

目前已发布的有关给水排水水质水量标准及设计规范(部分)如表 1.2.1 所示。全国的规划、设计、市政、环保、水利部门以及各工矿企业和事业单位都应该遵照实行。

表 1.2.1 给水排水水质水量标准及部分设计规范目录

序号	标准编号	标准名称	主编单位
1	GB 5749—85	生活饮用水卫生标准	中国预防医学科学院环境卫生监测所
2	GB 3097—82	海水水质标准	国家海洋局第三研究所
3	GB 3838—96	地面水环境质量标准	中国环境科学研究院
4	GB 4274—84	TMT 工业水污染物排放标准	兵器工业第五设计研究院
5	GB 4275—84	黑紫金工业水污染物排放标准	兵器工业第五设计研究院
6	GB 4276—84	火炸药工业硫酸浓缩污染物排放标准	兵器工业第五设计研究院
7	GB 4277—84	雷汞工业污染物排放标准	长江电工厂、龙江电工厂
8	GB 4278—84	二硝基重氮酚工业水污染物排放标准	兵器工业第六设计院、庆华电器制造厂
9	GB 4279—84	叠氮化铅、三硝基间苯二酚铅、D. S 共品工业水污染物排放标准	兵器工业庆华电器制造厂、华丰化工厂
10	GB 14470.1—93	兵器工业水污染物排放标准(火炸药)	兵器工业第五设计研究院
11	GB 14470.2—93	兵器工业水污染物排放标准(火工品)	兵器工业西安庆华电器制造厂
12	GB 14470.3—93	兵器工业水工业污染物排放标准(弹药装药材)	兵器工业第六设计研究院
13	GB 13457—92	肉类加工工业水污染物排放标准	原商业部本标准编制组等
14	GB 13458—92	合成氨工业水污染物排放标准	原化工部上海化工研究院等
15	GB 4284—84	农用污泥中污染物控制标准	农业部环境保护科学监测所、北京农业大学
16	GB 3552—83	船舶污染物排放标准	交通部水运所等
17	GB 4286—84	船舶工业污染物排放标准	船舶工业总公司第九设计研究院
18	GB 4287—92	纺织染整工业水污染物排放标准	中国纺织大学等
19	GB 13456—92	钢铁工业水污染物排放标准	冶金工业建筑总院等
20	GB 4914—85	海洋石油开发工业含油污水排放标准	《海洋石油开发工业含油污水排放标准》编制组
21	GB 15580—95	磷肥工业污染物排放标准	中国环境科学院标准所等
22	GB 5084—85	农田灌溉水质标准	农业部环境保护科学监测所
23	GB 5469—85	铁路货车洗刷废水排放标准	铁道部劳动卫生研究所
24	GB 1576—85	低压锅炉水质标准	锅炉压力容器安全监察局, 上海工业锅炉所
25	GB 6682—86	实验室用水	化工局标准化研究所
26	GB 8161—87	生活饮用水水源中锍卫生标准	湖南省湖南劳动卫生职业病防治研究所
27	GB 8244—87	救生艇筏饮用水	船舶检验局广州分局
28	GB 8537—87	饮用天然矿泉水	轻工业局食品发酵工业科学研究所
29	GB 8978—96	污水综合排放标准	地矿局水文地质工程地质研究所等 上海市环境保护局, 北京市环科院

续表

序号	标准编号	标 准 名 称	主 编 单 位
30	GB 11607—89	渔业水质标准	《渔业水质标准》修订组
31	GB 11729—89	水源中细菌卫生标准	湖南医科大学
32	GB 8703—88	辐射防护规定	卫生部
33	GB 3552—83	船舶污染物排放标准	交通部水运科学研究院标准计量研究所
34	GBJ 13—86	室外给水设计规范	上海市政工程设计院
35	GBJ 14—87	室外排水设计规范	上海市政工程设计院
36	GBJ 15—88	建筑给水排水设计规范 (1997 年修订)	上海市民用建筑设计院
37	GBJ 125—89	给水排水设计基本术语标准	上海市建设委员会
38	GBJ 27—88	供水水文地质勘察规范	冶金工业武汉勘察研究院
39	GB 15581—95	烧碱、聚氯乙烯工业水污染物排放标准	中国环境科学院标准所等
40	GB 11730—89	农村生活饮用水量卫生标准	中国预防医学科学院环境卫生与卫生工程研究所
41	GB 14374—93	航天推进剂水污染物排放标准	航空航天工业第七设计研究院
42	GB 3544—92	造纸工业水污染物排放标准	轻工业局环境保护科学研究所等
43	GBJ 29—90	压缩空气站设计规范	机械工业第八设计院
44	GBJ 102—87	工业循环水冷却设计规范	水利电力部东北电力设计院
45	GBJ 72—84	冷库设计规范	商业部设计院
46	GBJ 73—84	洁净厂房设计规范	电子工业第十设计院
47	GBJ 74—84	石油库设计规范	石化总公司北京设计院
48	GBJ 109—87	工业用水软化除盐设计规范	水利电力部西北电力设计院
49	JGJ 63—89	混凝土拌合用水标准	中国建筑科学研究院
50	CJ 18—86	污水排入城市下水道水质标准	北京市市政工程局市政工程管理处
51	CJ 25.1—89	生活杂用水水质标准	中国市政工程中南设计院
52	CJ 25.2—89	生活杂用水标准检验法	中国市政工程中南设计院
53	CJ 3025—93	城市污水处理厂污水污泥排放标准	中国城市建设研究院
54	CJ 3020—93	生活饮用水水源水质标准	中国市政工程中南设计院
55	CJ	人工游泳池水质卫生标准	电子工业第十设计研究院
56	CJJ 32—89	含藻水给水处理设计规范	中国市政工程中南设计院
57	CJJ 40—91	高浊度水给水设计规范	中国市政工程西北设计院
58	CJJ 41—91	城镇给水厂附属建筑和附属设备设计标准	上海市政工程设计院
59	CECS 46: 93	饮用水除氟设计规范	中国市政工程华北设计院
60	CECS 05: 88	焦化厂、煤气厂含酚废水处理设计规范	给水排水工程标准技术委员会
61	CECS 06: 88	栅条、网架絮凝池设计标准	给水排水工程标准技术委员会
62	CECS 50: 1993	滤池气水冲洗设计规程	广东省建筑设计研究院
63	CECS 30: 91	建筑中水设计规范	中国人民解放军总后勤部设计院
64	JCJ 48—88	商店建筑设计规范	中南建筑设计院
65	GBJ 84—85	自动喷水灭火系统设计规范	公安部
66	GBJ 39—90	村镇建筑设计防火规范	公安部、山西省公安厅
67	GBJ 16—87	建筑设计防火规范	公安部七局
68	GBJ 45—83	高层民用建筑设计防火规范	公安部
69	GBJ 67—84	汽车库设计防火规范	公安部
70	JGJ 49—88	综合医院建筑设计规范	上海市民用建筑设计院
71	JGJ 62—90	旅馆建筑设计规范	建设部建筑设计院
72	JGJ 67—89	办公建筑设计规范	浙江省建筑设计院
73		工业用水量定额	原城建环保部
74	CJ 19—87	工业用水分类及定义	天津市环境保护科学研究所
75	CJ 20—87	工业企业水量平衡测试方法	天津市环境保护科学研究所
76	CJ 21—87	工业用水考核指标及计算方法	天津市环境保护科学研究所

续表

序号	标准编号	标准名称	主编单位
77	CJ/T 3019—93	城镇供水水量计量仪表的配备和管理通则	上海市自来水公司
78	TBJ 10—85	铁路给水排水设计规范	铁道部第四勘测设计院
79	GBJ 12—87	工业企业标准轨距铁路设计规范	铁道部第三勘测设计院
80	CJ/T 3008.1—92	城市排水堰槽流量测量技术标准 矩形薄壁堰	北京市市政工程局市政工程管理处
81	CJ/T 3008.2—92	城市排水堰槽流量测量技术标准 三角形薄壁堰	北京市市政工程局市政工程管理处
82	CJ/T 3008.3—92	城市排水堰槽流量测量技术标准 三角形剖面堰	北京市市政工程局市政工程管理处
83	CJ/T 3008.4—92	城市排水堰槽流量测量技术标准宽顶堰	北京市市政工程局市政工程管理处
84	CJ/T 3008.5—92	城市排水堰槽流量测量技术标准 巴歇尔量水槽	北京市市政工程局市政工程管理处

注：因机构调整，所列单位名称仅供参考。

1.2.1 给水水质标准

给水水质标准包括生活用水与工业用水两大类。所有标准均以《生活饮用水卫生标准》为基础。

1.2.1.1 生活用水

(1) 城乡生活饮用水 GB 5749—85 规定了城乡生活饮用水的水质标准、卫生要求、水源选择、水源卫生防护和水质检验方法等。生活饮用水水质标准见表 1.2.2；生活饮用水检验方法见表 1.2.3。

表 1.2.2 生活饮用水水质标准

序号	项 目	标 准	序号	项 目	标 准
1	感官性状和一般化学指标		19	锶	0.01mg/L
	色	色度不超过 15 度，并不得呈现其他异色	20	汞	0.001mg/L
2	浑浊度	不超过 3 度，特殊情况不超过 5 度	21	镉	0.01mg/L
3	嗅和味	不得有异嗅、异味	22	铬(六价)	0.05mg/L
4	肉眼可见物	不得含有	23	铅	0.05mg/L
5	pH	6.5~8.5	24	银	0.05mg/L
6	总硬度(以碳酸钙计)	450mg/L	25	硝酸盐(以氮计)	20mg/L
7	铁	0.3mg/L	26	氯仿	60μg/L
8	锰	0.1mg/L	27	四氯化碳	3μg/L
9	铜	1.0mg/L	28	苯并[a]芘	0.01μg/L
10	锌	1.0mg/L	29	滴滴涕	1μg/L
11	挥发酚类(以苯酚计)	0.002mg/L	30	六六六	5μg/L
12	阴离子合成洗涤剂	0.3mg/L		细菌学指标:	
13	硫酸盐	250mg/L	31	细菌总数	100 个/mL
14	氯化物	250mg/L	32	总大肠菌群	3 个/L
15	溶解性总固体	1000mg/L	33	游离余氯	在接触 30min 后不低于 0.3mg/L。集中式给水除出厂水应符合上述要求外,管网末梢水不应低于 0.05mg/L
	毒理学指标:			放射性指标:	
16	氟化物	1.0mg/L	34	总 α 放射性	0.1Bq/L
17	氰化物	0.05mg/L	35	总 β 放射性	1Bq/L
18	砷	0.05mg/L			

注：我国即将试行有 88 项水质指标的饮用水标准。

表 1.2.3 生活饮用水检验方法

序号	项目名称	测定方法	标准编号
1	一般项目	生活饮用水标准检验方法	GB 5750—85
2	锑-90	放射化学分析法 发烟硝酸沉淀法 离子交换法 (二-乙基己基)磷 酸萃取色层法	GB 6764—86 GB 6765—86 GB 6766—86
3	铯-137	化学分析法	GB 6767—86
4	pH	玻璃电极法	GB 6920—86
5	微量铀	微量铀分析法	GB 6768—86

(2) 饮用天然矿泉水 饮用天然矿泉水是来自地下深部循环的天然露头或经人工揭露的深部循环的地下水。它以含有一定量的矿物盐、微量元素或二氧化碳气体为特征。在保证原水卫生细菌学指标安全的条件下开采和灌装,在不改变天然矿泉水特性和主要成分条件下,允许曝气、倾析、过滤和除去或加入 CO_2 。

GB 8537—87 规定了饮用天然矿泉水的开发利用依据、水质标准、试验方法、检验规则和对产品的标志、包装、运输、贮存等要求。

饮用天然矿泉水的水质指标包括界限指标(见表 1.2.4)、感官要求、污染物和微生物指标(见表 1.2.5)。饮用天然矿泉水的标准检验方法见 GB 8538.3~8638.63—87。

(3) 生活杂用水 CJ 25.1—89、CJ 25.2—89 规定了生活杂用水的水质标准和要求及其检验方法。适用于城市污水再生后回用做生活杂用的水。生活杂用水水质标准见表 1.2.6,水质检验方法除总大肠菌群按 GB 5750—85,色度用目视比色法,臭用定性描述外,其余指标均按 CJ 25.2—89 测定(也列入表 1.2.6 中)。

表 1.2.4 饮用天然矿泉水界限指标

项 目	指 标	项 目	指 标
锂	$\geq 0.2, < 5\text{mg/L}$	铜	$< 1\text{mg/L}$
锶	$\geq 0.2, < 5\text{mg/L}$	钡	$< 5\text{mg/L}$
锌	$\geq 0.2, < 5\text{mg/L}$	镉	$< 0.01\text{mg/L}$
溴	$\geq 1\text{mg/L}$	铬(六价)	$< 0.05\text{mg/L}$
碘	$\geq 0.2, < 1\text{mg/L}$	铅	$< 0.05\text{mg/L}$
偏硅酸	$\geq 25\text{mg/L}$	汞	$< 0.001\text{mg/L}$
硒	$\geq 0.01, < 0.05\text{mg/L}$	银	$< 0.05\text{mg/L}$
游离二氧化碳	$\geq 250\text{mg/L}$	硼(以 H_3BO_3 计)	$< 39\text{mg/L}$
矿物度	$\geq 1000\text{mg/L}$	砷	$< 0.05\text{mg/L}$
注:凡符合上述 9 项指标之一者,可称为饮用天然矿泉水,但锶含量在 $0.2 \sim 0.4\text{mg/L}$ 范围和偏硅酸含量在 $25 \sim 30\text{mg/L}$ 范围,各自都必须具有水温在 20°C 以上或同位素测定年龄在 10 年以上的附加条件,方可称为饮用天然矿泉水		氟化物(以 F^- 计)	$< 2.5\text{mg/L}$
		耗氧量(以 O_2 计)	$< 3\text{mg/L}$
		硝酸盐(以 NO_3^- 计)	$< 45\text{mg/L}$
		镭 226 放射性	$< 1.1\text{Bq/L}$

表 1.2.5 感官要求、污染物和微生物指标

项 目	指 标	项 目	指 标
色	色度不超过 15 度,并不得呈现其他异色	酚类化合物(以苯酚计)	0.002mg/L
浑浊度	不超过 5 度	氰化物(以 CN^- 计)	0.01mg/L
臭和味	不得有异臭、异味,应具有矿泉水的特征性口味	亚硝酸盐(以 NO_2^- 计)	0.005mg/L
肉眼可见物	不得含有异物,容许有极少量的天然矿物质沉淀	总 β 活性	1.5mg/L
		细菌总数	100 个/mL
		大肠菌群	3 个/L

(4) 游泳池用水 人工游泳池水质标准规定游泳池初次充水和正常使用过程中的补充水水质应符合 GB 5749—85 的要求。游泳池池水的水质应符合表 1.2.7 的规定。游泳池水温根据用途设计,一般室内池 $24 \sim 29^\circ\text{C}$,露天池不低于 22°C 。

表 1.2.6 生活杂用水水质标准及检验方法

项 目	厕所便器冲洗,城市绿化	洗车、扫除	检验方法
浊度/度	10	5	分光光度法
溶解性固体/(mg/L)	1200	1000	重量法
悬浮性固体/(mg/L)	10	5	滤膜法
色度/度	30	30	目视比色法
臭	无不快感觉	无不快感觉	定性
pH 值	6.5~9.0	6.5~9.0	电位计法
BOI ₅ /(mg/L)	10	10	生物检验法
COD _{Cr} /(mg/L)	50	50	重铬酸钾法
氨氮(以 N 计)/(mg/L)	20	10	纳氏比色法
总硬度(以 CaCO ₃ 计)/(mg/L)	450	450	乙二醇四乙酸二钠滴定法
氯化物/(mg/L)	350	300	硝酸银滴定法
阴离子合成洗涤剂/(mg/L)	1.0	0.5	亚甲基蓝分光光度法
铁/(mg/L)	0.4	0.4	二氯杂非分光光度法
锰/(mg/L)	0.1	0.1	甲醛肟分光光度法
游离余氯/(mg/L)	管网末端水不小于 0.2		邻联甲苯胺比色法
总大肠菌群/(个/L)	3	3	GB 5750—85

表 1.2.7 人工游泳池水质卫生标准

序号	项 目	标 准	序号	项 目	标 准
1	pH 值	6.5~8.5	5	余氯	游离余氯:0.4~0.6mg/L
2	浑浊度	不大于 5 度;或站在游泳池两岸能看清水深 1.5m 的池底四、五泳道线	6	细菌总数	化合性余氯:1.0mg/L 以上
3	耗氧量	不超过 6mg/L	7	总大肠菌群	不超过 1000 个/mL
4	尿素	不超过 2.5mg/L	8	有害物质	不得超过 18 个/L
					参照地面水水质卫生标准执行

1.2.1.2 工业用水

(1) 低压锅炉用水 GB 1576—85、GB 1576—89、GB 10538—89、GB 10539—89、GB 10656~10658—89 和 GB 12146~12157—89 规定了低压锅炉的水质标准及检验方法,适用于额定出口蒸汽压力 0.1~2.5MPa 的固定式蒸汽锅炉和热水锅炉。以上标准不适用于直流锅炉。

燃用固体燃料的锅壳锅炉的水质标准应符合表 1.2.8 的规定,燃用固体燃料的水管锅炉、水火管组合锅炉及燃油、燃气锅炉的水质标准应符合表 1.2.9 的规定,热水锅炉的水质标准应符合表 1.2.10 的规定,余热锅炉的水质标准应符合同类型、同参数锅炉的水质标准的规定。特殊结构的余热锅炉水质指标由设计单位另行确定。

表 1.2.8 锅壳锅炉水质标准

项 目	给 水		锅 水	
	锅内加药处理	锅外化学处理	锅内加药处理	锅外化学处理
悬浮物/(mg/L)	≤20	≤5		
总硬度/(me/L)	≤3.5	≤0.03		
总碱度/(me/L)			10~22	≤22
pH(25℃)	≥7	≥7	10~12	10~12
溶解固形物 ^① /(mg/L)			<5000	<5000
相对碱度($\frac{\text{游离 NaOH}}{\text{溶解固形物}}$)			<0.2	<0.2

① 如测定溶解固形物有困难时,可采用测定氯化物(Cl⁻)的方法来间接控制,但溶解固形物与氯化物(Cl⁻)间的比值关系须根据试验确定,并应定期复试和修正此比值关系。

表 1.2.9 水管锅炉、水火管组合锅炉等的水质标准

项 目		给 水			锅 水		
工作压力 MPa		$\leq 1.0^{\text{①}}$	$> 1.0 \leq 1.6$	$> 1.6 \leq 2.5$	≤ 1.0	$> 1.0 \leq 1.6$	$> 1.6 \leq 2.5$
悬浮物/(mg/L)		≤ 5	≤ 5	≤ 5			
总硬度/(me/L)		≤ 0.03	≤ 0.03	≤ 0.03			
总碱度/(me/L)	无过热器				≤ 22	≤ 20	≤ 14
	有过热器					≤ 14	≤ 12
pH(25℃)		≥ 7	≥ 7	≥ 7	10~12	10~12	10~12
含油量/(mg/L)		≤ 2	≤ 2	≤ 2			
溶解氧 ^② /(mg/L)		≤ 0.1	≤ 0.1	≤ 0.05			
溶解固形物/(mg/L)	无过热器				< 4000	< 3500	< 3000
	有过热器					< 3000	< 2500
SO_4^{2-} /(mg/L)					10~40	10~40	10~40
PO_4^{3-} /(mg/L)						10~30 ^③	10~30
相对碱度($\frac{\text{游离 NaOH}}{\text{溶解固形物}}$)					< 0.2	< 0.2	< 0.2

① 当锅炉额定蒸发量不大于 2t/h, 采用锅内加药处理时, 其给水、锅水应符合表 1.2.8 的规定, 但锅水的溶解固形物应小于 4000mg/L。

② 当锅炉额定蒸发量大于 2t/h, 均要除氧, 额定蒸发量不大于 2t/h 的锅炉应尽量除氧和注意防腐。对于供汽轮机用汽的锅炉给水含氧量均应不大于 0.05mg/L。若采用化学除氧, 则监测锅水的亚硫酸根含量。

③ 仅用于供汽轮机用汽的锅炉

表 1.2.10 热水锅炉的水质标准

项 目	供水温度 $\leq 95^\circ\text{C}$, 采用锅内加药处理 ^①		供水温度 $> 95^\circ\text{C}$, 采用锅外化学处理	
	补给水	循环水	补给水	循环水
悬浮物/(mg/L)	≤ 20		≤ 5	
总硬度/(me/L)	≤ 3.5		≤ 0.6	
pH(25℃)	≥ 7	10~12	≥ 7	8.5~10
溶解氧/(mg/L)			≤ 0.1	≤ 0.1
含油量/(mg/L)			≤ 2	≤ 2

① 如采用锅外化学处理时, 应符合供水温度大于 95℃ 的水质标准。

(2) 实验室用水 GB 6682—85 规定了实验室用的三个等级净化水的规格和相应的试验方法, 该标准不适用于医药用水。对有特殊要求的实验室用水, 需要增加相应的技术条件和试验方法。实验室用水外观应无色透明, 符合表 1.2.11 的规定。实验室用水分为以下三个等级。

一级水 基本上不含溶解或胶态离子及有机物。它可用二级水经进一步处理而制得, 例如可用二级水经过蒸馏、离子交换混合床和 0.2 μm 的过滤膜的方法, 或者用石英装置经进一步蒸馏而制得。

二级水 可含有微量的无机、有机或胶态杂质。可采用蒸馏、反渗透或去离子后再进行蒸馏等方法制备。

三级水 适用于一般实验室试验工作。它可以采用蒸馏、反渗透或去离子等方法制备。

表 1.2.11 实验室用水的技术标准

项 目	一 级	二 级	三 级	检 验 方 法
pH(25℃)	—	—	5.0~7.5	电极法 GB 6682—86
电导率(25℃)/($\mu\text{S}/\text{cm}$)	≤ 0.1	≤ 1.0	≤ 5.0	电导法 ZBC 72002—89
吸光度(254nm, 1cm 光程)	≤ 0.001	≤ 0.01	—	紫外分光 GB 6682—89
二氧化硅/(mg/L)	≤ 0.02	≤ 0.05	—	分光比色 GB 6682—89
可氧化物的限度试验	—	符合	符合	氧化法 GB 6682—89

实验室用水的原料应当是饮用水或比较纯净的水,如有污染,则必须进行处理。

实验室用水取样分析时至少应取 2L 有代表性的水样。水样应注满于清洁、密闭的聚乙烯容器中。取样时应避免沾污。

各级水样应使用专用容器贮存。运输过程应避免沾污。在贮存期间,水样沾污的主要原因是由于聚乙烯容器可溶成分的溶解或吸收了空气中的二氧化碳和其他物质。所以,一级水尽可能在用前制备,不贮存。二级水适量制备后,可贮存在预先经过处理并且用同级水充分清洗过的密闭聚乙烯容器中。三级水的贮存容器和条件应类似于二级水。

(3) 工业循环冷却水 GB J50—83 规定了敞开式系统冷却水的水质标准,适用于工业新建、扩建工程的间接换热循环冷却水处理设计。当采用碳钢换热设备时,其冷却水的主要水质标准可采用表 1.2.12 规定的允许值。

表 1.2.12 敞开式系统碳钢换热设备冷却水主要水质标准

项 目	类别	要 求 和 使 用 条 件	允许值
浊度/(mg/L)	I	1. 污垢热阻值 $< 4 \times 10^{-4} \text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C} / (\text{kcal} \cdot \text{a})$ 2. 腐蚀率 $< 0.125 \text{mm/a}$ 3. 换热设备结构型式、工况条件和冷却水处理方法对浊度有严格要求 4. 当运行中存在油类等粘附性污染物时,污垢热阻值 $< 6 \times 10^{-4} \text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C} / (\text{kcal} \cdot \text{a})$	< 20
	II	1. 污垢热阻值 $< 6 \times 10^{-4} \text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C} / (\text{kcal} \cdot \text{a})$ 2. 腐蚀率 $< 0.2 \text{mm/a}$ 3. 换热设备结构型式、工况条件和冷却水处理方法对浊度有一定要求	< 50
	III	1. 污垢热阻值 $< 6 \times 10^{-4} \text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C} / (\text{kcal} \cdot \text{a})$ 2. 腐蚀率 $< 0.2 \text{mm/a}$ 3. 换热设备结构型式、工况条件和冷却水处理方法对浊度有一定要求	< 100
电导率/(\(\mu\text{S}/\text{cm}\))		当采用缓蚀剂处理时	< 3000
甲基橙碱度/(me/L)		当采用阻垢剂处理时	< 7
pH 值			$> 6.5, < 9.0$

(4) 冷库冷却水 GB J72—84 规定了冷库用水、冷却水、制冰原料水和水产品冻结用水的水质要求,适用于公称容器为 500m^3 及以上新建、扩建的食品冷库,不适用于山洞冷库、石拱覆土冷库。制冰原料水和水产品冻结过程中加水的水质应符合 GB 5749—85 的规定。冷库用水的水温应符合下列规定:

- ① 冷凝器的冷却水进出口平均温度应比冷凝温度低 $5 \sim 7^\circ\text{C}$ (蒸发式冷凝器除外);
- ② 冲霜水的水温不应低于 $+10^\circ\text{C}$ 。

冷却水应采用淡水,其水质应符合表 1.2.13 规定。

表 1.2.13 冷库冷却水水质要求

设 备 名 称	碳酸盐硬度/(mg/L)	pH	浑浊度/(mg/L)
立式冷凝器,淋水式冷凝器	6~10	6.8~8.5	150
卧式冷凝器,蒸发式冷凝器	5~7	6.5~8.5	50
氨压缩机等制冷设备	5~7	6.5~8.5	50

(5) 软化除盐装置进水 GB J109—87 规定了工业用软化除盐装置的进水水质标准,适用于新建、扩建和改建的工业用水软化、除盐工程的设计。软化除盐装置的进水水质见表 1.2.14。

表 1.2.14 软化除盐装置进水水质标准

项 目		软 化			除 盐		离子交换
		离子交换		电渗析	反 渗 透		
		磺化煤	离子交 换树脂		卷式膜 (醋酸纤维素)	中空纤维膜 (芳香聚酰胺)	
污染指数 SDI		—		12~15	<4	<3	—
浊度 FTU	对流再生	<2		—	—	—	<2
	顺流再生	<5					<5
水温℃		≤40	—	5~40	15~35	15~35	≤40
pH		<9.3	—	—	5~6	3~11	—
化学耗氧量(高锰酸钾法,以 O ₂ 表示)/(mg/L)		—		<3	<1.5	<1.5	<3
游离氯(以 Cl ₂ 表示)/(mg/L)		—	0.1~0.3	<0.3	0.3~1	<0.1	<0.1
铁(以 Fe 表示)/(mg/L)		—	<0.3	<0.3	<0.05	<0.05	<0.3
锰(以 Mn 表示)/(mg/L)		—		<0.1	—	—	—

1.2.1.3 渔业及农业用水

(1) 渔业用水 GB 11607—89 规定了渔业用水的水质要求、水质标准、水质监测方法等,适用于鱼虾类的产卵场、索饵场、越冬场、回游通道和水产增殖区等海、淡水的渔业水域。

渔业水域的水质应符合表 1.2.15 规定的要求。表中各项标准数值系指单项测定最高允许值。标准值单项超标,即表明不能保证鱼、虾、贝正常生长繁殖,并产生危害,危害程度应参考背景值、渔业环境的调查数据及有关渔业水质基准资料进行综合评价。

表 1.2.15 渔业水质标准/(mg/L)

序号	项 目	标 准 值	序号	项 目	标准值
1	色、臭、味	不得使鱼、虾、贝、藻类带有异色、异臭、异味	16	氰化物	≤0.005
2	漂浮物质	水面不得出现明显油膜或浮沫	17	硫化物	≤0.2
3	悬浮物质	人为增加的量不得超过 10,而且悬浮物质沉积于底部后,不得对鱼、虾、贝类产生有害的影响	18	氟化物(以 F ⁻ 计)	≤1
4	pH 值	淡水 6.5~8.5,海水 7.0~8.5	19	非离子氨	≤0.02
5	溶解氧	连续 24h 中,16h 以上必须大于 5,其余任何时候不得低于 3,对于鲑科鱼类栖息水域冰封时期其余任何时候不得低于 4	20	凯氏氮	≤0.05
6	BOD ₅ (20℃)	不超过 5,冰封期不超过 3	21	挥发性酚	≤0.005
7	总大肠菌群	不超过 5000 个/L(贝类养殖水质不超过 500 个/L)	22	黄磷	≤0.001
8	汞	≤0.0005	23	石油类	≤0.05
9	镉	≤0.005	24	丙烯腈	≤0.5
10	铅	≤0.05	25	丙烯醛	≤0.02
11	铬	≤0.1	26	六六六(丙体)	≤0.002
12	铜	≤0.01	27	滴滴涕	≤0.001
13	锌	≤0.1	28	马拉硫磷	≤0.005
14	镍	≤0.05	29	五氯酚钠	≤0.01
15	砷	≤0.05	30	乐果	≤0.1
			31	甲胺磷	≤1
			32	甲基对硫磷	≤0.0005
			33	呋喃丹	≤0.01

(2) 农业灌溉用水 GB 5084—85 规定了农田灌溉水质标准的分类与适用范围、监测分析方法等,适用于全国以地面水、地下水和工业废水、城市污水作水源的农田灌溉用水。

按照灌溉水的用途,农业灌溉水水质要求分两类:一类是指工业废水或城市污水作为农业用水的主要水源并长期利用的灌区。灌溉量水田为 800 方/(亩·年),旱田为 300 方/(亩·年);二类是指工业废水或城市

污水作为农业用水的补充水源,而实行清污混灌轮灌的灌区,其用量不超过一类的一半。一类灌区执行一类标准值,二类灌区执行二类标准值。各项标准数值均指单次测定最高值,而不是多次测定的平均值。

农田灌溉水质标准值见表 1.2.16。

表 1.2.16 农田灌溉水质标准

项 目	一 类	二 类
水温	$\leq 35^{\circ}\text{C}$	同左
pH 值	5.5~8.5	同左
全盐量/(mg/L)	≤ 1000 (非盐碱土地区) ≤ 2000 (盐碱土地区) 有条件的地区可以适当放宽	≤ 1500 (非盐碱土地区) 同左 同左
氯化物/(mg/L)	≤ 200	$\leq 200 \sim 300$
硫酸物/(mg/L)	≤ 1	同左
汞及其化合物/(mg/L)	≤ 0.001	≤ 0.001 ≤ 0.005 (绿化地)
镉及其化合物/(mg/L)	≤ 0.002 (轻度污灌区 ^①) ≤ 0.005	≤ 0.003 (轻度污灌区) ≤ 0.010 ≤ 0.050 (绿化地)
砷及其化合物/(mg/L)	≤ 0.05 (水田) ≤ 0.1 (旱地)	≤ 0.1 (水田) ≤ 0.5 (旱地)
六价铬化合物/(mg/L)	≤ 0.1	≤ 0.5
铅及其化合物/(mg/L)	≤ 0.5	≤ 1.0
铜及其化合物/(mg/L)	≤ 1.0	≤ 1.0 (土壤 pH<6.5) ≤ 3.0 (土壤 pH>6.5)
锌及其化合物/(mg/L)	≤ 2.0	≤ 3.0 (土壤 pH<6.5) ≤ 5.0 (土壤 pH>6.5)
硒及其化合物/(mg/L)	≤ 0.02	同左
氟化物/(mg/L)	≤ 2.0 (高氟区) ≤ 3.0 (一般地区)	≤ 3.0 (高氟区) ≤ 4.0 (一般地区)
氰化物/(mg/L)	≤ 0.5 (上层<1m 地区) ≤ 1.0 (一般地区)	同左
石油类/(mg/L)	≤ 5.0 (轻度污染灌区) ≤ 10.0	≤ 10.0
挥发性酚/(mg/L)	≤ 1.0 (土层<1m 地区) ≤ 3.0	同左
苯/(mg/L)	≤ 2.5 (土层<1m 地区) ≤ 5.0	同左
三氯乙醛/(mg/L)	≤ 0.5 (小麦) ≤ 1.0 (水稻、玉米、大豆)	同左
丙烯醛/(mg/L)	≤ 0.5	同左
硼/(mg/L)	≤ 1.0 (西红柿、马铃薯、笋瓜、韭菜、洋葱、黄瓜、梅豆、柑桔) ≤ 2.0 (小麦、玉米、茄子、青椒、小白菜、葱) ≤ 4.0 (水稻、萝卜、油菜、甘兰)	同左
大肠菌群/(个/L)	≤ 10000 (生吃瓜果收获前 1 星期)	同左

① 轻度污灌区指污染物含量超过土壤本底上限,但农作物残留不超过农作物本底上限。

向农田灌溉渠道排放工业废水和城市污水,应当保证最近的灌溉取水点的水质符合标准值。对工业、医疗卫生、科研和畜牧兽医等机构含病原体的污水,必须经过严格的消毒处理,彻底消灭病原体。此类污水未

经处理,严禁灌溉蔬菜,特别是生吃瓜果。

该标准所列项目及其标准值如不适合当地特点,地方政府主管部门可补充、完善,作为地方标准报省级政府批准后实行,但地方农田灌溉水质标准不得与国家农田灌溉水质所规定的原则相抵触和冲突。

(3) 农用污泥质量 GB 4284—84 规定了农田施用污泥中污染物控制标准(见表 1.2.17)、施用污泥量、污泥处置和监测方法等。

表 1.2.17 农用污泥中污染物控制标准/(mg/kg 干污泥)

项 目	最 高 容 许 含 量		施 用 说 明
	在碱性和中性土壤上 (pH≥6.5)	在酸性土壤上 (pH<6.5)	
镉及其化合物(以 Cd 计)	20	5	一般每年每亩施用污泥量不超过 2000kg (以干污泥计)。污泥中任何一项无机物含量接近于标准值时,连续在同一块土壤上施用,不得超过 20 年。含无机物较少的石油化工污泥,连续施用可超过 20 年。在隔年施用,矿物油和苯并[a]芘的标准可适当放宽。对于同时含有多种有害物质而含量都接近标准值的污泥,施用量应酌情减少。在沙质土壤和地下水位较高的农田、蔬菜地和当年放牧的草地上不宜施用;在饮用水源保护区不得施用。生污泥须经高温堆腐或消化处理后才能施农田
汞及其化合物(以 Hg 计)	15	5	
铅及其化合物(以 Pb 计)	1000	300	
铬及其化合物(以 Cr 计)	1000	600	
砷及其化合物(以 As 计)	75	75	
镉及其化合物(以水溶性 B 计)	150	150	
矿物油	3000	3000	
苯并[a]芘	3	3	
铜及其化合物(以 Cu 计)	500	250	
锌及其化合物(以 Zn 计)	1000	500	
镍及其化合物(以 Ni 计)	200	100	

注:1. 铬标准适用于一般含六价铬极少的具有农用价值的各种污泥,不适用于含有大量六价铬的工业废渣或某些化工厂的沉积物;2. 污染物监测依据《农用污泥监测分析方法》。

1.2.1.4 地面水

GB 3838—88 规定了地面水水域功能分类、水质要求、标准的实施和水质监测等。依据地面水水域使用目的和保护目标将其划分为五类:

- I 类 主要适用于源头水、国家自然保护区;
- II 类 主要适用于集中式生活饮用水水源地一级保护区、珍贵鱼类保护区,鱼虾产卵场等;
- III 类 主要适用于集中式生活饮用水水源地二级保护区、一般鱼类保护区及游泳区;
- IV 类 主要适用于一般工业用水区及人体非直接接触的娱乐用水区;
- V 类 主要适用于农业用水区及一般景观要求水域。

不同功能水域执行不同标准值,见表 1.2.18。

表 1.2.18 地面水环境质量标准/(mg/L)

序号	参 数	I 类	II 类	III 类	IV 类	V 类
	基 本 要 求	所有水体不应有非自然原因所导致的下述物质: A. 凡能沉淀而形成令人厌恶的沉淀物 B. 漂浮物,诸如碎片、浮渣、油类或其他的一些引起感官不快的物质 C. 产生令人厌恶的色、臭、味或浑浊度的物质 D. 对人类、动物或植物有损害、毒性或不良生理反应的物质 E. 易滋生令人厌恶的水生生物的物质				
1	水 温/℃	人为造成的环境水温变化应限制在 夏季周平均最大温升≤1;冬季周平均最大温降≤2				
2	pH	6.5~8.5				

续表

序号	参 数		I 类	II 类	III 类	IV 类	V 类
3	硫酸盐(以 SO_4^{2-} 计)	\leq	250 以下	250	250	250	250
4	氯化物(以 Cl^- 计)	\leq	250 以下	250	250	250	250
5	溶解性铁	\leq	0.3 以下	0.3	0.5	0.5	1.0
6	总 锰	\leq	0.1 以下	0.1	0.1	0.5	1.0
7	总 铜	\leq	0.01 以下	1.0(渔 0.01)	1.0(渔 0.01)	1.0	1.0
8	总 锌	\leq	0.05	1.0(渔 0.1)	1.0(渔 0.1)	2.0	2.0
9	硝酸盐(以 N 计)	\leq	10 以下	10	20	20	25
10	亚硝酸盐(以 N 计)	\leq	0.06	0.1	0.15	1.0	1.0
11	非离子氨	\leq	0.02	0.02	0.02	0.2	0.2
12	凯氏氮	\leq	0.5	0.5	1	2	2
13	总磷(以 P 计)	\leq	0.02	0.1 (湖、库 0.028)	0.1 (湖、库 0.05)	0.2	0.2
14	高锰酸盐指数	\leq	2	4	6	8	10
15	溶解氧	\geq	饱和率 90%	6	5	3	2
16	化学需氧量(COD_{Cr})	\leq	15 以下	15 以下	15	20	25
17	生物需氧量(BOD_5)	\leq	3 以下	3	4	6	10
18	氟化物(以 F^- 计)	\leq	1.0 以下	1.0	1.0	1.5	1.5
19	硒(四价)	\leq	0.01 以下	0.01	0.01	0.02	0.02
20	总 砷	\leq	0.05	0.05	0.05	0.1	0.1
21	总 汞	\leq	0.00005	0.00005	0.0001	0.001	0.001
22	总 镉	\leq	0.001	0.005	0.005	0.005	0.01
23	铬(六价)	\leq	0.01	0.05	0.05	0.05	0.1
24	总 铅	\leq	0.01	0.05	0.05	0.05	0.1
25	总氰化物	\leq	0.005	0.05(渔 0.005)	0.2(渔 0.005)	0.2	0.2
26	挥发酚	\leq	0.002	0.002	0.005	0.01	0.1
27	石油类	\leq	0.05	0.05	0.05	0.5	1.0
28	阴离子表面活性剂	\leq	0.2 以下	0.2	0.2	0.3	0.3
29	总大肠菌群/(个/L)	\leq			10000		
30	苯并[a]芘/($\mu\text{g/L}$)	\leq	0.0025	0.0025	0.0025		

注：各参数的检验方法 pH 值按 GB 6920—86；第 3、4、5、19、29、30 号按 GB 5750—85；其余按 GB 7467—7475—87；GB 7479—7482—87；GB 7484—7486—87；GB 7488—7490—87；GB 7493—7494—87 执行。

1.2.1.5 海水

GB 3097—82 规定了中国海域海水水质的分类与标准，防护规定以及监督执行。

按照海水的用途，海水水质分为三类：

- 第一类 适用于保护海洋生物资源和安全利用（包括盐场、食品加工、海水淡化、渔业和海水养殖等用水），以及海上自然保护区；
- 第二类 适用于海上浴场及风景游览区；
- 第三类 适用于一般工业用水，港口水域和海洋开发作业区等。

各类海水水质标准及有害物质的最高允许浓度见表 1.2.19。

表 1.2.19 海水水质要求

污染物名称	第一类	第二类	第三类
悬浮物质	人为造成增加的量不得超过 10mg/L	人为造成增加的量不得超过 50mg/L	人为造成增加的量不得超过 150mg/L
色嗅味	海水及海产品无异色、异嗅、异味		海水无异色异嗅异味
漂浮物质	水面不得出现油膜、浮沫和其他杂质		水面不得出现明显的油膜、浮沫和其他杂质
pH	7.5~8.4	7.3~8.8	6.5~9.0
化学需氧量	< 3mg/L	< 4mg/L	< 5mg/L
溶解氧	任何时候不低于 5mg/L	任何时候不低于 4mg/L	任何时候不低于 3mg/L
水温	不超过当地、当时水温 4℃		
大肠菌群	不超过 10000 个/L(供人生食的贝类养殖水质不超过 700 个/L)		
病原体	含有病原体的工业废水、生活污水须经过严格消毒处理,消灭病原体后,方可排放		
底质	沙石等表面淤积物不得妨碍种苗的附着生长		
	溶出的成分应保证海水水质符合本表要求		
有害物质	应符合本表以下规定的最高容许浓度要求		
汞	0.0005	0.001	0.001
镉	0.005	0.01	0.01
铅	0.05	0.1	0.1
总铬	0.1	0.5	0.5
砷	0.05	0.1	0.1
铜	0.01	0.1	0.1
锌	0.1	1.0	1.0
硒	0.01	0.02	0.03
油类	0.05	0.1	0.5
氰化物	0.02	0.1	0.5
硫化物	按溶解氧计		
挥发性酚	0.005	0.01	0.05
有机氯农药	0.001	0.02	0.04
无机氮	0.1	0.2	0.3
无机磷	0.015	0.03	0.045

1.2.1.6 生活饮用水水源

CJ 3020—93《生活饮用水水源水质标准》和 GB 8161—87、GB 11729—89、GB 3838—88 规定了生活饮用水水源的水质指标、水质分级、标准限值、水质检验以及标准的监督执行。适用于城乡集中式生活饮用水的水源水质。分散式生活饮用水的水源水质,亦应参照使用。

生活饮用水的水源水质分级

一级水源水 水质良好。地下水只需消毒处理,地表水经简易净化处理(如过滤)、消毒后即可供生活饮用。

二级水源水 水质受轻度污染。经常规净化处理(如絮凝、沉淀、过滤、消毒等),其水质可达到 GB 5749 规定,可供生活饮用。

生活饮用水水源的水质标准不应超过表 1.2.20 所规定的限值。

表 1.2.20 生活饮用水水源水质标准

序 号	项 目	标 准 限 值	
		一 级	二 级
1	色	色度不超过 15 度,并不得呈现其他异色	不应有明显的其他异色
2	浑浊度(度)	≤ 3	
3	嗅和味	不得有异臭和异味	不应有明显的异臭和异味
4	pH	6.5~8.5	6.5~8.5
5	总硬度(以碳酸钙计)/(mg/L)	≤ 350	≤ 450
6	溶解铁/(mg/L)	≤ 0.3	≤ 0.5
7	锰/(mg/L)	≤ 0.1	≤ 0.1
8	铜/(mg/L)	≤ 1.0	≤ 1.0
9	锌/(mg/L)	≤ 1.0	≤ 1.0
10	挥发酚(以苯酚计)/(mg/L)	≤ 0.002	≤ 0.004
11	阴离子合成洗涤剂/(mg/L)	≤ 0.3	≤ 0.3
12	硫酸盐/(mg/L)	< 250	< 250
13	氯化物/(mg/L)	< 250	< 250
14	溶解性总固体物/(mg/L)	< 1000	< 1000
15	氟化物/(mg/L)	≤ 1.0	≤ 1.0
16	氰化物/(mg/L)	≤ 0.05	≤ 0.05
17	砷/(mg/L)	≤ 0.05	≤ 0.05
18	硒/(mg/L)	≤ 0.01	≤ 0.01
19	汞/(mg/L)	≤ 0.001	≤ 0.001
20	镉/(mg/L)	≤ 0.01	≤ 0.01
21	铬(六价)/(mg/L)	≤ 0.05	≤ 0.05
22	铅/(mg/L)	≤ 0.05	≤ 0.07
23	银/(mg/L)	≤ 0.05	≤ 0.05
24	铍/(mg/L)	≤ 0.0002	≤ 0.0002
25	氨氮(以氮计)/(mg/L)	≤ 0.5	≤ 1.0
26	硝酸盐(以氮计)/(mg/L)	≤ 10	≤ 20
27	耗氧量(KMnO_4 法)/(mg/L)	≤ 3	≤ 6
28	苯并[a]芘/($\mu\text{g/L}$)	≤ 0.01	≤ 0.01
29	滴滴涕/($\mu\text{g/L}$)	≤ 1	≤ 1
30	六六六/($\mu\text{g/L}$)	≤ 5	≤ 5
31	百菌清/(mg/L)	≤ 0.01	≤ 0.01
32	总大肠菌群/(个/L)	≤ 1000	≤ 10000
33	总 α 放射性/(Bq/L)	≤ 0.1	≤ 0.1
34	总 β 放射性/(Bq/L)	≤ 1	≤ 1

1.2.2 给水定额

用水量定额是确定给水工程规模、用水和节水管理的重要依据。本节编入了城镇居住区生活用水、住宅建筑用自来水、热水、饮水、农村生活用水以及卫生器具的额定水量等。目前,各种规范和标准所规定的用水定额基本上是协调一致的,仅农村生活饮用水量略低于其他规范的额定值。随着生活质量的提高,用水量将会不断增加。

本节还编入了部分工业用水定额,如冶金、石油、化学、纺织、轻工等用水量定额。由建设部、国家经委主持编写的《工业用水量定额》标准,以(84)城公字460号文件发布试行。该定额是根据我国现有生产技术状况,采用国内先进的工业用水量定额,参考国外同行业用水量标准制定的。本定额主要作为城市规划和新建、扩建工业项目初步设计的依据。

1.2.2.1 生活用水

(1) 城镇居住区生活用水定额 根据 GB J13—86 及 1997 年修订版的规定,居住区生活用水定额一般可采用表 1.2.21 的规定。综合生活用水定额见表 1.2.22。

表 1.2.21 居民生活用水定额/(L/人·d)

分 区	特大城市		大城市		中小城市	
	最高日	平均日	最高日	平均日	最高日	平均日
一	180~270	140~210	160~250	120~190	140~230	100~170
二	140~200	110~160	120~180	90~140	100~160	70~120
三	140~180	110~150	120~160	90~130	100~140	70~110

表 1.2.22 综合生活用水定额/(L/人·d)

分 区	特大城市		大城市		中小城市	
	最高日	平均日	最高日	平均日	最高日	平均日
一	260~410	210~340	240~390	190~310	220~370	170~280
二	190~280	150~240	170~260	130~210	150~240	110~180
三	170~270	140~230	150~250	120~200	130~230	100~170

注:1. 居民生活用水指城市居民日常生活用水;

2. 综合生活用水指城市居民日常生活用水和公共建筑用水,但不包括浇洒道路、绿地和其他市政用水;

3. 特大城市指市区和近郊区非农业人口 100 万及以下的城市,大城市指市区和近郊区非农业人口 50~100 万的城市,中小城市指市区和近郊区非农业人口不满 50 万的城市;

4. 一区包括贵州、四川、湖北、湖南、江西、浙江、福建、广东、广西、海南、上海、云南、江苏、安徽、重庆,二区包括黑龙江、吉林、辽宁、北京、天津、河北、山西、河南、山东、宁夏、陕西、内蒙古河套以东和甘肃黄河以东的地区,三区包括新疆、青海、西藏、内蒙古河套以西和甘肃黄河以西的地区;

5. 经济开发区和特区城市,根据用水实际情况,用水定额可酌情增加。

城市综合用水定额中工业用水量是重要组成部分。由于各城市的工业结构和规模以及发展水平差别很大,用水量也差别很大,实际的城市综合用水量调查数据如表 1.2.23 所示。

表 1.2.23 城市综合用水量调查表/[L/(人·d)]

分 区	特大城市		大城市		中小城市	
	最高日	平均日	最高日	平均日	最高日	平均日
一	507~682	437~607	568~736	449~597	274~703	225~656
二	316~671	270~540	249~561	214~433	224~618	189~449
三	—	—	229~525	212~397	271~441	238~365

(2) 农村生活用水定额 GB 11730—89 规定, 县镇以下农村生活饮用水量定额及最高日用水量时变化系数可分别按表 1.2.24 和表 1.2.25 确定。

表 1.2.24 农村生活饮用水量标准

气候 分区	供水条件	给水卫生设备类型及 最高日生活用水量/[L/(人·d)]			气候 分区	供水条件	给水卫生设备类型及 最高日生活用水量/[L/(人·d)]		
		集中给 水龙头	龙头安装到户				集中给 水龙头	龙头安装到户	
			无洗 涤池	有洗涤池或有洗 涤池及淋浴设备				无洗 涤池	有洗涤池或有洗 涤池及淋浴设备
I	计量收费供水	20~35	30~40	40~70	I	免费供水		40~60	85~120
II		20~35	30~40	40~70	II			50~70	90~140
III		30~50	40~70	60~100	III			60~100	100~180
IV		30~50	40~70	70~100	IV			70~100	100~180
V		20~40	35~55	50~80	V			50~90	90~140

注: 1. 本表所列用水量包括农家散养的猪、羊、禽类的饮用水量, 但未包括大牲畜及集体和专业饲养的猪、禽的饮用水量及浇庭院菜地的用水量;

2. 免费供水条件下, 当水龙头(包括户用与公用)安装在室外时, 如排水方便, 可在龙头下自由淋洗者, 其用水量按有洗涤池的标准考虑;

3. 水网地区或地面水质良好、使用方便的其他地区, 设计时宜采用低值, 缺乏良好地面水体或生活水平较高的地区宜采用较高值;

4. 定时供水者, 宜采用低值;

5. 按户或按人固定收费者, 设计时应按免费供水标准选用;

6. 其他地区的农村生活饮用水量, 可根据地区气候和人民生活习惯等具体情况, 参照相似地区的标准确定。

表 1.2.25 农村最高日用水量时变化系数

村镇用水人数(人)		<500	500~1000	1000~3000	≥3000
K 时值	全日供水	3.7~2.0	3.0~2.0	2.5~1.8	2.0~1.6
	定时供水 $t \geq 8h$	5.0~3.8	3.8~3.2		—

注: 1. 工、商、副业较集中的村镇宜采用低值;

2. 人数少的小村应采用高值。

(3) 工业企业生活用水 一般工业企业建筑生活用水定额, 应根据车间性质确定, 一般宜采用 25~35L/(人·班), 小时变化系数为 3.0~2.5, 用水时间为 8h, 工业企业建筑淋浴用水定额, 按表 1.2.26 确定, 用水延续时间为 1h。

表 1.2.26 工业企业建筑淋浴用水定额

车 间 卫 生 特 征			每人每班淋浴用水定额/L
有 毒 物 质	生产性粉尘	其 他	
极易经皮肤吸收引起中毒的剧毒物质(如有机磷、三硝基甲苯、四乙基铅等)	—	处理传染性材料、动物原料(如皮毛等)	60
易经皮肤吸收或有恶臭的物质,或高毒物质(如丙烯腈、吡啶、苯酚等)	严重污染全身或对皮肤有刺激的粉尘(如炭黑或玻璃棉等)	高温作业、井下作业	
其他毒物	一般粉尘(如棉尘)	重作业	40
不接触有毒物质及粉尘,不污染或轻度污染身体(如仪表、金属冷加工、机械加工等)			

石油化工企业生活用水定额, 分两种情况。

间接生产人员生活用水指标为 30L/(人·班)(不包括淋浴用水), 其小时变化系数 3.0, 淋浴用水指标为

40L/(人·班)。直接生产人员生活用水指标为 35L/(人·班)(不包括淋浴用水),淋浴用水指标可依据表 1.2.27 确定。

表 1.2.27 直接生产人员淋浴用水指标

类 别	操 作 工 种	用水量/[L/(人·班)]
I 类	原油卸车工、除焦工、金属热处理工、锻工、铸工,白土精制、碳酸钠回收、硫磺回收、氮回收和污水处理场等单元操作工	60
II 类	仪表、机械加工、金属冷加工以及除 I 类以外的其他操作工	40

1.2.2.2 公共建筑用水

GB J15—88 规定,集体宿舍、旅馆和公共建筑用水定额及小时变化系数按表 1.2.28 确定。

表 1.2.28 集体宿舍、旅馆和公共建筑用水定额及时变化系数

序号	建 筑 物 名 称	单 位	生活用水定额 (最高日) /L	时变化系数
1	集体宿舍			
	有盥洗室	每人每日	50~100	2.5
	有盥洗室和浴室	每人每日	100~200	2.5
2	普通旅馆、招待所			
	有盥洗室	每床每日	50~100	2.5~2.0
	有盥洗室和浴室	每床每日	100~200	2.0
	设有浴盆的客房	每床每日	200~300	3.
	设有浴盆的客房连续供应热水	每床每日	300~400	2.0
3	宾馆 客房	每床每日	400~500	2.0
4	医院、疗养院、休养所			
	集中厕所、盥洗	每病床每日	50~100	2.50~2
	集中浴室、厕所、盥洗	每病床每日	100~200	2.50~2
	集中浴室、病房设厕所、盥洗	每病床每日	200~250	2.50~2
	病房设浴室、厕所、盥洗	每病床每日	250~400	2
5	门诊部、诊疗所			
	厕所、洗手池	每病人每次	15~25	2.5
6	公共浴室			
	有淋浴器	每顾客每次	100~150	2.0~1.5
	设有浴池、淋浴器、浴盆及理发室	每顾客每次	80~170	2.0~1.5
7	理发室	每顾客每次	10~25	2.0~1.5
8	洗衣房	每公斤干衣	40~60	1.5~1.0
9	公共食堂			
	营业食堂	每顾客每次	15~20	2.0~1.5
	工业企业、机关、学校、居民食堂	每顾客每次	10~15	2.5~2.0
10	幼儿园、托儿所			
	有住宿	每儿童每日	50~100	2.5~2.0
	无住宿	每儿童每日	25~50	2.5~2.0
11	菜市场 地面冲洗	每平方米每次	2~3	2.5~2.0
12	办公楼	每人每班	30~50	2.5~2.0
13	中小学校(无住宿)	每学生每日	30~50	2.5~2.0
14	高等学校(有住宿)	每学生每日	100~200	2.0~1.5
15	电影院	每观众每场	3~8	2.5~2.0
16	剧院	每观众每场	10~20	2.5~2.0

续表

序号	建筑物名称	单位	生活用水定额 (最高日) /L	时变化系数
17	体育场			
	运动员淋浴	每人每次	50	2.0
	观众	每人每场	3	2.0
18	游泳池			
	游泳池补充水	每日占水池容	10% ~ 15%	
	运动员淋浴	积	60	2.0
	观众	每人每场	3	2.0
19	商店			
	洗刷、冲洗厕所	每人每日	20 ~ 30	

注：1. 高等学校、幼儿园、托儿所为生活用水综合指标；

2. 集体宿舍、旅馆、招待所、办公楼、中小学校均不包括食堂、洗衣房的用水量；

3. 医院、疗养院、休养所、门诊部和诊疗所的用水量不包括医疗装备、制药、厨房、洗衣房以及医院职工和病人陪同人员的生活用水；

4. 商店加工生产和空调冷却用水可按实际需要确定；

5. 煤矿洗衣房用水按 1kg 重工作服用水 60L，用水时间为 12h， $k=1.5$ 。

1.2.2.3 消防用水

根据《建筑设计防火规范》，城镇（或居住区）室外消防用水量定额见表 1.2.29。

表 1.2.29 城镇或居住区室外消防用水量

人口数/万人	同一时间内的火灾次数	一次灭火用水量/(L/s)	人口数/万人	同一时间内的火灾次数	一次灭火用水量/(L/s)
1 以下	1	10	30.0 ~ 40.0	2	65
1.0 ~ 2.5	1	15	40.0 ~ 50.0	3	75
2.5 ~ 5.0	2	25	50.0 ~ 60.0	3	85
5.0 ~ 10.0	2	35	60.0 ~ 70.0	3	90
10.0 ~ 20.0	2	45	70.0 ~ 80.0	3	95
20.0 ~ 30.0	2	55	80.0 ~ 100.0	3	100

注：城镇室外消防用水量应包括居住区、工厂、仓库（含堆场、储罐）和民用建筑的室外消火栓用水量；当工厂、仓库、民用建筑的室外消火栓用水量超过上表规定时应取其较大值。

工厂、仓库和民用建筑的室外消防用水量，按同时发生的火灾次数和一次灭火用水量确定，见表 1.2.30 和表 1.2.31。

表 1.2.30 工厂、仓库和民用建筑同时发生火灾次数

名称	基地面积 (10^4m^2)	附有居住区人 /万人	同时发生的 火灾次数	备 注
工厂	≤ 100	≤ 1.5	1	按需水量最大的一座建筑物（或堆场、储罐） 计算工厂、居住区各一次
		> 1.5	2	
工厂	> 100	不限	2	按需水量最大的两座建筑物（或堆场）计算
工厂、民用建筑	不限	不限	1	按需水量最大的一座建筑物（或堆场）计算

注：采矿、选矿等工业企业，如各分散基地有单独的消防给水系统时，可分别计算。

表 1.2.31 建筑物的室外消防一次灭火用水量

耐火等级	建筑物名称和 火灾危险性类别		建筑物体积/ m^3					
			≤ 1500	1501 ~ 3000	3001 ~ 5000	5001 ~ 20000	20001 ~ 50000	> 50000
			一次灭火用水量/(L/s)					
一、二级	厂房	甲、乙	10	15	20	25	30	35
		丙	10	15	20	25	30	40
		丁、戊	10	10	10	15	15	20
	库房	甲、乙	15	15	25	25	—	—
		丙	15	15	25	25	35	45
		丁、戊	10	10	10	15	15	20
	民用建筑		10	15	15	20	25	30
三 级	厂房或库房	乙、丙	15	20	30	40	45	—
		丁、戊	10	10	15	20	25	35
	民用建筑		10	15	20	25	30	—
四 级	丁、戊类厂房或库房		10	15	20	25	—	—
	民用建筑		10	15	20	25	—	—

1.2.2.4 工业用水

(1) 钢铁工业 黑色冶金矿山企业采矿、选矿用水量定额见表 1.2.32 ~ 表 1.2.34。

表 1.2.32 采矿用水量定额

矿山类别	开采方式	生产规模	用水量		备 注
			m^3/t (原矿)	m^3/t (矿)	
铁 矿	坑内开采	大中型 小型	0.3 ~ 0.8 0.5 ~ 1.0		1. 定额中不包括生活用水量 2. 定额中只包括一段破碎用水量
	露天开采	大中型 小型		0.02 ~ 0.05 0.05 ~ 0.15	
辅助原料矿山	坑内开采	大中型 小型	0.2 ~ 0.7 0.4 ~ 0.6		
	露天开采	大中型 小型		0.05 ~ 0.08 0.1 ~ 0.4	

表 1.2.33 选矿用水量定额

选矿流程	生产规模	用水量(原矿)/(m^3/t)			备 注
		新 水	环 水	总 计	
磁 选	大中型	3.0 ~ 3.5	8.5 ~ 10.5	11.5 ~ 13.0	1. 表中的环水量包括厂内循环及尾矿坝回收水 2. 表中的新水量, 包括生活区用水量 3. 选矿工艺耗用新水量指标见表 1.2.33
	小 型	3.0 ~ 4.0	5.0 ~ 7.5	8.0 ~ 11.5	
浮 选	大中型	5.0 ~ 6.0			
	小 型	5.5 ~ 6.5			
焙 烧 磁 选	大中型	3.5 ~ 4.0	9.0 ~ 10.0	12.5 ~ 13.5	
	小 型	3.5 ~ 4.0	5.0 ~ 8.0	8.5 ~ 12.0	
磁 浮 联 合	大中型	4.0 ~ 4.5	8.0 ~ 9.0	12.5 ~ 13.5	
	小 型	4.0 ~ 4.5	8.5 ~ 9.0	13.0 ~ 14.0	
磁 重 联 合	大中型	3.5 ~ 4.0	8.5 ~ 9.5	12.5 ~ 13.5	
	小 型	3.5 ~ 4.0	8.5 ~ 9.5	12.5 ~ 13.5	
重 选	大中型	4.0 ~ 5.0			

表 1.2.34 选矿工艺耗用新水量指标

选矿流程	磁 选	浮 选	焙烧磁选	磁浮联合	磁重联合
耗用新水量/(m ³ /t 原矿)	1.3~1.8	4.0~4.5	2.0~2.5	2.0~2.5	1.8~2.5

炼铁单位用水量见表 1.2.35。

炼钢单位用水量见表 1.2.36。

轧钢单位用水量见表 1.2.37。

热力单位用水量见表 1.2.38。

表 1.2.35 炼铁单位用水量

名 称	单 位	用 水 量	备 注
小型高炉单位炉容	m ³ /(h·m ³)	2.0~3.5	其炉容≤100m ³
中型高炉单位炉容	m ³ /(h·m ³)	1.6~2.7	其炉容界于 100~620m ³ 之间
大型高炉单位炉容	m ³ /(h·m ³)	1.4~1.8	其炉容≥620m ³ , 不包括软水热水闭路循环工艺, 高炉末期冷却水量增加 15%~20%
高炉生铁	m ³ /t(铁)	20~25	大型高炉
高炉生铁	m ³ /t(铁)	30~55	中、小型高炉
铸铁机型铁	m ³ /t(铁)	1.5~3.0	
炉渣粒化	m ³ /t(渣)	6~10	冲渣
炉渣粒化	m ³ /t(渣)	1.0~1.5	泡渣

表 1.2.36 炼钢单位用水量/(m³/t 钢)

名 称	用水量	备 注	名 称	用水量	备 注
平炉钢锭	10~25	平炉水冷却	20~30t 转炉车间	20~35	30~40×10 ⁴ t/a
平炉钢锭	5~6	平炉汽化冷却	30~50~120t 转炉车间	15~25	75~120×10 ⁴ t/a
电炉钢锭	18~25	电炉水冷却, 炉体无冷却壁, 无真空精炼设备	50~120~150t 转炉车间	12~22	140~180×10 ⁴ t/a
转炉钢锭		3 吹 2, 2 吹 1	120~150~200t 转炉车间	12~20	180~250×10 ⁴ t/a
			200~300t 转炉车间	10~20	300~400×10 ⁴ t/a

表 1.2.37 轧钢单位用水量/(m³/t 钢)

名 称	用水量	备 注	名 称	用水量	备 注
钢 坯	6~15	初轧、开坯	窄带卷材	25~60	300~450 轧机
大型钢材	20~40		薄 板	10~35	950、1200 轧机
中型钢材	15~40		无缝管材	45~75	
小型钢材	15~25		焊 管	10~40	
中厚板材	30~60		线 材	35~45	
热轧卷材	60~70	1700~2800 轧机			

表 1.2.38 热力燃气单位用水量

名 称	单 位	用 水 量	备 注
蒸汽鼓风机站高炉冷风	m ³ /Nm ³ (风)	0.014~0.017	
压缩空气	m ³ /Nm ³ (气)	0.008~0.002	
蒸汽	m ³ /t (汽)	1.5~1.7	
工业软水	m ³ /t (软水)	1.2~1.4	
洗涤高炉干煤气	m ³ /1000Nm ³	5~6	洗涤塔文氏管系统
发生站煤气	m ³ /1000Nm ³	0.70	AD 型炉
发生站煤气	m ³ /1000Nm ³	0.30	AD-13 型炉, 用软水
洗涤无烟煤的煤气站	m ³ /1000Nm ³	≤11	

续表

名 称	单 位	用 水 量	备 注
洗涤有烟煤的煤气站	$\text{m}^3/1000\text{Nm}^3$	≤ 14	不包括净化干燥等用水 纯水
空分氧	$\text{m}^3/1000\text{Nm}^3$ (氧)	200 ~ 240	
乙炔发生器	$\text{m}^3/1000\text{Nm}^3$ (乙炔)	50	
水电解氢	$\text{m}^3/1000\text{Nm}^3$ (氢)	30 ~ 70	
常压电解氢	$\text{m}^3/1000\text{Nm}^3$ (氢)	0.9 ~ 1.0	
压力电解氢	$\text{m}^3/1000\text{Nm}^3$ (氢)	0.85	

(2) 石油工业 石油开采用水量定额见表 1.2.39。

炼油厂用水量定额见表 1.2.40。

表 1.2.39 石油开采用水量定额

名 称	单 位	油田总用水单耗量	采一吨原油的注水量
采 油	m^3/t (原油)	9.9 ~ 14.3	3.69 ~ 5.33

表 1.2.40 炼油厂用水量定额

名 称	单 位	加工一吨原油 消耗水量	名 称	单 位	加工一吨原油 消耗水量
常减压蒸馏装置	m^3/t	0.4	加氢精制(润滑油)	m^3/t	0.88
催化裂化装置	m^3/t	2.00	制氢装置	$\text{m}^3/10^4\text{Nm}^3$ (氢)	6.00
热裂化装置	m^3/t	1.00	溶剂精制装置	m^3/t	0.63
催化重整装置	m^3/t	5.00	溶氨脱蜡装置	m^3/t	3.00
延迟焦化装置	m^3/t	0.82	冷榨脱蜡装置	m^3/t	0.73
氧气沥青装置	m^3/t	0.60	白土精制(润滑油)	m^3/t	1.17
气体分馏装置	m^3/t	3.30	分子筛脱蜡装置	m^3/t	4.20
烷基化装置	m^3/t	6.00	石蜡发汗装置	m^3/t	0.98
叠合装置	m^3/t	71.00	石蜡成型装置	m^3/t	1.83
丙烷脱沥青装置	m^3/t	0.65	油品贮运系统	m^3/t 原油	0.15
加氢裂化装置	m^3/t	0.54	三废综合治理设施	m^3/t 原油	0.05
加氢精制(燃料油)	m^3/t	1.40	公用设施	m^3/t 原油	0.35

注：1. 该定额适用于非直流供水的炼油厂生产规划用水量的计算，新建、扩建和改建的炼油厂设计用水量计算单位应按《炼油厂用水量计算方法》进行；

2. 该定额系指生产用水，未包括居住区生活用水，全厂生产用水量应按各装置规划用水量定额计算确定。

3. 表中水量系指由原水源供给的净化水量。

4. 锅炉房、循环水场用水已分配在各装置定额中。

5. 三废综合治理设施包括污水汽提、氨回收、硫磺回收、碳酸钠回收等。

6. 公用设施包括空压站、污水处理场、化验室、研究所、办公楼、汽车队(库)、消防站、机修车间、仪修车间、电工车间等；

7. 如设自备电站，所增加的水量应按现行的有关规定另行计算。

(3) 化学工业 化工生产用水量定额见表 1.2.41。

表 1.2.41 化工生产用水量

名 称	生产规模及产量	用水量/ (m^3/t)	备 注
合成氨	$6 \times 10^4 \text{t/a}$	30(新水, 32℃) 460(循环水, 31℃)	以煤为原料, $320 \times 10^5 \text{Pa}$ 压力合成
合成氨	3000t 型, 年产合成氨 5000t, 碳铵 $2 \times 10^4 \text{t}$	2020(新水, 30℃)	以无烟煤为原料, $150 \times 10^5 \text{Pa}$ 压力合成
合成氨	5000t 型, 年产合成氨 8200t, 碳铵 $3.28 \times 10^4 \text{t}$	625(新水, < 28℃)	以无烟煤为原料, $320 \times 10^5 \text{Pa}$ 压力合成

续表

名 称	生产规模及产量	用水量/(m ³ /t)	备 注
合成氨	30 × 10 ⁴ t/a	576(循环水 32 ~ 42℃)	以轻油为原料
合成氨	6 × 10 ⁴ t/a	3.5(新水) 650(循环水)	以重油为原料
合成氨	5000t 型,加工碳铵 2 × 10 ⁴ t	368(新水,26℃)	以重油为原料
硫 酸	1 × 10 ⁴ t/a	100(江水,30℃)	以硫铁矿为原料,接触法生产
硫 酸	8 × 10 ⁴ t/a	115(循环水,34℃)	以硫铁矿为原料,接触法生产
重过磷酸钙	10 × 10 ⁴ t/a	5.5(新水) 35.5(循环水)	以磷矿石、硫酸为原料,采用二水物法单槽空冷流程
普通过磷酸钙	10 × 10 ⁴ t/a	2.6(新水)	以磷矿石、硫酸为原料,浓酸矿浆法生产
冰晶石		14(新水)	副产
磷 铵	12 × 10 ⁴ t/a	26(新水)	二水物法生产
硝酸磷肥	13 × 10 ⁴ t/a	14.3(新水)	碳化法生产
烧 碱	4.5 × 10 ⁴ t/a	16(新水)	以原盐为原料,隔膜法电解生产,不包括液氯工序用水
烧 碱	7500t/a	158(新水)	以原盐为原料,隔膜法电解生产,不包括液氯工序用水
烧 碱	(3.0 ~ 4.5) × 10 ⁴ t/a	230(新水,25℃) 497(循环水, < 30℃)	包括盐酸、液氯用水
敌百虫	3000t/a	270(新水,16℃)	以氯气、黄磷、酒精为原料,与甲醇间歇一步法缩成
乐 果	1000t/a	290(新水,22℃)	以黄磷、硫磺、氯气为原料,采用胺解法生产
电 石	7 × 10 ⁴ t/a	80(新水)	以焦炭、石灰石为原料,密闭炉内电热法生产
醋 酸	1.2 × 10 ⁴ t/a	300(新水)	以电石乙炔为原料,汞触媒水合法制乙醛,再空气氧化
苯酚及丙酮	2 × 10 ⁴ t/a	200(新水,16℃) 945 × 960(循环水,32℃)	以苯和丙烯为原料,异丙苯法生产
氯丁橡胶	1 × 10 ⁴ t/a	110(新水, < 27℃) 660(循环水, < 30℃)	以电石乙炔为原料,二聚成乙烯基乙炔,再与氯化氢合成,经聚合后处理
聚氯乙烯	1 × 10 ⁴ t/a	746(新水)	以乙炔、氯化氢为原料,经转化悬浮聚合生产

(4) 纺织工业 纺织工业用水量定额见表 1.2.42。

表 1.2.42 纺织工业用水量

名 称	单 位	用 水 量	备 注
涤纶 短纤维	m ³ /t	15	工艺用水
长 丝	m ³ /t	4	工艺用水
锦纶 长 丝	m ³ /t	12	工艺用水
粘胶 短纤维	m ³ /t	230	工艺用水
人造毛	m ³ /t	680 ~ 750	包括空调和棉浆用水
长 丝	m ³ /t	660	工艺用水
长 丝	m ³ /t	2000 ~ 2100	包括空调和棉浆用水

续表

名 称	单 位	用 水 量	备 注
毛纺 洗 毛	m ³ /t(原毛)	30~40	传统洗毛工艺用水
洗 毛	m ³ /t(原毛)	8~12	闭路循环洗毛工艺见 FJJ105—86
精 纺	m ³ /t(毛条)	6~8	制条车间复洗工艺用水
精 纺	m ³ /100m	22~26	从毛条到织物成品工艺用水
粗 纺	m ³ /t(炭化毛)	15~20	从洗净到炭化工艺用水
粗 纺	m ³ /100m	25~30	从洗净炭化到织物成品工艺用水
苧 麻	m ³ /t	0.7~1.1	复用水取下限,直流水取上限,见 FJJ108—88
棉印染(见 GB 4287—84)			
狭 幅	m ³ /100m	2.5~3.0	工艺用水,涤棉布取上限
阔 幅	m ³ /100m	3.3~4.0	工艺用水,涤棉布取上限
纱线 棉 纱	m ³ /件	40	工艺用水
化纤混纺纱	m ³ /件	24	工艺用水
毛 巾	m ³ /件纱	65~85	割线毛巾除外
床 单	m ³ /件纱	80~110	
棉 布	m ³ /100m	2.1~2.5	以 32~36in 幅为准,阔幅布按布幅相应增加
丝 织	m ³ /100m	5.5~6.5	生产半成品或以半成品为原料减半
针 织	m ³ /件纱	30~58	
袜 子	m ³ /万双	350~380	锦纶尼龙袜
色织布	m ³ /100m	8.0~8.5	包括后整理
色织布	m ³ /100m	4.0~4.5	不包括后整理

(5) 轻工产品 轻工产品用水量定额见表 1.2.43。

表 1.2.43 轻工产品用水量

名 称	单 位	用 水 量	备 注
罐头 肉 类	m ³ /t	35~50	
禽 类	m ³ /t	40~60	
水 产	m ³ /t	50~70	
水 果	m ³ /t	60~85	
蔬 菜	m ³ /t	55~80	
蕃茄酱	m ³ /t	130~250	直流用水
蕃茄酱	m ³ /t	80~120	循环用水
乳品 消毒奶	m ³ /t	8~10	
全脂奶粉	m ³ /t	130~150	
甜奶粉	m ³ /t	100~120	
甜炼乳	m ³ /t	45~60	
奶 油	m ³ /t	28~40	
啤酒 制 麦	m ³ /t	45~50	其中包括空调用水
釀 酒	m ³ /t	25~30	不包括空调及生活用水
烟叶 卷 烟	m ³ /箱	1~2	不包括空调用水
卷 烟	m ³ /箱	2~3	包括空调用水
烤 烟	m ³ /t	3.9	

续表

名 称	单 位	用 水 量	备 注
制盐	m ³ /t	10	矿盐
真空盐	m ³ /t	41(夏季) 18.5(冬季) 5	冷却水卤水按含 NaCl310kg/m ³ 计 冷却水 其他用水(井水)
氯化钾	m ³ /t	1160~1560(夏季) 220(冬季) 10	冷却水 冷却水 其他用水(井水)
溴	m ³ /t	100	冷却水(井水)
氯化镁	m ³ /t	40~80 1.5	冷却水 其他用水(井水)
无水硝	m ³ /t	29(蒸发) 75(夏季) 50(冬季)	冷却水,采用矿盐卤水冷冻法 井水 井水
制糖	m ³ /t	35~45	甘蔗制糖,不包括生活用水
制麦芽	m ³ /t	65~70	成品麦芽
酒精	m ³ /t	150	利用废蜜糖原料
轻工 制糖机械	m ³ /t	85	全厂用水量
机械 制纸机械	m ³ /t	118	全厂用水量
陶瓷、自行车	m ³ /t	181	全厂用水量
缝纫机械			
制 笔	m ³ /t	400	全厂用水量
皮革 加工一张牛皮	m ³ /张	1	
加工一张猪皮	m ³ /张	0.5	
其他 瓶罐玻璃	m ³ /t	16~24	直流用水
瓶罐玻璃	m ³ /t	7~15	循环用水
日用陶瓷(日产10t)	m ³ /t	50~70	相当于年产陶瓷 1000×10 ⁴ 件
日用陶瓷(日产5t)	m ³ /t	60~80	相当于年产陶瓷 500×10 ⁴ 件

1.2.3 城市及工业排水

1.2.3.1 城市排水水质标准

(1) 排入城市下水道污水水质标准 CJ 18—86 规定了污水排入城市下水道的水质标准 and 水质监测等,适用于向城市下水道排放污水的所有单位(含个体户)的污水水质控制,规定如下。

严禁排入腐蚀下水道设施的污水。

严禁向城市下水道倾倒垃圾、积雪、粪便、工业废渣和排放易于凝集的堵塞下水道的物质。

严禁向城市下水道排放剧毒物质(氰化钠、氰化钾等),易燃、易爆物质(汽油、煤油、重油、润滑油、煤焦油、苯系物、醚类及其他有机溶剂等)和有害气体。

医疗卫生、生物制品、科学研究、肉类加工等含有病原体的污水必须经过严格消毒处理,除遵守本标准外,还必须按有关专业标准执行。

放射性污水向城市下水道排放,除遵守本标准外,还必须按《辐射防护规定》[GB 8703—88]执行。

水质超过标准的污水,不得用稀释法降低其浓度排入城市下水道。

排入下水道的污水水质,其最高容许浓度应符合表 1.2.44 的规定值。

各城市因自然条件和污水成分不同,可根据本标准制定地方标准;在有条件的城市,亦可根据本标准的原则采用总量控制。

表 1.2.44 污水排入城市下水道水质标准/(mg/L)

序号	项 目 名 称	最高允许浓度	序号	项 目 名 称	最高允许浓度
1	pH 值	6~9	15	苯胺	3
2	悬浮物	400	16	氟化物	15
3	易沉固体	10ml/L 15min	17	汞及其无机化合物	0.05
4	油脂	100	18	镉及其无机化合物	0.1
5	矿物油类	20	19	铅及其无机化合物	1
6	苯系物	2.5	20	铜及其无机化合物	1
7	氰化物	0.5	21	锌及其无机化合物	5
8	硫化物	1	22	镍及其无机化合物	2
9	挥发性酚	1	23	锰及其无机化合物	2
10	温度	35℃	24	铁及其无机化合物	10
11	生化需氧量(5d,20℃)	100(300)	25	铍及其无机化合物	1
12	化学耗氧量(重铬酸钾法)	150(500)	26	六价铬无机化合物	0.5
13	溶解性固体	2000	27	三价铬无机化合物	3
14	有机磷	0.5	28	砷及其无机化合物	1
			29	硒及其无机化合物	2
			30	砷及其无机化合物	0.5

注：括号内数字适用于有城市污水处理厂的下水道系统。

(2) 城市污水处理厂污水排放标准 进入城市污水处理厂的水质，其值不得超过 CJ 18—86 标准的规定。

城市污水处理厂，按处理工艺与处理程度的不同，分为一级处理和二级处理。经城市污水处理厂处理后排放的水质应符合表 1.2.45 的规定，处理后排放的污水可排入 GB 3838—88（地面水环境质量标准）规定的Ⅳ、Ⅴ类地面水水域。

表 1.2.45 城市污水处理厂排放水质标准/(mg/L)

序号	标准值 项 目	一 级 处 理		二 级 处 理	序号	标准值 项 目	一 级 处 理		二 级 处 理
		最高允许 排放浓度	处理效率/ %	最高允许 排放浓度			最高允许 排放浓度	处理效率/ %	最高允许 排放浓度
1	pH 值	6.5~8.5		6.5~8.5	9	硫化物	—	—	<1
2	悬浮物	<120	不低于 40	<30	10	氯化物	—	—	<15
3	生化需氧量 (5d,20℃)	<150	不低于 30	<30	11	苯胺	—	—	<3
4	化学需氧量 (重铬酸钾法)	<250	不低于 30	<120	12	铜	—	—	<1
5	色度(稀释倍 数法)	—	—	<80	13	锌	—	—	<5
6	油类	—	—	<60	14	总汞	—	—	<0.05
7	挥发酚	—	—	<1	15	总铅	—	—	<1
8	氰化物	—	—	<0.5	16	总铬	—	—	<1.5
					17	六价铬	—	—	<0.5
					18	总镍	—	—	<1
					19	总镉	—	—	<0.1
					20	总砷	—	—	<0.5

(3) 各类建筑物排水的污染物浓度 CECS30:91 规定了在无实测资料时，各类建筑物各种排水的污染物浓度，适用于住宅、宾馆、饭店、办公楼内排水的厕所、厨房、沐浴、盥洗室等。其排水浓度可参考表 1.2.46。

1.2.3.2 污水综合排放标准

GB 8978—1996 规定了造纸工业、船舶工业、海洋石油开发工业、纺织染整工业、肉类加工工业、合成氨工业、钢铁工业、航天推进剂使用、兵器工业、磷肥工业、烧碱、聚氯乙烯工业所排放的污水执行相应的国家行业标准，其他一切排放污水的单位一律执行本标准。在本标准颁布后，新增加国家行业水污染物排放标准的行业，执行新标准。

表 1.2.46 各类建筑物排水污染物浓度/(mg/L)

类别	住 宅			宾馆饭店			办 公 室		
	BOD (mg/L)	COD (mg/L)	SS (mg/L)	BOD (mg/L)	COD (mg/L)	SS (mg/L)	BOD (mg/L)	COD (mg/L)	SS (mg/L)
厕所	200~260	300~360	250	250	300~360	200	300	360~480	250
厨房	500~800	900~1350	250						
沐浴	50~60	120~135	100	40~50	120~150	80			
盥洗	60~70	90~120	200	70	150~180	150	70~80	120~150	200

(1) 标准分级 排入 GB 3838—88 (地面水环境质量标准) III 类水域 (划定的保护区和游泳区除外) 和排入 GB 3097—82 (海水水质标准) 中二类海域的污水, 执行一级标准。排入 GB 3838 中 IV、V 类水域和排入 GB 3097 中三类海域的污水, 执行二级标准。排入设置二级污水处理厂的城镇排水系统的污水, 执行三级标准。排入未设置二级污水处理厂的城镇排水系统的污水, 必须根据排水系统出水受纳水域的功能要求, 分别执行上述规定。

GB 3838 中 I、II 类水域和 III 类水域中划定的保护区, GB 3097 中一类海域, 禁止新建排污口, 现有的排污口应按水体功能要求, 实行污染物总量控制, 以保证受纳水体水质符合规定用途的水质标准。

(2) 标准值 本标准将排放的污染物按其性质及控制方法分为二类。

第一类污染物, 不分行业和污水排放方式, 也不分受纳水体的功能类别, 一律在车间或车间处理设施排放口采样, 其最高允许排放浓度必须达到本标准的要求 (采矿行业的尾矿坝出水口不得视为车间排放口)。

第二类污染物, 在排污单位排放口采样, 其最高允许排放浓度必须达到本标准的要求。

本标准按年限规定了第一类污染物和第二类污染物最高允许排放浓度及部分行业最高允许排水量, 并根据单位建设时间不同执行不同的规定。1997 年 12 月 31 日之前建设 (包括改、扩建) 的单位, 水污染物的排放必须同时执行表 1.2.47 和表 1.2.48、表 1.2.49 的规定; 1998 年 1 月 1 日起建设 (包括改、扩建) 的单位, 水污染物的排放必须同时执行表 1.2.47 和表 1.2.50、表 1.2.51 的规定。建设 (包括改、扩建) 单位的建设时间, 以环境影响评价报告书 (表) 批准日期为准划分。

表 1.2.47 第一类污染物最高允许排放浓度/(mg/L)

序号	污染物	最高允许排放浓度	序号	污染物	最高允许排放浓度
1	总汞	0.05	8	总镍	1.0
2	烷基汞	不得检出	9	苯并[a]芘	0.00003
3	总镉	0.1	10	总铍	0.005
4	总铬	1.5	11	总银	0.5
5	六价铬	0.5	12	总 α 放射性	1 Bq/L
6	总砷	0.5	13	总 β 放射性	10 Bq/L
7	总铅	1.0			

表 1.2.48 第二类污染物最高允许排放浓度/(mg/L)

(1997 年 12 月 31 日之前建设的单位)

序号	污染物	适用范围	一级标准	二级标准	三级标准
1	pH	一切排污单位	6~9	6~9	6~9
2	色度 (稀释倍数)	染料工业	50	180	—
		其他排污单位	50	80	—

续表

序号	污染物	适用范围	一级标准	二级标准	三级标准
3	悬浮物 (SS)	采矿、选矿、选煤工业	100	300	—
		脉金选矿	100	500	—
		边远地区砂金选矿	100	800	—
		城镇二级污水处理厂	20	30	—
		其他排污单位	70	200	400
4	五日生化需氧量 (BOD ₅)	甘蔗制糖、苧麻脱胶、湿法纤维板工业	30	100	600
		甜菜制糖、酒精、味精、皮革、化纤浆粕工业	30	150	600
		城镇二级污水处理厂	20	30	—
		其他排污单位	30	60	300
5	化学需氧量 (COD)	甜菜制糖、焦化、合成脂肪酸、湿法纤维板、染料、洗毛、有机磷农药工业	100	200	1000
		味精、酒精、医药原料药、生物制药、苧麻脱胶、皮革、化纤浆粕工业	100	300	1000
		石油化工工业(包括石油炼制)	100	150	500
		城镇二级污水处理厂	60	120	—
		其他排污单位	100	150	500
6	石油类	一切排污单位	10	10	30
7	动植物油	一切排污单位	20	20	100
8	挥发酚	一切排污单位	0.5	0.5	2.0
9	总氰化合物	电影洗片(铁氰化合物)	0.5	5.0	5.0
		其他排污单位	0.5	0.5	1.0
10	硫化物	一切排污单位	1.0	1.0	2.0
11	氨氮	医药原料药、染料、石油化工工业	15	50	—
		其他排污单位	15	25	—
12	氟化物	黄磷工业	10	20	20
		低氟地区(水体含氟量 < 0.5mg/L)	10	20	30
		其他排污单位	10	10	20
13	磷酸盐(以P计)	一切排污单位	0.5	1.0	—
14	甲醛	一切排污单位	1.0	2.0	5.0
15	苯胺类	一切排污单位	1.0	2.0	5.0
16	硝基苯类	一切排污单位	2.0	3.0	5.0
17	阴离子表面活性剂(LAS)	合成洗涤剂工业	5.0	15	20
		其他排污单位	5.0	10	20
18	总铜	一切排污单位	0.5	1.0	2.0
19	总锌	一切排污单位	2.0	5.0	5.0
20	总锰	合成脂肪酸工业	2.0	5.0	5.0
		其他排污单位	2.0	2.0	5.0

续表

序号	污染物	适用范围	一级标准	二级标准	三级标准
21	彩色显影剂	电影洗片	2.0	3.0	5.0
22	显影剂及氧化物总量	电影洗片	3.0	6.0	6.0
23	元素磷	一切排污单位	0.1	0.3	0.3
24	有机磷农药(以P计)	一切排污单位	不得检出	0.5	0.5
25	粪大肠菌群数	医院 ^① 、兽医院及医疗机构含病原体污水	500个/L	1000个/L	5000个/L
		传染病、结核病医院污水	100个/L	500个/L	1000个/L
26	总余氯(采用氯化消毒的医院污水)	医院 ^① 、兽医院及医疗机构含病原体污水	<0.5 ^②	>3(接触时间≥1h)	>2(接触时间≥1h)
		传染病、结核病医院污水	<0.5 ^②	>6.5(接触时间≥1.5h)	>5(接触时间≥1.5h)

① 指50个床位以上的医院;

② 加氯消毒后须进行脱氯处理,达到本标准。

表 1.2.49 部分行业最高允许排水量
(1997年12月31日之前建设的单位)

序号	行 业 类 别			最高允许排水量或 最低允许水重复利用率	
1	矿山 工业	有色金属系统选矿		水重复利用率 75%	
		其他矿山工业采矿、选矿、选煤等		水重复利用率 90%(选煤)	
		脉金 选矿	重选	16.0m³/t(矿石)	
			浮选	9.0m³/t(矿石)	
			氰化	8.0m³/t(矿石)	
			碳浆	8.0m³/t(矿石)	
2	焦化企业(煤气厂)			1.2m³/t(焦炭)	
3	有色金属冶炼及金属加工			水重复利用率 80%	
4	石油炼制工业(不包括直排水炼油厂) 加工深度分类: A. 燃料型炼油厂 B. 燃料+润滑油型炼油厂 C. 燃料+润滑油型+炼油化工型炼油厂 (包括加工高含硫原油页岩油和石油添加剂生产基地的炼油厂)			A >500 万 t,1.0m³/t(原油) 250~500 万 t,1.2m³/t(原油) <250 万 t,1.5m³/t(原油)	
				B >500 万 t,1.5m³/t(原油) 250~500 万 t,2.0m³/t(原油) <250 万 t,2.0m³/t(原油)	
				C >500 万 t,2.0m³/t(原油) 250~500 万 t,2.5m³/t(原油) <250 万 t,2.5m³/t(原油)	
5	合成洗涤 剂工业	氯化法生产烷基苯		200.0m³/t(烷基苯)	
		裂解法生产烷基苯		70.0m³/t(烷基苯)	
		烷基苯生产合成洗涤剂		10.0m³/t(产品)	
6	合成脂肪酸工业			200.0m³/t(产品)	
7	湿法生产纤维板工业			30.0m³/t(板)	

续表

序号	行 业 类 别			最高允许排水量或 最低允许水重复利用率
8	制糖工业	甘蔗制糖		10.0m³/t(甘蔗)
		甜菜制糖		4.0m³/t(甜菜)
9	皮革工业	猪盐湿皮		60.0m³/t(原皮)
		牛干皮		100.0m³/t(原皮)
		羊干皮		150.0m³/t(原皮)
10	发酵、酿造工业	酒精工业	以玉米为原料	100.0m³/t(酒精)
			以薯类为原料	80.0m³/t(酒精)
			以糖蜜为原料	70.0m³/t(酒精)
		味精工业		600.0m³/t(味精)
		啤酒工业(排水量不包括麦芽水部分)		16.0m³/t(啤酒)
11	铬盐工业			5.0m³/t(产品)
12	硫酸工业(水洗法)			15.0m³/t(硫酸)
13	苧麻脱胶工业			500m³/t(原麻)或 750m³/t(精干麻)
14	化纤浆粕			本色:150m³/t(浆);漂白:240m³/t(浆)
15	粘胶纤维工业 (单纯纤维)	短纤维(棉型中长纤维、毛型中长纤维)		300m³/t(纤维)
		长纤维		800m³/t(纤维)
16	铁路货车洗刷			5.0m³/辆
17	电影洗片			5m³/1000m(35mm 的胶片)
18	石油沥青工业			冷却池的水循环利用率 95%

表 1.2.50 第二类污染物最高允许排放浓度/(mg/L)
(1998 年 1 月 1 日后建设的单位)

序号	污 染 物	适 用 范 围	一级标准	二级标准	三级标准
1	pH	一切排污单位	6~9	6~9	6~9
2	色度(稀释倍数)	一切排污单位	50	80	—
3	悬浮物(SS)	采矿、选矿、选煤工业	70	300	—
		脉金选矿	70	400	—
		边远地区砂金选矿	70	800	—
		城镇二级污水处理厂	20	30	—
		其他排污单位	70	150	400
4	五日生化需氧量 (BOD ₅)	甘蔗制糖、苧麻脱胶、湿法纤维板、染料、洗毛工业	20	60	600
		甜菜制糖、酒精、味精、皮革、化纤浆粕工业	20	100	600
		城镇二级污水处理厂	20	30	—
		其他排污单位	20	30	300

续表

序号	污 染 物	适 用 范 围	级标准	二级标准	三级标准
5	化 学 需 氧 量 (COD)	甜菜制糖、合成脂肪酸、湿法纤维板、染料、洗毛、有机磷农药工业	100	200	1000
		味精、酒精、医药原料药、生物化工、苧麻脱胶、皮革、化纤浆粕工业	100	300	1000
		石油化工工业(包括石油炼制)	60	120	500
		城镇二级污水处理厂	60	120	—
		其他排污单位	100	150	500
6	石油类	一切排污单位	5	10	20
7	动植物油	一切排污单位	10	15	100
8	挥发酚	一切排污单位	0.5	0.5	2.0
9	总氰化合物	一切排污单位	0.5	0.5	1.0
10	硫化物	一切排污单位	1.0	1.0	1.0
11	氨氮	医药原料药、染料、石油化工工业	15	50	—
		其他排污单位	15	25	—
12	氟化物	黄磷工业	10	15	20
		低氟地区(水体含氟量 $< 0.5\text{mg/L}$)	10	20	30
		其他排污单位	10	10	20
13	磷酸盐(以 P 计)	一切排污单位	0.5	1.0	—
14	甲醛	一切排污单位	1.0	2.0	5.0
15	苯胺类	一切排污单位	1.0	2.0	5.0
16	硝基苯类	一切排污单位	2.0	3.0	5.0
17	阴离子表面活性剂(LAS)	一切排污单位	5.0	10	20
18	总铜	一切排污单位	0.5	1.0	2.0
19	总锌	一切排污单位	2.0	5.0	5.0
20	总锰	合成脂肪酸工业	2.0	5.0	5.0
		其他排污单位	2.0	2.0	5.0
21	彩色显影剂	电影洗片	1.0	2.0	3.0
22	显影剂及氧化物总量	电影洗片	3.0	3.0	6.0
23	元素磷	一切排污单位	0.1	0.1	0.3
24	有机磷农药(以 P 计)	一切排污单位	不得检出	0.5	0.5
25	乐果	一切排污单位	不得检出	1.0	2.0
26	对硫磷	一切排污单位	不得检出	1.0	2.0
27	甲基对硫磷	一切排污单位	不得检出	1.0	2.0
28	马拉硫磷	一切排污单位	不得检出	5.0	10
29	五氯酚及五氯酚钠(以五氯酚计)	一切排污单位	5.0	8.0	10

续表

序号	污 染 物	适 用 范 围	一级标准	二级标准	三级标准
30	可吸附有机卤化物(AOX)(以 Cl 计)	一切排污单位	1.0	5.0	8.0
31	三氯甲烷	一切排污单位	0.3	0.6	1.0
32	四氯化碳	一切排污单位	0.03	0.06	0.5
33	一氯乙烷	一切排污单位	0.3	0.6	1.0
34	四氯乙烷	一切排污单位	0.1	0.2	0.5
35	苯	一切排污单位	0.1	0.2	0.5
36	甲苯	一切排污单位	0.1	0.2	0.5
37	乙苯	一切排污单位	0.4	0.6	1.0
38	邻-二甲苯	一切排污单位	0.4	0.6	1.0
39	对-二甲苯	一切排污单位	0.4	0.6	1.0
40	间-二甲苯	一切排污单位	0.4	0.6	1.0
41	氯苯	一切排污单位	0.2	0.4	1.0
42	邻-二氯苯	一切排污单位	0.4	0.6	1.0
43	对-二氯苯	一切排污单位	0.4	0.6	1.0
44	对-硝基氯苯	一切排污单位	0.5	1.0	5.0
45	2,4-二硝基氯苯	一切排污单位	0.5	1.0	5.0
46	苯酚	一切排污单位	0.3	0.4	1.0
47	间-甲酚	一切排污单位	0.1	0.2	0.5
48	2,4-二氯酚	一切排污单位	0.6	0.8	1.0
49	2,4,6-三氯酚	一切排污单位	0.6	0.8	1.0
50	邻苯二甲酸二丁脂	一切排污单位	0.2	0.4	2.0
51	邻苯二甲酸二辛脂	一切排污单位	0.3	0.6	2.0
52	内烯腈	一切排污单位	2.0	5.0	5.0
53	总硒	一切排污单位	0.1	0.2	0.5
54	粪大肠菌群数	医院 ^① 、兽医院及医疗机构含病原体污水	500 个/L	1000 个/L	5000 个/L
		传染病、结核病医院污水	100 个/L	500 个/L	1000 个/L
55	总余氯(采用氯化消毒的医院污水)	医院 ^① 、兽医院及医疗机构含病原体污水	<0.5 ^②	>3(接触时间≥1h)	>2(接触时间≥1h)
		传染病、结核病医院污水	<0.5 ^②	>6.5(接触时间≥1.5h)	>5(接触时间≥1.5h)
56	总有机碳(TOC)	合成脂肪酸工业	20	40	—
		苧麻脱胶工业	20	60	—
		其他排污单位 ^③	20	30	—

① 指 50 个床位以上的医院；② 加氯消毒后进行脱氯处理，达到本标准；③ 其他排污单位指除在该控制项目中所列行业以外的一切单位。

表 1.2.51 部分行业最高允许排水量
(1998 年 1 月 1 日后建设的单位)

序号	行 业 类 别			最高允许排水量或 最低允许水重复利用率
1	矿 山 工 业	有色金属系统选矿		水重复利用率 75%
		其他矿山工业采矿、选矿、选煤等		水重复利用率 90%(选煤)
		脉金 选矿	重选	16.0m ³ /t(矿石)
			浮选	9.0m ³ /t(矿石)
			氰化	8.0m ³ /t(矿石)
碳浆	8.0m ³ /t(矿石)			
2	焦化企业(煤气厂)			1.2m ³ /t(焦炭)
3	有色金属冶炼及金属加工			水重复利用率 80%
4	石油炼制工业(不包括直排水炼油厂) 加工深度分类: A. 燃料型炼油厂 B. 燃料 + 润滑油型炼油厂 C. 燃料 + 润滑油型 + 炼油化工型炼油厂 (包括加工高含硫原油页岩油和石油添加剂生产基地的炼油厂)			> 500 万 t, 1.0m ³ /t(原油)
				A 250 ~ 500 万 t, 1.2m ³ /t(原油)
				< 250 万 t, 1.5m ³ /t(原油)
				> 500 万 t, 1.5m ³ /t(原油)
				B 250 ~ 500 万 t, 2.0m ³ /t(原油)
				< 250 万 t, 2.0m ³ /t(原油)
				> 500 万 t, 2.0m ³ /t(原油)
5	合成洗涤 剂工业	氯化法生产烷基苯		200.0m ³ /t(烷基苯)
		裂解法生产烷基苯		70.0m ³ /t(烷基苯)
		烷基苯生产合成洗涤剂		10.0m ³ /t(产品)
6	合成脂肪酸工业			200.0m ³ /t(产品)
7	湿法生产纤维板工业			30.0m ³ /t(板)
8	制糖工业	甘蔗制糖		10.0m ³ /t(甘蔗)
		甜菜制糖		4.0m ³ /t(甜菜)
9	皮革工业	猪盐湿皮		60.0m ³ /t(原皮)
		牛干皮		100.0m ³ /t(原皮)
		羊干皮		150.0m ³ /t(原皮)
10	发酵、酿 造工业	酒精 工业	以玉米为原料	100.0m ³ /t(酒精)
			以薯类为原料	80.0m ³ /t(酒精)
			以糖蜜为原料	70.0m ³ /t(酒精)
		味精工业		600.0m ³ /t(味精)
		啤酒工业(排水量不包括麦芽水部分)		16.0m ³ /t(啤酒)
11	铬盐工业			5.0m ³ /t(产品)
12	硫酸工业(水洗法)			15.0m ³ /t(硫酸)
13	苧麻脱胶工业			500m ³ /t(原麻)或 750m ³ /t(精干麻)
14	粘胶纤维工业 (单纯纤维)	短纤维(棉型中长纤维、毛型中长纤维)		300m ³ /t(纤维)
		长纤维		800m ³ /t(纤维)

续表

序号	行业类别	最高允许排水量或 最低允许水重复利用率
15	化纤浆粕	本色:150m ³ /t(浆);漂白:240m ³ /t(浆)
16	制药工业医药原料药	青霉素
		4700m ³ /t(青霉素)
		链霉素
		1450m ³ /t(青霉素)
		土霉素
		1300m ³ /t(土霉素)
		四环素
		1900m ³ /t(四环素)
		洁霉素
		9200m ³ /t(洁霉素)
		金霉素
		3000m ³ /t(金霉素)
		庆大霉素
		20400m ³ /t(庆大霉素)
		维生素 C
		1200m ³ /t(维生素 C)
		氯霉素
		2700m ³ /t(氯霉素)
17	有机农药工业 ^①	新诺明
		2000m ³ /t(新诺明)
		维生素 B ₁
		3400m ³ /t(维生素 B ₁)
		安乃近
		180m ³ /t(安乃近)
		非那西汀
18	除草剂工业 ^①	750m ³ /t(非那西汀)
		呋喃唑酮
		2400m ³ /t(呋喃唑酮)
		咖啡因
		1200m ³ /t(咖啡因)
		乐果 ^②
		700m ³ /t(产品)
		甲基对硫磷(水相法) ^②
		300m ³ /t(产品)
		对硫磷(P ₂ S ₅ 法) ^②
19	火力发电工业	500m ³ /t(产品)
		对硫磷(PSCl ₃ 法) ^②
		550m ³ /t(产品)
		滴滴畏(敌百虫碱解法)
		200m ³ /t(产品)
		敌百虫
		40m ³ /t(产品)(不包括三氯乙醛生产废水)
		马拉硫磷
		700m ³ /t(产品)
		除草醚
		5m ³ /t(产品)
		五氯酚钠
		2m ³ /t(产品)
		五氯酚
		4m ³ /t(产品)
		2甲4氯
		14m ³ /t(产品)
		2,4-D
		4m ³ /t(产品)
		丁草胺
		4.5m ³ /t(产品)
		绿麦隆(以 Fe 粉还原)
		2m ³ /t(产品)
		绿麦隆(以 Na ₂ S 还原)
		3m ³ /t(产品)
20	铁路货车洗刷	3.5m ³ /MW·h
21	电影洗片	5.0m ³ /辆
22	石油沥青工业	5m ³ /1000m(35mm 胶片)
		冷却池的水循环利用率 95%

① 产品按 100% 浓度计;

② 不包括 P₂S₅、PSCl₃、PCl₃ 原料生产废水。

(3) 其他规定 同一排放口排放两种或两种以上不同类别的污水,且每种污水的排放标准又不同时,其混合污水的排放标准可按如下方法计算。

$$C_{\text{混合}} = \frac{\sum_{i=1}^n C_i Q_i Y_i}{\sum_{i=1}^n Q_i Y_i}$$

式中 $C_{\text{混合}}$ ——混合污水某污染物最高允许排放浓度, mg/L;

C_i ——不同工业污水某污染物最高允许排放浓度, mg/L;

Q_i ——不同工业的最高允许排水量(本标准未作规定的行业,其最高允许排水量由地方环保部门与有关部门协商确定), m^3/t (产品);

Y_i ——分别为某种工业产品产量(以月平均计算), t/d。

工业污水污染物的最高允许排放负荷按如下方法计算:

$$L_{\text{负}} = C \times Q \times 10^{-3}$$

式中 $L_{\text{负}}$ ——工业污水污染物最高允许排放负荷, kg/t(产品);

C ——某污染物最高允许排放浓度, mg/L;

Q ——某工业的最高允许排水量, m^3/t (产品)。

污染物最高允许排放总量按如下方法计算:

$$L_{\text{总}} = L_{\text{负}} \times Y \times 10^{-3}$$

式中 $L_{\text{总}}$ ——某污染物最高允许年排放量, t/a;

$L_{\text{负}}$ ——某污染物最高允许排放负荷, kg/t;

Y ——核定的产品年产量, t/a。

1.2.3.3 工业排水

(1) 造纸工业水污染物排放标准 GB 3544—92 按排入水域的类别本标准分三级。排入 GB 3838 中Ⅲ类水域(水体保护区除外)和 GB 3097 中二类海域的废水,执行一级标准;排入 GB 3838 中Ⅳ、Ⅴ类水域和 GB 3097 中三类海域的废水,执行二级标准;排入设置二级污水处理厂的城镇下水道的废水,执行三级标准。排入未设置二级污水处理厂的城镇下水道的废水,必须根据下水道出水接纳水域的功能要求,分别执行上述的规定。GB 3838 中Ⅰ、Ⅱ类水域和Ⅲ类水域中的水体保护区,GB 3097 中一类水域,禁止新建排污口,扩建、改建项目不得增加排污量。

本标准按不同年限分别规定了造纸工业水污染物最高允许排放浓度、吨产品最高允许排水量和污染物排放量(见表 1.2.52、表 1.2.53)。

排水量包括制浆和造纸生产排水量,不包括间接冷却水量、厂区生活排水及厂内锅炉、电站排水量,吨产品最高允许排水量按月均值计算。

表 1.2.52 造纸工业水污染物排放标准

年 限		1989 年 1 月 1 日之前立项的建设 项目及其建成后投产的企业 执行本栏标准					1989 年 1 月 1 日至 1992 年 6 月 30 日 立项的建设项目及其建成后投 产的企业执行本栏标准				
		制浆、制浆造纸				造纸(无纸浆)	制浆、制浆造纸				造纸(无纸浆)
标准分级	类 别	木 浆		非木浆		一般机制纸、 纸板及浆板	木 浆		非木浆		一般机制纸、 纸板及浆板
		本色	漂白	本色	漂白		本色	漂白	本色	漂白	
		排水量/(m ³ /t 浆)		220	320	270	370	80(m ³ /t 板)	190	280	230
一 级 标 准	生化需氧量(BOD ₅)/(mg/L)	150		150		60	30		30		30
	化学需氧量(COD _{Cr})/(mg/L)	350		350		150	100		100		100
	悬浮物(SS)/(mg/L)	200		200		100	70		70		70
	pH	6~9		6~9		6~9	6~9		6~9		6~9

续表

年 限		1989年1月1日之前立项的建设 项目及其建成后投产的企业 执行本栏标准					1989年1月1日至1992年6月30日 立项的建设项目及其建成后投 产的企业执行本栏标准				
标准分级		类 别		制浆、制浆造纸		造纸(无纸浆)	制浆、制浆造纸		造纸(无纸浆)		
				木 浆		非木浆	一般机制纸、 纸板及浆板	木 浆		非木浆	
		本色	漂白	本色	漂白	本色		漂白	本色	漂白	
一 级 标 准	生化需氧量(BOD ₅)/(mg/L)	180		200		80	150		150		60
	化学需氧量(COD _{Cr})/(mg/L)	400		450		200	350		450		150
	悬浮物(SS)/(mg/L)	250		250		250	200		200		200
	pH	6~9		6~9		6~9	6~9		6~9		6~9
二 级 标 准	生化需氧量(BOD ₅)/(mg/L)	600		600		500	600		600		500
	化学需氧量(COD _{Cr})/(mg/L)	1000		1000		1000	800		1000		500
	悬浮物(SS)/(mg/L)	400		400		400	400		400		400
	pH	6~9		6~9		6~9	6~9		6~9		6~9

表 1.2.53 造纸工业水污染物排放标准

(1992年7月1日起立项的建设项目及其建成后投产的企业按本表执行)

标准分级		制浆、制浆造纸				造纸(无纸浆)
		木 浆		非木浆		一般机制纸、 纸板及浆板
		本色	漂白	本色	漂白	
排水量/(m ³ /t 浆)		150	240	190	290	60(m ³ /t 纸)
一 级 标 准	生化需氧量/(kg/t 浆) (BOD ₅)/(mg/L)	4.5	7.2	5.7	8.7	1.8/(kg/t 纸)
		30	30	30	30	30
	化学需氧量/(kg/t 浆) (COD _{Cr})/(mg/L)	15.0	24.0	19.0	29.0	6.0(kg/t 纸)
		100	100	100	100	100
	悬浮物/(kg/t 浆) (SS)/(mg/L)	10.5	16.8	13.3	20.3	4.2(kg/t 纸)
		70	70	70	70	70
	可吸附有机卤化物/(kg/t 浆) (AOX)/(mg/L)		1.5		1.5	
二 级 标 准			8		7	
	pH	6~9	6~9	6~9	6~9	6~9
	生化需氧量/(kg/t 浆) (BOD ₅)/(mg/L)	15.0	28.8	28.5	43.5	3.6(kg/t 纸)
		100	120	150	150	60
	化学需氧量/(kg/t 浆) (COD _{Cr})/(mg/L)	52.5	84.0	85.5	130.5	9.0(kg/t 纸)
		350	350	450	450	150
	悬浮物/(kg/t 浆) (SS)/(mg/L)	30	48	38	58	6.0(kg/t 纸)
二 级 标 准		200	200	200	200	100
	可吸附有机卤化物/(kg/t 浆) (AOX)/(mg/L)		2.5		2.5	
			10		9	
pH		6~9	6~9	6~9	6~9	6~9

续表

标准分级		制浆、制浆造纸				造纸(无纸浆)
		木浆		非木浆		一般机制纸、 纸板及浆板
		本色	漂白	本色	漂白	
三 级 标 准	生化需氧量/(kg/t浆) (BOD ₅)/(mg/L)	75	120	114	174	
		500	500	600	600	400
	化学需氧量/(kg/t浆) (COD _{Cr})/(mg/L)	120	192	171	261	
		800	800	900	900	500
	悬浮物/(kg/t浆) (SS)/(mg/L)	60	96	76	116	
		400	400	400	400	400
	可吸附有机卤化物/(kg/t浆) (AOX)/(mg/L)		5.0		5.0	
			20		18	
	pH	6~9	6~9	6~9	6~9	6~9

注: 1. AOX(可吸附有机卤化物)列为参考指标;

2. 吨浆污染物排放量为生产工艺参考指标。

(2) 纺织染整工业水污染物排放标准 GB 4287—92 有关标准分级的规定与 GB 3544—92 相同(见表 1.2.54、表 1.2.55)。

表 1.2.54 纺织染整工业水污染物排放标准

分级	最高允许排水 量 m ³ /百米布	最高允许排放浓度,mg/L									
		生化需氧量 (BOD ₅)	化学需氧量 (COD _{Cr})	色度(稀 释倍数)	pH 值	悬浮物	氨氮	硫化物	六价铬	铜	苯胺类
1989 年 1 月 1 日之前立项的建设项目及其建成后投产的企业按本栏执行											
一级	2.5	60	180	80	6~9	100	25	1.0	0.5	0.5	2.0
二级		80	240	160	6~9	150	40	2.0	0.5	1.0	3.0
三级		300	500	—	6~9	400	—	2.0	0.5	2.0	5.0
1989 年 1 月 1 日至 1992 年 6 月 30 日立项的建设项目及其建成后投产的企业按本栏执行											
一级	2.5	30	100	50	6~9	70	15	1.0	0.5	0.5	1.0
二级		60	180	100	6~9	150	25	1.0	0.5	1.0	2.0
三级		300	500	—	6~9	400	—	2.0	0.5	2.0	3.0

表 1.2.55 纺织染整工业水污染物排放标准

(1992 年 7 月 1 日起立项的建设项目及其建成后投产的企业按本表执行)

分级	最高允许排水量 (m ³ /百米布)		最高允许排放浓度/(mg/L)										
	缺水 区	丰水 区	生化需氧量 (BOD ₅)	化学需氧量 (COD _{Cr})	色度(稀 释倍数)	pH 值	悬浮物	氨氮	硫化物	六价铬	铜	苯胺类	二氧化 氯
一级	—	—	25	100	40	6~9	70	15	1.0	0.5	0.5	1.0	0.5
二级	2.2	2.5	40	180	80	6~9	100	25	1.0	0.5	1.0	2.0	0.5
三级	—	—	300	500	—	6~9	400	—	2.0	0.5	2.0	5.0	0.5

注: 1. 百米布排水量的布幅以 914mm 计, 宽幅布按比例折算;

2. 水源取自长江、黄河、珠江、湘江、松花江等大江大河为丰水区, 取用水库、地下水及国家水资源行政主管部门确定为缺水区的地区为缺水地区。

(3) 肉类加工工业水污染物排放标准 GB 13457—92 有关标准分级的规定与 GB 3544—92 相同(见表 1.2.56)。

表 1.2.56 肉类加工工业水污染物排放标准/(mg/L)

指标及级别		1992年7月1日起立项的建设项目 及其建成后投产的企业按本栏执行						1989年1月1日 至1992年6月 30日立项的建 设项目及其建 成后投产的企 业按本栏执行	1989年1月1日 之前立项的建 设项目及其建 成后投产的企 业按本栏 执行
		畜类屠宰加工		肉制品加工		禽类屠宰加工		建设项目及其建 成后投产的企 业按本栏执行	之前立项的建 设项目及其建 成后投产的企 业按本栏 执行
		排放 浓度/ (mg/L)	排放总量/ (kg/t 活屠量)	排放 浓度/ (mg/L)	排放总量/ (kg/t 活屠量)	排放 浓度/ (mg/L)	排放总量/ (kg/t 活屠量)		
悬浮物	一级	60	0.4	60	0.35	60	1.1	70	100
	二级	120	0.8	100	0.6	100	1.8	200	250
	三级	400	2.6	350	2.0	300	5.4	400	400
生化需氧量 (BOD ₅)	一级	30	0.2	25	0.15	25	0.45	30	60
	二级	60	0.4	50	0.3	40	0.72	60	80
	三级	300	2.0	300	1.7	250	4.5	300	300
化学需氧量 (COD _{Cr})	一级	80	0.5	80	0.45	70	1.2	100	120
	二级	120	0.8	120	0.7	100	1.8	120	160
	三级	500	3.3	500	2.9	500	9.0	500	500
动植物油	一级	15	0.1	15	0.09	15	0.27	20	30
	二级	20	0.13	20	0.12	20	0.36	20	40
	三级	60	0.4	60	0.35	50	0.9	100	100
氨氮	一级	15	0.1	15	0.09	15	0.27	15	25
	二级	25	0.16	20	12	20	0.36	25	40
	三级	—	—	—	—	—	—	—	—
pH值	一级	6.0~8.5		6.0~8.5		6.0~8.5		6~9	6~9
	二级								
	三级								
大肠菌群数/ (个/L)	一级	5000		5000		5000		5000	5000
	二级	10000		10000		10000		—	—
	三级	—		—		—		—	—
排水量/ (m ³ /t活屠重) (m ³ /t原料肉)	一级	6.5		5.8		18.0		6.5	7.2
	二级								
	三级								
工 艺 参 考 指 标	油脂回收率/%	>75		>75		>75		—	
	血液回收率/%	>80		—		>80			
	肠胃内容物回 收率/%	>60		—		>50			
	毛羽回收率/%	>90		—		>90			
	废水回收率/%	>15		>15		>15			

注：活屠重指被屠宰畜、禽的活重；原料肉指作为加工肉制品原料的冻肉或鲜肉。

1.3 给水工程设计规范

1.3.1 常规给水工程设计规范

GBJ13—86(室外给水设计规范)提供了我国一般给水工程设计的有关规定。

1.3.1.1 一般规定

第7.1.1条 水处理工艺流程的选择及主要构筑物的组成,应根据原水水质设计生产能力、处理后水质要求,参照相似条件下水厂的运行经验,结合当地条件,通过技术经济比较综合研究确定。

第7.1.2条 水处理构筑物的生产能力,应按最高日供水量加自用水量确定,必要时还应包括消防补充水量。

城镇水厂和工业企业自备水厂的自用水量应根据原水水质和所采用的处理方法以及构筑物类型等因素通过计算确定。城镇水厂的自用水率一般可采用供水量的5%~10%。

第7.1.3条 水处理构筑物的设计,应按原水水质最不利情况(如沙峰等)时,所需供水量进行校核。

第7.1.4条 设计城镇水厂和工业企业自备水厂时,应考虑任一构筑物或设备进行检修、清洗或停止工作时仍能满足供水要求。

第7.1.5条 净水构筑物应根据具体情况设置排泥管、排空管、溢流管和压力冲洗设备等。

第7.1.6条 城镇水厂和工业企业自备水厂的废水和泥渣,应根据具体条件做出妥善处理。

滤池反冲洗水的回收应通过技术经济比较确定,在贫水地区应优先考虑回收。

第7.1.7条 净水构筑物上面的主要通道,应设防护栏杆。

第7.1.8条 在寒冷地区,水处理构筑物应有防冻措施。当采暖时,室内温度可按5℃设计;加药间、检验室和值班室等的室内温度可按15℃设计。

1.3.1.2 预沉

第7.2.1条 当原水含沙量高时,宜采取预沉措施。当有天然地形可以利用,且技术经济合理时,也可采用蓄水措施,以供沙峰期间取用。

第7.2.2条 预沉措施的选择,应根据原水含沙量及其组成、沙峰持续时间、排泥要求、处理水量和水质要求等因素,结合地形并参照相似条件下运行经验确定,一般可采用沉沙、自然沉淀或凝聚沉淀等。

第7.2.3条 预沉池的设计数据,可参照当地运行经验或通过原水沉淀试验确定。

第7.2.4条 预沉池一般可按沙峰持续时期内原水日平均含沙量设计(但计算期不应超过一个月)。当原水含沙量超过设计值期间,必要时应考虑在预沉池中投加凝聚剂或采取其他设施的可能。

1.3.1.3 凝聚剂和助凝剂的投配

第7.3.1条 用于生活饮用水的凝聚剂或助凝剂,不得使处理后的水质对人体健康产生有害的影响;用于工业企业生产用水的处理药剂,不得含有对生产有害的成分。

第7.3.2条 凝聚剂和助凝剂品种的选择及其用量,应根据相似条件下水厂运行经验或原水凝聚沉淀试验资料,结合当地药剂供应情况,通过技术经济比较确定。

第7.3.3条 凝聚剂的投药配方可采用湿投或干投。当湿投时,凝聚剂的溶解应按用药量大小、凝聚剂性质,选用水力、机械或压缩空气等搅拌方式。

第7.3.4条 湿投凝聚剂时,溶解次数应根据凝聚剂用量和配制条件等因素确定,一般每日不宜超过3次。

凝聚剂用量较大时,溶解池宜设在地下。凝聚剂用量较小时,溶解池可兼作投药池。

第7.3.5条 凝聚剂投配的溶液浓度,可采用5%~20%(按固体质量计算)。

第7.3.6条 石灰宜制成乳液投加。

第7.3.7条 投药应设瞬时指示的计量设备或稳定加注量的措施。

第7.3.8条 与凝聚剂接触的池内壁、设备、管道和地坪,应根据凝聚剂性质采取相应的防腐措施。

第7.3.9条 加药间必须有保障工作人员卫生安全的劳动保护措施。当采用发生异臭或粉尘的凝聚剂时,应在通风良好的单独房间内制备,必要时应设置通风设备。

第7.3.10条 加药间应与药剂仓库毗连,并宜靠近输药点。加药间的地坪应有排水坡度。

第7.3.11条 药剂仓库及加药间应根据具体情况,设置计量工具和搬运设备。

第 7.3.12 条 药剂仓库的固定贮备量,应按当地供应、运输等条件确定,一般可按最大投药量的 15~30d 用量计算。其周转贮备量应根据当地具体条件确定。

第 7.3.13 条 计算固体凝聚剂和石灰贮藏仓库的面积时,其堆放高度一般当采用凝聚剂时可为 1.5~2.0m;当采用石灰时可为 1.5m。当采用机械搬运设备时,堆放高度可适当增加。

1.3.1.4 地下水除锰和除铁

(1) 工艺流程选择

第 7.6.1 条 作为生活饮用水的地下水水源,当铁锰含量超过《生活饮用水卫生标准》的规定时,应考虑除铁除锰。生产用水是否考虑除铁除锰,应根据用水要求确定。

第 7.6.2 条 地下水除铁除锰工艺流程的选择及构筑物的组成,应根据原水水质、处理后水质要求、除铁除锰试验或参照水质相似的水厂运行经验,通过技术经济比较确定。

第 7.6.3 条 地下水除铁一般采用接触氧化法或曝气氧化法。当受到硅酸盐影响时,应采用接触氧化法。接触氧化法曝气后水的 pH 值宜在 6.0 以上,曝气氧化法曝气后水的 pH 值宜在 7.0 以上。

接触氧化法的工艺:原水曝气-接触氧化过滤

曝气氧化法的工艺:原水曝气-氧化-过滤

第 7.6.4 条 地下水除锰宜采用接触氧化法。其工艺流程应根据下列条件确定:

当原水含铁量低于 2.0mg/L ,含锰量低于 1.5mg/L 时,可采用原水曝气-单级过滤除铁除锰;当原水含铁量或含锰量超过上述数值时,应通过试验确定,必要时可采用原水曝气-氧化-一次过滤除铁-二次过滤除锰;当除铁受硅酸盐影响时,应通过试验确定,必要时可采用原水曝气-一次过滤除铁(接触氧化)-曝气-二次过滤除锰。

除锰滤池滤前水的 pH 值宜在 7.5 以上,二次过滤除锰滤池的滤前水含铁量宜控制在 0.5mg/L 以下。

(2) 曝气装置

第 7.6.5 条 曝气设备应根据原水水质及曝气程度的要求选定,一般可采用跌水、淋水、喷水、射流曝气、压缩空气、板条式曝气塔、接触式曝气塔或叶轮式表面曝气等装置。

第 7.6.6 条 采用跌水装置时,跌水级数可采用 1~3 级,每级跌水高度为 0.5~1.0m,单宽流量为 $20\sim 50\text{m}^3/(\text{m}\cdot\text{h})$ 。

第 7.6.7 条 采用淋水装置(穿孔管或莲蓬头)时,孔眼直径可采用 4~8mm,孔眼流速为 $1.5\sim 2.5\text{m/s}$,安装高度为 1.5~2.5m。当采用莲蓬头时,每个莲蓬头的服务面积为 $1.0\sim 1.5\text{m}^2$ 。

第 7.6.8 条 采用喷水装置时,每 10m^2 集水池面积上宜装设 4~6 个向上喷出的喷嘴,喷嘴处的工作水头一般采用 7m。

第 7.6.9 条 采用射流曝气装置时,其构造应根据工作水的压力、需气量和出口压力等通过计算确定。工作水可采用全部、部分原水或其他压力水。

第 7.6.10 条 采用压缩空气曝气时, 1m^3 水的需气量(以 L 计),一般为原水二价铁含量(以 mg/L 计)的 2~5 倍。

第 7.6.11 条 采用板条式曝气塔时,板条层数可为 4~6 层,层间净距为 400~600mm。

第 7.6.12 条 采用接触式曝气塔时,填料层层数可为 1~3 层,填料采用 30~50mm 粒径的焦炭块或矿渣,每层填料厚度为 300~400mm,层间净距不宜小于 600mm。

第 7.6.13 条 淋水装置、喷水装置、板条式曝气塔和接触式曝气塔的淋水密度,一般可采用 $5\sim 10\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ 。淋水装置接触水池容积,一般按 30~40min 处理水量计算。接触式曝气塔底部集水池容积,一般按 15~20min 处理水量计算。

第 7.6.14 条 采用叶轮表面曝气装置时,曝气池容积可按 20~40min 处理水量计算;叶轮直径与池边长或直径之比可为 1:6~1:8,叶轮外缘线速度可为 $4\sim 6\text{m/s}$ 。

(3) 除铁滤池

第 7.6.16 条 除铁滤池的滤料一般宜采用天然锰砂或石英砂等。

第 7.6.17 条 除铁滤池滤料的粒径:石英砂一般为 $d_{\text{最小}}=0.5\text{mm}$, $d_{\text{最大}}=1.2\text{mm}$;锰砂一般为 $d_{\text{最小}}=0.6\text{mm}$, $d_{\text{最大}}=1.2\sim 2.0\text{mm}$ 。厚度为 800~1200mm,滤速为 $6\sim 10\text{m/h}$ 。

第 7.6.18 条 除铁滤池宜采用大阻力配水系统,其承托层组成可按表 1.3.1 选用。当采用锰砂滤料时,承托层的顶面两层需改为锰矿石。

第 7.6.19 条 除铁滤池的冲洗强度和冲洗时间可按表 1.3.2 采用。

表 1.3.1 除铁滤池承托层组成

层次(自上而下)	粒径/(mm)	承托层厚度/(mm)
1	2~4	100
2	4~8	100
3	8~16	100
4	16~32	本层顶面高度应高出配水系统孔眼 100

表 1.3.2 除铁滤池冲洗参数

序号	滤料种类	滤料粒径/(mm)	冲洗方式	冲洗强度/[L/(m ² ·s)]	膨胀率/%	冲洗时间/(min)
1	石英砂	0.5~1.2	无辅助冲洗	13~15	30~40	大于 7
2	锰砂	0.6~1.2	无辅助冲洗	18	30	10~15
3	锰砂	0.6~1.5	无辅助冲洗	20	25	10~15
4	锰砂	0.6~2.0	无辅助冲洗	22	22	10~15
5	锰砂	0.6~2.0	有辅助冲洗	19~20	15~20	10~15

注：表中所列锰砂滤料冲洗强度系按滤料相对密度在 3.4~3.6 之间，且冲洗水温为 8℃时的数据。

(4) 除锰滤池

第 7.6.20 条 除锰滤池的滤料可采用天然锰砂或石英砂等。

第 7.6.21 条 两级过滤除锰池的设计宜遵守下列规定：滤料粒径和滤层厚度同除铁滤池的规定；滤速 5~8m/h；冲洗强度锰砂滤料时为 16~20 L/(m²·s)，石英砂滤料时为 12~14 L/(m²·s)；膨胀率锰砂滤料时为 15%~25%，石英砂滤料时为 27.5%~35%；冲洗时间为 5~15min。

第 7.6.22 条 单级过滤除锰滤池，可参照两级过滤除锰滤池的有关规定进行设计。但滤速宜采用低值，滤料层厚度可采用高值。

1.3.2 建筑给水排水设计规范 (GBJ 15—88)

1.3.2.1 给水

(1) 用水定额和水压

第 2.1.5 条 汽车库内汽车冲洗水定额，应根据道路路面等级和沾污程度，按下表定额确定。

小轿车 250~400 L/(辆·天) 公共汽车、载重汽车 400~600 L/(辆·天)

注：1. 每辆汽车的冲洗时间为 10min，同时冲洗的汽车数应按洗车台的数量确定；

2. 汽车库内存放汽车在 25 辆及 25 辆以下时，应按全部汽车每日冲洗一次计算，存放汽车在 25 辆以上时，每日冲洗数，一般按全部汽车的 70%~90% 计算。

第 2.1.7 条 卫生器具给水的额定流量、当量、支管管径和流出水头，应按表 1.3.3 确定。

表 1.3.3 卫生器具给水设计参数

序号	给水配件名称	额定流量/(L/s)	当量	支管直径/mm	配水点前所需流出水头(kPa)	序号	给水配件名称	额定流量/(L/s)	当量	支管直径/mm	配水点前所需流出水头(kPa)
1	污水盆(池)水龙头	0.20	1.0	15	20	6	洗脸盆(有塞)水龙头、盥洗槽水龙头				
2	住宅厨房洗涤盆(池)水龙头						一个阀开	0.16	0.8	15	15
	一个阀开	0.14	0.7	15	15		二个阀开	0.20	1.0	15	15
	二个阀开	0.20	1.0	15	15		普通水龙头	0.20	1.0	15	15
	普通水龙头	0.20	1.0	15	15	7	浴盆水龙头				
3	食堂厨房洗涤盆(池)水龙头						一个阀开	0.20	1.0	15	20
	一个阀开	0.24	1.2	15	20		二个阀开	0.30	1.5	15	20
	二个阀开	0.32	1.6	15	20	8	淋浴器				
	普通水龙头	0.44	2.2	20	40		一个阀开	0.10	0.5	15	25~40
							二个阀开	0.15	0.75	15	25~40
4	住宅集中给水龙头	0.30	1.5	20	20	9	大便器				
5	洗脸盆(无塞)水龙头、洗手盆水龙头	0.10	0.5	15	20		冲洗水箱浮球阀	0.10	0.5	15	20
							自闭式冲洗阀	1.20	6.0	20	按产品要求

续表

序号	给水配件名称	额定流量/(L/s)	当量	支管直径/mm	配水点前所需流出水头(kPa)	序号	给水配件名称	额定流量/(L/s)	当量	支管直径/mm	配水点前所需流出水头(kPa)
10	大便槽冲洗水箱进水阀	0.10	0.5	15	20	14	净身器冲洗水龙头				
11	小便器						一个阀开	0.07	0.35	15	30
	手动冲洗阀	0.05	0.25	15	15		二个阀开	0.10	0.5	15	30
	自闭式冲洗阀	0.10	0.5	15	按产品要求	15	饮水器喷嘴	0.05	0.25	15	20
	自动冲洗水箱进水阀	0.10	0.5	15	20	16	洒水栓	0.40	2.0	20	按使用要求
12	小便槽多孔冲洗管(每 m 长)	0.05	0.25	15~20	15			70	3.5	25	按使用要求
13	实验室化验龙头(鹅颈)					17	室内洒水龙头	0.20	1.0	15	按使用要求
	单联	0.07	0.35	15	20	18	家用洗衣机给水龙头	0.24	1.2	15	20
	双联	0.15	0.75	15	20						
	三联	0.20	1.0	15	20						

(2) 水质和防水质污染

第 2.2.1 条 当生活饮用水不能保证用水需要, 或技术经济比较合理时, 可采用非饮用水作为大便器(槽)和小便器(槽)的冲洗水。

第 2.2.3 条 生活饮用水不得因回流而被污染, 设计时应符合下列要求。

给水管配水出口不得被任何液体或杂质所淹没; 给水管配水出口高出用水设备溢流水的最小空气间隙, 不得小于配水出口处给水管管径的 2.5 倍; 特殊器具和生产用水设备不可能设置最小空气间隙时, 应设置防污隔断器或采取其他有效的隔断措施。

第 2.2.4 条 生活饮用水管道不得与非引用水管道连接。在特殊情况下, 必须以饮用水作为工业备用水源时, 两种管道连接处, 应采取防止水质污染的措施。在连接处, 生活饮用水的水压必须经常大于其他水管的水压。

第 2.2.5 条 严禁生活饮用水管道与大便器(槽)直接连接。

第 2.2.6 条 生活饮用水管道应避免毒物污染区, 当受条件限制不能避开时, 应采取防护措施。

第 2.2.7 条 埋地生活饮用水贮水池与化粪池的净距, 不得小于 10m。

第 2.2.8 条 生活、消防给水合用的水箱(池), 应采取防止水质变坏的措施。

(3) 系统选择

第 2.3.1 条 给水系统的选择, 应根据生活、生产、消防等各项用水对水质、水温、水压和水量的要求, 结合室外系统等综合因素, 经技术经济比较而确定。

第 2.3.2 条 生产给水系统的确定, 在技术经济比较合理时, 应设置循环或重复利用给水系统, 并应利用其余压。

第 2.3.3 条 生活给水系统中卫生器具配水点处的静水压, 不得大于 600kPa。

第 2.3.4 条 高层建筑生活给水系统的竖向分区, 应根据使用要求、材料设备性能、维修管理、建筑物层数等条件, 结合利用室外给水管网的水压合理确定。分区最低卫生器具配水点处的静水压, 住宅、旅馆、医院宜为 300~350kPa; 办公楼宜为 350~450kPa。

第 2.3.5 条 建筑物内部的给水系统, 宜利用室外给水管网的水压直接供水。如室外给水管网中的水压昼夜周期性不足时, 应设置水箱; 如水压经常不足时, 则应设置升压给水装置。

第 2.3.6 条 建筑物内的给水系统, 宜采取装设孔板、节流塞、调节阀、减压阀等减压限流措施。

(4) 游泳池

第 2.9.2 条 游泳池水宜循环使用。池水循环周期应根据游泳池类型、池水容积、使用对象、使用人数和使用频繁程度等情况确定。公共游泳池宜采用 8~10h。

第 2.9.3 条 循环水应经过滤、消毒处理。过滤宜采用压力滤罐。滤速应根据滤料种类、滤池型式等情况确定, 一般不宜大于 10m/h。

注：①必要时可在滤前加混凝剂、助凝剂、除藻剂、pH值调整剂；

②过滤装置前应装设毛发聚集器。

第2.9.4条 滤池的个数及单个滤池面积，应根据规模大小、运行维护等情况，通过技术经济比较确定，一般不宜少于两个。

第2.9.5条 滤料应具有足够的机械强度和抗腐蚀性，并不得含有毒、有害物质。一般宜采用石英砂。

第2.9.6条 滤池的冲洗强度宜采用 $12 \sim 15 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ，冲洗时间宜采用 5 min 。滤池不得直接采用市政给水管网的生活饮用水进行反冲洗。

第2.9.7条 水的消毒宜采用加氯法（液氯、漂白粉或漂粉精），当输送或供应困难时，可采用现场制备次氯酸钠消毒法。宜按加氯量 5 mg/L 选择加氯设备。

第2.9.8条 游泳池应设置进水管、回水管、排污管、泄水管和溢流设施。

第2.9.9条 游泳池应配水均匀，进口水流速一般采用 $1 \sim 2 \text{ m/s}$ ，通过吸水口网格的水流速度不得大于 0.5 m/s ，网格孔径不得大于 20 mm 。

第2.9.10条 跳水池应设置起波装置，鼓气式起波装置应采用无油润滑的空气压缩机。

(5) 喷泉

第2.10.1条 喷泉水质应符合现行的《生活饮用水卫生标准》规定的感官性状指标。

第2.10.2条 喷泉用水应循环使用，当喷嘴有要求时，循环水应经过过滤处理。循环系统的补充水量应根据蒸发、风吹、渗漏、排污等损失确定，一般宜采用循环流量的 $5\% \sim 10\%$ 。

第2.10.3条 喷泉应设配水管、回水管、溢流管、泄水管和配水管泄空设施，回水管上应设滤网。

第2.10.4条 喷泉配水管宜环状布置，配水管水头损失一般宜采用 $5 \sim 10 \text{ mm/m}$ 。

第2.10.5条 喷泉的配水管道接头应严密平滑，管道变径处应采用异径管，管道转弯处应采用大转弯半径的光滑弯头。喷嘴前应有不小于20倍喷嘴口直径的直线管段或设整流装置。

第2.10.6条 喷泉的每组射流应设调节装置。调节阀应设在能观察射流的泵房或水池附近的井室内配水干管上。

第2.10.7条 喷头类型的选择应考虑造型要求、组合形式、控制方法、环境条件、水质状况等因素。喷头的采用应在最小水头损失、最小射流量条件下，保证最佳造型效果，并结合经济因素确定。

第2.10.8条 喷嘴宜采用铜质材料，其表面应光洁、匀称。

1.3.2.2 排水

(1) 系统选择

第3.1.1条 分流或合流排水系统的选择，应根据污水性质、污染程度，结合室外排水制度和有利于综合利用与处理要求确定。

第3.1.2条 当生活污水需经化粪池处理时，其粪便污水宜与生活废水分流。当有污水处理厂时，生活废水与粪便污水宜合流排出。

第3.1.3条 含有毒和有害物质的生产废水，含有大量油脂的生活污水，以及技术经济比较认为需要回收利用的生产废水、生活污水等均应分流排出。

第3.1.4条 工业废水和不含有机物，而带大量泥砂、矿物质时，应经机械处理后方可排入室内非密闭系统雨水管道。

(2) 卫生器具、地漏及存水弯

第3.2.1条 设置卫生器具的数量，应符合现行的《工业企业设计卫生标准》和现行的有关设计标准、规范或规定的要求。设置工业废水受水器的数量，应按工艺要求确定。

第3.2.2条 卫生器具及配件，其材质和技术要求均应符合现行的有关产品标准中规定的材质和技术要求。

第3.2.3条 大便器应设置冲洗水箱或带有破坏真空的延时自闭式冲洗阀。

第3.2.4条 当公共厕所内设置水冲式大便槽时，宜采用自动冲洗水箱定时冲洗。

第3.2.5条 大便槽的冲洗水量、冲洗管和排水管的管径应根据蹲位数、使用情况、冲洗周期等因素合理确定。一般宜按表1.3.4确定。

第3.2.6条 小便器宜设置自动冲洗水箱或自闭式小便冲洗阀进行冲洗。小便槽宜设置自动冲洗水箱定时冲洗。

表 1.3.4 大便槽设计参数

蹲位数	每蹲位冲洗水量/L	冲洗管管径/mm	排水管管径/mm
3~4	12	40	100
5~8	10	50	150
9~12	9	70	150

第 3.2.7 条 卫生器具的安装高度,应按表 1.3.5 确定。

表 1.3.5 卫生器具的安装高度

序号	卫生器具名称	卫生器具边缘离地面高度/mm	
		居住和公共建筑	幼儿园
1	架空式污水盆(池)(至上边缘)	800	800
2	落地式污水盆	500	500
3	洗涤盆(池)(至上边缘)	800	800
4	洗手盆(至上边缘)	800	500
5	洗脸盆(至上边缘)	800	500
6	盥洗槽(至上边缘)	800	500
7	浴盆(至上边缘)	480	—
8	蹲、坐式大便器(从台阶面至高水箱底)	1800	1800
9	蹲式大便器(从台阶面至低水箱底)	900	900
10	坐式大便器(至低水箱底)		
	外露排出管式	510	—
	虹吸喷射式	470	370
11	坐式大便器(至上边缘)		
	外露排出管式	400	—
	虹吸喷射式	380	—
12	大便槽(从台阶面至冲洗水箱底)	≥2000	—
13	立式小便器(至受水部分上边缘)	100	—
14	挂式小便器(至受水部分上边缘)	600	450
15	小便槽(至台阶面)	200	150
16	化验盆(至上边缘)	800	—
17	净身器(至上边缘)	350	—
18	饮水器(至上边缘)	1000	—

第 3.2.8 条 厕所、盥洗室、卫生间及其他房间需从地面排水时,应设置地漏。地漏应设置在易溅水的器具附近及地面最低处。地漏的顶面标高应低于地面 5~10mm。地漏水封深度不得小于 50mm。

第 3.2.9 条 淋浴室内地漏的直径,可按表 1.3.6 确定。当采用排水沟时,8 个淋浴器可设置一个直径为 100mm 的地漏。

第 3.2.10 条 建筑物中管道技术层内地面排水,宜设置泄水装置。

第 3.2.11 条 卫生器具和工业废水受水器与生活污水管道或其他可能产生有害气体的排水管道连接时,必须在排水口以下设存水弯。

注:卫生器具构造内已有存水弯时,不必在排水口以下设存水弯。

第 3.2.12 条 卫生器具和工业废水受水器不便于安装存水弯时,应在排水支管上设水封装置。水封井的水封深度,不得小于 0.10m,水封盒的水封深度,不得小于 0.05m。

(3) 局部污水处理

第 3.8.1 条 化粪池距离地下取水构筑物不得小于 30m。离建筑物净距不宜小于 5m。

化粪池设置的位置应便于清掏。

第 3.8.2 条 化粪池的设计容积,应符合下列规定。

每人每日污水量和污泥量，应按表 1.3.7 确定。

表 1.3.6

地漏直径/mm	淋浴器数量/个
50	1~2
75	3
100	4~5

表 1.3.7 人均污水污泥量表

分 类	粪便污水与生活废水合流排出	粪便污水单独排出
每人每日污水量/L	与用水量相同	20~30
每人每日污泥量/L	0.7	0.4

污泥含水率应为 95%，经沉淀后应为 90%；腐化期间污泥减缩量应为 20%；污水在化粪池内停留时间，根据污水量多少，宜采用 12~24h；污泥清挖周期，根据污水温度高低和当地气候条件，宜采用 3~12 个月。清除污泥时遗留的污泥量，应为 20%。

第 3.8.3 条 使用卫生器具的人数与总人数的百分比，可采用下列数值：医院、疗养院、幼儿园（有住宿）为 100%；住宅、集体宿舍、旅馆为 70%；办公楼、教学楼、工业企业生活间为 40%；公共食堂、影剧院、体育场和其他类似公共场所（按座位数计）为 10%。

第 3.8.4 条 化粪池的深度不得小于 1.3m，宽度不得小于 0.75m，长度不得小于 1.0m，化粪池的直径不得小于 1.0m。矩形化粪池的长度与深度、宽度的比例，应根据污水中悬浮物的沉降条件及其积存数量以水力计算确定。

注：化粪池的深度系指从溢流水面到化粪池底部的距离。

第 3.8.5 条 当每日通过化粪池的污水量 $\leq 10\text{m}^3$ 时，应采用双格化粪池，其第一格容积占总容积的 75%；当每日通过化粪池的污水量 $> 10\text{m}^3$ 时，应采用三格化粪池，其第一格容积占总容积的 50%，第二、三格容积应各占总容积的 25%。

第 3.8.6 条 化粪池进口处应设置导流装置，格与格之间和化粪池出口处应设置拦截污泥浮渣的措施。化粪池格与格之间和化粪池与进口连接井之间应设置通气孔洞。

第 3.8.7 条 为截留公共食堂和饮食业污水中的食用油脂，应设隔油井。污水在井内的流速不得大于 0.005m/s ，停留时间可采用 2~10min。井内存油部分容积，不得小于该井有效容积的 25%。

第 3.8.8 条 为截留汽车修理间和其他少量生产污水中的油类，应设置隔油井，污水在井内的流速，宜采用 $0.002\sim 0.01\text{m/s}$ ，停留时间可采用 0.5~1.0min。隔油井的排出管至井底深度，不宜小于 0.6m。

第 3.8.9 条 对夹带杂质的含油污水，应在隔离井内附有沉淀部分。

粪便污水和其他污水，不得排入隔油井内。

第 3.8.10 条 温度高于 40°C 的污、废水，排入城镇排水管道前，应采取降温措施。一般宜设降温池。降温池宜利用废水冷却。所需冷却水量应用热平衡方法计算确定。对温度较高的污、废水，应将其所含热量回收利用。

1.3.2.3 热水及饮水定额、水温和水质

第 4.1.1 条 生产用热水水量、水温和水质，应按工艺要求确定。

第 4.1.2 条 集中供应冷、热水时，热水用水定额，根据卫生器具完善程度和地区条件，应按表 1.3.8 确定。卫生器具的一次和小时热水用水量和水温，应按表 1.3.9 确定。

表 1.3.8 热水用水定额

序号	建筑物名称	单 位	65℃的 用水定额 (最高日)/L	序号	建筑物名称	单 位	65℃的 用水定额 (最高日)/L
1	住宅、每户设有沐浴设备	每人每日	80~120	4	宾馆 客房	每床每日	150~200
2	集体宿舍 有盥洗室	每人每日	25~35	5	门诊部、诊疗所	每病人每次	5~8
	有盥洗室和浴室	每人每日	35~60	6	幼儿园、托儿所		
3	普通旅馆、招待所 有盥洗室	每床每日	25~50		有住宿	每儿童每日	15~30
	有盥洗室和浴室	每床每日	50~100		无住宿	每儿童每日	8~15
	设有浴盆的客房	每床每日	100~150				

续表

序号	建筑物名称	单位	65℃的 用水定额 (最高日)/L	序号	建筑物名称	单位	65℃的 用水定额 (最高日)/L
7	医院、疗养院、休养所 有盥洗室 有盥洗室和浴室 设有浴盆的病房	每病床每日 每病床每日 每病床每日	30~60 60~120 150~200	10	洗衣房	每千克干衣	15~25
8	公共浴室 设有淋浴器、浴盆、 浴池及理发室	每顾客每次	50~100	11	公共食堂 营业食堂 工业企业、机关、学 校、居民食堂	每顾客每次 每顾客每次	4~6 3~5
9	理发室	每顾客每次	5~12	12	体育场 运动员淋浴	每人每次	25

注：本表内所列用水量定额均已包括在表 1.2.22 和表 1.2.28 中。

表 1.3.9 卫生器具的一次和小时热水用水量和水温

序号	卫生器具名称	一次用 水量/L	小时用 水量/L	水温/℃	序号	卫生器具名称	一次用 水量/L	小时用 水量/L	水温/℃
1	住宅、旅馆 带有淋浴器的浴室 无淋浴器的浴室 淋浴器 洗脸盆、盥洗槽水龙头 洗涤盆(池)	150 125 70~100 3 —	300 250 140~200 30 180	40 40 37~40 30 60	6	公共浴室 浴盆 淋浴器：有淋浴小间 无淋浴小间 洗脸盆	125 100~150 — 5	250 200~300 450~540 50~80	40 37~40 37~40 35
2	集体宿舍 淋浴器：有淋浴小间 无淋浴小间 盥洗槽水龙头	70~100 — 3~5	210~300 — 50~80	37~40 37~40 30	7	理发室 洗脸盆	—	35	35
3	公共食堂 洗涤盆(池) 洗脸盆：工作人员用 顾客用 淋浴器	— 3 — 40	250 60 120 400	60 30 30 37~40	8	医院、疗养院、休养所 洗手盆 洗涤盆(池) 浴盆	— — 125~150	15~25 300 250~300	25 60 40
4	幼儿园、托儿所 浴盆：幼儿园 托儿所 淋浴器：幼儿园 托儿所 盥洗槽水龙头 洗涤盆(池)	100 30 30 15 1.5 —	400 120 180 90 25 180	35 35 35 35 30 60	9	剧院 淋浴器 演员用洗脸盆	60 5	200~400 80	37~40 35
5	体育场 淋浴器	30	300	35	10	工业企业生活间 淋浴器：一般车间 脏车间 洗脸盆或盥洗一般车间 洗槽水龙头：脏车间	40 60 3 5	360~540 180~480 90~120 100~150	37~40 40 30 35
					11	实验室 洗涤盆 洗手盆	— —	60 15~25	60 30
					12	净身器	10~115	120~180	30

注：一般车间指现行的《工业企业设计卫生标准》中规定的 3、4 级卫生特征的车间，脏车间指该标准中规定的 1、2 级卫生特征的车间。

第 4.1.3 条 生活用热水的水质，应符合现行的《生活饮用水卫生标准》的要求。

第 4.1.4 条 集中热水供应系统的热水在加热前，水质是否软化处理，应根据水质、水量、水温、使用要求等因素经技术经济比较确定。按 65℃ 计算的日用水量小于 10m³ 时，其原水可不进行软化处理。

第 4.7.1 条 饮水定额及小时变化系数，根据建筑物的性质和地区条件，按表 1.3.10 确定。

第 4.7.2 条 作为饮水的温水或自来水在接至饮水器前，应进行加温、过滤或消毒处理。

表 1.3.10 饮水定额及小时变化系数

建筑物名称	单 位	饮水定额/L	K_h	建筑物名称	单 位	饮水定额/L	K_h
热车间	每人每班	3~5	1.5	教学楼	每学生每日	1~2	1.5
一般车间	每人每班	2~4	1.5	医院	每病床每日	2~3	2.0
工厂生活间	每人每班	1~2	1.5	影剧院	每观众每场	0.2	1.0
办公楼	每人每班	1~2	1.5	招待所、旅馆	每客人每日	2~3	1.5
集体宿舍	每人每日	1~2	1.5	体育馆(场)	每观众每日	0.2	1.0

1.3.3 建筑中水设计规范 (CECS30:90)

建筑中水是指建筑物的各种排水经处理回用于建筑物和建筑小区杂用的供水。

1.3.3.1 中水水源

第 2.0.1 条 中水水源可取自生活污水和冷却水。

第 2.0.2 条 中水水源应根据排水的水质、水量、排水状况和中水回用的水质、水量确定。

第 2.0.3 条 建筑物排水量可按建筑物给水量的 80%~90% 计算。

第 2.0.4 条 用作中水水源的水量宜为中水回用水量的 110%~115%。

第 2.0.5 条 选择中水水源时,应首先选用优质杂排水。一般可按下列顺序取舍:

1. 冷却水; 2. 沐浴排水; 3. 盥洗排水; 4. 洗衣排水; 5. 厨房排水; 6. 厕所排水。

第 2.0.6 条 医院污水不宜作为中水水源。严禁传染病医院、结核病医院污水和放射性污水作为中水水源。

第 2.0.7 条 各类建筑物的各种给水水量及百分率应根据实测资料确定。在无实测资料时,可参照表 1.3.11 估算。

第 2.0.8 条 在无实测资料时,各类建筑物各种排水的污染物浓度可参照表 1.3.11 确定。

表 1.3.11 各类建筑物生活给水量及百分率和各种排水的污染物浓度

			厕 所	厨 房	沐 浴	盥 洗	总 计
给水 水量及 百分率	住 宅	水量/[L/(人·d)]	40~60	30~40	40~60	20~30	130~190
		%	31~32	23~21	31~32	15	100
	宾馆 饭店	水量/[L/(人·d)]	50~80		300	30~40	380~420
		%	13~19		79~71		
	办公 楼	水量/[L/(人·d)]	15~20			10	25~30
		%	60~66			40~34	100
排水 的污染 物浓度	住 宅	BOD/(mg/L)	200~260	500~800	50~60	60~70	
		COD/(mg/L)	300~360	900~1350	120~135	90~120	
		SS/(mg/L)	250	250	100	200	
	宾馆 饭店	BOD/(mg/L)	250		40~50	70	
		COD/(mg/L)	300~360		120~150	150~180	
		SS/(mg/L)	200		80	150	
	办公 楼	BOD/(mg/L)	300			70~80	
		COD/(mg/L)	360~480			120~150	
		SS/(mg/L)	250			200	

注:洗衣用水量可根据实际使用情况确定。

1.3.3.2 中水水质标准

第 3.0.1 条 用于厕所冲洗便器、城市绿化和洗车、扫除用水水质标准,应按现行的《生活杂用水水质标准》执行。

第 3.0.2 条 多种用途的中水水质标准应按最高要求确定。

第 3.0.3 条 中水用于水景、空调冷却等其他用途时,其水质应达到相应的水质标准。

1.3.3.3 中水系统

(1) 中水原水系统

第 4.1.1 条 中水原水系统一般宜采用污、废水分流制。

第 4.1.2 条 室内外原水管道及附属构筑物应防渗、防漏。井盖应有“中”字标志。

第 4.1.3 条 中水原水系统应设分流、溢流设施和超越管,其标高应能满足重力排放要求。

(2) 水量平衡

第 4.2.1 条 中水系统设计应进行水量平衡计算,并绘制水量平衡图。

第 4.2.2 条 在处理设施前应设调节池(箱)。调节池(箱)的调节容积应按中水原水量及处理量的逐时变化曲线求算。在缺乏上述资料时,其调节容积可按下列方法计算。

连续运行时,调节池(箱)的调节容积可按日处理水量的 30%~40% 计算;间歇运行时,调节池(箱)的调节容积可按处理工艺运行周期计算。

第 4.2.3 条 处理设施后应设计中水贮存池(箱)。中水贮存池(箱)的调节容积应按处理量及中水用量的逐时变化曲线求算。在缺乏上述资料时,其调节容积可按下列方法计算。

连续运行时,中水贮存池(箱)的调节容积可按日中水量的 20%~30% 计算;间歇运行时,中水贮存池(箱)的调节容积按处理设备运行周期计算;由处理设备余压直接送至中水供水箱的处理设施,其供水箱的调节容积不得小于日中水用量的 5%。

第 4.2.4 条 中水贮存池或中水供水箱上应设自来水应急补给管,其管径按中水最大小时供水量确定。

(3) 中水供应系统

第 4.3.1 条 中水供水系统必须独立设置。

第 4.3.2 条 中水贮存池(箱)宜采用耐腐蚀、易清垢的材料制作。钢板池(箱)内壁宜采取防腐处理。中水供水管道及附件不得采用非镀锌钢管。

第 4.3.3 条 中水供水系统上,应根据使用条件要求装设计量装置。

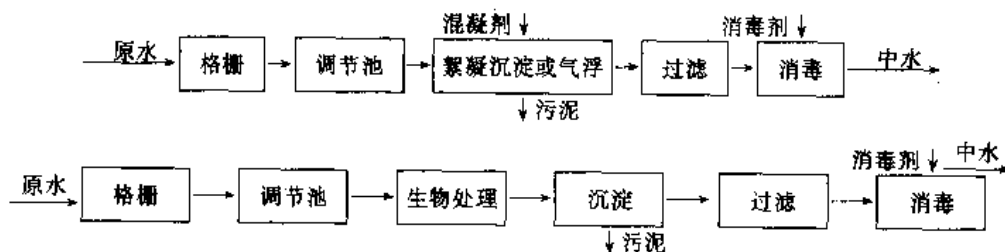
第 4.3.4 条 中水管道上不得装设取水龙头。便器冲洗宜采用密闭型设备和器具。绿化、浇洒、汽车冲洗宜采用壁式或地下式的给水栓。

1.3.3.4 处理工艺及设施

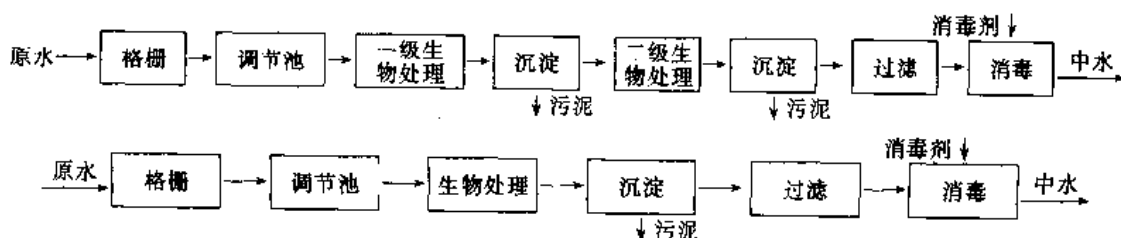
(1) 处理工艺

第 5.1.1 条 中水处理工艺流程应根据中水原水的水量、水质和中水使用要求等因素,进行技术经济比较后确定。

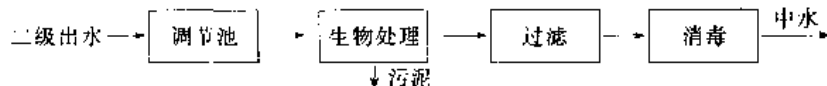
第 5.1.2 条 当以优质杂排水和杂排水作为中水水源时,可采用以物化处理为主的工艺流程,或采用生物处理和物化处理的工艺流程,如:



第 5.1.3 条 当利用生活污水作为中水水源时,可采用二段生物处理,或生物处理与物化处理相结合的处理工艺流程,如:



第 5.1.4 条 利用建筑小区污水处理站二级处理水作为中水水源时,应选用物化处理(或三级处理)工艺流程,如:



第 5.1.5 条 在确保中水水质情况下,可采用新的工艺流程。

第 5.1.6 条 中水用于水景、空调、冷却用水,采用一般处理设施不能达到相应水质标准要求时,应增加深度处理设施。

第 5.1.7 条 中水处理产生的沉淀污泥、活性污泥和化学污泥可采用机械脱水装置或自然干化池进行脱水干化处理,或排至化粪池处理。

第 5.1.8 条 中水处理设施处理能力按下式计算:

$$q = \frac{Q}{t}(1+n)$$

式中 q ——设施处理能力 (m^3/h);

Q ——最大日中水用量 (m^3);

t ——中水设施每日设计运行时间 (h);

n ——设施自耗水系数,一般不小于 0.1~0.15。

(2) 处理设施

第 5.2.1 条 以生活污水为原水的中水处理工程,应在建筑物粪便排水系统中设置化粪池,化粪池容积按污水在池内停留时间不小于 24h 计算。

第 5.2.2 条 中水处理系统应设置格栅。格栅可按下列规定设计。

设置一道格栅时,格栅条空隙宽度应小于 10mm;设置粗细两道格栅时,粗格栅条空隙宽度为 10~20mm,细格栅条空隙宽度为 2.5mm。格栅装设在格栅井内时,其倾角不得小于 60° ;格栅井应设置工作台,其位置应高出格栅前设计最高水位 0.5m,其宽度不宜小于 0.7m,格栅井应设置活动盖板。

注:处理沐浴排水时,还应加设毛发消除器。

第 5.2.3 条 调节池可按下列规定设计。

调节池内宜设置预曝气管,曝气量宜为 $0.6 \sim 0.9 \text{ m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$;调节池底应设有集水坑和排泄管,池底应有不小于 0.05 的坡度,坡向集水坑。顶部应设置人孔和直通室外的排气管,池壁应设置爬梯和溢流管。

注:调节池可兼用作提升泵的吸水井。

第 5.2.4 条 在中、小型水处理工程中,设置调节池后可不再设置初次沉淀池。

第 5.2.5 条 生物处理后的二次沉淀池和物化处理的混凝池宜采用立式沉淀池或斜板(管)沉淀池。

第 5.2.6 条 立式沉淀池的设计表面水力负荷宜采用 $1 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$,中心管流速不得大于 30 mm/s ,中心管下部映射喇叭口和反射板,板底面距泥面不得小于 0.3m,排泥斗坡度应大于 45° 。

第 5.2.7 条 斜板(管)沉淀池宜采用矩形,沉淀池表面负荷宜采用 $1 \sim 3 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$,斜板(管)间距(孔径)应大于 80mm,板(管)斜长宜取 1000mm,斜角宜为 60° ,斜板(管)上部水深不宜小于 0.7m,下部缓冲层不宜小于 1.0m。

第 5.2.8 条 沉淀池采用静压排泥时,静水水头不得小于 1500mm,排泥管直径不得小于 150mm。

第 5.2.9 条 沉淀池应设锯齿形出水堰,其出水最大负荷不应大于 $1.70 \text{ L}/(\text{s} \cdot \text{m})$ 。

第 5.2.10 条 建筑中水生化处理宜采用接触氧化射流曝气或生物转盘工艺。

第 5.2.11 条 接触氧化池,水力停留时间不应小于 2h。处理生活污水时,水力停留时间不应小于 3h。

第 5.2.12 条 接触氧化池如采用玻璃钢蜂窝填料时,其孔径应大于 25mm,装填高度不得小于 1.5m。

第 5.2.13 条 接触氧化池曝气量应按 BOD 的去除负荷计算,一般应为 $40 \sim 80 \text{ m}^3/\text{kgBOD}$ 。

第 5.2.14 条 生物转盘应采用多级串联式。在寒冷地区生物转盘应设在室内,设在室外时应加保温罩。

第 5.2.15 条 生物转盘面积可按 BOD 负荷设计或选用,以水力负荷和停留时间复核,一般 BOD 负荷可采用 $10 \sim 20 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$,水力负荷可采用 $0.2 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。

第 5.2.16 条 中水过滤处理宜采用机械过滤或接触过滤。使用新型滤料和新工艺时,应按实验资料设计。

第 5.2.17 条 选用中小型中水处理组合装置时,其出水水质应符合与中水使用用途相关的水质标准要求。

第 5.2.18 条 中水处理必须设有消毒设施,并应符合下列要求。

采用液氯消毒时必须使用加氯机加氯;投加消毒剂应采用自动定比投加;采用氯化消毒时,加氯量一般为有效氯 $5 \sim 8 \text{ mg/L}$,接触时间应大于 30 min ,余氯量应保持 $0.5 \sim 1 \text{ mg/L}$ 。

1.3.3.5 中水处理站

第 6.0.1 条 中水处理站位置应根据建筑的总体规划中原水的产生、中水用水的位置、环境卫生和管理维护要求等因素确定。

第 6.0.2 条 处理站的大小可按处理流程确定。加药贮药间和消毒剂制备贮存间,宜与其他房间隔开,并有直接通向室外的门。根据规模和条件,宜设有值班、化验、贮藏、厕所等附属房间。

第 6.0.3 条 处理构筑及处理设备应布置合理、紧凑,满足构筑物的施工、设备安装、管道敷设及维护管理的要求,并留有发展及设备更换的余地。应考虑最大设备的进出。

第 6.0.4 条 处理站应设有适应处理工艺要求的采暖、通风换气、照明、给水、排水设施。

第 6.0.5 条 处理站的设计中,对采用药剂所产生的污染危害应采取有效的防护措施。

第 6.0.6 条 对中水处理中产生的臭气应采取有效的除臭措施。

第 6.0.7 条 对处理站中机电设备所产生的噪声和振动应采取有效的降噪和减振措施。

1.3.3.6 安全防护和监测控制

(1) 安全防护

第 7.1.1 条 中水管道严禁与生活饮用水给水管道联接。

第 7.1.2 条 中水管道不宜装于墙体和楼面内。

第 7.1.3 条 生活饮用水补水管出水与中水贮存池(箱)内最高水位间,应有不小于 2.5 倍管径的空气隔断。

第 7.1.4 条 中水管道与生活饮用水给水管道、排水管道平行埋设时,其水平净距离不得小于 0.5 m ;交叉埋设时,中水管道应位于生活饮用水给水管道下面,排水管道的上面,其净距离不小于 0.15 m 。

第 7.1.5 条 中水贮存池(箱)设置的溢流管、泄水管,均应采用间接排水方式排出。溢流管应设隔网。

第 7.1.6 条 中水管道应采取下列防止误接、误用、误饮的措施:中水管道外壁应涂浅绿色标志;中水池(箱)、阀门、水表及给水栓均应有明显的“中水”标志;中水工程验收时,应逐段进行检查防止误接。

(2) 监测控制

第 7.2.1 条 中小型处理站,可装设就地指示的监测仪表,由人工操作或部分自动控制。

第 7.2.2 条 根据处理工艺要求,处理构筑物的进水管和出水管应设置取样管及计量装置。

1.3.4 工业循环水冷却设计规范(GBJ 102—87)

1.4.4.1 总则

第 1.0.1 条 本规范适用于新建及扩建的敞开式工业循环水冷却设施的设计。

第 1.0.4 条 工业循环水冷却设施的类型选择,应根据生产工艺对循环水的水量、水温、水质和供水系统的运行方式等使用要求,并结合下列因素,通过技术经济比较确定:当地的水文、气象、地形和地质等自然条件;材料、设备、电能和补给水的供应情况;场地布置和施工条件;工业循环水冷却设施与周围环境的相互影响。

第 1.0.5 条 工业循环水冷却设施应靠近主要用水车间;并应避免修建过长的给水排水管、沟和复杂的水工建筑物。

1.3.4.2 冷却塔

(1) 一般规定

第 2.1.1 条 冷却塔在厂区总平面布置中的位置应符合下列规定:冷却塔宜布置在厂区主要建筑物及露天配电装置的冬季主导风向的下风侧;冷却塔应布置在贮煤场等粉尘污染源的全年主导风向的上风侧;冷却塔应远离厂内露天热源;冷却塔之间或冷却塔与其他建筑物之间的距离除应满足冷却塔的通风要求外,还应满足管、沟、建筑物的防火和防爆要求,以及冷却塔和其他建筑物的施工和检修场地要求;冷却塔的位置不

应妨碍工业企业的扩建。

第2.1.2条 当环境对冷却塔的噪声有限制时,宜采取下列措施:机械通风冷却塔应选用低噪声型的风机设备;冷却塔周围宜设置消声设施;冷却塔的位置宜远离对噪声敏感的区域。

第2.1.3条 冷却塔的集中或分散布置方案的选择,应根据使用循环水的车间数量、分布位置及各车间的用水要求,通过技术经济比较后确定。

第2.1.4条 冷却塔一般可不设备用。冷却塔检修时应有不影响生产的措施。

第2.1.5条 冷却塔的热力技术宜采用焓差法或经验方法。

第2.1.6条 冷却塔的热交换特性宜采用原型塔的实测数据。当缺乏原型塔的实测数据时,可采用模拟塔的实验数据,并应根据模拟塔的实验条件与设计的冷却塔的运行条件之间的差异,对模拟塔的试验数据进行修正。

第2.1.7条 冷却塔的通风阻力系数宜采用原型塔的实测数据。当缺乏实测数据时,可按经验方法计算。

第2.1.8条 冷却塔的最高冷却水温不应超过生产工艺允许的最高值,计算冷却塔的最高冷却水温的气象条件应符合下列规定:根据生产工艺的要求,宜采取按湿球温度频率统计方法计算的频率为5%~10%的平均气象条件;气象资料应采用近期连续不少于五年,每年最热时期三个月的日平均值。

第2.1.9条 计算冷却塔各月的月平均冷却水温时,应采用近期连续不少于五年的相应各月的月平均气象条件。

第2.1.10条 气象资料应选用能代表冷却塔所在地气象特征的气象台、站的资料,必要时宜在冷却塔所在地设气象观察站。

第2.1.11条 冷却塔的水量损失应根据蒸发、风吹和排污各项损失水量确定。

第2.1.12条 冷却塔的蒸发损失水量占进入冷却塔循环水量的百分数可按式计算:

$$P_e = K \cdot \Delta t$$

式中 P_e ——蒸发损失率,%;

Δt ——冷却塔进水与出水温差,℃;

K ——系数(1/℃),可按表1.3.12采用,环境气温为中间值时可用内插法计算。

表 1.3.12 系数 K

环境气温/℃	-10	0	10	20	30	40
$K/(1/℃)$	0.08	0.10	0.12	0.14	0.15	0.16

第2.1.13条 冷却塔的风吹损失水量占进入冷却塔循环水量的百分比可按表1.3.13采用。

表 1.3.13 风吹损失率/%

塔 型	机械通风冷却塔	风筒式冷却塔	开放式冷却塔
有除水器	0.2~0.3	0.1	
无除水器		0.3~0.5	1.0~1.5

第2.1.14条 排污损失水量应根据对循环水水质的要求计算确定。

第2.1.15条 淋水填料的型式和材料的选择应根据下列因素综合考虑确定:塔型;循环水的水温和水质;填料的热力特征和阻力性能;填料的物理力学性能、化学性能和稳定性(耐温度变化、抗老化和抗腐蚀等);填料的价格和供应情况;施工的检修方便;填料的支承方式和结构。

第2.1.16条 机械通风冷却塔和风筒式冷却塔一般应装设除水器。除水器应选用除水效率高、通风阻力小、经济耐用的型式。视工程具体条件,经过验证,风筒式冷却塔也可不装除水器。

第2.1.17条 冷却塔的配水系统应满足配水均匀、通风阻力小、能量消耗低和便于维修等要求;并应根据塔型、循环水质等条件按下列规定选择:逆流式冷却塔宜采用管式、槽式或管槽结合的形式;当循环水含悬浮物和泥沙较多时宜采用槽式;横流式冷却塔宜采用池式;小型机械通风逆流式冷却塔宜采用管式或旋转布水器。

第 2.1.18 条 管式配水系统的配水干管起始断面设计流速宜采用 $1.0 \sim 1.5 \text{ m/s}$ 。

第 2.1.19 条 槽式配水系统应符合下列要求：主水槽的起始断面设计流速宜采用 $0.8 \sim 1.2 \text{ m/s}$ ；配水槽的起始断面设计流速宜采用 $0.5 \sim 0.8 \text{ m/s}$ ；配水槽的设计水深应大于溅水喷嘴内径的 6 倍，且不应小于 0.15 m ；配水槽的超高一般不应小于 0.1 m ；在可能出现的超过设计水量工况下，配水槽不应溢流；配水槽断面净宽不宜小于 0.12 m ；主、配水槽均宜水平设置，水槽连接处应圆滑，水流转弯角不宜大于 90° 。

第 2.1.20 条 配水池应符合下列要求：池内水流平稳，水深应大于溅水喷嘴内径或配水底孔直径的 6 倍；池壁超高不宜小于 0.1 m ；在可能出现的超过设计水量工况下不应溢流；池底应水平设置；池顶宜设盖板或采取防止光照下滋长微生物和苔藓的措施。

第 2.1.21 条 溅水喷嘴应选用结构合理、流量系数大、喷溅均匀和不易堵塞的型式。

第 2.1.22 条 配水竖井或竖管应有放空措施。槽式配水系统的配水竖井内应保持水流平稳，不产生旋涡流。

第 2.1.23 条 逆流式冷却塔的进风口面积与淋水面积之比宜采用下列数值：机械通风冷却塔不小于 0.5；风筒式冷却塔不小于 0.4。

第 2.1.24 条 横流式冷却塔的淋水填料的高和径深应根据工艺对冷却水温的要求、冷却塔的通风措施、淋水填料的型式、塔的投资和运行费等因素，通过技术经济比较确定。淋水填料高和径深的比一般宜采用下列数值：机械通风冷却塔宜为 $2 \sim 2.5$ ；风筒式冷却塔当淋水面积大于 1000 m^2 时宜为 $1 \sim 1.5$ ，当淋水面积等于和小于 1000 m^2 时宜为 $1.5 \sim 2.0$ 。

第 2.1.25 条 冷却塔的集水池应符合下列要求：集水池的深度不宜大于 2.0 m ；当循环水采用阻垢剂、缓蚀剂处理时，集水池的容积应满足水处理药剂在循环水系统内允许停留时间的要求；集水池应有溢流、排空及排泥措施；池底宜有便于排水及排泥的适当坡度；池壁的超高宜为 $0.2 \sim 0.3 \text{ m}$ ，小型机械通风冷却塔不得小于 0.1 m ，出水口宜有拦污设施；大、中型冷却塔的出水口宜设置安全防护栏栅；集水池周围应设回水台，其宽度宜为 $1.5 \sim 2.0 \text{ m}$ ，坡地宜为 $3\% \sim 5\%$ ；回水台外围应有防止周围地表水流入池内的措施；沿集水池周围宜设置栏杆。

第 2.1.26 条 冷却塔内空气流通部位的构件应采用气流阻力较小的断面及型式。

第 2.1.27 条 冷却塔内、外与水汽接触的金属构件、管道和机械设备均应采取防腐蚀措施。

第 2.1.28 条 视不同的塔型和具体条件，冷却塔应有下列规定设施：通向塔内的人孔；从地面通向塔内和塔顶的扶梯或爬梯；配水系统顶部的人行道和栏杆；塔顶的避雷保护装置和指示灯；运行检测的仪表；验收测试使用的仪器和仪表的安装位置和设施。

第 2.1.29 条 寒冷和严寒地区的冷却塔，根据具体条件，宜采用下列防冻措施：在冷却塔的进风口上缘沿塔内壁宜设置向塔内下方喷射热水的喷水管，喷射热水的总量宜为进塔总水量的 $20\% \sim 40\%$ ；在冷却塔的进水干管上宜设能通过部分或全部循环水的旁路水管；淋水填料内外圈宜采用分区配水；机械通风冷却塔可采取停止风机运行、减小风机叶片的安装角，或选用变速电动机以及允许倒转的风机设备等措施；风筒式冷却塔可在进风口设置挡风设施；当塔的数量较多时，可减少运行的塔数，停止运行的塔的集水池应保持一定量的热水循环或采取其他保温措施；风筒式逆流冷却塔的进风口上缘内壁宜设挡水檐，檐宽宜采用 $0.3 \sim 0.4 \text{ m}$ ；风机减速器有润滑油循环系统时，应有对润滑油的加热设施；塔的进水阀门及管道应有防冻放水或其他保温措施。

第 2.1.30 条 冷却塔的运行管理宜设专人，冷却塔设计应对施工、运行及维护提出要求，并附有冷却塔的热力特性曲线。

(2) 机械通风冷却塔

第 2.2.1 条 机械通风冷却塔一般宜采用抽风式塔。当循环水对风机的侵蚀性较强时，可采用鼓风式塔。

第 2.2.2 条 单格的机械通风冷却塔的平面宜为圆形或正多边形；多格毗连的机械通风冷却塔的平面宜采用正方形或矩形。

当塔格的平面为矩形时，边长不宜大于 $4:3$ ；进风口宜设在矩形的长边。

第 2.2.3 条 逆流抽风式冷却塔的淋水填料顶面至风机风筒的进口之间气流收缩段的顶角宜采用 $90^\circ \sim 110^\circ$ 。

第 2.2.4 条 抽风式塔的风机风筒进口应采用流线型；风筒的出口应考虑减少动能损失的措施，必要时

宜设扩散筒。扩散筒的高度不宜小于风机半径，中心角宜采用 $14^{\circ} \sim 18^{\circ}$ 。

第 2.2.5 条 横流式机械通风冷却塔的淋水填料从顶部至底部应有向塔的垂直中轴线的收缩倾角。点滴式淋水填料的收缩倾角宜为 $9^{\circ} \sim 11^{\circ}$ ；薄膜式淋水填料的收缩倾角宜为 $5^{\circ} \sim 6^{\circ}$ 。

第 2.2.6 条 单侧进风的塔进风面宜面向夏季主导风向；双侧进风的塔的进风面宜平行于夏季主导风向。

第 2.2.7 条 当塔的格数较多时宜分成多排布置。每排的长度与宽度之比不宜大于 5:1。

第 2.2.8 条 两排以上的塔排布置应符合下列要求：长轴位于同一直线上的相邻塔排净距不小于 4m；长轴不在同一直线上相互平行布置的塔排净距不得小于塔的进风口高的 4 倍。

第 2.2.9 条 周围进风的机械通风冷却塔之间的净距不应小于冷却塔的进风口高的 4 倍。

第 2.2.10 条 根据冷却塔的通风要求，塔的进风口侧与其他建筑物的净距不应小于塔的进风口高的 2 倍。

第 2.2.11 条 设计机械通风冷却塔时，应考虑冷却塔排出的湿热空气回流和干扰对冷却效果的影响，必要时应对设计气象条件进行修正。

第 2.2.12 条 机械通风冷却塔格数较多且布置集中时，冷却塔的风机宜集中控制；各台风机必须有可切断电源的转换开关及就地控制风机启、停的操作设施。

第 2.2.13 条 风机设备应采用效率高、噪声小、安全可靠、材料耐腐蚀、安装及维修方便、符合标准的产品。

第 2.2.14 条 风机的设计运行工况点应根据冷却塔的设计风量和计算的全塔总阻力确定。风机在设计运行工况点应有较高的效率。

第 2.2.15 条 风机的减速器采用稀油润滑时应配有油位指示装置，大型风机应配有防振保护装置。

第 2.2.16 条 机械通风冷却塔应有起吊风机设备的措施。

第 2.2.17 条 采用工厂生产的冷却塔时，应根据该型产品实测的热力特征曲线进行选用。选用的产品应符合国家有关产品标准。

(3) 风筒式冷却塔

第 2.3.1 条 风筒壳体的几何尺寸应满足循环水的冷却要求，并结合结构、施工等因素通过技术经济比较确定。双曲线型的风筒壳体一般宜采用表 1.3.14 规定的数值。

表 1.3.14 双曲线型风筒壳体几何尺寸

塔高与壳体 直径的比	喉部面积与 壳底面积的比	喉部高度与 塔高的比	喉部以上 扩散角 α_1	壳体子午 线倾角 α_D
1.20 ~ 1.40	0.30 ~ 0.36	0.80 ~ 0.85	$8^{\circ} \sim 10^{\circ}$	$19^{\circ} \sim 20^{\circ}$

第 2.3.2 条 相邻的风筒式冷却塔的净距应符合下列规定：逆流式冷却塔不应小于塔的进风口下缘的塔筒半径；横流式冷却塔不应小于塔的进风口高的 3 倍；当相邻两塔几何尺寸不同时应按较大的塔计算。

第 2.3.3 条 根据冷却塔的通风要求，塔与其他建筑物的净距不应小于塔的进风口高的 2 倍。

第 2.3.4 条 塔筒的有效抽风高度应采用淋水填料中部至塔顶的高度。

第 2.3.5 条 冷却塔的淋水面积应采用淋水填料顶部面积。

第 2.3.6 条 风筒式冷却塔的塔顶应设人行道及栏杆，人行道上应设检修孔。检修孔平时应封盖。

第 2.3.7 条 风筒式冷却塔从地面通向塔顶的爬梯必须设护栏。

(4) 开放式冷却塔

第 2.4.1 条 当循环水量较小，工艺对冷却水温要求不严格时可采用开放式冷却塔；在大风、多砂地区不宜采用开放式冷却塔。

第 2.4.2 条 开放式冷却塔的位置应选择在气流通畅的地方。

第 2.4.3 条 开放式冷却塔的淋水填料宜采用点滴式。淋水填料安装的宽度不宜大于 4.0m。淋水填料的安装高度与宽度之比宜采用 2~3。

第 2.4.4 条 塔的平面宜采用矩形。塔的长边宜与夏季主导风向垂直布置。

第 2.4.5 条 开放式冷却塔的填料周围宜设百叶窗。

第2.4.6条 开放式冷却塔与其他建筑物的净距应大于30m。

1.3.4.3 喷水池

第3.0.1条 当循环水量较小,工艺对冷却水温要求不严格,且场地开阔,环境允许时可采用喷水池;在大风、多砂地区不宜采用喷水池。

第3.0.2条 喷水池可按经验曲线进行热力计算。

第3.0.3条 计算喷水池的冷却水温时,选用的气象条件应符合本规范第2.1.8条~第2.1.10条的规定。

第3.0.4条 喷水池的损失水量应根据下列各项确定:蒸发损失水量应符合本规范第2.1.12条的规定;风吹损失水量占循环水量的百分数可取1.5%~3.5%;排污损失水量应根据循环水质的要求计算确定。

第3.0.5条 喷水池的淋水密度应根据当地气象条件和工艺要求的冷却水温确定;一般可采用 $0.7 \sim 1.2 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。

第3.0.6条 喷水池不宜少于两格,当允许间断运行时亦可为单格。

第3.0.7条 喷水池的喷嘴宜选用渐伸型或C-6型。

喷嘴前的水头:渐伸型应为5~7m;C-6型不应小于6m。喷嘴布置宜高出水面1.2m以上。

第3.0.8条 喷水池内的设计水深宜为1.5~2.0m

第3.0.9条 喷水池的超高不应小于0.25m,池底应有坡向放空管的适当坡度。

第3.0.10条 喷水池宽不宜大于60m,最外侧喷嘴距池边不宜小于7m。喷水池的长边应与夏季主导风向垂直布置。

第3.0.11条 喷水池边缘应有回水台。回水台的宽度不宜小于5m。回水台倾向水池的坡度宜为2%~5%。回水台外围应有防止周围地表水流入池内的措施。

第3.0.12条 喷水池应有排污、放空和溢流设施。出水口前应设置拦污设施。

第3.0.13条 配水管末端应装设放水管。配水管应有坡向放水管的0.1%~0.2%的坡度。

第3.0.14条 寒冷和严寒地区的喷水池应采取下列防冻措施:在进水干管上宜设旁路水管,旁路水管的排水口应位于水池出水口的对面一侧;干管及配水管上的阀门应装设防冻放水管或采取其他保温措施。

1.3.4.4 水面冷却

(1) 一般规定

第4.1.1条 利用水面冷却循环水时,宜利用已有水库、湖泊或河道等水体,也可根据自然条件新建冷却池。

第4.1.2条 利用水库、湖泊或河道等水体冷却循环水时,水体的水量、水质和水温应满足工业企业取水 and 冷却的要求。

第4.1.3条 利用水库、湖泊或河道等水体冷却循环水时,应征得农业、渔业、航运和环境等有关部门的同意。

第4.1.4条 设计水面冷却工程,应考虑排水和冷却水体的综合利用。

第4.1.5条 工业企业使用综合利用水库或水利工程设施冷却循环水,应取得水利工程管理单位的供水协议。

第4.1.6条 取水、排水建筑物的布置和型式应有利于吸取冷水和热水的扩散冷却。有条件时,宜采用深层取水和表面排水。

排水口应使出流平顺,排水水面与受纳水体水面的衔接宜平缓。

第4.1.7条 在有温差异重流的冷却水体中,采用深层取水建筑物取底部冷水时,其进口流速宜通过模型试验确定,一般可采用 $0.1 \sim 0.2 \text{ m/s}$ 。

第4.1.8条 采用重叠式取排水建筑物的冷却水体应有足够的水深。设计应考虑各种不利因素对设计最低水位和表面热水层厚度的影响。

第4.1.9条 水面的综合散热系数应根据工程地区的热水面实测资料确定,当缺乏实测资料时,可利用经验公式计算确定。

第4.1.10条 当水体的冷却能力不足或需要降低排水温度时,可根据综合技术经济分析,选用辅助的冷却设施。

第4.1.11条 冷却水体中有渔业生产时,取水建筑物应设拦鱼设施。

第4.1.12条 取水口和排水口应装设测量水温和冷却水体水位的仪表。

(2) 冷却池

第4.2.1条 新建冷却池，应不占或少占耕地。设计应采取防止池岸和堤坝冲刷及崩坍的措施；还应采取对冷却池附近农田和建筑物的防护措施，防止因冷却池附近地下水位升高对农田和建筑物造成不良影响。

第4.2.2条 利用水库或湖泊冷却循环水，应根据水体的水文气象条件、水力计算、运行方式和水工建筑物的设计标准等资料进行设计。

第4.2.3条 冷却池的设计最低水位，应根据水体的自然条件、冷却要求的水面面积和最小水深、泥沙、淤积和取水口的布置等条件确定。

第4.2.4条 冷却池在夏季最低水位时，水流循环区的水深不宜小于2m。

第4.2.5条 冷却池的正常水位和洪水位，应根据水量平衡和调洪计算结果、循环水系统对水位的要求和池区淹没损失等条件，通过技术经济分析确定。

第4.2.6条 新建冷却池，应根据冷却、取水、卫生和其他方面的要求，对池底进行清理。

第4.2.7条 新建冷却池，初次灌水至运行要求的最低水位所需的时间，应满足工业企业投入生产的要求。

第4.2.8条 设计冷却池，应通过物理模型试验，当工程条件允许时，也可利用数学模型计算或其他方法，确定水体的冷却能力和取水温度，并结合技术经济分析选择取水和排水工程的最优布置方案。

第4.2.9条 冷却池的冷却水最高计算温度，不应超过生产工艺允许的最高值。

计算冷却池的设计冷却能力或冷却水最高温度的水文气象条件，应根据生产工艺的要求确定。一般宜符合下列规定：深水型冷却池，采用多年平均的年最热月月平均自然水温和相应的气象条件；浅水型冷却池，采用多年平均的年最炎热连续十五天平均自然水温和相应的气象条件。

第4.2.10条 计算冷却池的各月月平均冷却水温，应采用多年相应各月的平均水文和气象条件。

第4.2.11条 自然水温应根据实测资料或条件相似水体的观测资料确定。当缺乏上述资料时，可按热量平衡方程或经验公式计算确定。

第4.2.12条 冷却池必须有可靠的补充水源。

冷却池补充水源的设计标准，应根据工业企业的重要性和生产工艺的要求确定。一般可采用频率为95%~97%的枯水年水量。

第4.2.13条 冷却池的损失水量应按自然蒸发、附加蒸发、渗漏和排污等各项计算的损失水量确定。

第4.2.14条 冷却池的自然蒸发量应按当地水面自然蒸发量公式或邻近相似水体的自然蒸发量公式计算确定。

自然蒸发水量的计算应符合下列规定：年调节水量的冷却池，当为地表径流补给时，应采用与补充水源同一设计标准的枯水年；人工补水时，可按历年中蒸发量与降水量的差值最大年份考虑；多年调节水量的冷却池，可采用多年平均值；蒸发量年内各月分配可采用设计枯水年的年内月分配率。

第4.2.15条 冷却池的附加蒸发水量可按下列公式计算：

$$q_e = K \cdot \Delta t \cdot Q$$

式中 q_e ——附加蒸发水量， t/h ；

Δt ——循环水的进水与出水温度差， $^{\circ}C$ ；

Q ——循环水量， t/h ；

K ——系数， $1/^{\circ}C$ ，可按表1.3.15采用，水温为中间值时可用内插法计算。

表 1.3.15 系数 K

进入冷却池水温/ $^{\circ}C$	5	10	20	30	40
系数 $K/(1/^{\circ}C)$	0.0008	0.0009	0.0011	0.0013	0.0015

第4.2.16条 冷却池的渗漏水量可根据池区的水文地质条件和水工建筑物的型式等因素确定。必要时，冷却池应采取防渗漏的措施。

第4.2.17条 冷却池的排污水量，应根据对循环水水质的要求计算确定。

第4.2.18条 冷却池应考虑泥沙淤积对取水口、排水口的位置和对冷却能力的影响,必要时应采取防止或控制淤积发展的措施。

第4.2.19条 当冷却池有地表径流给水时,宜设置向冷却池下游排放热水的旁路设施。

第4.2.20条 冷却池取水口和排水口方位的选择,应考虑风向对取水温度和热水扩散的影响。

第4.2.21条 为提高冷却池的冷却能力或降低取水温度,可采用导流堤、潜水堰和挡热墙等工程措施。

第4.2.22条 地表径流补水的冷却池,应有排泄洪水的建筑物。人工补水的冷却池,应根据需要,设置溢流和放水等设施。

第4.2.23条 工业企业自建的冷却池,应设专人管理。

(3) 河道冷却

第4.3.1条 利用河道冷却循环水,应根据工程的具体条件,利用物理模型试验或数学模型计算,确定河段水面的冷却能力、取水温度和河段的水温分布,并结合技术经济分析选择取水和排水工程的最优布置方案。

第4.3.2条 计算河道的设计冷却能力或冷却水最高温度的水文气象条件,应根据生产工艺的要求确定。一般可采用历年最炎热时期(一般以三个月计算)频率为5%~10%的日平均水温和相应的水文气象条件。冷却水的最高计算温度,不应超过生产工艺允许的最高值。

第4.3.3条 利用河网冷却循环水,应根据河网的规划设计,论证和选择设计最低水位。

第4.3.4条 排水口宜设在取水口下游,当排水口设在上游时,应采取减少进入取水口的热水量的措施。

第4.3.5条 感潮河段应采取避免和减少排水热量在河道中积蓄对取水温度影响的措施。

1.3.5 工业用水软化除盐设计规范(GB J109—87)

1.3.5.1 水处理站

(1) 一般规定

第2.1.1条 水处理站在厂区的总平面布置应符合下列要求:靠近主要用水对象;交通运输方便;宜远离煤场、灰场等有粉尘飞扬的场所,并位于散发有害气体、烟尘、水雾的构筑物常年主导风向的上风侧。

第2.1.2条 水处理站宜设计为独立建筑,规模不大时,也可与其他建筑物合建。但不宜建在楼上。

第2.1.3条 水处理站应设置生产管理、仪表控制、化学分析、设备维修、药品贮存和值班人员所需要的辅助间。当工厂内设有中心化验室和维修车间时,辅助间的面积相应减少。

(2) 设备布置

第2.2.1条 水处理站的设备布置应符合下列规定:按工艺流程顺序排列;节约用地;减少噪声干扰;便利操作。

第2.2.2条 澄清池(器)、过滤池(器)和各种水箱可布置在室外,顶部宜设人行道。

第2.2.3条 当水处理设备布置在室外时,其运行操作部位及仪表、取样装置、阀门等宜集中布置,并有防雨、防冻、防晒的措施。

第2.2.4条 主操作通道的净宽不宜小于2m,并应满足设备的检修需要。巡回检查通道净宽不宜小于0.8m。

第2.2.5条 经常检修的水处理设备和阀门应设检修扶梯、平台和起吊装置。

第2.2.6条 酸贮存槽宜靠近废液中和池。

第2.2.7条 空气压缩机和罗茨鼓风机宜布置在单独的房间内,并应采取消声减噪措施。程序控制室和化学精密仪器应采光良好,并应装设空气调节装置。

1.3.5.2 软化和除盐

(1) 一般规定

第3.1.1条 工业用水软化、除盐设计应取得当地可利用水源的水量和水质分析资料,掌握其变化规律和外界环境对水源水量、水质的各种影响,并应选择有代表性的水质分析资料作为设计依据。

收集全年水质分析资料的份数应符合下列要求:当原水为地下水或海水时,每季度一份,全年共四份;当原水为地表水时,每个月一份,全年共十二份。

第3.1.2条 软化除盐装置的进水水质应符合表1.2.14的要求。

第3.1.3条 软化和除盐系统的选择应根据进水水质和对出水水质的要求、出水量、化学药品及离子交

换剂的供应情况,经技术经济比较确定。

第 3.1.4 条 软化和除盐系统的出水量应根据供水量加系统的自用水量确定。

第 3.1.5 条 离子交换树脂的工作交换容量,应按树脂性能曲线或参照类似条件的运行经验确定。

第 3.1.6 条 用于除硅的强碱阴离子交换树脂,其再生碱液宜加热至 35~40℃。

第 3.1.7 条 水处理系统和设备的选择,应减少废酸、废碱、废渣及其他有害物质的排放量,并应采取处理和处置措施。

(2) 系统选择

第 3.2.1 条 软化系统可按表 1.3.16 选择。

表 1.3.16 软化系统选择

系统名称及代号	出水水质			进水水质		
	硬度/(mg/L, 以 CaCO_3 表示)	碱度/(mg/L, 以 CaCO_3 表示)	总硬度/(mg/L, 以 CaCO_3 表示)	碳酸盐硬度/(mg/L, 以 CaCO_3 表示)	碳酸盐硬度/总硬度	强酸阴离子/(mg/L, 以 CaCO_3 表示)
石灰—钠 $\text{CaO}-\text{Na}$	<2	40~60	—	>150	>0.5	—
单钠 Na	<2	—	≤ 325	—	—	—
氢钠串联 $\text{H}-\text{D}-\text{Na}$	<2	≤ 25	—	—	<0.5	—
氢钠 H 并联 Na $\text{H}-\text{D}$	<2	≤ 17.5	—	—	>0.5	<200
二级钠 $\text{Na}-\text{Na}$	<0.15	—	—	—	—	—

注: 1. 采用离子交换树脂作交换剂时, 进水强酸阴离子值不受限制;

2. 表中, H ——强酸阳离子交换器, D ——除二氧化碳器, Na ——钠离子交换器, CaO ——石灰处理装置。

第 3.2.2 条 石灰软化处理时, 宜采用硫酸亚铁或其他铁盐作为凝聚剂。

第 3.2.3 条 石灰软化处理并要求除硅酸盐时, 可加入氧化镁或白云石粉。原水应加热至 $(40 \pm 1)^\circ\text{C}$ 。

第 3.2.4 条 离子交换除盐系统可按表 1.3.17 选择。

表 1.3.17 离子交换除盐系统选择

系统名称及代号		出水水质		进水水质				
		电导率 (25℃) ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	SiO_2 (mg/L)	碱度 (mg/L, 以 CaCO_3 表示)	碳酸盐硬度 (mg/L, 以 CaCO_3 表示)	强酸阴离子 (mg/L, 以 CaCO_3 表示)	SiO_2 (mg/L)	总含盐量 (mg/L)
一级除盐 $\text{H}-\text{D}-\text{OH}$	顺流再生	<10	<0.1	<200	—	<100	—	—
	对流再生	<5						
一级除盐加混床 $\text{H}-\text{D}-\text{OH}-\text{H}/\text{OH}$		0.1~0.5	<0.02	<200	—	<100	—	—
弱酸一级除盐 $\text{H}_w-\text{H}-\text{D}-\text{OH}$ 或 $\text{H}_w/\text{H}-\text{D}-\text{OH}$	顺流再生	<10	<0.1	—	>200	<100	—	—
	对流再生	<5						
弱酸一级除盐加混床 $\text{H}_w-\text{H}-\text{D}-\text{OH}-\text{H}/\text{OH}$ 或 $\text{H}_w/\text{H}-\text{D}-\text{OH}-\text{H}/\text{OH}$		0.1~0.5	<0.02	—	>200	<100	—	—
弱碱一级除盐 $\text{H}-\text{D}-\text{OH}_w-\text{OH}$ 或 $\text{H}-\text{OH}_w-\text{D}-\text{OH}$	顺流再生	<10	<0.1	<200	—	>100	—	—
	对流再生	<5						
弱碱一级除盐加混床 $\text{H}-\text{OH}_w-\text{D}-\text{OH}-\text{H}/\text{OH}$		0.1~0.5	<0.02	<200	—	>100	—	—
弱酸、弱碱一级除盐 $\text{H}_w-\text{H}-\text{D}-\text{OH}_w-\text{OH}$		<10	<0.1	—	>200	>100	—	—
弱酸、弱碱一级除盐加混床 $\text{H}_w-\text{H}-\text{D}-\text{OH}_w-\text{OH}-\text{H}/\text{OH}$		0.1~0.5	<0.02	—	>200	>100	—	—

续表

系统名称及代号	出水水质		进水水质				
	电导率 (25℃) ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	SiO_2 (mg/L)	碱度 (mg/L , 以 CaCO_3 表示)	碳酸盐硬度 (mg/L , 以 CaCO_3 表示)	强酸阴离子 (mg/L , 以 CaCO_3 表示)	SiO_2 (mg/L)	总含盐量 (mg/L)
二级除盐 $\text{H}-\text{D}-\text{OH}-\text{H}-\text{OH}$	0.2~1	<0.02	>200	—	>100	—	—
二级除盐加混床 $\text{H}-\text{D}-\text{OH}-\text{H}-\text{OH}-\text{H}/\text{OH}$	<0.1	<0.02	>200	—	>100	—	—
强酸弱碱加混床 $\text{H}-\text{OH}_w-\text{D}-\text{H}/\text{OH}$	0.1~0.5	<0.1	<200	—	>100	<1	—
二级混床 $\text{H}/\text{OH}-\text{精制 H}/\text{OH}$	<0.1	<0.02	—	—	—	—	100~150
电渗析加二级混床 $\text{ED}-\text{H}/\text{OH}-\text{精制 H}/\text{OH}$	<0.1	<0.02	—	—	—	—	>200
反渗透(电渗析)加一级除盐加 混床联合处理 RO 或 $\text{ED} > \text{H}-\text{D}-\text{OH}-\text{H}/\text{OH}$	<0.1	<0.02	—	—	—	—	>500

注: 1. 二级混床处理适用于小型高纯度水处理; 2. 当对出水有机物、微生物、细菌、颗粒等项指标有特殊要求时, 反渗透器加除盐联合系统, 在进水总含盐量 < 500mg/L 时也可选用; 3. 表中, H—强酸阳离子交换器, H_w —弱酸阳离子交换器, OH—强碱阴离子交换器, OH_w —弱碱阴离子交换器, H_w/H —阳离子交换双层床, D—除二氧化碳器, HOH—阴阳混合离子交换器(混床), 精制 HOH—精制阴阳混合离子交换器(精制混床), RO—反渗透装置, ED—电渗析装置。

第 3.2.5 条 当进水强酸阴离子与弱酸阴离子比值变化不大时, 二级除盐系统中阳、阴离子交换器宜采用单元制串联。装入阴离子交换器的树脂体积, 应为计算值加 10%~15% 富余量。

第 3.2.6 条 当进水强酸阴离子与弱酸阴离子比值变化不大时, 一级除盐系统中阳、阴离子交换器宜采用母管制并联。当同一种离子交换器的数量为六台及以上时应分组。

第 3.2.7 条 在无垫层的阳、阴离子交换器之间和离子交换除盐系统出口应装设树脂捕捉器。

(3) 设备选择

(I) 石灰软化

第 3.3.1 条 石灰软化澄清池(器)宜选用悬浮澄清池(器)或机械搅拌澄清池(器)。

澄清池(器)的设置应满足检修要求, 可不设备用。

第 3.3.2 条 过滤池(器)不宜少于 2 台, 设计应符合下列要求: 应设有空气和水的反洗设施; 每台每昼夜反洗次数, 可按 1~2 次设计。

(II) 离子交换

第 3.3.3 条 用于软化的离子交换器设计数据可按表 1.3.18 选用。

表 1.3.18 软化离子交换器设计数据

设备名称		强 酸 氢 离 子 交 换 器					
		顺流再生固定床		逆流再生固定床		浮动床	移动床
		树 脂	磺化煤	树 脂	磺化煤	树 脂	树 脂
运行	流速/(m/h)	20~30	10~20	20~30	10~20	30~50	40~80
小反洗	流速/(m/h)	—	—	5~10	5~10	—	—
	时间/min	—	—	3~5	3~5	—	—
反洗	流速/(m/h)	15	10~15	15	10~15	—	—
	时间/min	15	5~15	15	15	—	—

续表

设备名称		强 酸 氢 离 子 交 换 器										
		顺流再生固定床				逆流再生固定床				浮动床		移动床
		树 脂		磺化煤		树 脂		磺化煤		树 脂		树 脂
再生	药剂(100%)	H ₂ SO ₄	HCl	H ₂ SO ₄	HCl	H ₂ SO ₄	HCl	H ₂ SO ₄	HCl	H ₂ SO ₄	HCl	HCl
	再生剂耗量/ (kg/kg CaCO ₃)	2~3	1.4~ 1.6	2~3	1.4~ 1.6	≤1.4	1~1.1	≤1.4	1~1.1	1.1~ 1.3	1~1.1	1~1.4
	浓度/%	一步 再生 1±0.2	3~4	一步 再生 1±0.2	3~4	一步 再生 1±0.2	2~5	一步 再生 1±0.2	2~5	一步 再生 1±0.2	2~5	—
	流速/(m/h)	一步 再生 8~10	4~6	一步 再生 8~10	4~6	一步 再生 8~10	4~6	一步 再生 8~10	4~6	一步 再生 8~10	4~6	—
转换	流速/(m/h)	同 再 生 流 速										
	时间/min	计 算 确 定										
小正洗	流速/(m/h)	—		—		10~15		10~15		—		—
	时间/min	—		—		5~10		5~10		—		—
正洗	水耗/ (m ³ /m ³ 树脂)	3~6		3~6		2~3		2~3		1~2		5~6
	流速/(m/h)	15~20		15~20		15~20		15~20		15		—
工作交换容量/ (kg CaCO ₃ /m ³ 树脂)		25~ 32.5	40~50	12.5~ 15		25~ 32.5	40~50	12.5~ 15		25~ 32.5	40~50	40~50
设备名称		钠离子交换器								二级钠离子交换器		
		顺流再生固定床		逆流再生固定床		浮动床		移动床		顺流再生固定床		
		树 脂	磺化煤	树 脂	磺化煤	树 脂	树 脂	树 脂	树 脂	树 脂	磺化煤	
运行	流速/(m/h)	20~30	10~20	20~30	10~20	30~50	40~80	≥60		≥40		
小反洗	流速/(m/h)	—	—	5~10	5~10	—	—					
	时间/min	—	—	3~5	3~5	—	—					
反洗	流速/(m/h)	15	10~15	15	10~15	—	—	15		10~15		
	时间/min	15	15	15	15	—	—	15		15		
再生	药剂(100%)	NaCl		NaCl		NaCl		NaCl		NaCl		
	再生剂耗量/ (kg/kg CaCO ₃)	2~2.4	2~4	1.6~2		1.6~2		1.8~2.2		8		
	浓度/%	5~8		5~8		—		—		5~8		
	流速/(m/h)	4~6		2~5		—		—		4~6		
置换	流速/(m/h)	同 再 生 流 速										
	时间/min	计 算 确 定										
小正洗	流速/(m/h)	—	—	10~15		—		—		—		
	时间/min	—	—	5~10		—		—		—		
正洗	水耗/ (m ³ /m ³ 树脂)	3~6		3~6		1~2		5~6		—		
	流速/(m/h)	15~20		15~20		15		—		20~30		
工作交换容量/ (kg CaCO ₃ /m ³ 树脂)		40~45	12.5~15	40~45	12.5~15	40~45	40~45	—		—		

注：移动床采用凝胶树脂时，运行流速40~60m/h，采用大孔树脂时，运行流速宜为60~80m/h；逆流再生固定床的顶压条件见表1.3.20；浮动床条件见表1.3.21。

第3.3.4条 用于除盐的离子交换器设计数据可按表1.3.19~表1.3.21选用。

表 1.3.19 除盐离子交换器(顺流再生)设计数据

设备名称		强酸阳离子交换器		强碱阴离子交换器	混合离子交换器		弱酸阳离子交换器		弱碱阴离子交换器
运行	滤速/(m/h)	20~30		20~30	40~60		20~30		20~30
反洗	流速/(m/h)	15		6~10	10		15		5~8
	时间/min	15		15	15		15		15~30
再生	药剂(100%)	H ₂ SO ₄	HCl	NaOH	HCl	NaOH	H ₂ SO ₄	HCl	NaOH
	再生剂耗量/(kg/kg CaCO ₃)	2~3	1.4~1.6	2~2.4	—	—	-1.2	-0.8	0.8~1
	耗量/(kg/m ³ 树脂)	—	—	—	70~120	40~80	—	—	—
	浓度/%	一步再生 1±0.2	3~4	2~3	5	4	1	2~2.5	2
	流速/(m/h)	一步再生 8~10	4~6	4~6	5	5	>10	4~5	4~5
置换	流速/(m/h)	同再生流速							
	时间/min	计算确定							
正洗	水耗/(m ³ /m ³ 树脂)	5~6		10~12	—		2~2.5		2.5~5
	时间/min	15~20		15~20	20~30		15~20		15~20
工作交换容量/(kg CaCO ₃ /m ³ 树脂)		25~32.5	60~50	12.5~15	—		75~90		40~60
其他		—		再生时间不少于30min	正洗前空气混合。空气压力0.098~0.142MPa 空气流量2~3Nm ³ /(m ² ·min)混合时间0.5~1min		—		—

注：当水质较好或采用自动控制时，强酸阳离子、强碱阴离子交换器运行滤速可按20m/h左右计算。

表 1.3.20 除盐离子交换器(逆流再生)设计数据

设备名称		强酸阳离子交换器	强碱阴离子交换器	设备名称		强酸阳离子交换器		强碱阴离子交换器
运行	滤速/(m/h)	20~30	20~30	再生	药剂(100%)	H ₂ SO ₄	HCl	NaOH
小反洗	流速/(m/h)	5~10	5~10		再生剂耗量/(kg/kg CaCO ₃)	≤1.4	1~1.1	1.2~1.3
	时间/min	15	15		浓度/%	一步再生 1±0.2	1.5~3	1~3
反洗	流速/(m/h)	5~10	5~10		流速/(m/h)	一步再生 8~10	4~6	4~6
	时间/min	15	15	置换	流速/(m/h)	同再生流速		
顶压	气顶压	压力/MPa	0.029~0.049		时间/min	计算确定		
		流量/[Nm ³ /(m ² ·min)]	0.2~0.3 (除油、除尘净化空气)		小正洗	流速/(m/h)	10~15	7~10
	水顶压	压力/MPa	0.049		时间/min	5~10	5~10	
		流量/[Nm ³ /(m ² ·min)]	再生液流量的0.4~1		正洗	流速/(m/h)	15~20	15~20
					水耗/(m ³ /m ³ 树脂)	1~3	1~3	
					工作交换容量/(kg CaCO ₃ /m ³ 树脂)	25~32.5	40~50	12.5~15

注：反洗时间宜为10~20d反洗一次，反洗后第一周期可视情况增加再生剂量50%~100%；采用无顶压方式再生时，应具有足够的压脂层，并注意中间排水系统排水通畅。

表 1.3.21 除盐离子交换器（浮动床）设计数据

设备名称		强酸阳离子交换器		强碱阴离子交换器	设备名称	强酸阳离子交换器	强碱阴离子交换器	
运行	流速/(m/h)	30~50		30~50	置换	时间/min	计算确定	
再生	药剂(100%)	H_2SO_4		HCl	正洗	流速/(m/h)	15	
	再生剂耗量/(kg/kg $CaCO_3$)	≤ 1.4		1~1.1		水耗/(m^3/m^3 树脂)	1~2	
	浓度/%	一步再生 1 ± 0.2		1.5~3	成床	流速/(m/h)	15~25	
	流速/(m/h)	一步再生 8~10		4~6		时间/min	3~5	
						运行前清洗时间/min	3~5	
置换	流速/(m/h)	同再生流速			工作交换容量/(kg $CaCO_3/m^3$ 树脂)		25~32.5	40~50
							12.5~15	

注：反洗应在清洗罐中进行，反洗后第一周期可视情况增加再生剂量 50%~100%；为防止落床，阳床运行流速最低不应低于 10m/h，阴床不应低于 7m/h；树脂输送管流速宜为 1~2m/s。

第 3.3.5 条 使用强酸、强碱离子交换树脂的一级除盐系统中，顺流再生固定床、逆流再生固定床、浮动床和移动床的选型，应经技术经济比较确定，其进水水质及出水量应符合下列规定。

顺流再生固定床：进水含盐量 $< 150mg/L$ ，总阳离子 $\leq 100mg/L$ （以 $CaCO_3$ 表示），强酸阴离子 $< 200mg/L$ （离子以 $CaCO_3$ 表示，下同）。逆流再生固定床：进水含盐量 $< 500mg/L$ ，总阳离子 $< 350mg/L$ ，强酸阴离子 $< 200mg/L$ 。浮动床：进水含盐量为 300~500mg/L，总阳离子为 100~200mg/L，强酸阴离子为 50~125mg/L，设备出水量 $> 100m^3/h$ 。移动床：进水含盐量 $< 300mg/L$ ，总阳离子为 100~200mg/L，强酸阴离子为 50~125mg/L，且水质较稳定，设备出水量 $> 100m^3/h$ 。

第 3.3.6 条 采用弱型树脂时，离子交换器应选用顺流再生固定床。

第 3.3.7 条 经常间歇运行的系统，不宜采用浮动床以及单塔单周期移动床和两塔连续再生移动床。

第 3.3.8 条 一级离子交换器的台数，不宜少于两台，当一台检修（或离子交换树脂复苏），其余设备和水箱满足正常供水和自来水的要求时，可不设检修备用。

二级钠离子交换器和混合离子交换器可不设检修备用。

第 3.3.9 条 一级离子交换器再生次数，应根据进水水质和再生方式确定。正常再生次数，可按每台每昼夜 1~2 次设计，当采用程序控制时，也可按 2~3 次设计。

第 3.3.10 条 离子交换器的交换剂层高，应通过计算确定。采用离子交换树脂时不宜小于 1.0m，采用磺化煤时，不宜小于 1.5m。

第 3.3.11 条 用于软化和除盐的离子交换器，当采用硫酸分步再生时，再生液浓度、酸量分配和再生液流速，可按表 1.3.22 选择。

表 1.3.22 硫酸分步再生数据选择

项 目	第一步			第二步			第三步		
	浓度/%	流速/(m/h)	再生剂占总量百分率/%	浓度/%	流速/(m/h)	再生剂占总量百分率/%	浓度/%	流速/(m/h)	再生剂占总量百分率/%
二步再生	0.8~1	7~10	≤ 40	2~3	5~7	≤ 60	—	—	—
三步再生	< 1	8~10	33	2~4	5~7	33	4~6	4~6	34

第 3.3.12 条 离子交换剂应有贮存和装卸设施。

第 3.3.13 条 离子交换剂的年补充率应符合以下规定：采用凝胶型强酸离子交换树脂时，固定床、浮动床为装入交换器树脂体积的 5%~10%；移动床为 10%~15%；采用凝胶型强碱离子交换树脂时，为装入交换器树脂体积的 10%~15%；采用磺化煤时，为装入交换器磺化煤体积的 10%~15%。

第 3.3.14 条 除二氧化碳器或真空除气器的填料层高度，应根据填料品种和尺寸，进、出水二氧化碳含量，水温以及所选定淋洒密度下的实际解析系数等因素经计算确定。

第 3.3.15 条 除盐系统中, 除二氧化碳器水箱容积, 宜按下列规定选用: 采用单元制串联连接时, 为本单元设备 2~5min 出水量的贮水容积; 采用母管制并联连接时, 为并联设备 15~30min 出水量的贮水容积。

(Ⅲ) 电渗析和反渗透

第 3.3.16 条 确定电渗析器的出水量和脱盐率时应留有 20%~30% 富余量。

第 3.3.17 条 电渗析器进水阀门前应设流量表、压力表及启动冲洗排水阀。

第 3.3.18 条 电渗析器应有事故停水报警或自动切断直流电的设置。

第 3.3.19 条 电渗析器的连接管路应采用非金属管或衬胶管。

第 3.3.20 条 电渗析器的数量为五台及以下时, 宜设一台检修备用; 当为五台以上时, 应设两台备用。

第 3.3.21 条 电渗析器出口管的最高位置宜设真空破坏阀或在倒装的 U 形管上部排水。

第 3.3.22 条 电渗析器的进水压力宜小于 0.294MPa 并保持压力稳定。

第 3.3.23 条 电渗析器应设置倒换电极和酸洗设备。酸洗用的盐酸浓度应小于 3%。

第 3.3.24 条 反渗透装置应有流量、压力、温度等控制措施。当几台反渗透器并联使用时, 应保证各个反渗透器进水端配水均匀。反渗透装置宜连续运行。

第 3.3.25 条 反渗透装置应设置加药和清洗设施。

第 3.3.26 条 反渗透装置的高压泵出口处, 应设置稳压装置和压力报警开关, 在进水管、浓水管及淡水管上, 宜设置止回阀, 在出水侧不应设有阀门及高位水箱等。

1.3.5.3 后处理

第 4.0.1 条 对除盐水电导率、有机物、微生物、细菌、颗粒等特殊要求时, 应进行后处理。

后处理系统应根据除盐系统出水水质、用水对象的水质要求及用水量等因素确定, 可按表 1.3.23 选择。

表 1.3.23 后处理系统选择

系统名称及代号	出水水质		进水水质
	电导率/(25℃, $\mu\text{S}/\text{cm}$)	SiO_2 /(mg/L)	总盐含量/(mg/L)
[一级除盐加混床]—水箱—泵—UV—精制 H/OH— ↑ 大循环 3~5 μm MF—用水对象	<0.067	<0.02	<500
[反渗透加一级除盐]—5 μm MF—水箱—泵—UV— ↑ 大循环 精制 H/OH—0.2 或 0.5 μm MF—用水对象	<0.067	<0.02	>500
[Na—反渗透加混床除盐]—水箱—泵—精制 H/OH— ↑ 大循环 —UV—0.2 μm MF—用水对象	<0.067	<0.02	>500
净化器(大孔阴树脂)—Na—5 μm MF— [反渗透加混床除盐]—水箱—泵—精制 H/OH ↑ 大循环 —UV—UF 或 0.2 μm MF—用水对象	<0.067	<0.02	>500
[反渗透加一级除盐加混床]—5 μm MF—水箱—泵—UV— ↑ 大循环 精制 H/OH—UF 或 0.2 μm MF—用水对象	<0.067	<0.02	>500

注: 1. 经后处理, 水质符合高纯水标准, 即 0.1 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 除盐水电导率 $\geq 0.5\mu\text{m}$, 尘粒 < 300 粒/mL, 活微生物 < 9 个/mL;

2. 表中, MF—微孔过滤, UF—超滤, UV—紫外线杀菌。

第 4.0.2 条 精制混床内所装填的离子交换树脂宜采用优质树脂, 其再生剂的纯度, 应选用化学纯。

第 4.0.3 条 在后处理系统中, 宜设置大循环供水管路, 管路内水流速度宜选用 1.5~3.0m/s, 大循环的回流量约为设计供水量的 50%。也可在用水对象附近, 设置带有后处理设备(如精制混床、超滤、微孔过滤或反渗透等)的循环供水管路。

第 4.0.4 条 后处理系统应选择结构严密并便于更换和拆卸的设备。在布置上应留有适当的操作和检修场地。

第4.0.5条 后处理系统中设备和管路的材质应选用物理化学性能良好的聚丙烯、高密度聚乙烯、无添加剂的硬聚氯乙烯及经过处理的不锈钢等。

第4.0.6条 在供水管路中应设有杀灭细菌和微生物的措施,水中细菌数量应符合以下规定:一级小于3个/mL;二级小于9个/mL。

1.3.6 高浊度水给水设计规范 (CJJ 40—91)

高浊度水系指浊度较高,有清晰的界面分选沉降的含砂水体。其含砂量为 $10 \sim 100 \text{ kg/m}^3$ 。

1.3.6.1 取水

第2.1.1条 取水构筑物的取水量包括以下三项:①现行的《室外给水设计规范》规定的水量;②沉淀构筑物、调蓄水池以及明渠的排泥水量、蒸发量、渗漏水;③调蓄水池的补给水量。

第2.1.2条 在大中型取水工程设计中,如取水点离现有水文站较远或附近的水文站资料不能引用时,应设置临时水文观察点来观测必要的水文数据。此观察点在投产运行后,可继续进行水文预报。

第2.1.3条 在水利枢纽上下游的河段取水,应考虑水利枢纽不同运行条件所引起的水文条件的变化(如流量、含砂量、水温、冰凌和河床冲淤等)及其对取水构筑物的影响。

第2.1.4条 高浊度水取水工程设计必须考虑下列因素:河道的游荡和冲淤;流量和水位变化、河道断流、脱流;含砂量、砂峰过程和泥砂的组成;漂浮物、杂草、冰凌和冰坝。

第2.1.5条 取水口位置选择应符合下列条件:游荡性河段的取水口应结合河床、地形、地质的特点,将其布置在主流线密集的河段上;在主流顶冲点下游、并有横向环流同时冰水分层的河段。

第2.1.6条 当取水量大,河水含砂量高,主河道游荡,冰情严重时,可设置两个取水口。

第2.1.7条 取水构筑物应采用直接从河道中取水的方式,可不设取水头部、自流管及单独的集水井等。

第2.1.8条 取水构筑物的冲刷深度应通过调查与计算确定,并应考虑汛期高含砂水流对河床的局部冲刷和“揭底”问题。大型重要工程应进行水工模型实验。

第2.1.9条 在黄河下游淤积河段设置的取水构筑物,应预留设计使用年限内的总淤积高度,并考虑淤积引起的水位变化。

1.3.6.2 沉淀流程的选择

(1) 一般规定

第3.1.1条 沉淀流程的选择,应保证砂峰期高浊度水和其他季节水质的有效处理。其流程中还应包括浑水或清水调蓄水池。

第3.1.2条 沉淀流程应根据原水水质和供水水质,参照相似条件的水厂运行经验或实验资料,通过技术经济比较确定。

第3.1.3条 水厂及主要处理构筑物的设计能力,应包括最高日供水量和响应设计含砂量时的自用水量;对设有调蓄水池的流程,还应增加调蓄水池的补给水量。

设计还需考虑夏季或冬季,因产水量不同时整个处理流程及各个处理构筑物的运行情况,以确保不同季节的安全供水。

第3.1.4条 水处理流程是一个完整工序,应充分发挥构筑物的各自效能。各个主要处理构筑物的设计进水含砂量要全面衡量,通过技术经济比较确定,下一级净化构筑物的设计进水含砂量,应稍高于上一级处理构筑物的出水含砂量。

(2) 一级沉淀处理流程

第3.2.1条 采用一级沉淀处理流程应符合下列条件的规定:出水浊度允许大于 50 mg/L ;设计最大含砂量小于 40 kg/m^3 ;允许大量投加聚丙烯酰胺的生产用水工程;投加聚丙烯酰胺剂量小于卫生标准的生活用水工程;有备用水源的工程。

第3.2.2条 一级沉淀处理可以采用辐流式沉淀池、平流式沉淀池、机械搅拌澄清池、水旋澄清池以及底部开孔的双层悬浮澄清池等构筑物。

第3.2.3条 为保证供水安全可靠,采用一级沉淀处理流程时,应设调蓄水池。

(3) 两级沉淀处理流程

第3.3.1条 两级沉淀处理流程的适用条件应符合下列规定:出水浊度要求小于 20 mg/L ;取水河段最大

含砂量大于 $40\text{kg}/\text{m}^3$ ；供应生活饮用水，净化所需投加的聚丙烯酰胺剂量超过卫生标准规定剂量；无备用水源的工程。

第 3.3.2 条 第一级沉淀构筑物应当有较大的积泥容积和可靠的排泥设施。现多用辐流式沉淀池。必要时在第一级沉淀构筑物前亦可设沉砂池。

第 3.3.3 条 第一级沉淀构筑物的运行方式应符合下列规定：砂峰持续时间不长，可在高浊度水期间投加聚丙烯酰胺进行凝聚沉淀，其他时间进行自然沉淀；砂峰持续时间较长，应通过技术经济比较来确定采用自然沉淀或投加聚丙烯酰胺的凝聚沉淀。

第 3.3.4 条 当河段砂峰超过设计含砂量的持续时间较长，或因断流、脱流、封冻等原因不能取水的持续时间较长时，亦应设置清水或浑水调蓄水池，以确保供水。

1.3.6.3 排泥

(1) 一般规定

第 6.1.1 条 第一级沉淀构筑物的积泥分布、积泥浓度、排泥浓度以及排泥水量等与原水含砂量、沉淀方式、药剂品种和投量、浓缩时间以及排泥方式等因素有关，应参照相似条件下的运行经验或实验资料确定。

第 6.1.2 条 沉淀构筑物的积泥分布，可以简化为以下几种情况：辐流式和平流式自然沉淀积泥可视为均匀分布；投加聚丙烯酰胺絮凝，进口处积泥多，出口处积泥少，积泥断面可按梯形或三角形考虑；水旋澄清池内、外圈积泥各为 50% 且均匀分布。

第 6.1.3 条 第一级沉淀池应设置清洗池内积泥的高压水枪。

第 6.1.4 条 处理构筑物排除的泥渣应妥善处置，以免淤积河道，或污染环境。有条件时应考虑淤灌造田、淤背固堤或其他综合利用措施。

(2) 泥渣浓缩设计参数

第 6.2.1 条 泥渣浓缩时间不宜小于 1h。

第 6.2.2 条 泥渣浓缩时间为 1h，计算泥渣浓缩容积的泥渣平均浓度可采用下列数据：

自然沉降为 $150 \sim 300\text{kg}/\text{m}^3$ ；投加聚丙烯酰胺的凝聚沉淀为 $200 \sim 300\text{kg}/\text{m}^3$ 。

(3) 刮泥设备

第 6.3.1 条 大、中型构筑物应设置刮泥机。刮泥机可按砂峰期连续运转设计。

注：高浊度水的积泥不宜采用泥泵式或虹吸式吸泥设备排除。

第 6.3.2 条 刮泥机可采用周边传动桁架刮泥机、中心传动刮泥机、针齿传动刮泥机。

第 6.3.3 条 刮泥臂外缘线速度不宜大于 $10\text{m}/\text{min}$ ，可采用 $2.5\text{m}/\text{min}$ 。

第 6.3.4 条 刮泥机水下部分的轴与轴套间用压力清水润滑。针齿传动的润滑水应设稳压装置。

第 6.3.5 条 刮泥机水下零件应防腐。

第 6.3.6 条 刮泥机可将积泥集中到中心排泥坑。当将积泥集中到排泥沟时，在排泥沟内应设置排往泥渣排出口的设施，排泥沟的断面由计算确定。

第 6.3.7 条 用刮泥机刮泥时，池底坡度可采用 $0.05 \sim 0.15$ 。

第 6.3.8 条 计算刮泥机功率时，积泥浓度可采用下列数据。

连续刮泥：自然沉降时为 $350 \sim 400\text{kg}/\text{m}^3$ ，投加聚丙烯酰胺絮凝剂时为 $400 \sim 500\text{kg}/\text{m}^3$ 。间歇刮泥：自然沉降时为 $800 \sim 1000\text{kg}/\text{m}^3$ ，投加聚丙烯酰胺絮凝剂时为 $600 \sim 800\text{kg}/\text{m}^3$ 。

(4) 泥渣排除

第 6.4.1 条 排泥浓度的设计数据应参照相似条件下的运行经验或试验资料确定。在无资料时，当浓缩时间为 1h 时，排泥浓度可采用下列数据：自然沉降 $150 \sim 300\text{kg}/\text{m}^3$ ；投加聚丙烯酰胺凝聚沉降 $200 \sim 350\text{kg}/\text{m}^3$ 。

第 6.4.2 条 第一级沉淀池的排泥，在排泥闸门之后采用重力自流排泥。

第 6.4.3 条 排泥阀门可采用水力、电动或气动快速开启阀门，有条件时应采用自动排泥，在排泥阀门前还需设置调节、检修闸门和高压水反冲管。

第 6.4.4 条 小型的第一级沉淀池可采用泥斗积泥。泥斗坡度宜为 60° 。泥斗上还宜设置高压水冲泥管。

第 6.4.5 条 第一级沉淀池不宜采用穿孔管排泥，如必须采用时，穿孔管直径不得小于 200mm ，并应有高压水反冲设施。

第6.4.6条 重力自流排泥管(渠)的排泥能力应通过计算确定,并按 $600 \sim 800\text{kg}/\text{m}^3$ 的排泥浓度校核计算,排泥管(渠)的底坡宜大于1%。

(5) 吸泥船

第6.5.1条 兼作预沉的大型调蓄水池可用吸泥船排泥。吸泥船型式的选择,应考虑积泥量及其性质、吸泥船工作制度及其排泥浓度等因素,宜用绞吸式。

第6.5.2条 吸泥船工作制度:时间利用率可采用70%~80%,每月作业天数可按23~25d计。全年工作天数应根据原水逐月含砂量情况、气候条件、积泥容积等因素综合确定。

第6.5.3条 调蓄水池的积泥容积应根据积泥量变化情况、吸泥船排泥量及其工作制度进行综合平衡计算,可分年调节与洪水期调节两种。

全年原水高含砂量持续时间较长,吸泥船全年较均衡工作及积泥容积较大时,积泥容积可采用年调节;全年原水高含砂量持续时间较短,吸泥船排泥能力较大,积泥容积较小,并在寒冷地区时,宜采用洪水期调节。吸泥船的排泥能力应以设计典型年最高月含砂量校核。

第6.5.4条 积泥量及其变化情况应按选定的设计典型年逐月计算。

第6.5.5条 吸泥船排泥浓度与吸泥船性质、操作熟练程度等因素有关,可选 $200\text{kg}/\text{m}^3$ 。

第6.5.6条 吸泥船宜用电力驱动。寒冷地区更应优先选用。

第6.5.7条 压力排泥管道应考虑吸泥船泥泵特性,吸泥船单独或联合工作、管道不淤流速等因素进行布置和计算,每条吸泥船宜单独设置排泥管道。

1.3.7 饮用水除氟设计规程(CECS46:93)

1.3.7.1 总则

1.0.2 饮用水氟化物含量应符合《生活饮用水卫生标准》(GB5749—85)的规定,当氟化物含量大于 $1.0\text{mg}/\text{L}$ 时应进行除氟处理。

1.0.3 本规程包括活性氧化铝法、电渗析法、电凝聚法、絮凝沉淀法的有关技术规定。

1.0.5 需饮用水除氟的给水工程,其供水方式宜实行分质供水。对扩建、改建工程应充分利用原有的设施。

1.3.7.2 活性氧化铝法

(1) 一般规定

2.1.1 本规范适用于以活性氧化铝为滤料的除氟工艺。

2.1.2 除氟滤池的原水含氟量宜小于 $10\text{mg}/\text{L}$,悬浮物不宜超过 $5\text{mg}/\text{L}$ 。

2.1.3 当原水中含砷量超过 $0.05\text{mg}/\text{L}$ 时,应通过试验确定除氟的工艺参数。

(2) 滤料

2.2.1 活性氧化铝的粒径不得大于 2.5mm ,一般宜为 $0.4 \sim 1.5\text{mm}$ 。

2.2.2 活性氧化铝应有足够的机械强度。

(3) 吸附

2.3.1 在原水接触滤料之前,宜降低pH值,其降低值应通过技术经济比较确定,一般宜调整到6.0~7.0之间。

2.3.2 原水可采用投加硫酸、盐酸、醋酸等酸性溶液或投加二氧化碳气体降低pH值,投加量应根据原水碱度和pH值计算或通过试验来确定。

2.3.3 滤池的滤速可按下列两种方式采用:当滤池进水pH值大于7.0时,应采用间断运行方式,其设计滤速为 $2 \sim 3\text{m}/\text{h}$,连续运行时间4~6h,间断4~6h;当进水pH值小于7.0时,可采用连续运行方式,其滤速为 $6 \sim 10\text{m}/\text{h}$ 。

2.3.4 原水通过滤料层的流向可采用自下而上或自上而下方式。当采用硫酸溶液调节pH值时,宜采用自上而下方式。当采用二氧化碳溶液调节pH值时,宜采用自下而上方式。

2.3.5 单个滤池除氟周期终点出水的含氟量可稍高于 $1\text{mg}/\text{L}$,并应根据混合调节能力确定终点含氟量值,但混合后处理水含氟量应不大于 $1.0\text{mg}/\text{L}$ 。

2.3.6 滤料的周期吸附容量主要根据原水含氟量、pH值、滤速、滤层厚度、终点含氟量及滤料性能等因素来选定。

当采用硫酸溶液调节 pH 值为 6.0~6.5 时,一般可为 $4 \sim 5\text{g}(\text{F})/\text{kg}(\text{Al}_2\text{O}_3)$;当采用二氧化碳调节 pH 值为 6.5~7.0 时,一般可为 $3 \sim 4\text{g}(\text{F})/\text{kg}(\text{Al}_2\text{O}_3)$ 。

2.3.7 单个滤池滤料厚度按下列规定采用:当原水含氟量小于 4mg/L 时,滤料厚度宜大于 1.5m ;当原水含氟量在 $4 \sim 10\text{mg/L}$ 时,滤料厚度宜大于 1.8m 。

注:当采用硫酸调 pH 值,规模较小,滤速较低时,滤层厚度可降为 $0.8 \sim 1.2\text{m}$ 。

(4) 再生

2.4.1 当滤池出水含氟量达到终点含氟量值时,滤料应进行再生处理。再生液宜采用氢氧化钠溶液,也可采用硫酸铝溶液。

2.4.2 当采用氢氧化钠再生时,再生过程可分为首次反冲、再生、二次反冲(或淋洗)及中和四个阶段。当采用硫酸铝再生时,上述中和阶段可以省去。

2.4.3 首次反冲洗滤层膨胀率可采用 $30\% \sim 50\%$,反冲时间可采用 $10 \sim 15\text{min}$,冲洗强度视滤料粒径大小,一般可采用 $12 \sim 16\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 。

2.4.4 再生溶液宜自上而下通过滤层,再生液流速、浓度和用量可按下列规定采用。

氢氧化钠再生:可采用浓度为 $0.75\% \sim 1\%$ NaOH 溶液,氢氧化钠的消耗量可按每去除 1g 氟化物需要 $8 \sim 10\text{g}$ 固体氢氧化钠来计算;再生液用量容积为滤粒体积的 $3 \sim 6$ 倍,再生时间为 $1 \sim 2\text{h}$,再生液流速为 $3 \sim 10\text{m/h}$ 。硫酸铝再生:浓度为 $2\% \sim 3\%$,硫酸铝的消耗量可按每去除 1g 氟化物需要 $60 \sim 80\text{g}$ 固体硫酸铝 $[\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}]$ 来计算;再生时间可选用 $2 \sim 3\text{h}$,流速可选用 $1 \sim 2.5\text{m/h}$ 。再生后滤池内的再生溶液必须排空。

2.4.5 二次反冲强度可采用 $3 \sim 5\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$,流向自下而上通过滤层,反冲时间可采用 $1 \sim 3\text{h}$ 。淋洗采用原水以 $1/2$ 正常过滤流量,从上部对滤粒进行淋洗,淋洗时间 0.5h 。

2.4.6 采用硫酸铝作再生剂,二次反冲终点出水 pH 值应大于 6.5,含氟量应小于 1mg/L 。

2.4.7 采用氢氧化钠作再生剂,二次反冲(或淋洗)后应进行中和。中和可采用 1% 硫酸溶液调节 pH 值至 3 左右,进水流速与正常除氟过程相同,中和时间为 $1 \sim 2\text{h}$,直至出水 pH 值降至 $8 \sim 9$ 时为止。

2.4.8 首次反冲、二次反冲、淋洗以及配制再生溶液均可利用原水。

2.4.9 首次反冲、二次反冲、淋洗及中和的出水均严禁饮用,必须废弃。

(5) 滤池

2.5.1 滤池可采用敞开式或压力式,一般为圆形罐体。

2.5.2 浓酸应稀释后投加,应注入原水管的中心。二氧化碳气体的投加应通过微孔扩散器来完成。

2.5.3 滤池的结构材料应满足下列条件:符合生活饮用水水质的卫生要求;适应环境温度;适应 pH $12 \sim 13$;易于维修和配件的更换。

2.5.4 当采用滤头布水方式时,应在吸附层下面铺一层厚度 $50 \sim 150\text{mm}$,粒径 $2 \sim 4\text{mm}$ 的石英砂作为承托层。

2.5.5 计算滤池的高度时,滤层表面至池顶高度宜采用 $1.5 \sim 2.0\text{m}$ 。

2.5.6 反冲洗进水管必须按首次反冲洗强度来选择管径,敞开式滤池反冲进水管可不安装阀门。

2.5.7 滤池应设置下列配件:进、出水取样管;进水流量指示仪表;观察滤层的视镜。

(6) 除氟站

2.6.1 除氟处理前必要时可进行预处理,消毒工艺应放在除氟处理工艺的后面。除氟站应设置废渣处理装置。再生活性氧化铝废渣,二次反冲废水,淋洗废水及中和废水必须经处理后方可排放。

2.6.2 除氟工艺可按连续运转设计,当站内有调节构筑物时,可按最高日平均时供水量设计;当无调节构筑物时,应按最高日最高时供水量设计。

2.6.3 滤池应建造在室内,其布置应留有足够的空间,以保证阀门和仪器操作方便。

2.6.4 多个滤池运行可根据实际情况确定串联或并联运行。

2.6.5 多个滤池的运行周期应互相错开,处理水可选择管道混合或储水池混合。

2.6.6 设置储水池时,其最小容积可按 50% 的最高日用水量计算。

2.6.7 在接触酸的区域附近必须为操作人员设置紧急淋浴和洗眼设备,操作人员工作时必须穿防护服。必须准备中和酸碱的化学药品(如碳酸氢钠和硼酸溶液)处置溢漏,在可能出现溢漏的地区必须有盛装的容器。

2.6.8 除氟站应设置化验台, 主要检测氟化物和 pH 值。

2.6.9 除氟站的管道一般可组成如下: 原水进水管; 处理水出水管; 废水排放管; 酸液管 (或二氧化碳气体管); 再生液 (碱液或硫酸铝液) 管; 取样管。酸碱溶液管道的材料应采用塑料 (如聚氯乙烯) 或不锈钢。

2.6.10 可用化学沉淀或蒸发的方法处理废水, 浓缩的废水或沉淀物可进行填埋或者回收氟化物。

1.3.7.3 电渗析法

(1) 一般规定

3.1.1 电渗析法适用于含盐量 $> 500\text{mg/L}$, $< 10000\text{mg/L}$, 氟化物含量 $> 1.0\text{mg/L}$, $< 12\text{mg/L}$ 的原水。

3.1.2 进入电渗析器的原水水质应符合下列条件: 浊度 5 度以下; $\text{COD}_{\text{Cr}} < 300\text{mg/L}$; 铁 $< 0.3\text{mg/L}$; 锰 $< 0.3\text{mg/L}$; 游离余氯 $< 1\text{mg/L}$; 细菌总数不宜大于 1000 个/mL (符合饮用水源标准); 水温 $5 \sim 40^{\circ}\text{C}$ 。

3.1.3 当原水水质指标超出 3.1.2 规定时, 应进行相应预处理。

3.1.4 系统中的储水池、阀门、管道、泵等元器件, 应采用无毒工程塑料、不锈钢或混凝土等材料。

3.1.5 经处理后出水含盐量不宜 $< 200\text{mg/L}$ 。

3.1.6 经处理后出水含碘量低于 $10\mu\text{g/L}$ 时应采取加碘措施。

(2) 工艺设计

3.2.1 一般可采用下列工艺流程:

原水 → [预处理] → [电渗析器] → [消毒] → 贮水池

电渗析器可与活性氧化铝或离子交换等方式串联使用。

3.2.2 电渗析除氟的主要设备应包括: 电渗析器、倒极器、精密过滤器、原水箱或原水加压泵、淡水箱、酸洗槽、酸液泵、浓水循环箱、供水泵、压力表、流量计、配电柜、硅整流器、变压器、操作控制台、大修洗膜池、化验检测仪器等。

3.2.3 原水水箱容积应按大于时供水量的 2 倍来设计。

3.2.4 电渗析器及主要辅助设备可按下列要求选择。

(i) 电渗析器: 应根据原水及供水水质要求和氟离子的去除率选择主机型号、流量、级、段和膜对数。

(ii) 倒极器: ①倒极器操作可采用手动或气动、电动、机械等自动控制倒极方式; ②自动倒极装置应同时具有切换电极极性和改变浓淡水方向的作用; ③倒极周期应根据原水水质及工作电流密度确定, 一般频繁倒极周期宜采用 $0.5 \sim 1\text{h}$, 定期倒极周期不应超过 4h 。

(iii) 浓水箱: 其有效容积除满足全系统用水外, 还应留有 $1 \sim 2\text{m}^3$ 储存量。

(iv) 水质化验检测仪表: 氟离子测定仪、温度计、电导仪、浊度计、pH 计等。

3.2.5 电渗析主机酸洗周期可根据原水硬度、含盐量确定, 当除盐率下降 5% 时, 应停机按下列规定进行酸洗。

(i) 周期: 采用频繁倒换电极方式时, 可为 $1 \sim 4$ 周。

(ii) 方式: 动态循环。

(iii) 时间: 一般可为 2h , 以出水 pH 值不变为终点。

(iv) 酸洗液: 宜采用工业盐酸, 浓度可为 $1.0\% \sim 1.5\%$, 但不得大于 2% 。

3.2.6 电渗析器大修每年不应少于 1 次。

3.2.7 配电设备或动力设备应按下列要求设计。

(i) 与电渗析主机间距应能满足检修空间, 并应采取防潮、防火措施。主要通道净宽应大于 1.5m 。

(ii) 变压器容量应根据原水含盐量、含氟量及倒换电极时最高冲击电流等因素确定, 一般应为正常工作电流的 2 倍。

(iii) 电渗析器必须采用可调的直流电源。

(iv) 电渗析控制台应满足整流、调压、倒极操作及电极指示等要求。

3.2.8 处理站内可采用明渠或地漏排水。

3.2.9 电渗析淡水、浓水、极水流量可按下列要求设计。

(i) 淡水流量可根据处理水量确定。

(ii) 浓水流量可略低于淡水流量, 但不得低于 $2/3$ 的淡水流量。

(Ⅲ) 极水流量一般可为 $1/3 \sim 1/4$ 的淡水流量。

3.2.10 进入电渗析器的水压不应大于 0.3MPa 。

3.2.11 电渗析器工作电压可根据原水含盐量、含氟量及相应去除率，或通过极限电流试验确定。膜对电压可按表 1.3.24 选用。

表 1.3.24 电渗析器膜对电压

用 途	原水含盐量 (溶解性总固体)/(mg/L)	原水含氟量/ (mg/L)	不同厚度隔板的膜对电压/(V/对)	
			0.5~1mm	1~2mm
除氟除盐	500~1000	1.0~1.2	0.3~1.0	0.6~2.0

3.2.12 电渗析器工作电流可根据原水含盐量、含氟量及相应去除率，或通过极限电流试验确定。电渗析器的电流密度可按表 1.3.25 选用。

表 1.3.25 电渗析器电流密度

原水含盐量/(mg/L)	<500	500~2000	2000~10000
电流密度/($\mu\text{A}/\text{cm}$)	0.5~1.0	1~5	5~20

3.2.13 浓、淡水进出连通孔流速一般可采用 $0.5 \sim 1\text{m/s}$ 。

3.2.14 电渗析除氟站位置应尽量靠近用水设备，输水应选择最短距离。电渗析主机应设置在底层。

3.2.15 电渗析流程长度、级、段数应按脱盐率确定，脱盐率可按如下公式计算：

$$Z = \frac{100Y - C}{100 - C}$$

式中 Z ——脱盐率，%；

Y ——脱氟率，%；

C ——系数，重碳酸盐水型 C 为—45，氯化物水型 C 为—65，硫酸盐水型 C 为 0。

(3) 电渗析主机

3.3.1 离子交换膜应符合下列要求。

(Ⅰ) 离子交换膜应采用选择透过率大于 90% 的硬质聚乙烯异相膜，其厚度宜采用 $0.5 \sim 0.8\text{mm}$ 。

(Ⅱ) 离子交换阳膜的阳离子迁移数应大于 0.9。离子交换阴膜的阴离子迁移数应大于 0.9。

(Ⅲ) 离子交换膜必须无毒性。

(Ⅳ) 离子交换膜应有较好的化学稳定性，一般在正常工作条件下，应连续工作一年以上性能不变。

(Ⅴ) 离子交换膜应有良好的机械强度和尺寸稳定性。膜应平整，无孔洞，无裂缝。膜的爆破强度应大于 0.3MPa 。在使用中不因溶液浓度、湿度变化而变形。

3.3.2 隔板及隔网应符合下列要求。

(Ⅰ) 隔板厚度一般可采用 $0.5 \sim 2.0\text{mm}$ 。

(Ⅱ) 隔板材质应耐酸碱、不受温度变化影响，必须无毒性，一般可采用聚丙烯或硬质聚氯乙烯。

(Ⅲ) 隔板尺寸一般为： $400\text{mm} \times 800\text{mm}$ 、 $400\text{mm} \times 1200\text{mm}$ 、 $400\text{mm} \times 1600\text{mm}$ 、 $800\text{mm} \times 1600\text{mm}$ 。

(Ⅳ) 隔板厚度和孔眼分布应均匀，材质必须无毒性。隔网可采用编织网、冲模网、鱼鳞网等。

3.3.3 电极应具有良好导电性能，电阻小，机械强度高，化学及电化学稳定性好。一般可采用高纯度石墨电极、钛涂钌电极。当采用不锈钢电极时水中氟离子含量应小于 100mg/L ；若采用其他材质时，则应符合《生活饮用水卫生标准》，严禁采用铅电极。

3.3.4 在处理高浓度含氟苦咸水时，为不使淡水受污染，应设置保护室。

3.3.5 夹紧装置应在压紧时均匀受力，可用镀锌螺杆，夹紧装置可分别采用钢板、槽钢组合或铸铁压板。锁紧压力以不内渗外漏为度，一般不宜超过 0.35MPa 。

1.3.7.4 电凝聚法

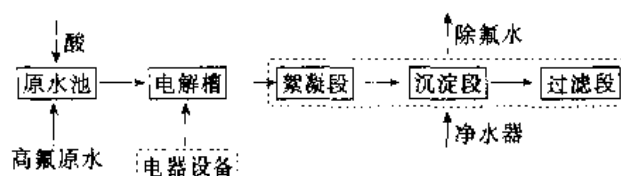
(1) 一般规定

4.1.1 本法适用含氟量小于 20mg/L 的原水。

4.1.2 原水进电凝聚器前应加酸降低 pH 值, 并应通过试验确定经济技术上最佳 pH 值, 一般可调到 5.5~7.0。

(2) 工艺流程

4.2.1 一般工艺流程如下:



4.2.2 原水池的容积可按 1h 设计水量确定。

(3) 电解槽

4.3.1 电解槽的电路选择按照电极的极性可分为单极性电极串联电路和双极性电极串联电路两种。

4.3.2 电解槽的设计参数可按下列规定采用: 铝的消耗量可按每去除 1g 氟需要 6~10g 金属铝来计算; 电解槽电极板的电流密度可采用 10~15A/m²; 电解铝板间距可采用 3~10mm。

4.3.3 电解槽可采用下部进水, 上部出水, 并应保证配水及集水均匀。

4.3.4 电解槽应采用自动倒极装置, 倒极周期可采用 5~10min。

4.3.5 电解槽运行到电流效率急剧降低时, 必须更换电极, 并对极板进行机械净化。

4.3.6 电解槽的工作电流根据水中必须加进的每小时耗铝量及铝的电流效率确定。电解槽中的电压可根据电极联结系统和电极电阻抗的电压进行计算。电解槽上的工作电压不应超过 36V。

(4) 电器设备

4.4.1 电解槽工作必须采用直流电源, 一般可采用可控硅整流器。

4.4.2 电器设备控制台应设置直流电压表、电流表及电源开关。直流电压表的额定值应为工作电压的 2 倍, 直流电流表的额定值应为正常工作电流的 2 倍。

4.4.3 变压器容量可根据原水含盐量、含氟量及最高冲击电压确定, 一般应为正常工作容量的 2 倍。

4.4.4 电器设备应设置过流保护、断相保护和报警等装置。

4.4.5 电器设备应设置倒极装置, 一般可采用自动倒极。

4.4.6 电器设备与电解槽及净水装置的安装应留有维修及操作的间距, 并应采取防潮、防火措施。

1.3.7.5 絮凝沉淀法

5.0.1 本法适用于处理水量 < 30m³/d; 含氟量 < 40mg/L 的原水。

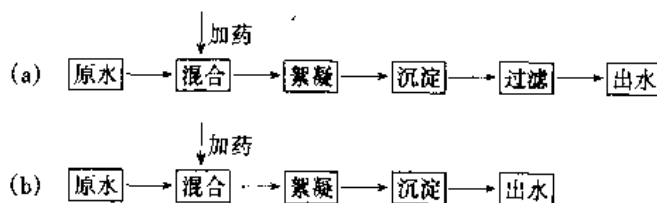
5.0.2 原水水温适宜范围 7~32℃。

5.0.3 本法所使用药剂宜采用铝盐。

5.0.4 药剂 (按 Al³⁺ 计) 投加量应通过实验确定, 一般宜为原水含氟量的 10~15 倍。

5.0.5 投加药剂后应控制水中碱度, 使 pH 值保持在 6.5~7.5。

5.0.6 本法宜采用下述流程, 宜优先选用流程 (a)。



5.0.7 运行方式与设计参数如下。

药剂应与原水充分混合, 混合方式可采用泵前加药或管道混合器混合; 絮凝可采用底部切线进水的旋流絮凝型式。沉淀宜采用静止沉淀方式, 沉淀时间应通过实验确定, 一般情况采用流程 (a) 时, 宜采用 4h; 采用流程 (b) 时, 宜采用 8h。

5.0.8 滤池的滤速、滤料、级配、反洗周期、反洗强度等应符合《室外给水设计规范》的规定。

1.3.8 滤池气水冲洗设计规程 (CECS 50:1993)

3.0.1 气水冲洗一般可采用下列方式: ①先气冲洗, 后水冲洗; ②先气冲洗, 再气水同时冲洗, 后水

冲洗。其中水冲洗阶段,按滤料层的膨胀情况,又可分为膨胀和微膨胀(滤层松动,但观察不到滤层表面明显升高)两种情况。

3.0.2 双层滤料宜采用上述第①种冲洗方式,在水冲洗阶段滤层应膨胀;级配石英砂滤料宜采用上述二种冲洗方式,在水冲洗阶段滤层应膨胀;均质石英砂滤料宜采用上述第②种冲洗方式,滤层只产生微膨胀。

4.1.1 滤池底部一般可采用下列配水配气系统:①长柄滤头配气配水系统;②气水共用一套大阻力配气配水系统(只适用上述第①种冲洗方式)③气水各用一套大阻力配气配水系统。

4.1.3 大阻力配气配水系统应设置承托层;长柄滤头配气配水系统应设置较薄的承托层。

4.1.4 各种配气配水系统应设有排气装置。

4.1.5 大阻力配气配水系统的管道必须有固定牢固和保持水平的措施。

4.1.6 安装长柄滤头的滤头固定板的接缝密封措施必须严密、可靠,不得漏气漏水。

4.1.7 滤头固定板的上表面应平整,每块板的水平误差 $\leq \pm 2\text{mm}$,整个池内板面的水平误差 $\leq \pm 5\text{mm}$ 。

4.1.8 由配气干管(渠)向滤头固定板下气水室配气的支管管顶,宜与滤头固定板底相平,当管顶与滤头固定板底相平有困难时,可低于板底,但垂直距离不宜超过30mm。滤头固定板应相互沟通,由配水干管(渠)向气水室配水的支管管底应平池底。

4.1.9 供气供水系统的阀门应采用气动、电动或水力阀门;供气系统的阀门,必须选用适于介质为气的气密性能好的阀门。大、中型水厂的气水冲洗滤池,宜采用自动控制操作。

4.2.1 气水的冲洗强度和冲洗时间,可按表1.3.26选用。

表 1.3.26 气水冲洗强度和冲洗时间

滤料层结构和水 冲洗时滤层膨胀率	先气冲洗		气水同时冲洗			后水冲洗	
	强度/ [L/(s·m ²)]	冲洗时间/min	气强度/ [L/(s·m ²)]	水强度/ [L/(s·m ²)]	冲洗时间/min	强度/ [L/(s·m ²)]	冲洗时间/min
双层滤料, 膨胀率40%	15~20	3~1	—	—	—	6.5~10	6~5
级配石英砂, 膨胀率30%	15~20	3~1	—	—	—	8~10	7~5
	12~18	2~1	12~18	3~4	3~4	7~9	7~5
均质石英砂, 微膨胀	13~17	2~1	13~17	3~4	4~3	4~8	8~5
	(13~17)	(2~1)	(13~17)	3~4.5	(4~3)	(4~6)	(8~5)

注:括号内的数据适用于有表面扫洗水的滤池,其表面扫洗强度为1.4~2.3 L/(s·m²)。

4.2.3 大阻力配气系统的设计计算宜采用下列参数:①干管和支管进口处的空气流速采用10m/s左右;②孔眼空气流速采用30~35m/s,孔眼间距70~100mm,孔眼布置呈45°向下交错排列;③大阻力配气系统的压力损失可按 $h=1.5v^2$ 计算,其中 v 为孔眼空气流速(m/s)。

4.2.4 长柄滤头配气配水系统的滤帽缝隙总面积与滤池过滤面积之比为1.25%,每平方米的滤头为50个左右。

4.2.5~4.2.6 冲洗水和空气分别通过长柄滤头的水头(压力)损失,按产品实测资料确定。

4.2.7 冲洗水和气同时通过长柄滤头时的水头损失,按产品实测资料确定,无资料时可按下式计算其水头损失增量 $\Delta h(\text{Pa})$:

$$\Delta h = 9810n(0.01 - 0.01v_1 + 0.12v_1^2)$$

式中 n ——气水比;

v_1 ——滤头柄中的水流速度, m/s。

4.2.8 滤头固定板下的气水室应有检修人孔;气水室的高度应考虑进入内部检修的可能。冲洗时形成气垫层厚度(冲洗空气在气水室上部形成的稳定厚度)可为100~200mm。

4.2.9 长柄滤头配气配水系统中,向气水室配气的配气干管(渠)的进口流速为5m/s左右;配气支管

或孔口流速为 10m/s 左右; 配水干管(渠)进口流速为 1.5m/s 左右; 配水支管或孔口流速为 1~1.5m/s。

6.0.1 冲洗空气的供应宜采用鼓风机直接供气, 经技术经济分析后认为合理时, 亦可采用空气压缩机-贮气罐组合供气方式。

6.0.2 鼓风机出口或贮气罐调压阀出口的静压应符合下列规定。

(1) 大阻力配气系统或长柄滤头采用先气后水冲洗方式时:

$$H_A = h_1 + h_2 + 9810K \cdot h_3 + h_4$$

式中 H_A ——鼓风机或贮气罐调压阀出口处的静压, Pa;

h_1 ——输气管道的压力总损失, Pa;

h_2 ——配气系统的压力损失, Pa;

K ——系数, 1.05~1.10;

h_3 ——配气系统出口至空气溢出水面的水深, m;

h_4 ——富余压力, 取 4900Pa。

(2) 长柄滤头采用气水同时冲洗方式时:

$$H_A = h_1 + h_2 + h_3 + h_4$$

式中 h_3 ——气水室中的冲洗水水压, Pa; 其余符号同前。

6.0.3 鼓风机或贮气罐输出的空气流量, 应取单格滤池冲洗空气流量的 1.05~1.1 倍。

6.0.4 空气压缩机-贮气罐组合供气, 空气压缩机容量和贮气罐容积的关系应按下式计算:

$$W = (0.06qFt \cdot VP)K/t$$

式中 W ——空气压缩机的容量, m^3/min ;

q ——冲洗空气强度, $L/s \cdot m^2$;

F ——单格滤池面积, m^2 ;

t ——空气冲洗时间, min;

V ——贮气罐容积, m^3 ;

P ——贮气罐可调节的压力倍数(以绝对压力计);

K ——渗漏系数, 1.05~1.10。

空气压缩机容量的选择, 应能满足在 6~8h 内对全部滤池进行一次冲洗。

1.4 排水工程设计规范

1.4.1 总则

第 1.0.3 条 排水工程设计应以批准的当地城镇(地区)总体规划和排水工程总体规划为主要依据, 从全局出发, 根据规划年限、工程规模、经济效益、环境效益和社会效益, 正确处理城镇工业与农业之间, 集中与分散, 处理与利用, 近期与远期的关系。通过全面论证, 做到确能保护环境, 技术先进、经济合理, 安全适用。

第 1.0.4 条 排水制度(分流制或合流制)的选择, 应根据城镇和工业企业规划、当地降雨情况和排放标准、原有排水设施、污水处理和利用情况、地形和水体等条件, 综合考虑确定。同一城镇的不同地区可采用不同的排水制度。新建地区的排水系统宜采用分流制。

第 1.0.5 条 排水系统设计应综合考虑下列因素: 与临近区域内的污水与污泥处理和处置协调; 综合利用或合理处置污水和污泥; 与邻进区域及区域内给水系统、洪水和雨水的排除系统协调; 接纳工业废水并进行集中处理和处置的可能性; 适当改造原有排水工程设施, 充分发挥其工程效能。

第 1.0.6 条 工业废水接入城镇排水系统的水质, 应不影响城镇排水管渠和污水厂等正常运行, 不对养护管理人员造成危害, 不影响处理后出水 and 污泥的排放与利用, 且其水质应按有关标准执行。

第 1.0.7 条 工业废水管道接入城镇排水系统时, 必须按废水水质接入相应的城镇排水管道。污水管道宜尽量减少出口, 在接入城镇排水管道前宜设置检测设施。

1.4.1.1 污水处理构筑物

第 6.1.1 条 城市污水排入水体时, 其处理程度及方法应按现行国家和地方的有关规定, 以及水体的稀释和自净能力、上下游水体利用情况、污水的水质和水量、污水利用的季节性影响等条件, 经技术经济比较

确定。

第 6.1.2 条 城市污水处理厂的处理效率，一般可按表 1.4.1 采用。

表 1.4.1 污水处理厂的处理效率

处理级别	处理方法	主 要 工 艺	处理效率/%	
			SS	BOD ₅
一级	沉淀法	沉淀	40~55	20~30
二级	生物膜法	初次沉淀，生物膜法，二次沉淀	60~90	65~90
	活性污泥法	初次沉淀，曝气，二次沉淀	70~90	65~95

注：活性污泥法根据水质、工艺流程等情况，可不采用初次沉淀。

第 6.1.3 条 在水质和（或）水量变化大的污水厂中，可设置调节水质和（或）水量的设施。

第 6.1.4 条 污水处理构筑物的设计流量，应按分期建设的情况分别计算。当污水为自流进入时，按每期的最大日最大时设计流量计算；当污水为提升进入时，应按每期工作水泵的最大组合流量计算。

注：曝气池的设计流量，应根据曝气池类型和曝气时间确定，曝气时间较长时，设计流量可酌情减小。

第 6.1.5 条 合流制的处理构筑物，除应按本章节有关规定设计外，尚应考虑雨水进入后的影响，一般可按下列要求采用：格栅、沉砂池，按合流设计流量计算；初次沉淀池，一般按旱流污水量设计，按合流设计流量校核，校核的沉淀时间不宜小于 30min；第二级处理系统一般按旱流污水量计算，必要时可考虑一定的合流水量；污泥浓缩池、湿污泥池和消化池的容积，以及污泥干化场的面积，一般可按旱流情况加大 10%~20% 计算；管渠应按相应最大日最大时设计流量计算。

第 6.1.6 条 城市污水的设计水质，在无资料时，一般应按下列要求采用：生活污水的五日生化需氧量应按每人每日 20~35g 计算；生活污水的悬浮固体量应按每人每日 35~50g 计算；生产废水的设计水质，可参照同类工业已有资料采用，其悬浮固体量和五日生化需氧量可折合人口当量计算；在合流制情况下进入污水处理厂的合流污水中悬浮固体量和五日生化需氧量应采用实测值；生物处理构筑物进水的水温宜采用为 10~40℃，pH 值宜为 6.5~9.5，BOD₅:N:P=100:5:1。

第 6.1.7 条 各处理构筑物的个（格）数不应少于 2 个（格），并宜按并联系列设计。

注：当污水量较小时，其中沉砂池可考虑 1 个（格）备用。

第 6.1.8 条 处理构筑物的入口处和出口处宜采取整流措施。

第 6.1.9 条 城市污水厂应根据排放水体情况和水质要求考虑设置消毒设施。

1.4.1.2 污泥处理构筑物

第 7.1.1 条 城市污水污泥的处理流程应根据污泥的最终处置方法选定，首先应考虑用作农田肥料。

第 7.1.2 条 城市污水污泥用作农肥时，其处理流程宜采用初沉污泥与浓缩的剩余活性污泥合并消化，然后脱水；也可不经脱水，采用压力管道直接将湿污泥输送出去。污泥脱水宜采用机械脱水，有条件时，也可采用污泥干化场或湿污泥池。

第 7.1.3 条 农用污泥的有害物质含量应符合现行的《农用污泥中污染物控制标准》的规定，并经过无害化处理。

第 7.1.4 条 污泥处理构筑物个数宜少于 2 个，按同时工作设计。

第 7.1.5 条 污泥处理过程中产生的污泥水应送入污水处理构筑物处理。

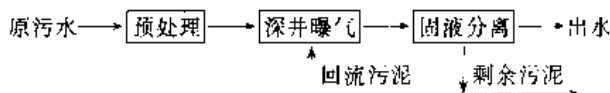
1.4.2 深井曝气设计规范（CECS 42:92）

1.4.2.1 一般规定

2.0.1 设计前必须准备下列资料：污水的水质、水量及可生化性资料；深井井址处的工程地质和水文地质勘探资料。

2.0.2 深井必须采取防腐、防渗措施，不得污染地下水源。

2.0.3 一般工艺宜采用



预处理内容应视污水的水质、水量而定，一般可不设初次沉淀池。

1.4.2.2 深井曝气池

3.0.1 深井曝气池可由深井和大气泡脱气池两部分组成。

(1) 深井构造形式

3.1.1 深井可建成同心圆型、U管型和中隔墙型等形式。

3.1.2 同心圆型深井应符合下列规定。

内管为深井降流管，外管与内管间的环形通道为深井升流管。不同深度处的升流管与降流管横断面积的比例关系应维持不变。对于直径大于1.5m的深井，一般可取升流管与降流管的断面积；降流管直径应通过流体力学计算，使深井循环动力最小；降流管应妥善定位和支撑稳定。

3.1.3 U管型深井应符合下列规定：两竖井管间净距离不得小于0.2m；井管直径一般不宜大于0.8m。

3.1.4 中隔墙型深井应符合下列规定：深井直径小于或等于4m时，可按一字隔墙设计；深井直径大于4m时，可按十字隔墙设计，每隔墙断面不宜超过8m²，使相邻二格相通。

3.1.5 深井曝气池中阻水构造宜按水流流线修圆。

(2) 运行方式及循环动力

3.2.1 深井曝气池按循环动力有气提循环和水泵循环两种运行方式。

3.2.2 深井曝气所需循环动力必须克服深井的总阻力，并应根据垂直管中气液两相流的液体经济循环流速计算求出。

3.2.3 气提循环方式应符合下列规定：当深井循环所需的气量小于生化供气量的1.3倍时，供气量宜按生化供气量1.3倍计；当深井循环所需的气量大于或等于生化供气量的1.3倍时，供气量即为循环所需的气量；供气量的2/3左右应注入降流管中，其余的气量注入升流管中；注气点深度应按所需的循环动力计算确定；供气的富余风压不宜小于0.02MPa。

3.2.4 水泵循环方式（可分鼓风曝气和虹吸曝气两种）应符合下列规定：生化供气量必须全部注入降流管中；鼓风曝气时，注气点在降流管中的位置宜在大气泡脱气池液面附近；虹吸曝气时，注气点应在降流管的负压区，负压值应保持在0.01~0.02MPa间；循环水泵的富余水头宜为总阻力的30%。

(3) 工艺参数

3.3.1 深井深度应根据地质及施工技术条件确定，一般宜采用50~100m。

3.3.2 降流管的液体循环流速宜采用0.8~2.0m/s。

3.3.3 降流管最大空隙率，应控制在0.2以下。

3.3.4 深井曝气池容积负荷的确定：一般宜采用5~10kg BOD₅/(m³·d)；高浓度易生化污水可采用10~15kg BOD₅/(m³·d)。

3.3.5 处理城市污水时，深井曝气池水力停留时间一般不得小于0.5h。

3.3.6 深井曝气氧的利用率应根据井深、空隙率、循环流速等条件确定，一般宜采用40%~90%。

3.3.7 深井曝气的生化供气量可按1.1~1.3kgO₂/去除kgBOD₅计算确定。

3.3.8 混合液污泥浓度宜采用5~10g/L。

(4) 空气扩散设施

3.4.1 深井中宜采用穿孔管扩散器，其布置应保证曝气均匀。

3.4.2 穿孔管和输气管的安装应稳固，并便于拆卸修理。

3.4.3 穿孔管的孔径不得小于5mm，空气通过孔口的流速不宜小于50m/s。

(5) 大气泡脱气池

3.5.1 大气泡脱气池可采用敞开式和密闭式两种型式。密闭式脱气池附有水封排气池。

3.5.2 敞开式大气泡脱气池应符合下列规定：有效容积宜为深井容积的20%~40%；液体流速不宜小于0.3m/s；有效水深宜采用1.0~3.0m；超高宜采用1.0m左右。

3.5.3 密闭式脱气池应符合下列规定：水区容积宜为深井容积的30%~50%；气区容积宜为深井容积的10%~15%；气区高度不得小于0.5m。

3.5.4 水封排气池宜符合下列规定：横断面宜大于深井横断面的 5 倍；超高宜采用 0.5m 以上；水封排气管的淹没深度应根据大气泡脱气池与固液分离池的水位差确定；液面处宜设可调溢流管；视污水水质设置消泡措施。

1.4.2.3 固液分离构筑物

4.0.1 固液分离可有脱气-沉淀和气浮-沉淀两种型式。

(1) 脱气-沉淀

4.1.1 脱气装置一般可有真空脱气塔和机械脱气池两种。

4.1.2 真空脱气塔应符合下列规定：水力停留时间宜采用 3~6min；塔内的负压值应大于 0.05MPa；塔内气区高度应大于 3m；塔顶应高出二次沉淀池水面 10m；混合液应从塔底流入，在塔的中部以上出流。

4.1.3 机械搅拌脱气池宜符合下列规定：水力停留时间宜采用 6~12min；搅拌机的叶轮外缘线速度不宜大于 1.5m/s。

4.1.4 二次沉淀池设计可按表面水力负荷计算，但必须用固体负荷校核，并应符合下列规定：表面水力负荷宜采用 $0.20 \sim 1.0 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ；固体负荷宜采用 $100 \sim 200 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。

(2) 气浮-沉淀

4.2.1 气浮沉淀池一般可有竖流式和平流式两种。

4.2.2 气浮沉淀池的设计可按表面水力负荷计算，但必须用固体负荷校核，并应符合下列规定：表面水力负荷宜采用 $0.30 \sim 2.0 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ；固体负荷宜采用 $150 \sim 300 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。

4.2.3 竖流式气浮沉淀池可由气浮区和沉淀区两部分组成，并应符合下列规定：气浮区停留时间应为 0.5~1.0h；气浮区有效水深不得小于 1.5m；气浮区内中心筒宜采用旋流进水方式，其喷嘴流速为 1.5~2.0m/s，停留时间为 1min 左右。

4.2.4 平流式气浮沉淀池应符合下列规定：有效水深应为 1.5~2.5m；距混合液进口 0.5m 处设 J 型隔板，淹没深度至少为 0.3m。

(3) 污泥回流方式

4.3.1 除机力回流方式外，尚可采用重力式或气提式。

4.3.2 重力式回流污泥适用于水泵循环式深井曝气系统，重力流水头差不宜小于 1.5m。

4.3.3 气提式回流污泥适用于气提循环式深井曝气系统。应在升流管中设置空气提升器，空气提升器内液体流速不应小于 5m/s，提升高度不宜小于 1.5m。

4.3.4 污泥回流比宜为 50%~150%。

1.4.2.4 检测控制

5.0.1 监测控制应符合下列要求：

进水和回流污泥量应计量；深井循环管路和供气管路应设置流量、压力和温度仪表；大气泡脱气池的循环水应测定溶解氧。

5.0.2 应定期监测、检查深井的渗漏情况。

附录 深井结构设计和成井施工的要求

(1) 深井井体的结构材料，一般宜采用钢筋混凝土。若采用钢管井体时，井管内壁必须有防腐措施，管外应灌注水下混凝土层，厚度不小于 200mm，混凝土标号不宜低于 C25。

(2) 井体结构设计应与井体成井施工过程协调。施工图设计必须明确规定施工方法。

(3) 钢制井管安装，一般宜采用保持井管内外水压平衡的吊装下管法。同时应具备有吊起整个井管重量的安全措施。

(4) 钢制井管外灌注水下混凝土层时，应将井管封闭注水加压保持 0.1~0.2MPa 的内压。直径较大的井管，可采用向井内注砂的更安全措施。










1.5 给水排水制图标准 (GB J106—87)

1.5.1 一般规定

1.5.1.1 图线

给水排水专业制图，采用的各种线型应符合表 1.5.1 的规定。

表 1.5.1 线型

名 称	线 型	线宽	一 般 用 途
粗实线		$b^{\text{①}}$	新建各种给水排水管道线
中实线		$0.5b$	给水排水设备、构件的可见轮廓线；厂区（小区）给水排水管道图中新建建筑物、构筑物的可见轮廓线；原有给水排水的管道线
细实线		$0.35b$	平、剖面图中被剖切的建筑构造（包括构配件）的可见轮廓线；厂区（小区）给水排水管道图中原有建筑物、构筑物的可见轮廓线；尺寸线、尺寸界线、局部分大范围的围线、引出线、标高符号线、较小图形的中心线
粗虚线		b	新建各种给水排水管道线
中虚线		$0.5b$	给水排水设备、构件的不可见轮廓线；厂区（小区）给水排水管道图中新建建筑物、构筑物的不可见轮廓线，原有给水排水管道线
细虚线		$0.35b$	平、剖面图中被剖切的建筑构造（包括构配件）的不可见轮廓线 厂区（小区）给水排水管道图中原有建筑物、构筑物的可见轮廓线
细点划线		$0.35b$	中心线、定位轴线
折断线		$0.35b$	断开界线
波浪线		$0.35b$	断开界线

① 线宽 b 应根据图样的比例和类别选用不同的值， $b = 0.4 \sim 1.2\text{mm}$ 。

1.5.1.2 比例

给水排水专业制图选用的比例宜符合表 1.5.2 的规定。

表 1.5.2 比例

名 称	比 例	名 称	比 例
区域规划图	1:50000、1:10000、1:5000、1:2000	泵房平面图	1:100、1:60、1:50、1:40、1:30
区域位置图	1:10000、1:5000、1:2000、1:1000	室内给水排水平面图	1:300、1:200、1:100、1:50
厂区(小区)平面图	1:2000、1:1000、1:500、1:200	给水排水系统图	1:200、1:100、1:50
管道纵断面图	横向 1:1000、1:500、纵向 1:200、1:100		或不按比例
水处理厂(站)平面图	1:1000、1:500、1:200、1:100	设备加工图	1:100、1:50、1:40、1:30
水处理流程图	无比例		1:20、1:10、1:2、1:1
水处理高程图	无比例	部件、零件详图	1:50、1:40、1:30、1:20、1:10
水处理构筑物平剖面图	1:60、1:50、1:40、1:30、1:10		1:5、1:3、1:2、1:1、2:1

1.5.1.3 标高

标高应以米为单位，宜注写到小数点后第三位。在总平面图及相应的厂区（小区）给水排水图中可注写到小数点后第二位。

沟道（包括明沟、暗沟及管沟）、管道应注明起迄点、转角点、连接点、变坡点、交叉点的标高；沟道宜标注沟内底标高；压力管道宜标注管中心标高；室内外重力管道宜标注管内底标高；必要时，室内架空重力管道可标注管中心标高，但图中应加以说明。

室内管道应注明相对标高；室外管道宜标注绝对标高，当无绝对标高资料时，可标注相对标高，但应与

总图专业一致。

标高的标注方法应符合下列规定：平面图、系统图中，管道标高应按图 1.5.1 的方式标注；剖面图中，管道标高应按图 1.5.2 的方式标注；平面图中，沟道标高应按图 1.5.3 的方式标注。

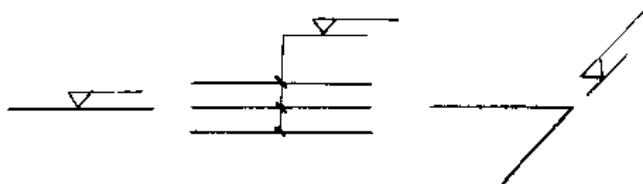


图 1.5.1 平面图、系统图中，管道标高标注法

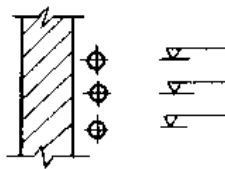


图 1.5.2 剖面图中管道标高标注法

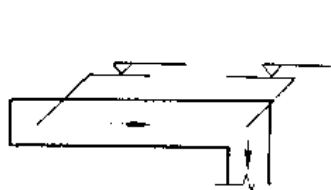
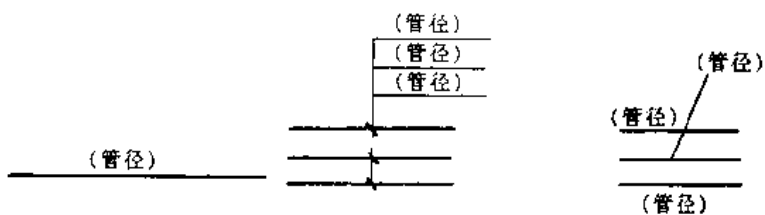


图 1.5.3 平面图中沟道标高标注法



(a) 单管

(b) 多管

图 1.5.4 管径标注法

1.5.1.4 管径

管径尺寸应以毫米为单位，按图 1.5.4 的方式标注。

低压流体输送用镀锌焊接钢管、不镀锌焊接钢管、铸铁管、硬聚氯乙烯管、聚丙烯管等，管径应以公称直径 DN 表示（如 $DN15$ ）；耐酸陶瓷管、混凝土管、钢筋混凝土管、陶土管（缸瓦管）等，管径应以内径 d 表示（如 $d380$ ）。焊接钢管（直缝或螺旋缝电焊钢管）、无缝钢管等，管径应以外径 \times 壁厚表示（如 $D108 \times 4$ ）。

1.5.1.5 编号

当建筑物的给水排水进、出口数量多于 1 个时，宜用阿拉伯数字编号，按图 1.5.5 的方式表示。

建筑物内穿过一层及多于一层的立管，其数量多于 1 个时，宜用阿拉伯数字编号，按图 1.5.6 的方式表示。

给水排水附属构筑物（阀门井、检查井、水表井、化粪池等）多于一个时应编号。宜用构筑物代号后加阿拉伯数字表示。构筑物代号应采用汉语拼音字头。

给水阀门井、排水检查井的编号顺序，应分别从水源到用户和从上游到下游，先干管后支管。

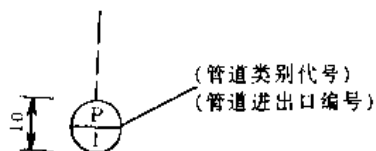


图 1.5.5 给水排水进出口编号表示法

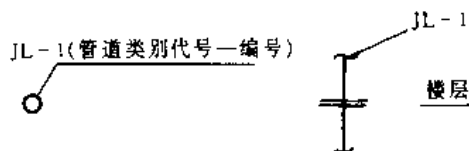




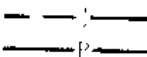

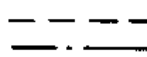
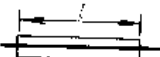
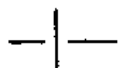
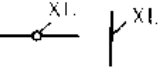

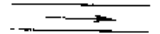
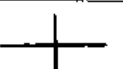
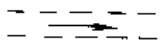


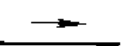

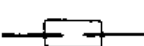

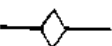






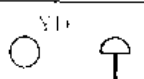


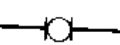
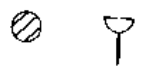


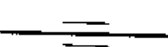
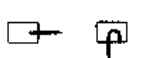

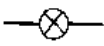


图 1.5.6 立管编号表示法

1.5.2 图例

1.5.2.1 管道及附件

见表 1.5.3。

表 1.5.3 管道及附件图例

序号	名称	图例	说明	序号	名称	图例	说明
1	管道		用于一张图内只有一种管道	18	拆除管		
			用汉语拼音字母表示管道类别	19	地沟管		
			用图例表示管道类别	20	防护套管		
2	交叉管		指管道交叉不连接,在下方和后面的管道应断开	21	管道立管		X 为管道类别代号
3	三通连接			22	排水明沟		
4	四通连接			23	排水暗沟		
5	流向			24	弯折管		表示管道向后弯 90°
6	坡向			25	弯折管		表示管道向前弯 90°
7	套管伸缩器			26	存水弯		
8	菱形伸缩器			27	检查口		
9	弧形伸缩器			28	清扫口		
10	方形伸缩器			29	通气帽		
11	防水套管			30	雨水斗		
12	软管			31	排水漏斗		
13	可挠曲橡胶接头			32	圆形地漏		
14	管道固定支架			33	方形地漏		
15	管道滑动支架			34	自动冲洗水箱		
16	保温管		也适用于防结露管	35	阀门套筒		
17	多孔管			36	挡墩		

1.5.2.2 管道连接

见表 1.5.4。

表 1.5.4 管道连接图例

序号	名 称	图 例	序号	名 称	图 例
1	法兰连接		10	喇叭口	
2	承插连接		11	转动接头	
3	螺纹连接		12	管接头	
4	活接头		13	弯 管	
5	管 堵		14	正三通	
6	法兰堵盖		15	斜三通	
7	偏心异径管		16	正四通	
8	异 径 管		17	斜四通	
9	乙 字 管				

1.5.2.3 阀门

见表 1.5.5。

表 1.5.5 阀门图例

序号	名 称	图 例	说 明	序号	名 称	图 例
1	阀门		用于一张图内只有一种阀门	13	球阀	
2	角 阀			14	隔膜阀	
3	三通阀			15	气开隔膜阀	
4	四通阀			16	气闭隔膜阀	
5	闸 阀			17	温度调节阀	
6	截止阀			18	压力调节阀	
7	电动阀			19	电磁阀	
8	液动阀			20	止回阀	
9	气动阀			21	消声止回阀	
10	减压阀			22	蝶阀	
11	旋塞阀			23	弹簧安全阀	
12	底 阀			24	平衡锤安全阀	
				25	自动排气阀	

续表

序号	名称	图例	序号	名称	图例
26	浮球阀		33	脚踏开关	
27	延时自闭冲洗阀		34	室外消火栓	
28	放水龙头		35	室内消火栓(单口)	
29	皮带龙头		36	室内消火栓(双口)	
30	洒水龙头		37	水泵接合器	
31	化验龙头		38	消防喷头(开式)	
32	肘式开关		39	消防喷头(闭式)	
			40	消防报警阀	

1.5.2.4 卫生器具及水池

见表 1.5.6。



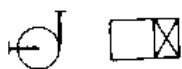

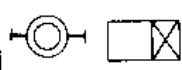



















表 1.5.6 卫生器具及水池图例

序号	名称	图例	说明	序号	名称	图例	说明
1	水盆水池		用一张图内只有一种水盆或水池	15	饮水器		
2	洗脸盆			16	淋浴喷头		
3	立式洗脸盆			17	矩形化粪池		HC 为化粪池代号
4	浴盆			18	圆形化粪池		HC 为化粪池代号
5	化验盆、洗涤盆			19	除油池		YC 为除油池代号
6	带篦洗涤盆			20	沉淀池		CC 为沉淀池代号
7	盥洗槽			21	降温池		JC 为降温池代号
8	污水池			22	中和池		ZC 为中和池代号
9	妇女卫生盆			23	雨水口		
10	立式小便器			24	阀门井、检查井		
11	挂式小便器			25	放气井		
12	蹲式大便器			26	泄水井		
13	坐式大便器			27	水封井		
14	小便槽			28	跌水井		
				29	水表井		本图例与流量计相同

1.5.2.5 设备及仪表

见表 1.5.7。

表 1.5.7 设备及仪表图例

序号	名称	图例	说明	序号	名称	图例	说明
1	泵		用于一张图内只有一种泵	13	水锤消除器		
2	离心水泵			14	浮球液位器		
3	真空泵			15	搅拌器		
4	手摇泵			16	温度计		
5	定量泵			17	水流指示器		
6	管道泵			18	压力表		
7	热交换器			19	自动记录压力表		
8	水-水热交换器			20	电接点压力表		
9	开水器			21	流量计		
10	喷射器			22	自动记录流量计		
11	磁水器			23	转子流量计		
12	过滤器			24	减压孔板		

1.5.3 图样画法

(1) 厂区或小区给水排水平面图的画法应符合下列规定：建筑物、构筑物及各种管道的位置应与总图专业的总平面图、管线综合图一致；图上应注明管道类别、坐标、控制尺寸、节点编号及各建筑物、构筑物的管道进出口位置（图 1.5.7）；当不绘制给水排水管道纵断面时，图上应将各种管道的管径、坡度、管道长度、标高等标注清楚。

(2) 高程图应表示给水排水系统内各构筑物之间的联系，并标注其控制标高（图 1.5.8）。

(3) 管道节点图可不按比例绘制，但节点的平面位置与厂区（小区）管道平面图一致（图 1.5.9a）。在封闭循环回水管道节点图中，检查井宜用平、剖面图表示，当管道连接高差较大时，宜用双线表示（图 1.5.9b）。

(4) 给水排水管道纵断面图中，应标注地面线、道路、铁路、排水沟、河谷、建筑物、构筑物的编号及与管道相关的各种地下管道、地沟、电缆沟等的相对距离和各自的标高。一般压力管道宜用单粗实线绘制（图 1.5.10），重力管道宜用双粗实线绘制（图 1.5.11）。

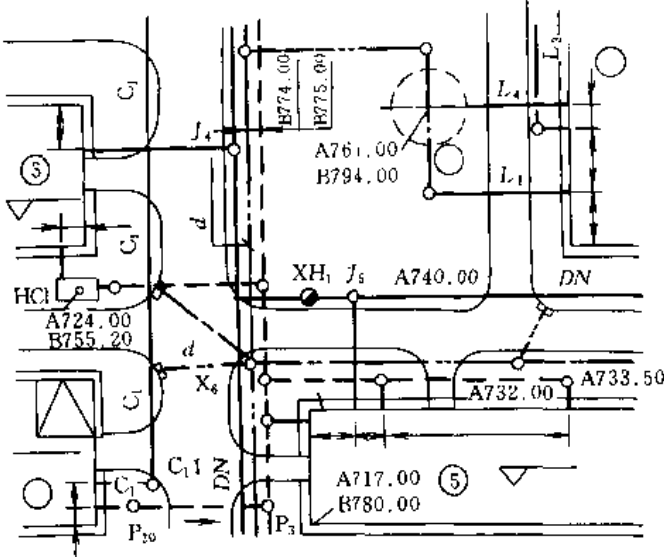


图 1.5.7 厂区给水排水平面图画法示例

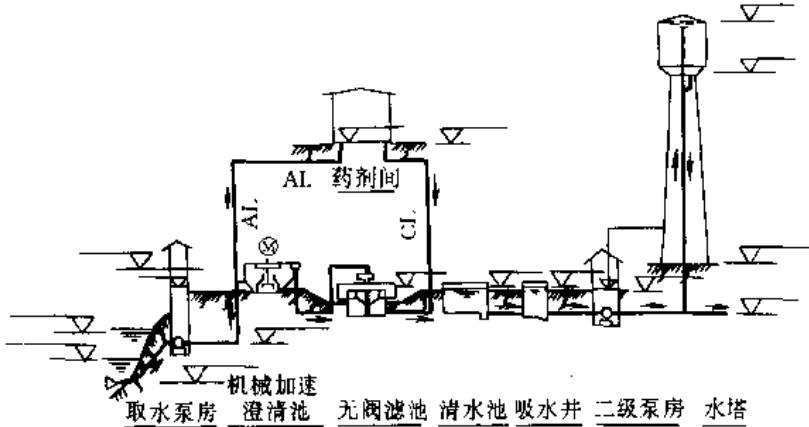


图 1.5.8 取水、净水高程图画法示例

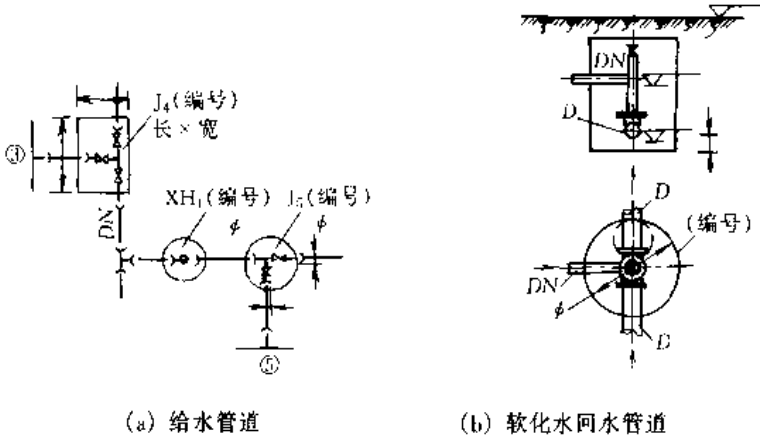


图 1.5.9 管道节点图画法示例

- (5) 室内给水排水平面图应按直接正投影法绘制，建筑物轮廓线应与建筑专业一致。必要时，可将安装于下层空间而为本层使用的管道绘于本层平面图上（图 1.5.12）。
- (6) 屋面雨水平面图应标明雨水斗位置和每个雨水斗的集水面积等（图 1.5.13）。
- (7) 给水排水系统图宜按 45°正面斜轴测法绘制（图 1.5.14 和图 1.5.15）。管道系统图的布置方向应与平面图一致，并宜按比例绘制。当局部管道按比例不易表示清楚时，可不按比例。

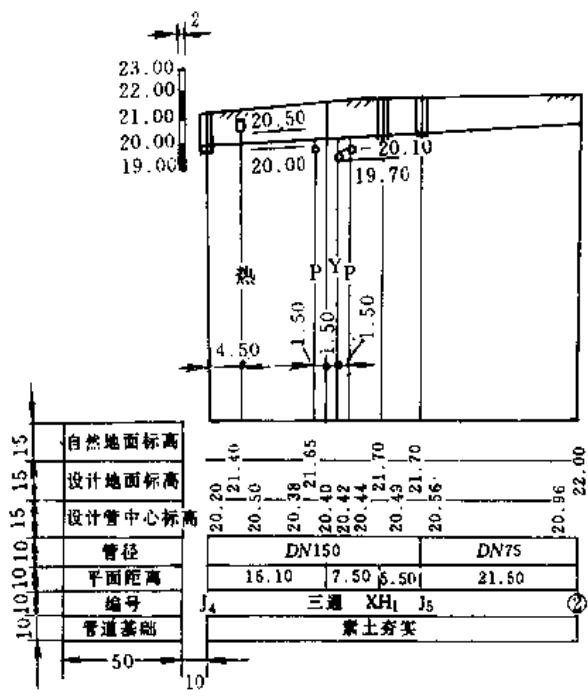


图 1.5.10 给水管纵断面图画法示例

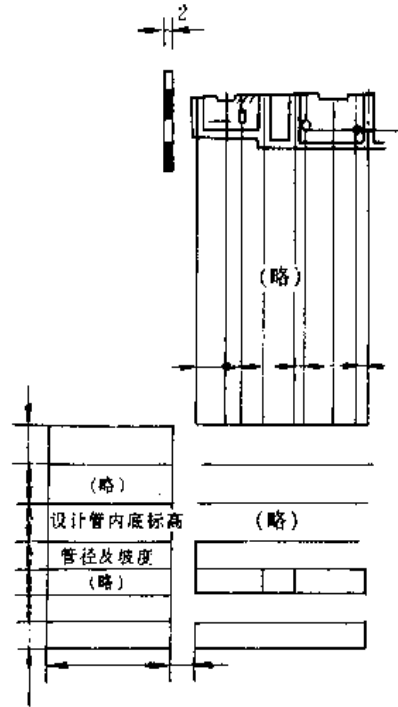


图 1.5.11 排水管道纵断面图画法示例

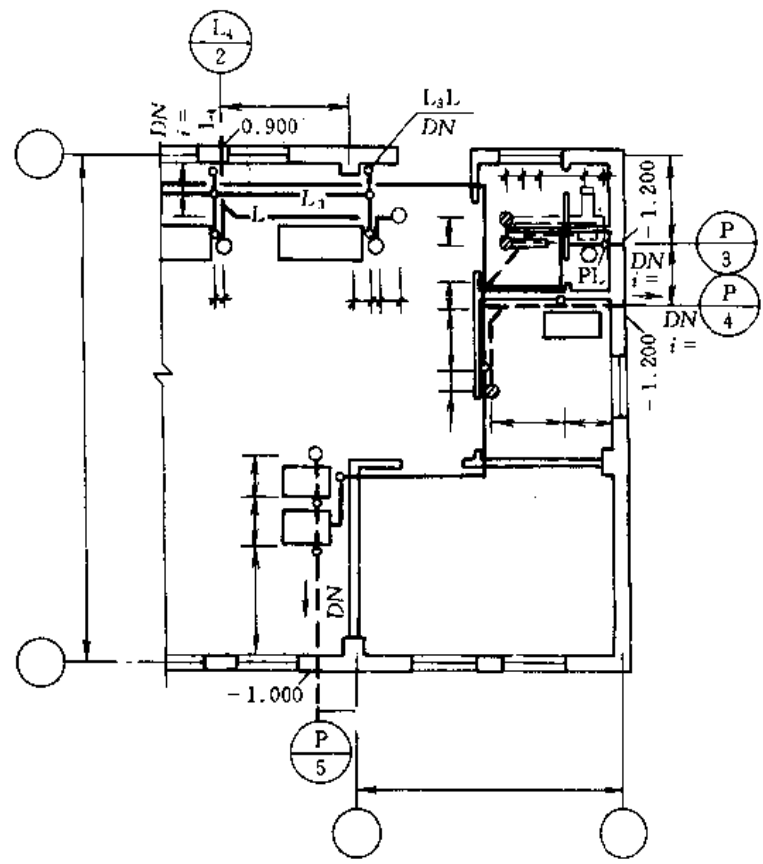


图 1.5.12 室内给水排水平面图画法示例

(8) 当管道、设备布置复杂，系统图不能表示清楚时，可辅以剖面图。剖面图应按剖切面处直接正投影法绘制 (图 1.5.16)。

(9) 工艺流程图可不按比例绘制 (图 1.5.17)。

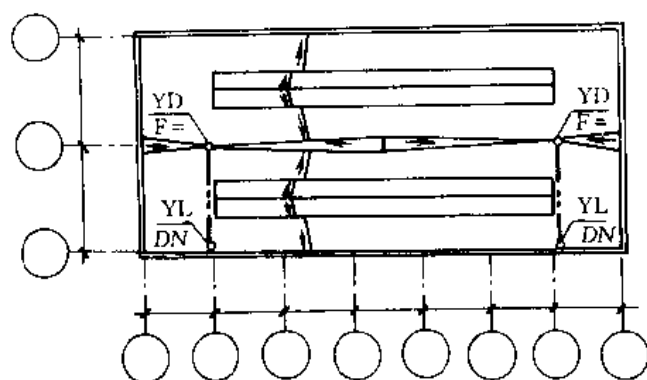


图 1.5.13 屋面雨水平面图画法示例

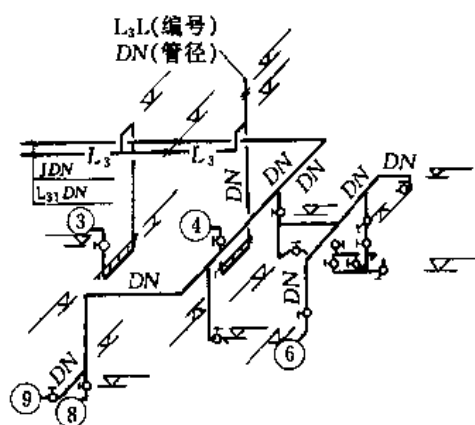


图 1.5.14 给水系统图画法示例

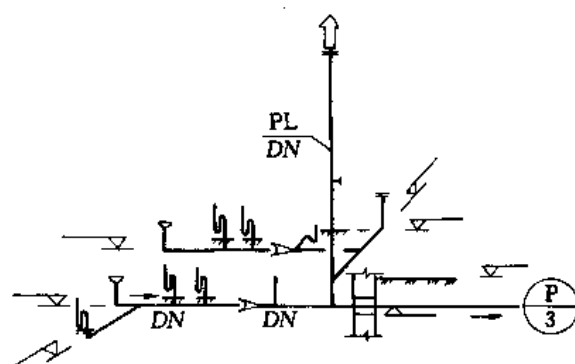


图 1.5.15 排水系统图画法示例

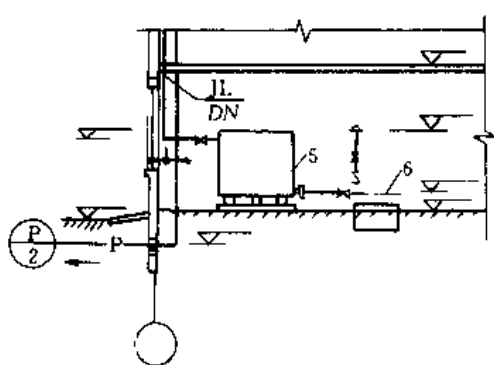


图 1.5.16 剖面图画法示例

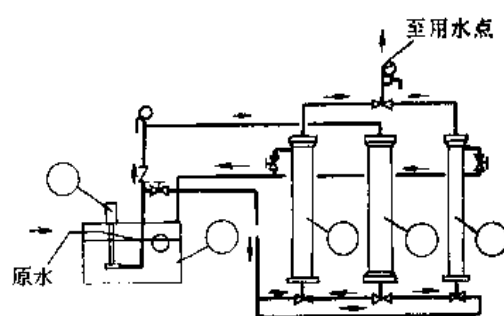


图 1.5.17 纯水后处理流程图画法示例

2 水质处理单元技术

2.1 格栅、筛网

2.1.1 格栅的作用

不论何种污水,在送入水泵和主体构筑物之前,均需设置格栅以拦截较大杂物;设置筛网以截留较细悬浮物。

2.1.2 分类及特征

格栅和筛网构造、型式和栅渣清除方式等特点比较见表 2.1.1。供设计选型参考。

表 2.1.1 常用格栅、筛网的分类及特征

类 型	构造类别	型 式	栅渣去除、栅面清洗方法
栅条型	立式栅条型	固定手动式	人工耙取栅渣
		固定曝气式	下部曝气、剥离栅渣
		机械自动式	除渣耙自动耙取栅渣
	旋转筒型	外周进水滚筒式	刮板刮取筒外栅渣
		内周进水滚筒式	栅渣自动造粒,靠自重或螺旋排出
	弧型筛	1/4 圆弧式	靠离心力和自重排出
筛网型	转筒型	水力转筒式	喷嘴或毛刷清洗筛网
		机械转筒式	渣自动造粒,转筒外顶部喷嘴喷射高压水和自重或螺旋排出
	固定倾斜式	平面振动式	振动力促进筛渣造粒,靠自重排出
		曲面振动式	振动力促进筛渣造粒,靠自重排出
	提升斗式	连续旋转提升斗	循环链上安装网斗网取栅渣,压缩空气剥离栅渣

2.1.3 计算公式

格栅各部位计算公式见表 2.1.2。水流过栅阻力系数计算公式见表 2.1.3。

表 2.1.2 格栅计算公式表

名 称	公 式	说 明
栅前流速 $v_1/(m/s)$	$v_1 = Q_{max}/(B_1 h)$	Q_{max} ——最大设计流量, m^3/s B_1 ——栅前渠道的宽度, m h ——栅前渠道的水深, m
过栅流速 $v/(m/s)$	$v = \frac{Q_{max}}{b(n+1)h}$	b ——栅条间隙, mm n ——栅条数
最大处理水量 $Q_{max}/(m^3/s)$	$Q_{max} = v \frac{hb}{\sin \alpha b + s}$	h ——有效水深, m ; B ——格栅有效宽度, m ; s ——栅条宽度, mm ;
格栅宽度 B/m	$B = sn + (n+1)b$ $n = \frac{Q_{max} \sqrt{\sin \alpha}}{bhw}$	h ——栅前水深, m ; α ——格栅倾角, 度, 一般 $60^\circ \sim 70^\circ$

续表

名 称	公 式	说 明
过栅水头损失 h_1/m	$h_1 = h_0 k$ $h_0 = \zeta \frac{v^2}{2g} \sin \alpha$	h_0 ——计算水头损失, m g ——重力加速度, m/s^2 k ——系数, 格栅被栅渣阻塞时, 水头损失增大的倍数, 可按 $K = 3.36v - 1.32$ 计算或取 2~3 ζ ——局部阻力系数, 其值与栅条断面形状相关, 可按表 2.1.3 选值
栅后渠总深 H/m	$H = h + h_1 + h_2$	h_2 ——栅前渠道超高, m
栅渠总长 L/m	$L = L_1 + L_2 + 1.0 + 0.5 + H_1/\operatorname{tg} \alpha$ $L_1 = \frac{B - B_1}{2 \operatorname{tg} \alpha_1}$ $L_2 = L_1/2$ $H_1 = h + h_2$	L_1 ——栅前部渐宽长度, m L_2 ——栅后部渐缩长度, m, $L_2 = 0.5 L_1$ B_1 ——进水管宽度, m H_1 ——栅前渠总深, m α_1 ——栅前部渐宽段水平展开角, 一般 α_1 取 20°
每日栅渣量/(m^3/d)	$W = \frac{86400 Q_{max} W_1}{1000 K_2}$	W_1 ——单位栅渣量, m^3 渣/ $10^3 m^3$ 污水; 对于生活污水, $b = 15 \sim 25 mm$ 时, $W_1 = 0.05 \sim 0.1$, $b = 25 \sim 50 mm$ 时, $W_1 = 0.03 \sim 0.01$ K_2 ——进渠污水流量变化系数

表 2.1.3 断面形状与阻力系数 ζ

栅条断面形状	一般采用尺寸	计 算 式	形状系数
锐边矩形	厚 10mm, 宽 50mm	$\zeta = \beta (s/b)^{4/3}$	$\beta = 2.42$
圆形	直径 20mm		$\beta = 1.79$
带半圆的矩形	厚 10mm, 宽 50mm		$\beta = 1.83$
梯形			$\beta = 2.00$
两头半圆的矩形	厚 10mm, 宽 50mm		$\beta = 1.67$
正方形	边长 20mm	$\zeta = \left(\frac{h+s}{\epsilon \cdot b} - 1 \right)^2$	收缩系数 ϵ 一般取 0.64

2.1.4 设计参数

① 水泵前置格栅。栅条间隙应根据水泵要求确定，一般可参照表 2.1.4。

表 2.1.4 废水泵型号与栅条间隙的关系

污水泵型号	栅条间隙/mm	栅渣量/[$L/人 \cdot d$]	污水泵型号	栅条间隙/mm	栅渣量/[$L/人 \cdot d$]
2.5PW、2.5PWL	≤ 20	4~6	32PWL	≤ 150	< 0.5
4PW、4PWL	≤ 40	2.7	20ZLB-70	≤ 60	1.0
6PW	≤ 70	0.8	28ZLB-70	≤ 90	0.5
8PW	≤ 90	0.5	14Sh	≤ 20	5~6
10PWL	≤ 110	< 0.5	20Sh	≤ 25	4.0
12PWL	≤ 110	< 0.5	24Sh	≤ 30	3.2
14PWL	≤ 120	< 0.5	32Sh	≤ 40	2.7
16PWL	≤ 130	< 0.5			

② 处理构筑物前置格栅和筛网。栅条间隙根据污水种类、流量、代表性杂物种类和大小等来确定。一般应符合下列要求：最大间隙 50~100mm；机械清栅 5~25mm；人工清栅 5~50mm；筛网 0.1~2mm。

③ 在大中型污水处理厂（站），一般应设置两道格栅，一道筛网。第一道粗格栅（间隙 40~100mm）或中格栅（间隙 4~40mm）；第二道中格栅或细格栅（4~10mm）；第三道为筛网（小于 4mm）。

④ 过栅流速。污水在栅前渠道内的流速应控制在 0.4~0.8m/s，经过格栅的流速应控制在 0.6~1.0m/s。过栅水头损失与过栅流速相关，一般应控制在 0.08~0.15m 之间。栅后渠底应比栅前相应降低 0.08~0.15m。

⑤ 过网流速参照格栅确定。过网水头损失较大，可控制在 0.5~2m 之间。

⑥ 格栅有效过水面积按流速 0.6~1.0m/s 计算，但总宽度不小于进水管渠宽度的 1.2 倍；与筛网串联使用时取 1.8 倍。格栅倾角 45°~75°，筛网倾斜 45°~55°。单台格栅的工作宽度不超过 4.0m，超过时应设置多台格栅，台数不少于 2 台，如为 1 台，应设人工清栅格栅备用。

⑦ 格栅（网）间必须设置工作台，台面应高出栅前最高水位 0.50m，台上应设有安全和冲洗设施。工作台两侧过道宽度不小于 0.70m。台正面宽度：人工清渣不小于 1.20m；机械清渣不小于 1.50m。

⑧ 机械格栅（网）一般应设置通风良好的格栅间，以保护动力设备。大中型机械格栅间应安装吊运设备，便于设备检修和栅渣的日常清除。

2.1.5 典型构筑物

典型格栅构筑物见图 2.1.1。

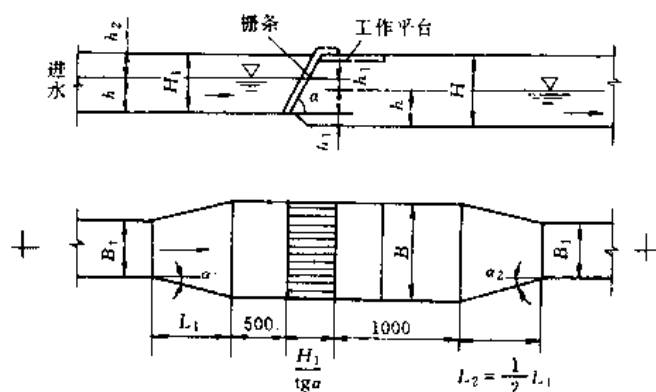


图 2.1.1 格栅构筑物示意图

2.1.6 专用设备

目前常用格栅（网）除渣机及其性能比较见表 2.1.5。几种格栅（网）除污机构造见图 2.1.2~图 2.1.9。

表 2.1.5 常用格栅、筛网除渣机的比较

类 型	适 用 范 围	优 点	缺 点
格 栅	链条式	1. 构造简单, 制造方便 2. 占地面积小	1. 杂物进入链条与链轮时容易卡住 2. 套筒滚子链造价高, 易腐蚀
	移动伸缩臂式	1. 设备全部在水面上 2. 钢绳在水面上运行, 寿命长 3. 可不停水检修	1. 移动部件构造复杂 2. 移动时耙齿与栅条间隙对位较困难
	钢绳牵引式	1. 水下无固定部件者, 维修方便 2. 适用范围广	1. 水下有固定部件者, 维修检查需停水 2. 钢丝绳易腐蚀
	回转式	1. 用不锈钢或塑料制造耐腐蚀 2. 封闭式传动链, 不易被杂物卡住	1. 耙齿易磨损, 造价高 2. 塑料件易破损
	旋转式	1. 构造简单, 制造方便 2. 运行稳定, 容易检修	筒形梯形栅条格栅制造技术要求较高
筛 网	固定式	1. 平面筛网构造简单, 造价低 2. 梯形筛丝筛面, 不易堵塞, 不易磨损	1. 平面筛网易磨损, 易堵塞, 不易清洗 2. 梯形筛丝曲面筛构造复杂
	圆筒式	1. 水力驱动式构造简单, 造价低 2. 电动梯形筛丝转筒筛, 不易堵塞	1. 水力驱动式易堵塞 2. 电动梯形筛构造较复杂, 造价高
	板框式	常用深度 1~4m 可用深度 10~30m	1. 造价高, 板框网更换较麻烦 2. 构造较复杂, 易堵塞

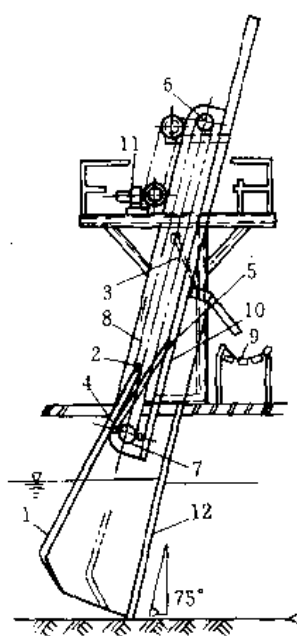


图 2.1.2 高链式格栅除污机

- 1—耙子；2—耙子缓冲装置；3—括板；4—主滚轮；
5—导向滚轮；6—主动链轮；7—从动链轮；8—链条；
9—传动带；10—导轨；11—电动机；12—格栅

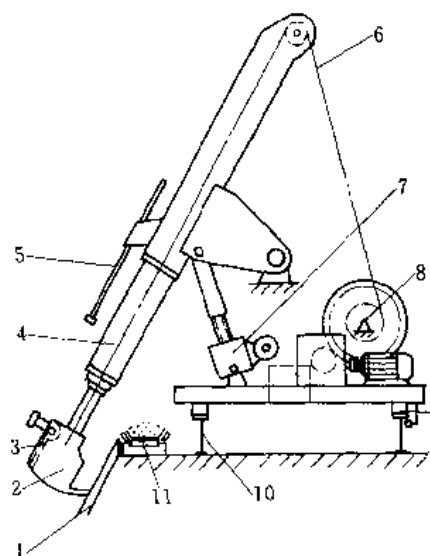


图 2.1.3 移动伸缩臂式格栅除污机

- 1—格栅；2—耙斗；3—卸污板；4—伸缩臂；
5—卸污调整杆；6—钢丝绳；7—臂角调整机构；
8—卷扬机构；9—行走轮；10—轨道；11—皮带输送机

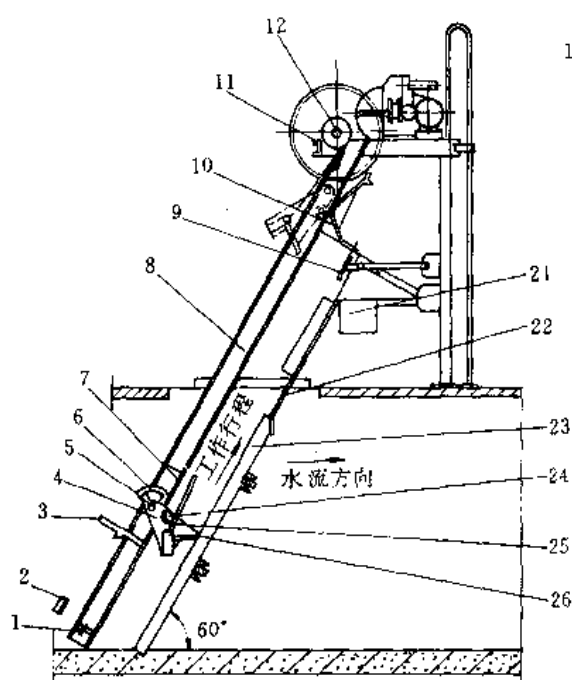
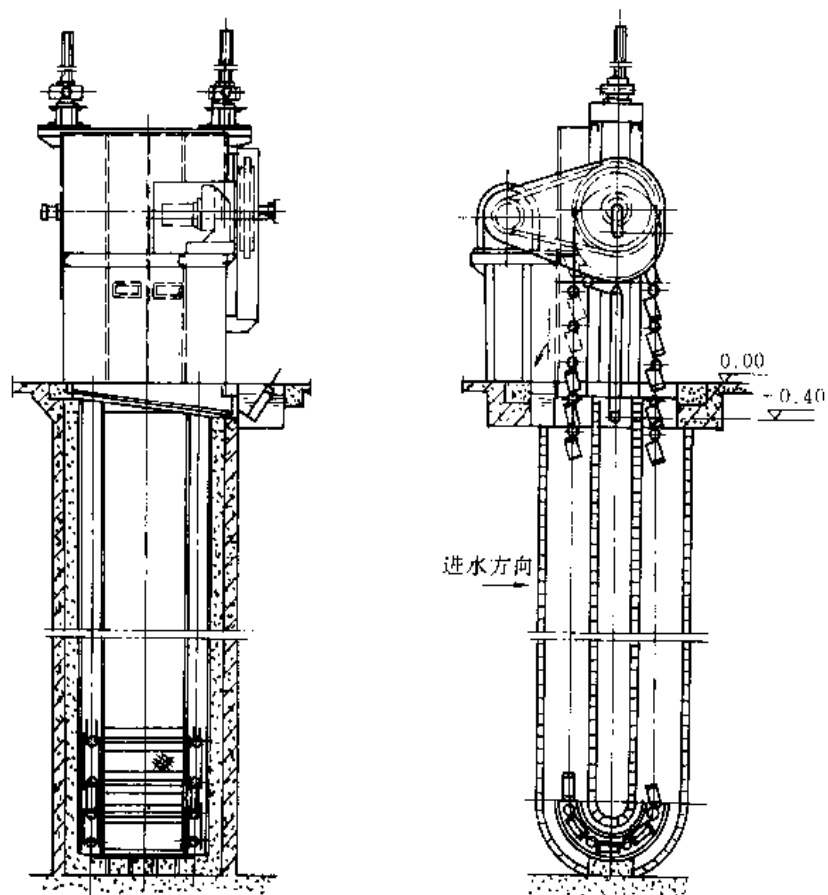


图 2.1.4 钢丝绳牵引滑块式格栅除污机

- 1—滑块行程限位螺栓；2—除污耙自锁机构开锁撞块；3—除污耙自锁栓；4—耙臂；5—销轴；6—除污耙摆动限位板；
7—滑块；8—滑块导轨；9—刮板；10—抬耙导轨；11—底座；12—卷筒轴；13—开式齿轮；14—卷筒；15—减速机；
16—制动器；17—电动机；18—扶梯；19—限位器；20—松绳开关；21、22—上、下溜板；
23—格栅；24—抬耙滚子；25—钢丝绳；26—耙齿板



2.1.5 Zh-3000 ~ 4000 型旋转滤网

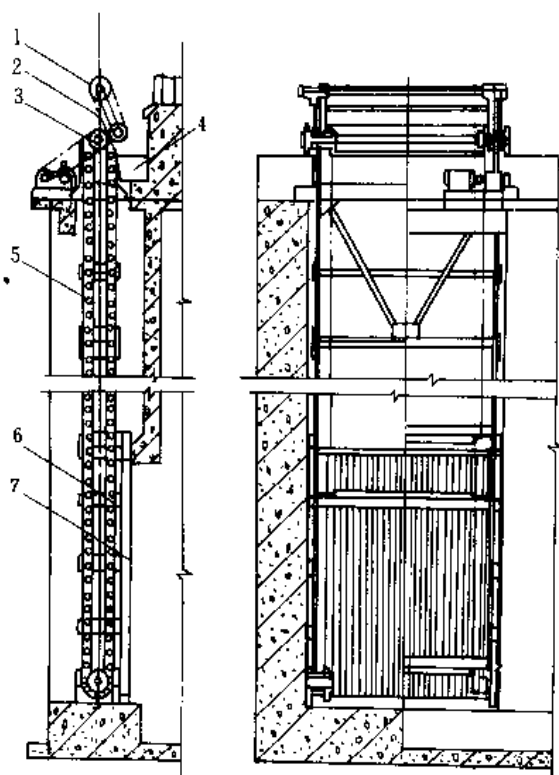


图 2.1.6 回转耙式除污机
 1—主动二次链轮；2—圆毛刷；3—主动大链轮；
 4—排污槽；5—大链条；6—耙子；7—格栅

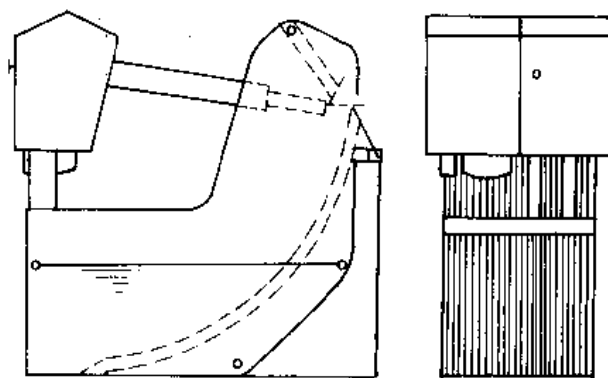


图 2.1.7 HGSY 型弧形格栅机

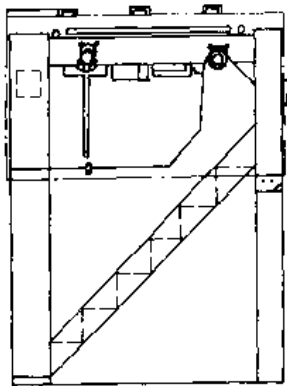


图 2.1.8 JTGS 型阶梯形
格栅机

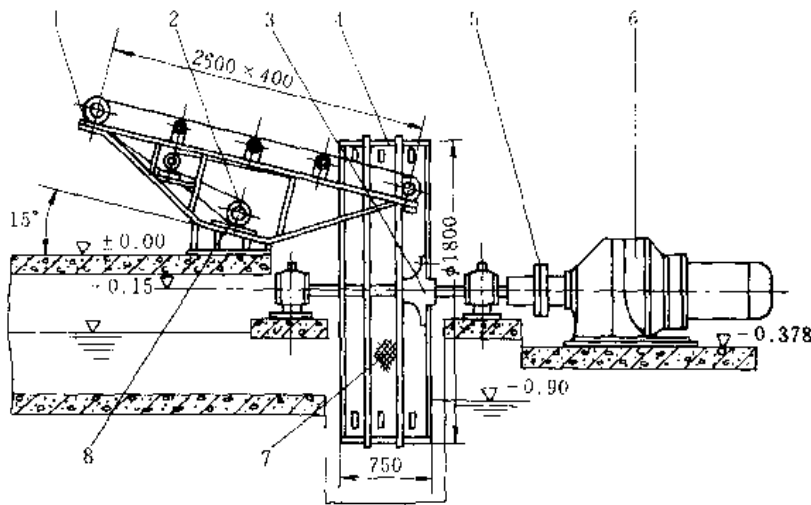


图 2.1.9 圆筒型除毛机

- 1—皮带运输机构；2—筒型筛网轴承座；3—连接轮毂；
4—筒型筛网框架；5—联轴器；6—行星摆线针轮减速机；
7—筛网；8—皮带运输机行星摆线针轮减速机

2.1.7 操作管理

- (1) 日常管理 格栅的日常维护管理主要是注意对栅条、除渣耙、栅渣箱和前后水渠等的清扫。及时清运栅渣，保持格栅通畅。
- (2) 定期检查维修 格栅的检查要点见表 2.1.6。消耗性零部件的更换期大约 1~2 年，基本部件 3~10 年。出现初期故障时，应及时查清原因，及时处理。

表 2.1.6 格栅检查要点

检 查 项 目		检查要点	保养、更换期限 #					
			1 个月	6 个月	1 年	2 年	3 年	5 年
电动机		绝缘、轴承、齿轮发热	—	—	—	—	—	—
传动件	驱动链条、皮带	张紧调整、加润滑油脂	—	—	—	—	—	—
	驱动链轮、皮带轮	检查磨损、加润滑油脂	—	—	—	—	—	—
	剪切销、离合器	空转检查	—	—	—	—	—	—
主体构件	栅条和耙齿	弯曲变形、栅间隙检查	—	—	—	—	—	—
	行走链条和链轮	折损变形、松弛检查	—	—	—	—	—	—
	轴承和密封	磨损、振动检查	—	—	—	—	—	—
	主轴导轨	磨损、损伤检查	—	—	—	—	—	—
	托杆	磨损、破损检查	—	—	—	—	—	—

2.2 匀质与水量调节

2.2.1 适用对象

一般工业企业排出的废水，水质、水量、酸碱度或温度等水质指标随排水时间大幅度波动，为使处理构筑物 and 管渠不受废水高峰流量或浓度变化的冲击，需设调节池。许多时候，将某些生物预处理过程安排在调节池中一并完成。

2.2.2 分类与特征

见表 2.2.1。调节池按形式分为圆形、方形、(自然)多边形等。可建在地下或地上。按结构分为混凝土、钢筋混凝土、石结构和自然体等。按在工艺流程中的位置分为前置原废水集中调节池、按废水性质设多个分流调节池、处理后水调节池。按功能分为水量调节池、水质水量调节池和同时兼具部分预处理作用的调节池等。

2.2.3 计算公式

- (1) 有效池容 V_1 调节池的容积主要根据废水流量、浓度变化范围及均和程度决定。当确定调节时间 T 后，经调节后出水浓度为 c

$$V_1 = qT = q_1 t_1 + q_2 t_2 + \dots + q_n t_n$$

表 2.2.1 调节池按功能分类与特征

类 型	在流程中的位置	特 征
水量调节池	在线集中调节 离线分流调节	废水无须混合
水质水量调节池	在线集中调节	1. 入流废水水力混合 2. 水泵搅拌混合 3. 曝气搅拌混合
兼有预处理作用的调节池	在线集中调节	1. 水力或水泵混合 + 厌氧生化工艺(如生物水解酸化等) 2. 曝气混合 + 好氧生化工艺(如预曝气作业等) 3. 某种其他处理过程(如曝气吹脱沉淀等)

$$c = (c_1 q_1 t_1 + c_2 q_2 t_2 + \cdots + c_n q_n t_n) / (qT)$$

$$T = t_1 + t_2 + \cdots + t_n$$

式中 V_1 ——调节池有效容积, m^3 ;
 q ——调节时间 T 内, 废水的平均流量, m^3/h ;
 c ——调节时间 T 内, 废水的平均浓度, 取高峰浓度段计, mg/L ;
 t_1, t_2, \cdots, t_n ——时间间隔 t_i , 其总和为 T , h ;
 q_1, q_2, \cdots, q_n ——相应于时间间隔 t_i 内, 废水的平均流量, m^3/h 。

(2) 调节时间 T 的确定 计算时先分别求出原水最高浓度持续时间 t_x 内的平均浓度 C_{max} 、原水最高流量持续时间 t_y 内的平均流量 q_{max} , 按 $C_{max} \leq C_m$ 和 $q_{max} \leq q_m$ 同时满足的条件, 确定调节时间 T 为设计值, 其中 C_m 和 q_m 为调节池最高允许出水浓度 C_{max} 和最大允许出水量 q_{max} 。

$$C_{max} = (C_{mx1} q_{m1} + C_{mx2} q_{m2} + \cdots + C_{mxi} q_{mi}) / (q_{m1} + q_{m2} + \cdots + q_{mi})$$

$$q_{max} = (q_{my1} + q_{my2} + \cdots + q_{myi}) / (t_{y1} + t_{y2} + \cdots + t_{yi})$$

式中 C_{max} 、 q_{max} ——按原废水入池最高浓度持续时间计算的浓度 (mg/L) 和流量 (m^3/h);
 $C_{mx1}, C_{mx2}, \cdots, C_{mxi}$ ——原废水入池最高浓度持续时间 $t_{x1}, t_{x2}, \cdots, t_{xi}$ 相对应的浓度, mg/L ;
 $q_{my1}, q_{my2}, \cdots, q_{myi}$ ——原废水入池最高流量持续时间, $t_{y1}, t_{y2}, \cdots, t_{yi}$ 相对应的流量, m^3/h 。

2.2.4 设计参数

① 调节池的最小有效容积应能够容纳水质水量变化一个周期所排放的全部废水量。为了获得充分的均质效果, 池容可按日排全部废水量设计。为同时获得要求的某种预处理效果, 池容按同时达到均质和某种预处理效果(如生物水解酸化、脱除某种气体等)所需容积计算, 计算值为最小有效均质调节池容, 设计时应增加无效池容。无效池容是指不能起水量调节作用的池容, 如不能排出池外的水所占池容、保护高度所占池容、生化预处理生物污泥保有量所占池容、隔墙立柱所占池容等。

② 调节池出水方式是堰顶出水, 只能调节出水水质, 不能调节流量。需同时调节水质和水量时, 应采用对角线出水调节池(图 2.2.1)、周边进水池底出水调节池(图 2.2.2)。调节池的典型出水方式见图 2.2.3。

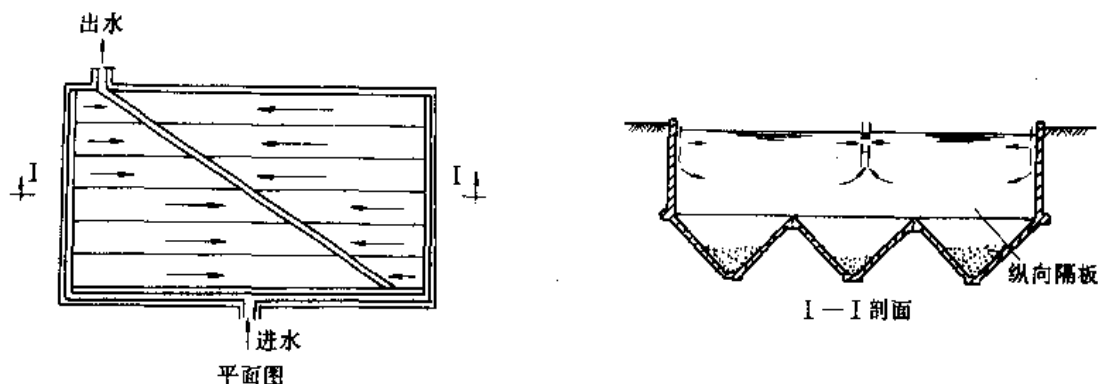


图 2.2.1 对角线出水调节池

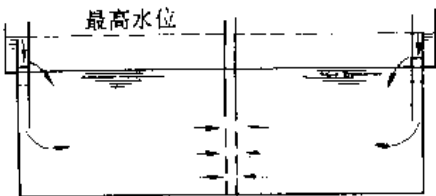


图 2.2.2 周边进水池底出水
(水质水量调节)

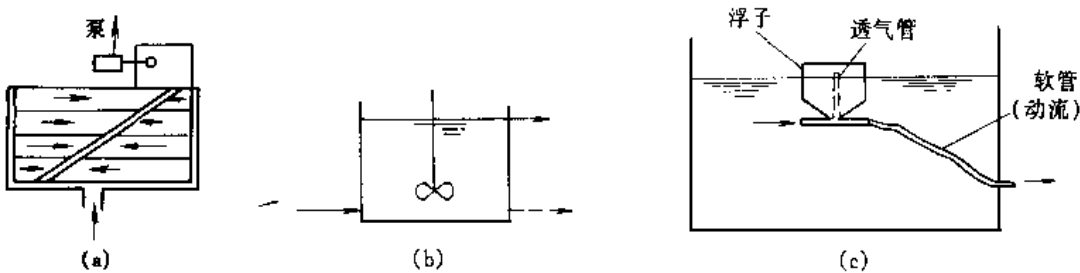


图 2.2.3 调节池的典型设置方式
(a) 地下式 (泵出水); (b) 地面式 (自流出水); (c) 浮子定量出水装置

2.2.5 操作管理

调节池前一般设有格栅等除污设施，但池中不可避免截留有大量可沉杂物，应及时清除。兼具生化预处理时，应按时排出剩余污泥。兼具吹脱作用时，应防止有害气体污染。

2.3 中和

2.3.1 适用对象

某些工厂排出的酸性或碱性废水，经中和处理消除废水中过量的酸或碱，使 pH 值达到中性。酸性废水的中和剂主要有石灰、石灰石、白云石、电石渣、苏打、苛性钠等。碱性废水的中和剂通常采用硫酸、盐酸、烟道气。或者用酸、碱废水相互中和。

2.3.2 酸、碱废水相互中和

酸性废水的数量和危害比碱性废水大得多，因此处理出水应呈中性或弱碱性。即

$$\sum Q_Z B_Z \geq \sum Q_S B_S \alpha K \tag{2.3.1}$$

- 式中 Q_Z ——碱废水流量；
 B_Z ——碱性废水浓度；
 Q_S ——酸性废水流量；
 B_S ——酸性废水浓度；
 α ——药剂消耗比，即中和单位重量酸所需的碱量，见表 2.3.1；
 K ——反应不完全系数，一般取 $K=1.5 \sim 2.0$ 。

当酸性或碱性废水不足以相互中和时，还应补充中和剂。

表 2.3.1 碱性中和剂的理论单位消耗量

酸类名称	中和 1g 酸所需碱性物质/g				
	CaO	Ca(OH) ₂	CaCO ₃	CaCO ₃ ·MgCO ₃	MgCO ₃
H ₂ SO ₄	0.571	0.755	1.020	0.940	0.860
HCl	0.770	1.010	1.370	1.290	1.150
HNO ₃	0.445	0.590	0.795	0.732	0.668

当酸碱废水的流量与浓度变化较大时，一般应先分别设水质调节池进行均化，均化后的酸碱废水再进入中和池。中和池的容积可按下式计算：

$$V = (Q_1 + Q_2)t \quad (2.3.2)$$

式中 Q_1 、 Q_2 ——酸性、碱性废水设计流量, m^3/h ;

t ——中和时间, 一般取 $1 \sim 2\text{h}$ 。

为反应完全, 池内应设搅拌器进行混合搅拌。当水质水量较稳定或后续处理对 pH 要求较宽时, 可直接在集水井、管道或混合槽进行中和。

2.3.3 药剂中和

2.3.3.1 酸性废水加碱中和

药剂中和能处理任何浓度、任何性质的酸碱废水。石灰价廉易得, 对废水中的杂质具有混凝效果, 是最常用的酸性废水中和剂。但沉渣量大, 且脱水较难; 需要用大型消解投配设备, 卫生条件较差。石灰中和常用湿投法, 石灰用量 G (kg) 可按下式计算:

$$G = Q_S \left(c_S a_S + \sum c_i \frac{E}{E_i} \right) \frac{K}{1000a} \quad (2.3.3)$$

式中 Q_S ——酸性废水流量, m^3/h ;

c_S ——废水中酸的浓度, mg/L ;

a_S ——中和 1g 酸所需石灰量, 见表 2.3.1;

c_i ——废水中金属离子浓度, mg/L ;

E ——石灰的等物质量, 其值为 28;

E_i ——金属离子的等物质量;

K ——反应不均匀系数, 一般采用 $1.1 \sim 1.2$;

a ——石灰纯度, %, 一般生石灰含 CaO 60% ~ 80%, 熟石灰含 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 65% ~ 75%。

当废水中酸碱浓度不高, 其酸碱度可用 pH 值表示。若废水中氢离子浓度 $[\text{H}^+]$ 以 mg/L 计, 可求得 $[\text{H}^+] = 10^{(3-\text{pH})}$, 则

$$G = 28Q_S \left[10^{(3-\text{pH})} + \sum \frac{c_i}{E_i} \right] \frac{K}{1000a} \quad (2.3.4)$$

实际应用时, 由于影响投药量的因素很多, 最好通过实验确定石灰的用量。

石灰中和酸性废水的装置, 主要有石灰乳制备与投加设备, 混合反应池与中和沉淀池。先将生石灰在消解槽内消解成 40% ~ 50% 浓度后, 流入乳液槽, 经搅拌配成 5% ~ 10% 浓度, 然后投加。消解槽和乳液槽需用机械搅拌或水泵循环搅拌, 以防止沉淀。混合反应池可采用隔板式或设搅拌器, 容积按水力停留时间 5min 设计。中和沉淀池容积按水力停留时间 $1 \sim 2\text{h}$ 设计 (参见 2.5)。中和沉淀产生的污泥体积为废水量的 10% ~ 15%, 含水率 90% ~ 95%, 必须设置污泥脱水系统。

2.3.3.2 碱性废水加酸中和

碱性废水加盐酸产渣量比加硫酸少。加酸量如表 2.3.2。用烟道气中和法可将碱性废水作为湿法除尘器的喷淋水, 水气在除尘器中逆流接触, 也可将烟道气通入碱性废水池。烟气中含有 CO_2 (最高 14%) SO_2 、 H_2S 等酸性组分, 可将废水中和至中性, 但沉渣量增大, 硫化物、COD、色度都会增加。

表 2.3.2 酸性中和剂单位消耗量

碱类名称	中和 1g 碱所需的酸量/g					
	H_2SO_4		HCl		HNO_3	
	100%	98%	100%	36%	100%	65%
NaOH	1.22	1.24	0.91	2.53	1.37	2.42
KOH	0.88	0.90	0.65	1.80	1.13	2.62
$\text{Ca}(\text{OH})_2$	1.32	1.34	0.99	2.74	1.70	2.62
NH_3	2.88	2.93	2.12	5.90	3.71	5.70

药剂中和法的沉渣量 G_Z (kg/d) 可根据试验确定, 也可按下式计算:

$$G_Z = G(\Phi + e) + Q(\text{SS} - c - d)$$

式中 Φ ——消耗单位重量药剂产生的盐量, kg/kg ;

- e ——单位药剂中的杂质质量, kg/kg;
 SS ——废水中的悬浮物浓度, kg/m³;
 c ——中和后溶于水中的盐量, kg/m³;
 d ——中和后出水中悬浮物浓度, kg/m³。

投药中和法有两种运行方式:①当废水量小或间歇排出时,可采用间歇式操作,并设置2~3个池交替工作;②当废水量大时,可采用连续式操作,并可采取多级串联运行,以获得稳定可靠的中和效果。中和处理应尽可能采用自动投药控制系统。

2.3.4 酸性废水过滤中和

用石灰石、白云石、大理石等作滤料,使酸性废水通过滤池得以中和。与投药法相比,过滤法操作方便,运行费用低,渣少。由于石灰石与硫酸反应生成溶解度很小的 $CaSO_4$ 沉淀物(见表2.3.3),该沉积物会包覆在石灰石颗粒表面而阻碍中和反应继续进行,为此可采取下列对策:①硫酸浓度不能过大,只能在2~3g/L之间;②采取机械措施防止 $CaSO_4$ 沉积;③选择滤料,如采用白云石,其中的 $MgCO_3$ 与硫酸反应生成的 $MgSO_4$ 溶解度较大,可以提高硫酸浓度,但反应速度较慢,因此水力停留时间较长。

表 2.3.3 硫酸钙在水中的溶解度

温度/℃		0	10	18	25	30	40
溶解度/(g/L)	$CaSO_4 \cdot 2H_2O$	1.76	1.93	2.02	2.08	2.09	2.11
	DW 折算成 $CaSO_4$	1.39	1.53	1.60	1.65	1.66	1.67

中和滤池有普通中和滤池、升流式膨胀中和滤池和滚筒式中和池3种。

①普通中和滤池为固定床式。按水流方向分平流式和竖流式,竖流式它又可分为升流式和降流式,见图2.3.1。

普通中和滤池滤料粒径一般为30~80mm,不能混有粉料。空塔滤速一般小于5m/h。进水酸浓度大时滤料表面易结垢。已不多用。

②升流式滤池采用高滤速(30~70m/h)、细滤料(0.3~3.0mm,平均1.5mm)。废水自下而上流动,滤层膨胀,滤料呈悬浮状态,加之反应产生的

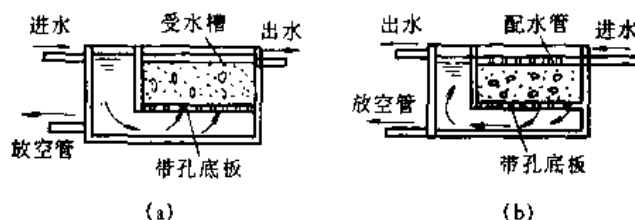


图 2.3.1 普通中和滤池

(a) 升流式; (b) 降流式

CO_2 上升时的搅拌作用,或通入压缩空气搅拌,使滤料不断碰撞, $CaSO_4$ 不易形成垢层,所以中和效果好。滤池构造如图2.3.2所示。池底金属区为大阻力或小阻力配水系统,卵石垫层厚0.4~0.6m,滤料层1.0~1.5m,清水区高0.5m,滤层膨胀率15%~30%。

为了使小粒径滤料不流失,并产生一定的涡流搅动,可将升流式滤池设计成变截面形式,上大下小,称为变速膨胀中和滤池。如图2.3.3所示。这种滤池已定型生产,产品规格见表2.3.4。底部进水区采用小或大阻力配水系统,白云石滤料粒径0.5~3.0mm;层厚1.0~1.2m,下部滤速60~70m/h;上部滤速15~18m/h,膨胀率12%~20%。进水硫酸浓度4g/L、出水pH大于4.5时,白云石消耗量为1.2t/t(酸)。中和滤池出水含有大量 CO_2 气体,其pH值一般4.2~5.0,为使pH值达到中性,必须进行 CO_2 吹脱处理。表2.3.4为某厂升流式膨胀中和滤池的设计参数,可供参考。

③滚筒式中和池如图2.3.4所示。滚筒用钢板制成,内衬防腐层,壁上有挡板,卧置,长度为直径的6~7倍。装料体积占筒体积的一半,筒带动中和剂一起翻滚。为避免中和剂流失,在滚筒出口处设有穿孔板。滚筒式中和池能处理含硫酸浓

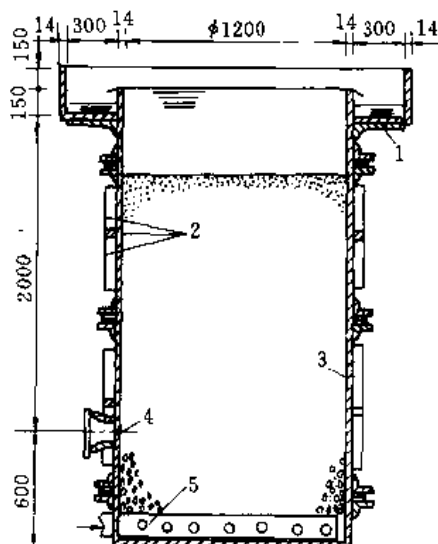


图 2.3.2 升流式膨胀中和滤池

1—排水槽; 2—塑料板条加固; 3—硬聚氯乙烯板池壁; 4—排渣孔; 5—穿孔管 DN50, 孔 φ12

度高的废水，而且中和剂也不必破碎到很小的粒径。但它构造较复杂，动力费用高；单位横截面积的处理负荷率低，约为 $36\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ ；运转有噪声。

表 2.3.4 某厂升流式膨胀中和滤池的设计参数

名 称	参 数	规 格	材 料	说 明
滤池	直径/m	1.2	塑料	
	高度/m	2.9		
	垫层卵石直径/mm	20~50	卵石	
	垫层高度/mm	200		
	滤料粒径/mm	0.5~3	石灰石	
	滤料起始高度/mm	600		
	每次加料高度/mm	300		
	每次加料重量/kg	510		
	升流滤速/(m/h)	60		实际运行滤速 40~60m/h
	工作水头/m	>2.5		
布水管	干管直径/mm	150	塑料或不锈钢	大阻力布水系统
	支管直径/mm	50		
	支管对数	7		双排交错排列 45°朝下
	出水孔孔径/mm	9~12		
	出水孔孔距/mm	40		
环型集水槽	槽宽/m	0.3	塑料	
	槽深/m	0.4		
	直径/mm	200		
进水阀	直径/mm	200	衬胶	
反冲洗阀	直径/mm	100	衬胶	清水反冲洗

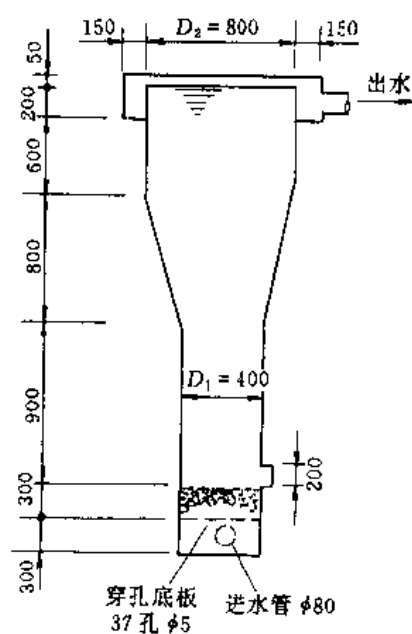


图 2.3.3 升流式变速膨胀中和滤池

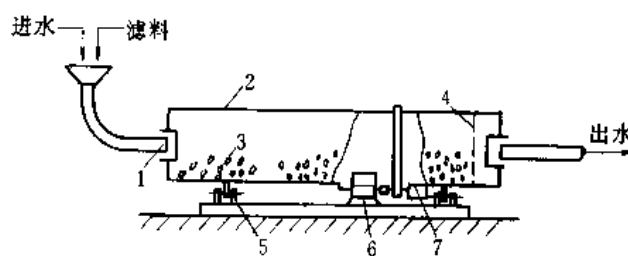


图 2.3.4 滚筒式中和滤池

1—进料口；2—滚筒；3—滤料；4—穿孔隔板；
5—支承轴；6—减速器；7—电机

2.4 沉 淀

2.4.1 适用对象

沉砂池去除污水中泥砂等粗大颗粒，沉淀池去除有机和无机性可沉悬浮物和胶体凝聚物。

2.4.2 沉砂池

2.4.2.1 一般规定

- ① 城市污水处理厂一般均应设置沉砂池。
- ② 沉砂池按去除相对密度 2.65、粒径 0.2mm 以上的砂粒设计。
- ③ 污水流量应按分期建设考虑：当污水自流入厂时，按每期最大设计流量计算；用污水泵提升入厂时，按每期工作泵的最大组合流量计算；在合流制处理系统中，按降雨时的设计流量计算。
- ④ 沉砂池个数或分格数不应少于 2 个（格），并按并联系列设计。
- ⑤ 城市污水的沉砂量按 $(15 \sim 30)/(10^6 \text{ m}^3/\text{m}^3)$ 计算，其含水率为 60%，容重为 $1500 \text{ kg}/\text{m}^3$ ，合流制污水按实际情况确定。
- ⑥ 砂斗容积按 2 日的沉砂量计算，斗壁与水平面夹角不小于 55° 。
- ⑦ 一般应采用机械除砂，并设置贮砂池。排砂管直径不应小于 200mm。
- ⑧ 重力排砂时，沉砂池与贮砂池应尽可能靠近。

2.4.2.2 各种沉砂池的比较

平流沉砂池是一个狭长的矩形池，废水经消能或整流后进入池中，沿水平方向流至末端经堰板流出。结构简单，处理效果较好。曝气沉砂池在池侧设置一排空气扩散器，曝气产生三个作用：①水力旋流使砂粒与有机物分离，沉渣不易腐败；②气浮油脂并吹脱挥发性物质；③预曝气充氧、氧化部分有机物。优点是除砂效率稳定，受流量变化影响小。涡流式沉砂池污水切线进入，受挡板作用流向池底，继而在向心力和旋转桨板推动下，形成复杂涡螺旋流态。污水在池壁处向下，至池中心转而向上，密度小的有机物在池中心随污水排出，砂被推向池底中心砂斗排出。通过调节旋转板的转速，可除去其他形式的沉砂池难以去除的细砂，如 0.1mm 以下的砂粒。竖流式沉砂池处理效果差，已不采用。

2.4.2.3 计算公式与设计参数

平流式沉砂池和曝气沉砂池计算公式见表 2.4.1 和表 2.4.2。

表 2.4.1 平流式沉砂池计算式

名 称	公 式	符 号
池长 L/m	$L = vt$	v —— 最大设计流量时的流速, m/s t —— 最大设计流量时的流行时间, s
水流断面 A/m^2	$A = Q_{\max}/v$	Q_{\max} —— 最大设计流量, m^3/s
池总宽 B/m	$B = A/h_2$	h_2 —— 设计有效水深, m
沉砂斗容积 V/m^3	$V = \frac{Q_{\max} X T \times 86400}{K_x \times 10^6}$	X —— 沉砂量, 城市污水 $30 \text{ m}^3/10^6 \text{ m}^3$ 污水 T —— 清除沉砂的时间间隔, d K_x —— 污水流量总变化系数, $K_x = 1.2 \sim 2.3$
池总高 H/m	$H = h_1 + h_2 + h_3$	h_1 —— 超高, m , 一般 $h_1 = 0.3 \sim 0.5 \text{ m}$ h_3 —— 沉砂斗高, m
验算最小流速 $V_{\min}/(\text{m}/\text{s})$	$V_{\min} = Q_{\min}/(n_i \omega_{\min})$	Q_{\min} —— 最小流量, m^3/s n_i —— 最小流量时运行的池数, 个 ω_{\min} —— 最小流量时池中过水断面, m^2

表 2.4.2 曝气沉砂池计算表

名 称	公 式	符 号
池总容积 V/m^3	$V = Q_{\text{max}} t$	v_1 ——最大设计流量时的水平流速, m/s α ——1h、 1m^3 污水所需空气量, m^3 一般 $\alpha = 0.2$ 其他符号同表 2.4.1
水流断面面积 A/m^2	$A = Q_{\text{max}}/v_1$	
池总宽 B/m	$B = A/h_2$	
池长 L/m	$L = V/A$	
所需空气量 $q/(\text{m}^3/\text{h})$	$q = \alpha Q_{\text{max}} \times 3600$	

各种沉砂池的设计参数见表 2.4.3 所示。

表 2.4.3 各种沉砂池的设计参数

主要设计参数	平流式	竖流式	涡旋式	曝气式
大流速/ (m/s)	0.3	0.1	0.9	旋流速度 0.25~0.3
小流速/ (m/s)	0.15	0.02	0.6	水平流速 0.08~0.12
停留时间/s	30~60	30~60	20~30	60~180(预曝 600~1800)
有效水深/m	0.25~1.0	—	进水平直段长度大于渠	2~3
池(格)宽/m	≥ 0.6	—	宽 7 倍以上,进出水渠间	宽/深 1~1.5
池底坡度	0.01~0.02	—	夹角大于 270 度	长/宽 ~5
消能和整流装置	池首部	—		曝气量 $0.2\text{m}^3/\text{m}^3$ 水
进水中心管流速	—	0.3		曝气器距池底 0.6~0.9m

曝气沉砂池的进水口应与水在池中的旋转方向一致,出水口常用淹没式,出水方向与进水方向垂直,并考虑设置挡板。空气管上设阀门,穿孔管孔径 2.5~6mm。曝气系统设计参见 2.17.4,鼓气量也可按单位池长所需的空气量计算,见表 2.4.4。

表 2.4.4 单位曝气沉砂池长所需空气量

曝气管水下浸没深度/m	最低空气用量/ $[\text{m}^3/(\text{m}\cdot\text{h})]$	达到良好除砂效果最大空气量/ $[\text{m}^3/(\text{m}\cdot\text{h})]$
1.5	12.5~15.0	30
2.0	11.0~14.5	29
2.5	10.5~14.0	28
3.0	10.5~14.0	28
4.0	10.0~13.5	25

2.4.2.4 典型构筑物 (见图 2.4.1~图 2.4.3)

2.4.2.5 操作管理

(1) 平流式沉砂池 运行操作主要是控制污水在池中的水平流速 v 和停留时间 t 。污水中砂的粒径大,则可增加水平流速,反之则应减小 v 才能使砂粒充分沉淀下来。控制要点是,当流量变化时首先应调整溢流堰高度来改变有效水深;而后考虑改变运行池数。水力停留时间影响沉砂效率。如停留时间不足,则本应沉淀下来的砂粒也会随水流走。反之,有机物将沉淀下来。

(2) 曝气沉砂池 运行操作主要是控制污水在池中的旋流速度和旋转圈数。旋流速度与砂粒粒径相关,粒径越小,需要的旋流速度越大;旋流速度也不能太大,否则沉下的砂粒会重新泛起。旋流速度与沉砂池的几何尺寸、扩散器的安装位置和曝气强度等因素有关。旋转圈数则与除砂效率相关,旋转圈数越多,除砂效率越高。要去除直径为 0.2mm 的砂粒,需要维持 0.3m/s 旋转速度,在池中至少旋转 3 圈。在运行中可通过

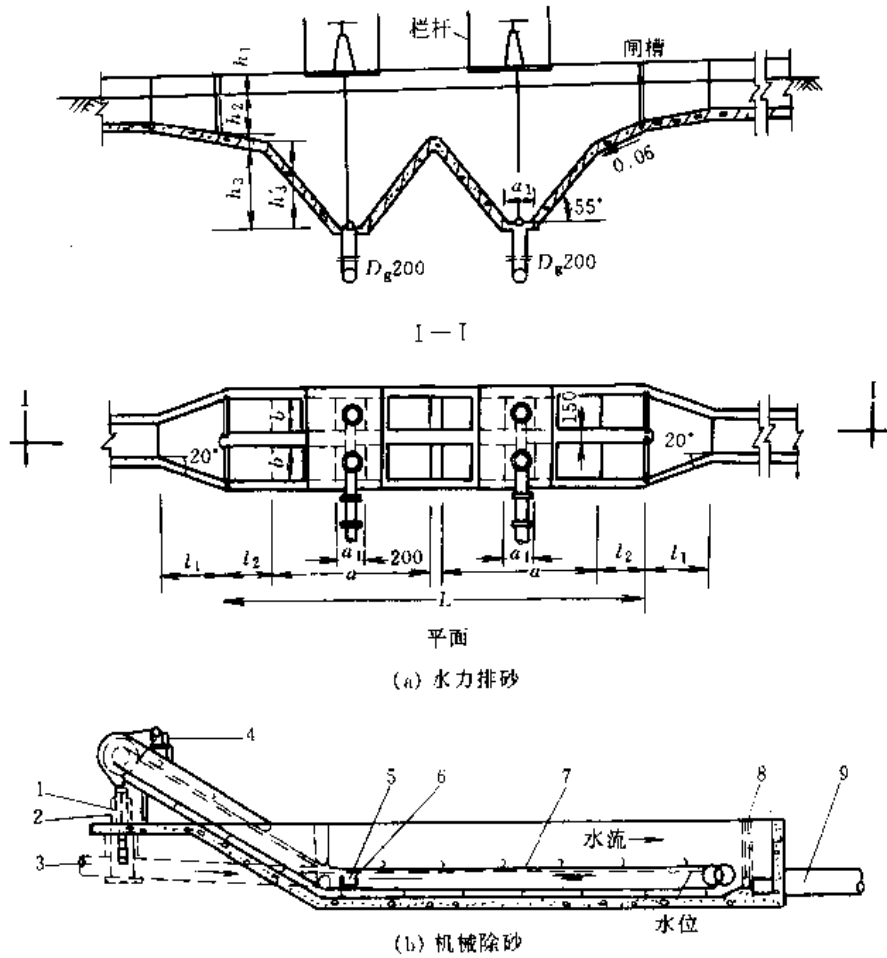


图 2.4.1 平流式沉砂池

1—装排渣溜槽；2—渣灌；3—进水管；4—集渣器电机；5—可调堰；
6—活动刮板孔口；7—传送带；8—水位控制闸板；9—出水管

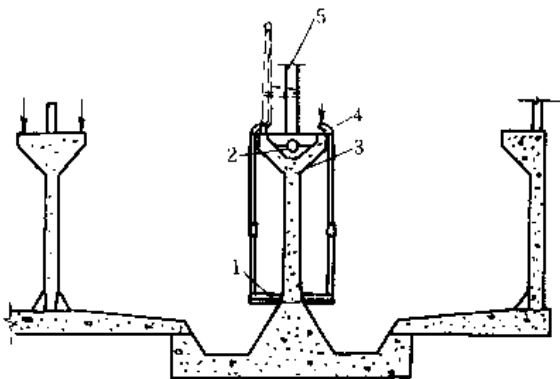


图 2.4.2 曝气沉砂池的典型截面图

1—扩散器组件；2—空气干道；3—头部支座；
4—活动接头；5—单轨吊车支架

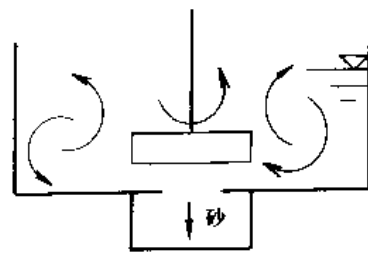


图 2.4.3 涡流式沉砂池

圆形池，切向进水，中心出水

调整曝气强度，改变旋流速度和旋转圈数，保证稳定的除砂效率。当进入沉砂池的污水量增大时，水平流速也将加快，此时应增大曝气强度。

(3) 及时排砂除渣 沉砂量取决于进水水质，运转人员应认真摸索总结本厂砂量的变化规律，及时排砂。排砂间隔过长会堵塞排砂管、砂泵，堵卡刮砂机械；如排砂间隔太短又会使排砂量增大，含水率高，增加后续处置的难度。沉砂池上的浮渣也应定期清除。

2.4.3 沉淀池

2.4.3.1 基本原理

(1) 沉淀理论 根据水中悬浮物的密度、浓度及凝聚性,沉淀过程可分为4种类型。①自由沉淀。颗粒呈离散状态,互不干扰,其形状、大小、密度等均不改变,沉淀速度恒定。悬浮物浓度不高且无絮凝性时常发生这类沉淀。②絮凝沉淀。当水中悬浮物浓度不高,但有絮凝性时,在沉淀过程中颗粒互相凝聚,其粒径和质量增大。③成层沉淀。当悬浮物浓度较高,颗粒下沉受到周围其他颗粒的干扰,互相牵扯形成层状物整体沉淀,在颗粒层与澄清水层之间存在明显的界面。沉淀速度就是界面下沉的速度。④压缩沉淀。当悬浮物浓度很高,颗粒互相接触,互相支撑时,在上层颗粒的重力作用下,下层颗粒间的水被挤出,颗粒被压缩。

自由沉淀的速度 u (mm/s) 可用下式计算:

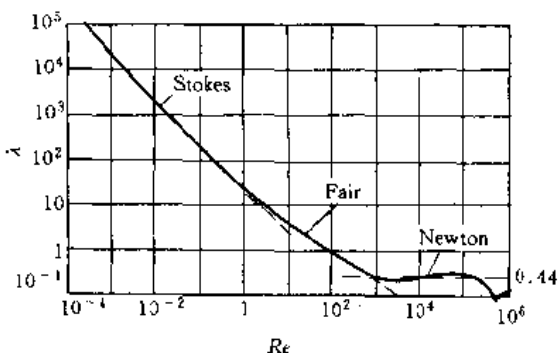


图 2.4.4 球形颗粒的阻力系数 λ 与 Re 的关系

$$u = \sqrt{\frac{4gd(\rho_s - \rho)}{3\lambda\rho}}$$

式中 d ——球形颗粒的直径, mm;

ρ_s, ρ ——分别为颗粒及水的密度;

g ——重力加速度, mm/s²;

λ ——阻力系数, 它是雷诺数 ($Re = \rho u d / \mu$, 这里 μ 为水的动力粘度) 和颗粒形状的函数, 可查图 2.4.4。

由于实际废水中悬浮物组成十分复杂, 颗粒粒径不均匀, 密度、形状各异, 因此不能用上述理论公式准确计算沉淀速度和沉淀效率, 常常需要做沉淀试验。

典型的实验室静置沉淀柱如图 2.4.5 所示。试验前先测定原废水中的悬浮物浓度 c_0 : 将水样搅拌均匀注入一组沉降柱 (通常 5~7 个), 每隔一定时间取一定体积的水样, 测定其悬浮物浓度。在沉淀时间为 t_i 时刻, 从深度为 H 的取样口取样, 悬浮物浓度为 c_i , 沉淀速度大于 u_i ($u_i = H/t_i$) 的所有颗粒全部沉过了取样面, 而沉淀速度小于 u_i 的颗粒浓度不变, 记这部分颗粒与全部颗粒的质量之比为 x_i ($x_i = c_i/c_0$)。将 x_i 对 u_i 作图, 可得如图 2.4.6 所示的沉淀曲线。

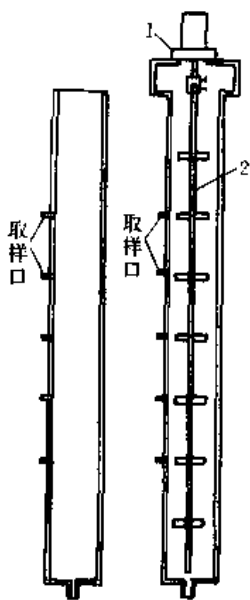


图 2.4.5 静水沉淀实验装置

1—变速电机; 2—搅拌叶片

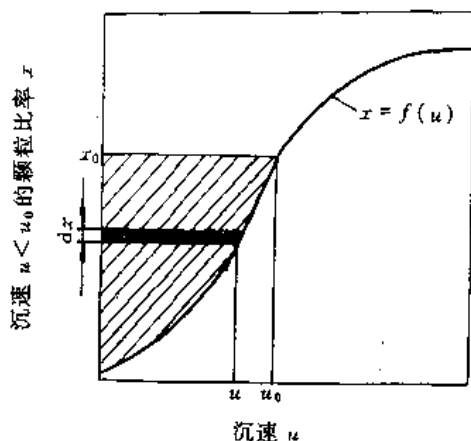


图 2.4.6 离散颗粒沉速的分析曲线

对于指定的沉淀时间 t_0 , 可求得颗粒沉速 $u_0 = H/t_0$ (沉速为 u_0 的颗粒与总颗粒重量之比为 x_0), 凡沉速大于等于 u_0 的颗粒在 t_0 时间内已全部去除, 去除率为 $(1 - x_0)$ 。而沉速为 u ($u < u_0$) 的颗粒因其处于水面

下不同深度处, 经 t_0 时间沉淀, 也去除了 u/u_0 部分。因此总去除率为:

$$\eta = (1 - x_0) + \frac{1}{u_0} \int_0^x u dx$$

式中第二项可用图解积分法确定。最后作总效率 η -沉淀时间 t 曲线, 如图 2.4.7 所示。

絮凝沉淀试验及数据处理要点: ①在直径约 150mm, 高度约 2.0m (最好与沉淀池同高), 沿高度方向设有约 5 个取样口的沉淀柱中倒入浓度均匀的原废水, 静置沉淀, 每隔一定时间, 分别从各个取样口采样分析; ②作出每一沉淀时间 t 的表观去除率 E 与取样口水深 h 的关系曲线 (如图 2.4.8); ③选取一组表观去除率, 如 10%、20%、30%……等, 对每一去除率值, 从图 2.4.8 读出对应的 t_1 、 t_2 、 t_3 ……; ④在水深-时间坐标图中绘出等去除率曲线, 如图 2.4.9。

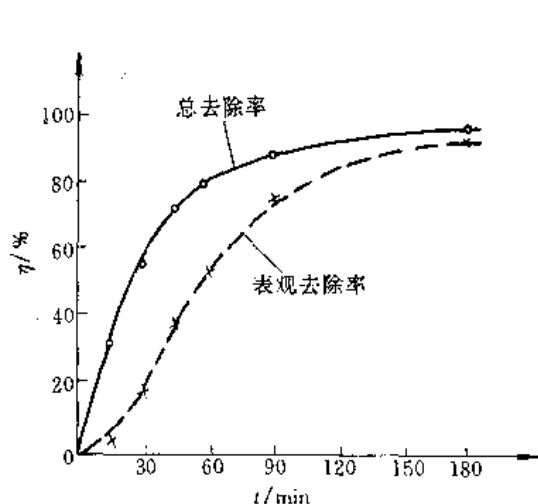


图 2.4.7 不同沉淀时间的总去除率

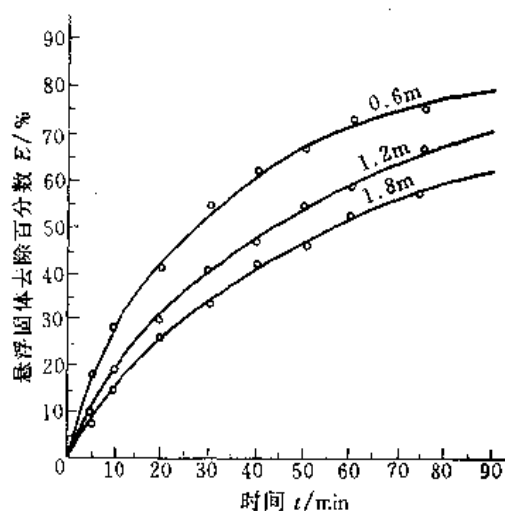


图 2.4.8 颗粒表观去除率与时间的关系

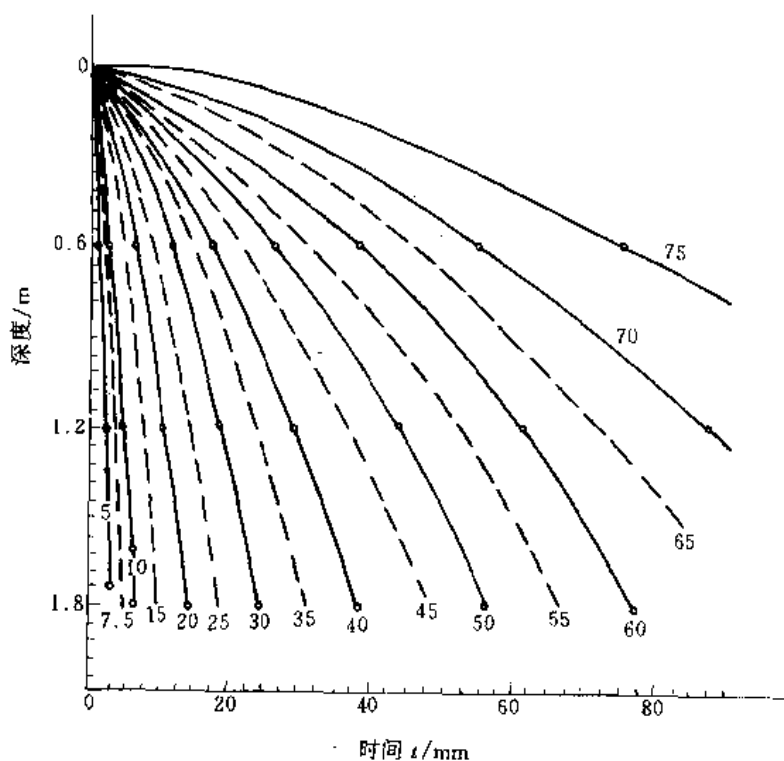


图 2.4.9 等去除率曲线
(圆圈中数字为悬浮固体去除百分数)

对于指定的沉淀时间和沉淀高度, 总沉淀效率 η 可用下式近似计算:

$$\eta = \frac{\Delta h_1}{h_5} \frac{E_1 + E_2}{2} + \frac{\Delta h_2}{h_5} \frac{E_2 + E_3}{2} + \frac{\Delta h_3}{h_5} \frac{E_3 + E_4}{2} + \frac{\Delta h_4}{h_5} \frac{E_4 + E_5}{2}$$

$$\eta = \frac{\bar{h}_1}{h_5} (E_1 - E_2) + \frac{\bar{h}_2}{h_5} (E_2 - E_3) + \frac{\bar{h}_3}{h_5} (E_3 - E_4) + \frac{\bar{h}_4}{h_5} (E_4 - E_5) + E_5$$

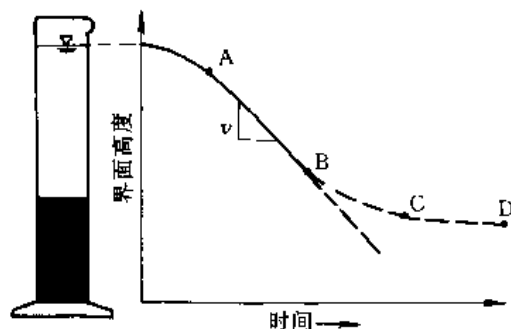


图 2.4.10 成层沉淀试验界面变化

式中 h_5 是所选定的沉淀高度。从选定的沉淀时间作垂直线, 与等去除率相交时, 相邻两等去除率线间的距离为 Δh_i , 平均沉淀深度为 \bar{h}_i 。最后作出总去除率 η -沉淀时间 t 曲线, 与图 2.4.7 相似。

成层沉淀过程中泥水界面随时间下沉的曲线如图 2.4.10 所示。图 AB 为等速沉降段, CD 为等速压缩段, BC 为沉速逐渐减小的过渡段。目前, 多用经验公式来描述成层沉淀速度 v 与颗粒浓度 C 和自由沉淀速度 u 的关系, 如:

$$v = ue^{-aC}$$

$$v = u[1 - 2.78(kC)^{2/3}]$$

式中 k 、 a 均为试验常数。

颗粒压缩速度与可压缩高度成正比, 即

$$-\frac{dh}{dt} = \varphi(h - h_\infty)$$

积分得:

$$h - h_\infty = (h_0 - h_\infty)e^{\varphi(t-t_0)}$$

式中 h_0 、 h ——分别为时间 t_0 、 t 时的污泥层厚度;

h_∞ ——压缩时间 t 为 ∞ 时的最终污泥层厚度;

φ ——压缩速度常数。

成层沉淀与压缩主要用于污泥浓缩。

(2) 理想沉淀池分析 为了说明沉淀池的工作原理, 假定: ①进出水均匀分布到整个横断面; ②悬浮物在沉淀区以等速 u 下沉; ③悬浮物在沉淀过程中的水平分速等于水流速度 v 、水流是稳定的; ④悬浮物落到池底污泥区, 即认为已被除去。符合这些假定的沉淀池称为理想沉淀池。

沉淀池一般按水流方向分平流式、竖流式、辐流式和斜板(管)式 4 种。每种沉淀池均有 4 个基本功能区: 进水区、沉淀区、污泥区、出水区。在沉淀区与污泥区之间往往还有一个缓冲区。图 2.4.11 (a) 为有效长、宽、深分别为 L 、 B 和 H 的理想平流沉淀池示意图。颗粒沉淀分离的条件为:

$$\frac{H}{u_0} \leq \frac{L}{v} \quad u_0 = \frac{H}{t} = \frac{Q}{LB} = \frac{Q}{A} = q'$$

式中 t ——为沉淀时间;

A ——为沉淀池表面积;

Q/A ——为单位表面积单位时间处理的水量, 称为表面负荷, 其值等于颗粒沉速 u_0 。

图 2.4.11 (b) 是一中心进水周边出水的圆形(有效半径为 R) 辐流式沉淀池示意图。沿径向的水流速度是一变数, 在半径为 r 处, $v = Q/(2\pi rH)$, 颗粒运动的迹线方程是:

$$\frac{dh}{dr} = \frac{u}{v} = u \frac{2\pi rH}{Q}$$

对于沉速为 u_0 的颗粒, 积分上式得

$$h = \frac{\pi H u_0}{Q} (r^2 - r_0^2) = \frac{A H u_0}{Q}$$

当 $h = H$ 时, $r = R$, 即有 $u_0 = Q/A$ 。

在竖流沉淀池中, 沉速小于水流上升速度的颗粒随水流走; 沉速等于水流速度的颗粒悬浮在池中; 只有沉速大于水流速度的颗粒下沉。因此, 临界沉速 $u_0 = v$ 。由于 $Q = vA$, 故 $u_0 = Q/A$, 也与平流池相同。

综上所述, 理想沉淀池的处理效率只是表面负荷的函数, 也即沉淀效率取决于表面积, 而与池深无关。池深仅与污泥贮存、防止冲刷有关。

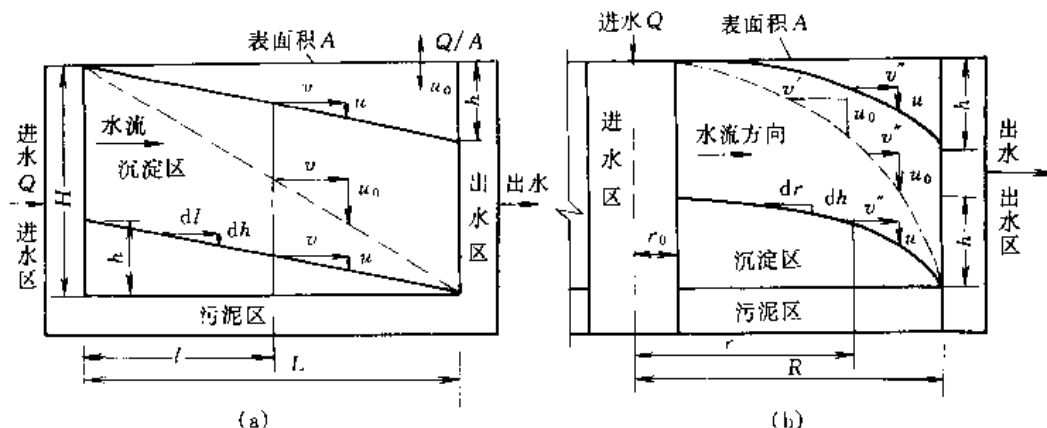


图 2.4.11 理想平流池内沉淀状态

(a) 长方形平流池; (b) 圆形沉淀池

(3) 浅层沉淀 若将深度为 H 的平流池分成 n 层浅池, 每层深度为 $h = H/n$ 。设水平流速 v 和颗粒沉速 u_0 不变, 则进入每个浅池的流量为 $q = Q/n$, 浅池的沉速 $u'_0 = q/A = Q/(nA) = u_0/n$, 即沉速减小了 n 倍, 从而沉淀效率大大提高。如每个浅池保持原有的沉速 u_0 不变, 则每个浅池处理的流量为 $q_1 = u_0 A = Q$, 总流量提高 n 倍。为了解决排泥问题, 工程上将分层的隔板倾斜一个角度, 即成斜板(管)沉淀池。斜板(管)沉淀池还使断面湿周增大, 水力半径 ($R = \text{面积}/\text{湿周}$) 减小, 从而降低雷诺数 ($Re = vR\rho/\mu$) 至 $100 \sim 1000$, 增大弗罗德数 ($Fr = v^2/(gR)$) 至 $10^{-3} \sim 10^{-4}$, 降低了水流紊动程度, 提高水流稳定性, 增大池的容积利用系数。

斜板(管)沉淀池按水、泥流动方向分同向流、异向流和横向流 3 种。假定有一个异向流沉淀单元, 断面宽度为 ω , 其他参数见图 2.4.12。当颗粒由 a 运动到 b 被除去, 可理解为颗粒以 v 的速度上升了 $l + l_1$ 的同时以 u_0 的速度下沉了 l_2 的距离, 两者在时间上相等, 即

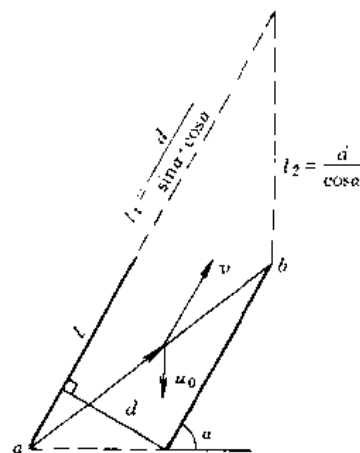


图 2.4.12 颗粒在异向流斜板间沉淀

$$\begin{aligned} \frac{l_2}{u_0} &= \frac{l + l_1}{v} \\ \frac{v}{u_0} &= \frac{l + d/(\sin\alpha \cdot \cos\alpha)}{d/\cos\alpha} = \frac{l\cos\alpha \cdot \sin\alpha + d}{d \cdot \sin\alpha} \\ l &= \left(\frac{v}{u_0} - \frac{1}{\sin\alpha} \right) \frac{d}{\cos\alpha} \end{aligned}$$

沉淀单元的断面面积为 $dk\omega$, 则单元通过的流量为

$$\begin{aligned} q &= dk\omega v = dk\omega u_0 \left(\frac{l\cos\alpha}{d} + \frac{1}{\sin\alpha} \right) \\ &= u_0 \left(k\omega \cdot \cos\alpha + \frac{dk\omega}{\sin\alpha} \right) = u_0 (a_f + a) \end{aligned}$$

式中 a_f ——斜板在水平方向上投影的面积;

a ——沉淀池水面在水平方向上投影的面积。

如果池内有 n 个这样的单元, 并且考虑斜板(管)占一定厚度, 池内进出口影响及板(管)内速度变化等情况, 则总流量修正为

$$Q = \eta u_0 (A_f + A)$$

式中 η ——系数, 一般范围 $0.75 \sim 0.85$ 。

用类似的方法可求得同向流斜板(管)池的流量 $Q = \eta u_0 (A_f - A)$; 横向流为 $Q = \eta u_0 A_f$ 。实际运行的沉

淀池与理想沉淀池是有区别的,主要是由于池进口及出口构造的局限,使水流在整个横断面上分布不均匀,横向速度分布比竖向速度分布不均更降低沉淀效率。一些沉淀池存在死区,水流短路;由于温度变化及悬浮物浓度变化,进入的水可能在池中形成异重流。如当进水密度比池内大,则形成潜流,反之,形成浮流。潜流和浮流都使池容积未能被充分利用。此外,池内水流往往达不到层流状态,紊流与涡动干扰颗粒的沉淀。

2.4.3.2 典型构筑物及设计

2.4.3.2.1 各类沉淀池的优缺点及适用条件 (见表 2.4.5)。

表 2.4.5 各类沉淀池适用条件

类型	优 点	缺 点	适用条件
平流式	1. 处理水量大小不限,沉淀效果好 2. 对水量和温度变化的适应能力强 3. 平面布置紧凑,施工方便,造价低	1. 进、出水配水不易均匀 2. 多斗排泥时,每个斗均需设置排泥管(阀),手动操作,工作繁杂。采用机械刮泥时,易锈蚀	1. 适用于地下水位高、地质条件较差的地区 2. 大、中、小型污水工程均可采用
竖流式	1. 占地面积较小 2. 排泥方便,管理简单 3. 适用于絮凝性胶体沉淀	1. 池深度大,施工困难,造价高 2. 对水量冲击负荷和水温变化适应能力不强 3. 池径不宜过大	适用于小型污水处理厂
辐流式	1. 对大型污水厂较为经济 2. 机械排泥设备已定型系列化	1. 排泥设备复杂,操作管理技术要求较高 2. 施工质量要求高	1. 适用于地下水位较高的地区 2. 适用于大中型污水处理厂
斜流式	1. 生产能力大,处理效率高 2. 停留时间短,占地面积小	1. 构造复杂,斜板、斜管造价高,须定期更换,易堵塞 2. 固体负荷不宜过大,耐冲击负荷能力较差	1. 适用于中小型污水厂的二次沉淀池 2. 可用于已有平流沉淀池的挖潜改造

2.4.3.2.2 一般规定

① 设计流量、池数、超高的规定同沉砂池。

② 无实测资料时,城市污水及与之相近的污水沉淀池设计数据可参照表 2.4.6。

表 2.4.6 城市污水及与之相近的废水沉淀池设计数据

类 别	沉淀池位置	沉淀时间/ (t/h)	表面负荷 q' / [$\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$]	干污泥量/ [$\text{g}/(\text{人} \cdot \text{d})$]	污泥含水率/%	固体负荷/ [$\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$]	堰口负荷/ [$\text{L}/(\text{s} \cdot \text{m})$]
初沉池	单独沉淀池	1.5~2.0	1.5~2.5	15~27	95~97		≤ 2.9
	二级处理前	1.0~2.0	1.5~3.0	14~25	95~97		≤ 2.9
二沉池	活性污泥法后	1.5~2.0	1.0~1.5	10~21	99.2~99.6	≤ 150	1.5~2.0
	生物膜法后	1.5~2.5	1.0~2.0	7~19	96~98	≤ 150	1.5~2.0

③ 池有效水深 (H)、沉淀时间 (t) 和表面负荷 (q') 的关系见表 2.4.7。一般 $t \geq 1.0\text{h}$, $H = 2 \sim 4\text{m}$ 。缓冲层高 $h_2 = 0.3 \sim 0.5\text{m}$ 。

表 2.4.7 有效水深、沉淀时间和表面负荷的关系

表面负荷, $q' / [m^3 / (m^2 \cdot h)]$	沉 淀 时 间 t/h				
	$H = 2.0m$	$H = 2.5m$	$H = 3.0m$	$H = 3.5m$	$H = 4.0m$
3.0			1.0	1.17	1.33
2.5		1.0	1.2	1.4	1.6
2.0	1.0	1.25	1.5	1.75	2.0
1.5	1.33	1.67	2.0	2.33	2.67
1.0	2.0	2.5	3.0	3.5	4.0

④ 初沉池的污泥区容积,按不大于2d的污泥量计算;机械排泥时,可按4h污泥量计算。泥斗壁与水平夹角,方斗 $\geq 60^\circ$,圆斗 $\geq 55^\circ$ 。多斗排泥时,每个泥斗均应设置排泥闸阀和排泥管(管径 $\geq 200mm$)。重力排泥时,排泥管下端伸入斗内,顶端敞口,并伸出水面,便于疏通。在水下1.5~2.0m处,由排泥管接出水平出泥管,污泥靠静水头压力排出池外。初沉池的静水头不小于1.5m,二沉池和生物膜法处理后沉淀不小于1.2m,曝气池后不小于0.9m。池底穿孔排泥管长度在15m以内为宜,管径150~200mm,孔径15~25mm,孔速4~5m/s,孔眼总面积/管截面积=0.6~0.8,孔眼向下成45°~60°交错排列。为防止排泥管堵塞,应设压力水冲洗管。

⑤ 沉淀池进、出水区均应设整流设施。进水管有压力时,应设置配水井,进水管应由井壁接入,且进水管的弯头应朝向井底。每个沉淀池入流口均应设置调节阀门。初沉池应设刮渣设备。

2.4.3.2.3 平流沉淀池

(1) 计算公式 见表2.4.8。

表 2.4.8 废水处理平流沉淀池设计公式

名 称	计 算 公 式	设计数据及说明
总表面积 A/m^2	$A = Q_{max} / q'$ $= Q_{max} / u$ $u = u_{st} / (1.25 \sim 1.75)$ $q' = q'_{st} / (1.25 \sim 1.75)$	Q_{max} ——最大设计流量, m^3/h q' ——表面负荷, $m^3 / (m^2 \cdot h)$, 给水自然沉淀 0.4~0.6, 混凝后沉淀1.0~2.2, 城市污水 1.5~3.0, 工业污水由沉淀试验 q'_{st} 确定 u ——颗粒截留速度, m/h , 由试验 u_{st} 确定
池长 L/m	$L = 3.6vt$	v ——最大设计流量时的水平流速, 一般为5~7mm/s t ——沉淀时间, 一般初沉池 $t = 1 \sim 2h$, 二沉池 $t = 1.5 \sim 2.0h$, $t = (1.25 \sim 1.75)t_{st}$
有效水深 h/m	$h_2 = ut = Q_{max} / A$	有效水深 h_2 一般2~4m
总宽度 B/m	$B = A/L$ $n = B/b$	B ——池总宽, m b ——分格池宽, m n ——池分格数, 个
污泥区所需的总容积 V'/m^3	$V' = \frac{SNT}{100}$ $V' = \frac{Q_{max}(C_0 - C_e) \times 100T}{K_r(100 - p_0)}$	S ——每人每日污泥量, 取0.3~0.8L/(人·d) N ——设计人口数, 人 T ——两次排泥间隔时间, h C_0, C_e ——进、出水悬浮物浓度, kg/m^3 p_0 ——污泥含水率, %, 一般 $p_0 = 95\% \sim 97\%$ r ——污泥容重, 一般 r 取 $1000kg/m^3$ K_r ——污水流量总变化系数, 取1.2~2.3
污泥斗容积 V_1/m^3	$V_1 = \frac{1}{3} h_4''(f_1 + \sqrt{f_1 f_2} + f_2)$	f_1 ——方斗上口面积, m^2 f_2 ——方斗下口面积, m^2 h_4'' ——泥斗高度, m

名 称	计 算 公 式	设计数据及说明
污泥斗以上梯形部分容 积 V_2/m^3	$V_2 = \left(\frac{l_1 + l_2}{2} \right) h'_4 b$	l_1, l_2 ——梯形上下底边长, m h'_4 ——梯形的高度, m
池总高 H/m	$H = h_1 + h_2 + h_3 + h_4$	h_1 ——超高, m, 不小于 0.3m h_3 ——缓冲层高, m, 非机械排泥 0.5m, 机械排泥 时, 缓冲层上缘高出刮泥板 0.3m h_4 ——污泥层高, m

沉淀池（平流式、辐流式）的设计计算还可用图解法求得。见图 2.4.13。图示了废水流量 $Q = 10000\text{m}^3/\text{d}$ ，表面负荷选 $35\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ ，池有效深度选 3m，长/宽 = 4 的平流沉淀池的计算过程。过表面负荷值作图 I、II 的垂直线得点 N 和 M；过 N、M 点作水平线得 R 点（图 III）和 P 点（图 IV）；由纵轴读得沉淀时间 2.1h，表面积 300m^2 ，池长 36m，水平流速 5mm/s 。

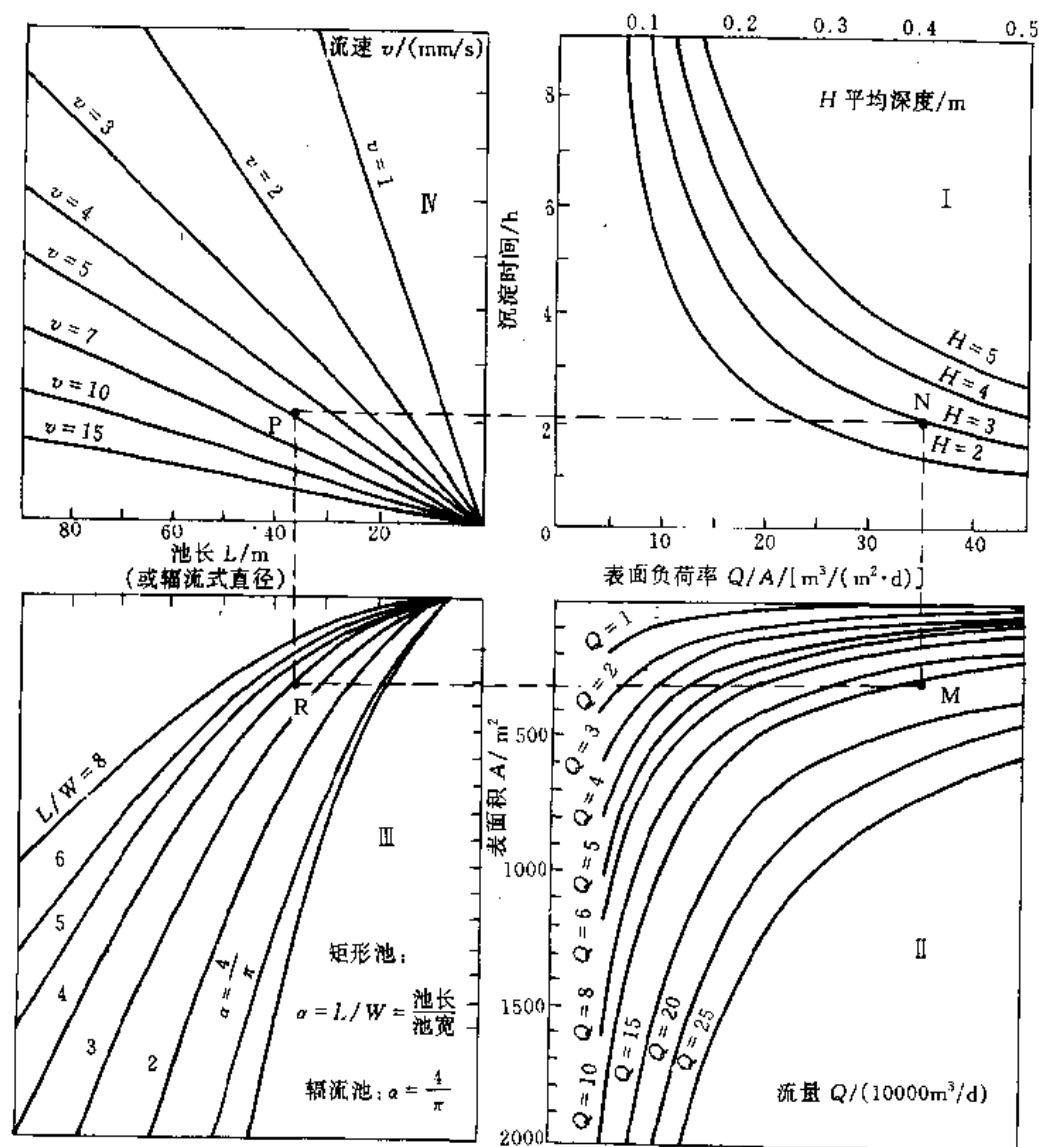


图 2.4.13 沉淀池设计计算图

(2) 设计参数

- ① 池的长宽比 $L/B=3\sim 5$ 。机械排泥时, 宽度根据排泥机械确定。
- ② 池的长深比 $L/H=8\sim 12$ 。池底纵坡: 机械刮泥时 $i\geq 0.005$; 一般 $i=0.01\sim 0.02$ 。刮泥机行走速度不大于 $1.2\text{m}/\text{min}$, 一般取 $0.6\sim 0.9\text{m}/\text{min}$ 。
- ③ 按表面负荷设计, 按水平流速核算。最大水平流速: 初沉池 $7\text{mm}/\text{s}$; 二沉池 $5\text{mm}/\text{s}$ 。
- ④ 进水区的整流措施 (见图 2.4.14) 常采用穿孔墙 (板) 式 (图 2.4.14A)、底孔入流-挡板组合式 (图 2.4.14B)、淹没孔入流-挡板组合式 (图 2.4.14C)、淹没孔-穿孔整流墙 (板) 组合式 (见图 2.4.14D) 等。穿孔墙 (板) 的开孔总面积为过水断面积的 $6\%\sim 20\%$, 孔洞处流速 $0.15\sim 0.2\text{m}/\text{s}$, 孔洞宜做成渐扩形状。

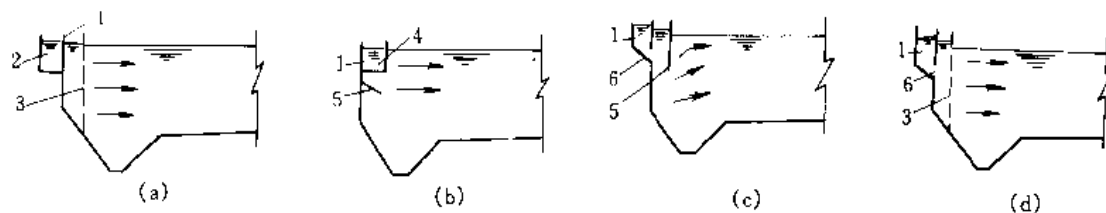


图 2.4.14 平流式沉淀池入口的整流措施

1—进水槽; 2—溢流堰; 3—多孔整流板; 4—底孔; 5—挡流板; 6—潜孔

- ⑤ 出口区的整流措施 常采用溢流式集水槽。集水槽的形式见图 2.4.15。溢流式出水堰的形式见图 2.4.16。其中直角锯齿堰出水较均匀, 堰口、齿深常用 50mm , 齿距 200mm 左右, 水面宜位于齿高的 $1/2$ 处。堰口设置堰板上下移动机构。出水堰最大负荷: 给水 $20\text{m}^3/(\text{m}\cdot\text{h})$, 废水 $10\text{m}^3/(\text{m}\cdot\text{h})$ 。

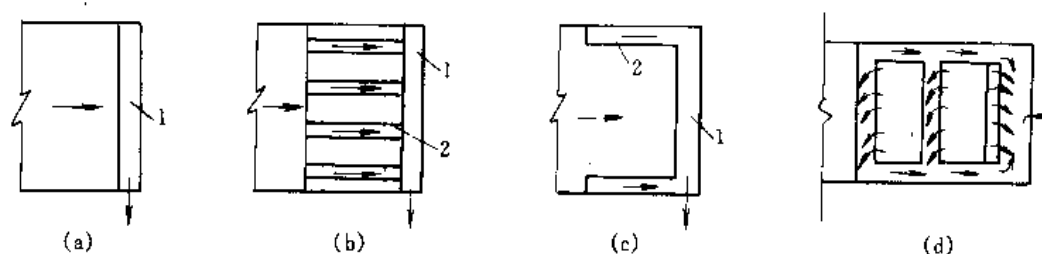


图 2.4.15 平流式沉淀池出口的集水槽形式

1—集水槽; 2—集水支渠

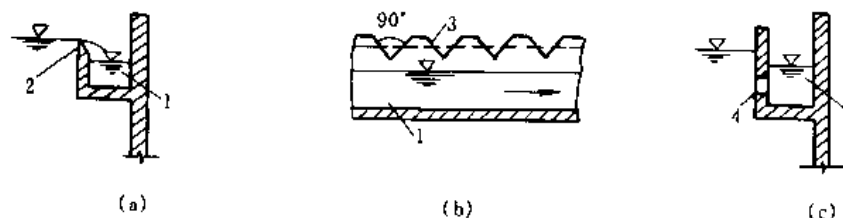


图 2.4.16 平流式沉淀池出口的出水堰形式

1—集水槽; 2—自由堰; 3—锯齿三角堰; 4—淹没孔口

- ⑥ 进、出口处均应设置挡板, 挡板高出池内水面 $0.1\sim 0.2\text{m}$, 挡板距进水口 $0.5\sim 1.0\text{m}$; 距出水口 $0.25\sim 0.5\text{m}$ 。挡板淹没深度: 进口 $0.5\sim 1.0\text{m}$ (或为池深的 $5/6$ 左右); 出口处为 $0.3\sim 0.4\text{m}$ 。
 - ⑦ 在出水堰前应设置收集与排除浮渣的设施 (图 2.4.17), 机械排泥时, 排泥和排渣可合并考虑。
 - ⑧ 池内雷诺数一般为 $4000\sim 15000$, 弗罗德数一般为 $1\times 10^{-4}\sim 1\times 10^{-5}$ 。
- (3) 典型构筑物 见图 2.4.17~图 2.4.19。



图 2.4.17 链条式刮泥机平流初次沉淀池

1—驱动电机；2—浮渣槽；3—挡板；4—出水堰；5—排泥管；6—刮板

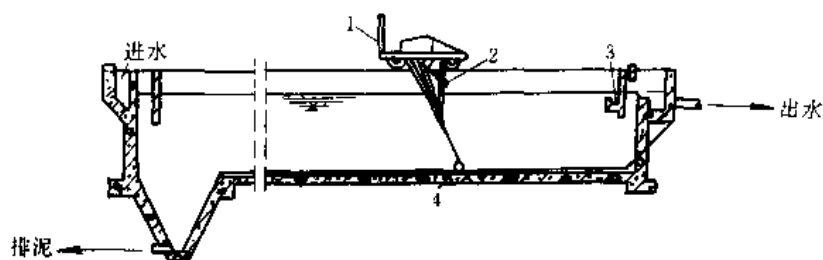


图 2.4.18 设行车刮泥机的平流式沉淀池

1—行车；2—浮渣刮板；3—浮渣槽；4—刮泥板

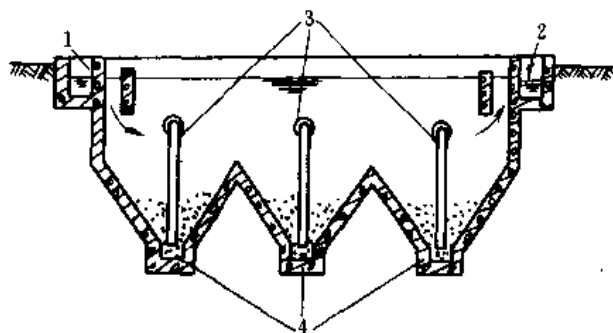


图 2.4.19 多斗式平流式沉淀池

1—进水槽；2—出水槽；3—排泥管；4—污泥斗

2.4.3.2.4 竖流沉淀池

(1) 计算公式 见表 2.4.9。

表 2.4.9 竖流沉淀池计算公式

名 称	计算公式	符号及说明
沉淀区有效断面面积 f_2/m^2	$f_2 = Q_{\max}/v$	Q_{\max} ——最大设计流量, m^3/s v ——废水在池中的上流速度, m/s , 一般采用 $v = u_0$, 对城市废水为 $0.4 \sim 0.83 \text{mm/s}$
沉淀池有效水深 h_2/m	$h_2 = v t 3600$	t ——沉淀时间, $t = 1.0 \sim 2.0 \text{h}$

续表

名 称	计算公式	符号及说明
中心管面积 f_1/m^2	$f_1 = Q_{\max}/v_0$	f_1 ——中心管有效面积, m^2 v_0 ——废水在中心管内的流速, $v_0 \leq 30\text{mm/s}$
中心管直径 d_0/m	$d_0 = (4f_1/\pi)^{1/2}$	
沉淀区总面积 A/m^2	$A = f_1 + f_2$	
沉淀池直径 D/m	$D = (4A/\pi)^{1/2}$	$D \leq 9\text{m}$, $D/h_2 \leq 3$
中心管喇叭口与反射板之间的距离 h_3/m	$h_3 = Q_{\max}/(v_1 \pi d_1)$	v_1 ——反射板与喇叭口之间的出流速度, mm/s d_1 ——喇叭口直径, m , $d_1 = 1.35d_0$
污泥斗容积 V_1/m^3	$V_1 = \pi h_4 (R^2 + rR + r^2)/3$	h_4 ——污泥斗截头圆锥部分的高度, m R ——截头圆锥上部半径, m r ——截头圆锥下部半径, m

污泥区容积和池总高度的计算式同表 2.4.8

(2) 设计参数

① 池直径 $D=4\sim 7$, 不宜大于 8m , 池直径与有效水深之比: $D/h_2 \leq 3$ 。中心管下口应设喇叭口和反射板, 喇叭口直径及高度为中心管直径的 1.35 倍; 反射板的直径为喇叭口直径的 1.3 倍。反射板表面与水平面的夹角为 17° , 板底距泥面至少 0.3m (见图 2.4.20)。

② 中心管内流速 $v_0 \geq 30\text{mm/s}$, 中心管底与反射板间缝隙高度 $0.25\sim 0.50\text{m}$, 缝隙中水流速度 v_1 ; 初沉池 $v_1 \leq 30\text{mm/s}$, 二沉池 $v_1 \geq 20\text{mm/s}$ 。

③ 池直径 (或正方形的边长) $D \leq 7\text{m}$ 时, 澄清污水沿周边流出; $D \geq 7\text{m}$ 时, 应增设辐射式集水支渠 (见图 2.4.22)。

④ 排泥管下端距池底 $\leq 0.2\text{m}$, 管上端超出水面 $\geq 0.4\text{m}$ 。

⑤ 浮渣挡板距集水槽 $0.25\sim 0.5\text{m}$, 板上端超出水面 $0.1\sim 0.15\text{m}$, 淹没深度 $0.3\sim 0.4\text{m}$ 。

(3) 典型构筑物 见图 2.4.21、图 2.4.22

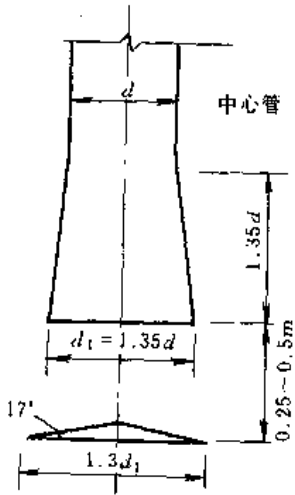


图 2.4.20 中心管构造尺寸

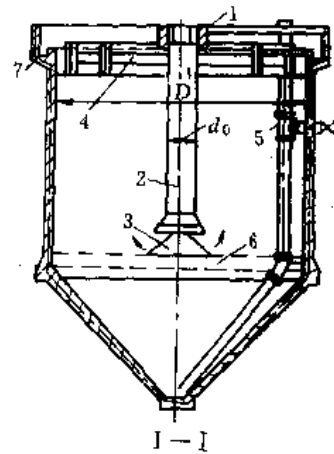
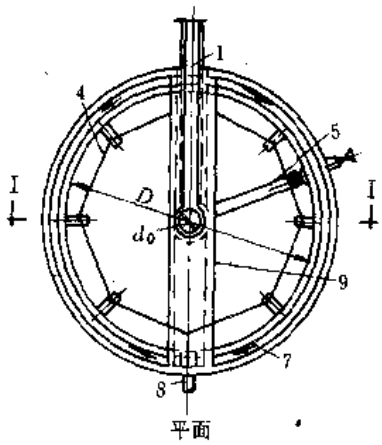


图 2.4.21 圆形竖流式沉淀池 (重力排泥)
1—进水槽; 2—中心管; 3—反射板; 4—挡板; 5—排泥管;
6—缓冲层; 7—集水槽; 8—出水管; 9—捞

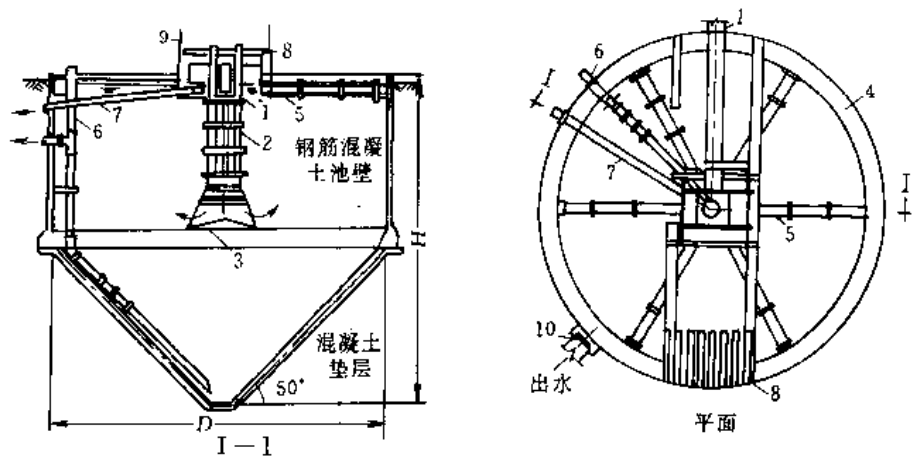


图 2.4.22 设有辐射式支渠的竖流式沉淀池

1—进水槽；2—中心管；3—反射板；4—集水槽；5—集水支渠；
6—排泥管；7—浮渣管；8—木盖板；9—栏杆；10—闸板

2.4.3.2.5 辐流式沉淀池

(1) 计算公式 见表 2.4.10。

表 2.4.10 辐流式沉淀池计算公式

名 称	计算公式	设计数据及说明
池表面积 A/m^2	$A = Q_{\max}/q'$	Q_{\max} ——最大设计流量, m^3/h q' ——表面负荷率, $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, 沉淀实验确定, 无实验资料时, 采用 $1.5 \sim 3.0 \text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$
池数/个	$n = A/A_1$	A_1 ——每个池表面积, m^2 n ——池数, $n \geq 2$
池子直径 D/m	$D = (4A_1/n)^{1/2}$	$D \geq 16\text{m}$
有效水深 h_2/m	$h_2 = q't = Q_{\max}t/(nA_1)$	t ——沉淀时间, 一般初沉池 $t = 1 \sim 2\text{h}$; 二沉池 $t = 1.5 \sim 2.5\text{h}$ h_2 ——有效水深, 一般 $h_2 \leq 4\text{m}$, $D/h_2 = 6 \sim 12$

污泥区容积和池总高 H 的计算公式同表 2.4.8

辐流式沉淀池的设计方法很多, 对中心进水周边出水池, 国内多采用与平流池相似的方法, 取池半径 $1/2$ 处的过流断面作为设计断面, 按上表公式计算。对周边进水周边出水池, 用表 2.4.11 计算。

表 2.4.11 周边进水周边出水辐流式沉淀池计算公式

名 称	计算公式	符 号 说 明
沉淀部分水面面积 A_1/m^2	$A_1 = Q_0/q'$	Q_0 ——单池设计流量, m^3/h , $Q_0 = Q/n$ q' ——表面负荷, $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, 一般 ≤ 2.5
澄清区高度 h_2'/m	$h_2' = Q_0t/A_1$	t ——沉淀时间, 一般采用 $1 \sim 1.5\text{h}$
校核堰口负荷 $q_1'/[L/(\text{m} \cdot \text{s})]$	$q_1' = Q_0/(3.6\pi D)$	D ——池直径, m q_1' ——一般 $\leq 4.34 \text{L}/(\text{m} \cdot \text{s})$

续表

名 称	计算公式	符 号 说 明
校核固体负荷 $q_2' / [\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})]$	$q_2' = 24(1+R)Q_0X/A_1$	R ——污泥回流比 X ——混合液悬浮固体浓度, kg/m^3 q_2' ——一般可达 150
污泥区高度 h_2''/m	$h_2'' = \frac{(1+R)Q_0XT}{0.5(X+C_u)A_1}$	T ——污泥停留时间, h C_u ——底流浓度, kg/m^3
池边水深 h_2/m	$h_2 = h_2' + h_2'' + 0.3$	0.3——缓冲层高度, m

(2) 设计参数

① 池直径 D (或正方形的边长) 不宜小于 16m, D 与有效水深的比值 $D/h_2 = 6 \sim 12$ 。

② 池底坡一般取 $i = 0.05 \sim 0.10$ 。中心泥斗的坡度 $0.12 \sim 0.16$ 。

③ 一般均采用机械刮泥, 当 $D \leq 20\text{m}$ 时, 也可采用多斗式集泥。污泥可采用气力提升、静水头排泥 (图 2.4.23) 或泵抽排出。

④ 进、出水布置方式分为: 中心进水周边出水 (图 2.4.24); 周边进水中心出水 (图 2.4.25); 周边进水周边出水 (图 2.4.26)。周边进水的辐流式沉淀池的沉淀效率高于中心进水周边出水的辐流式沉淀池, 其设计表面负荷可提高一倍左右。

⑤ 池径 D 小于 20m 时, 一般采用中心传动刮泥机, 其驱动装置设在池中心走道板上。池径大于 20m 时, 一般采用周边传动的刮泥机, 其驱动装置设在桁架外缘。刮泥机转速为 $1 \sim 3\text{r}/\text{h}$, 外周刮泥板线速度不超过 $3\text{m}/\text{min}$; 一般采用 $1.5\text{m}/\text{min}$ 。

⑥ 在进水口周围设置整流板, 整流板的开孔面积为过水断面面积的 $6\% \sim 20\%$ 。

⑦ 在出水堰前应设置浮渣挡板和刮渣板, 浮渣刮板安装在刮泥机桁架的一侧。

(3) 典型构筑物

见图 2.4.23 ~ 图 2.4.26。

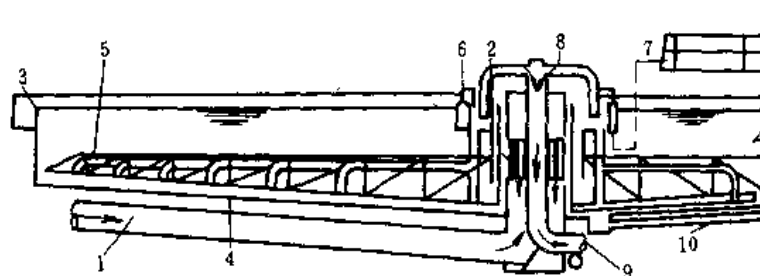


图 2.4.23 带有中央驱动装置的吸泥型辐流式沉淀池

1—进口; 2—挡板; 3—堰; 4—刮板; 5—吸泥管; 6—冲洗管的空气升液器;
7—压缩空气入口; 8—排泥虹吸管; 9—污泥出口; 10—放空管

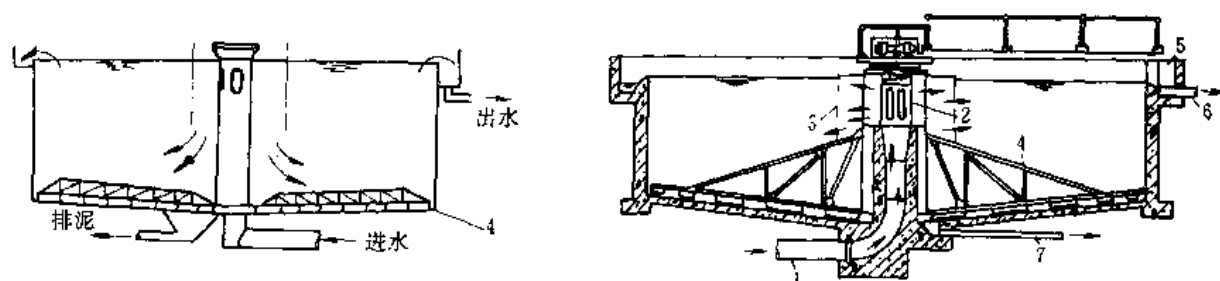


图 2.4.24 中心进水的辐流式沉淀池

1—进水管; 2—中心管; 3—穿孔挡板; 4—刮泥机; 5—出水槽; 6—出水管; 7—排泥管

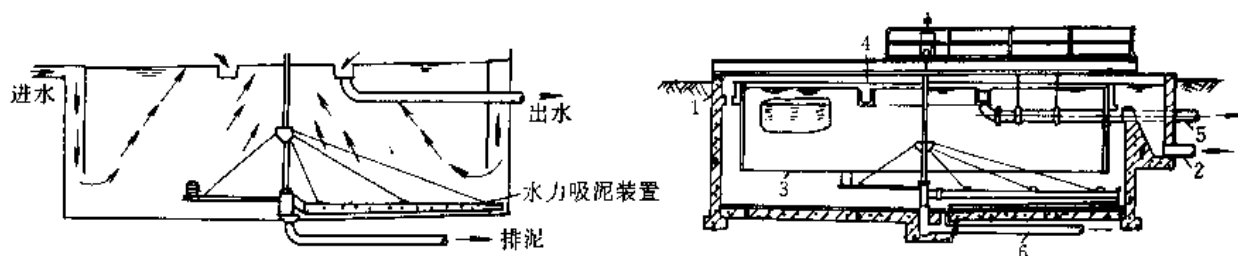


图 2.4.25 周边进水中心出水的辐流式沉淀池

1—进水槽；2—进水管；3—挡板；4—出水槽；5—出水管；6—排泥管

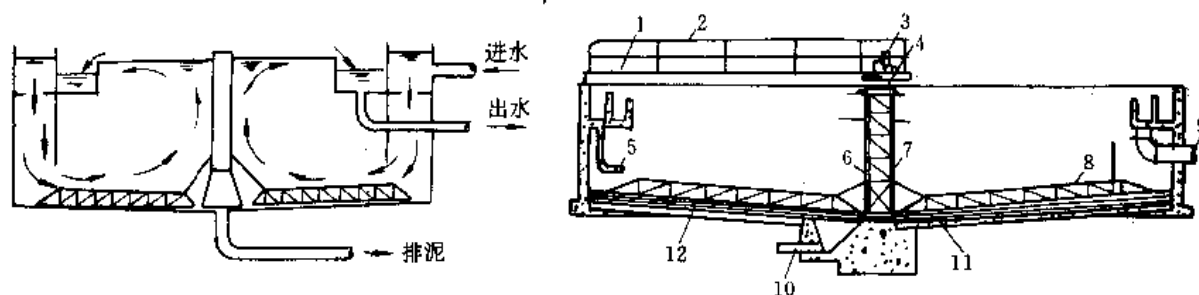


图 2.4.26 周边进水周边排水的辐流式沉淀池

1—桥；2—栏杆；3—传动装置；4—转盘；5—进水下降管；6—中心支架；7—传动器罩；
8—桁架式耙；9—出水管；10—排泥管；11—刮泥板；12—可调节的橡胶刮板

2.4.3.2.6 斜流沉淀池

(1) 计算公式 见表 2.4.12。

表 2.4.12 斜流沉淀池计算公式

名 称	计算公式	参 数 及 说 明
池水面面积 A_1/m^2	$A_1 = Q_{\text{max}} / (nq' \times 0.91)$	Q_{max} ——最大设计流量, m^3/h n ——池数, 个 q' ——设计表面负荷, $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, 一般 3~6 0.91——斜板区面积利用系数
圆池直径 D/m 方池边长 a/m	$D = (4A_1/\pi)^{1/2}$ $a = (A_1)^{1/2}$	
池内停留时间 t/h	$t = (h_2 + h_3) / q'$	h_2 ——斜板(管)上部水深, m , $h_2 = 0.5 \sim 1.0\text{m}$ h_3 ——斜板(管)高度, m , $h_3 = 0.866 \sim 1.0\text{m}$
污泥区和池总高计算式同表 2.4.8		
水力条件复核	$Fr = v^2 / (R \cdot g)$	Fr ——水流稳定性系数, $Fr = 1 \times 10^{-3} \sim 1 \times 10^{-4}$ R ——水力半径, m ; $R = \text{过水断面面积} / \text{湿周}$ v ——水平流速, m/s g ——重力加速度, m/s^2

(2) 设计参数

① 升流式异向流斜板(管)沉淀池的设计表面负荷,一般可取 $3.0 \sim 6.0 \text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, 高负荷池达 $36 \text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。

池内停留时间 30~60min, 初沉池 $\leq 30\text{min}$; 二沉池 $\leq 60\text{min}$ 。

② 池入口处应设置配水整流装置, 常用的有缝隙配水板、穿孔配水板等。整流配水孔流速一般小于 0.15m/s 。出水采用多条集水槽与出水堰配合排水。

③ 斜板(管)倾角 $\theta = 45^\circ \sim 60^\circ$, 工业应用为 $\theta = 60^\circ$ 。一般斜板(管)长用 $1 \sim 1.2\text{m}$; 斜板间垂直间距 $50 \sim 150\text{mm}$; 斜管管径 $30 \sim 80\text{mm}$ 。斜板大多用聚氯乙烯平板或波纹板, 斜管多为塑料片、波形石棉板、波形玻璃钢板粘拼而成的蜂窝状管, 断面有正六边形、圆形、椭圆形等, 常制成组装件, 便于安装更换。组件安装在池内支架上。

④ 斜板(管)区上部水深, 一般取 $0.5 \sim 1.0\text{m}$ 。斜板(管)区底部缓冲层高度, 一般取 $0.5 \sim 1.0\text{m}$ 。

⑤ 斜板(管)沉淀池应设置斜板(管)反冲洗装置。

⑥ 在斜板(管)与池壁的间隙处应装设阻流挡板, 防止水流短路。

⑦ 沉淀池一般采用重力排泥方式, 每日排泥至少 1~2 次, 或连续排泥。

(3) 典型构筑物 见图 2.4.27 和图 2.4.28。

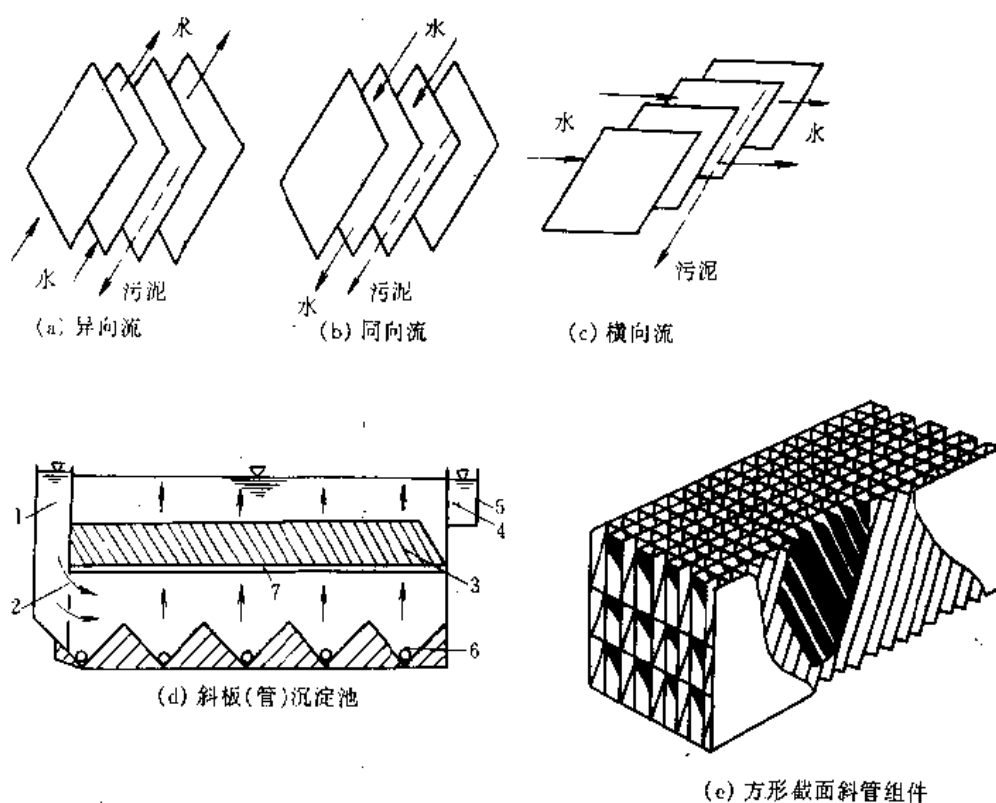


图 2.4.27 斜板(管)及斜板(管)沉淀池

1—配水槽; 2—穿孔墙; 3—斜板或斜管; 4—淹没孔口; 5—水槽; 6—排泥管; 7—支架

2.4.4 操作管理

(1) 工艺条件的控制 一般污水处理厂(站)进水的水质水量随时间大幅度变化, 工艺条件的控制目标是将沉淀池的工艺参数控制在要求的范围之内。运行中主要控制污水在池中的水平流速、水力停留时间和出水堰板溢流负荷三个参数。水平流速不能大于冲刷流速, 即 $v \leq 50\text{mm/s}$; 水力停留时间 $t \geq 1.5\text{h}$; 堰溢流负荷 $q_1' \leq 10\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。如发现上述参数超出要求范围, 可按下式对运行池数和各参数进行调整。

$$n = Q/(q \cdot B \cdot L); t = n \cdot B \cdot L \cdot h_2/Q; v = Q/(n \cdot B \cdot h_2); q_1' = Q/(l' \cdot n)$$

式中 Q ——原污水入厂(站)流量, m^3/h ;

n ——运行池数, 个;

q ——水力表面负荷, $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$;

L 、 B 、 h_2 ——沉淀池长、宽和有效水深, m ;

l' ——每个池子的溢流堰总长, m 。

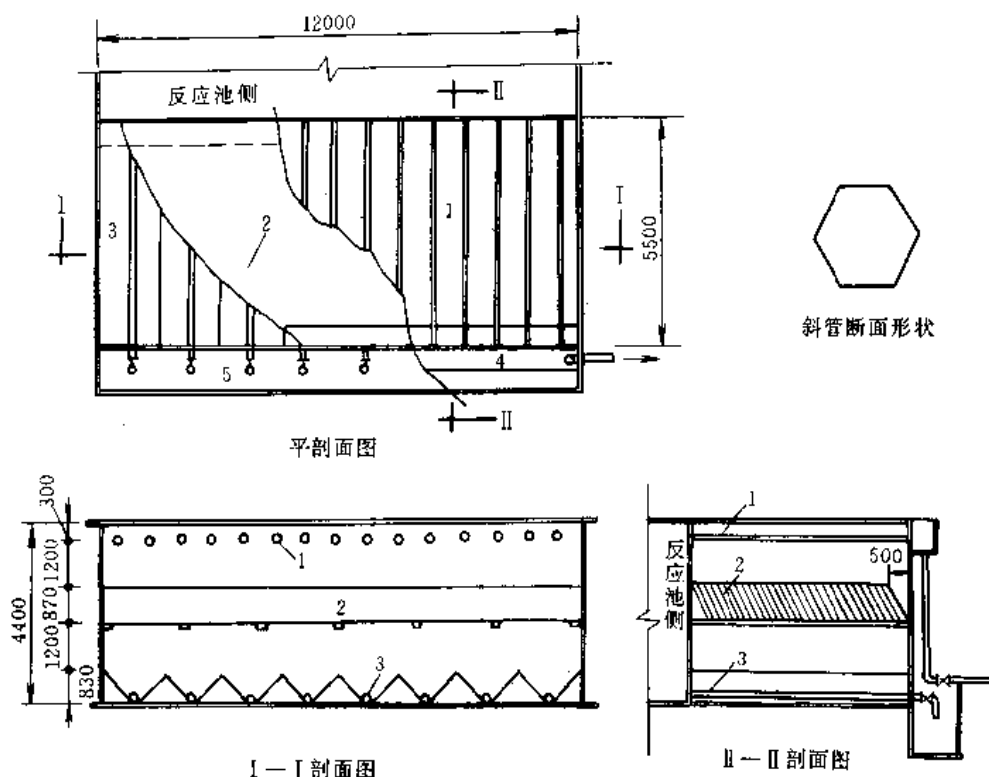


图 2.4.28 斜管沉淀池

1—穿孔集水管；2—蜂窝斜管；3—穿孔排泥管；4—集水渠；5—排污沟

(2) 刮泥和排泥操作。有两种方式，间歇刮（排）泥和连续刮（排）泥。

刮泥 通过刮泥机械把池底污泥刮至泥斗，有的刮泥机同时将池面浮渣刮入浮渣槽。平流式初沉池采用桁车刮泥机时，一般间歇刮泥；采用链条式刮泥机时，则既可间歇也可连续刮泥。刮泥周期长短取决于污泥的量和质，当污泥量大或已腐败时，应缩短周期，但刮板行走速度不能超过其极限，即 $1.2\text{m}/\text{min}$ ，否则会搅起已沉淀污泥。连续刮泥易于控制，但链条和刮板磨损较严重。辐流式初沉池周边沉淀的污泥要较长时间才能被刮板推移到中心泥斗，一般须采用连续刮泥。采用周边刮泥机时，周边线速度不可超过 $3\text{m}/\text{min}$ ，否则周边沉淀污泥会被搅起。

排泥 对排泥操作的要求是既要把污泥排净，又要使污泥浓度较高。平流式初沉池采用桁车刮泥机时，其间歇刮泥、排泥周期时间一致，协同操作。初沉池排泥含固量可达到 3% 左右，当有部分剩余活性污泥进入沉淀池产生良好的絮凝作用时，排泥含固量可达 5%。排泥时间长短取决于污泥量、排泥泵流量和浓缩池要求的进泥浓度。排泥时间确定方法如下：在排泥开始时，从排泥管定时连续取样测定含固量变化，直至含固量降至基本为零，所需时间即排泥时间。大型污水处理厂一般采用自动控制排泥。多用时间程序控制；即定时开停排泥泵或阀，这种方式不能适应泥量的变化。较先进的排泥控制方式是定时排泥，并在排泥管路上安装污泥浓度计或密度计，当排泥浓度降至设定值时，泥泵自动停止。PLC 自控系统能根据积累的污泥量和设定的排泥浓度，自动调整排泥时间，既不降低污泥浓度，又能将污泥较彻底排除。

(3) 排浮渣 平流池桁车刮泥机和辐流池回转式刮泥机都是用刮板收集浮渣并将其推送至浮渣槽（斗）内，由于刮板和浮渣槽配合常出问题，浮渣难以进入浮渣槽，应进行调整。露天敞池应防止风雨对浮渣的冲刷。

(4) 联动 沉淀池的运行控制应注意与前后工艺的联动。当格栅运行不正常时，应采取措施防止大块杂物、砂或渣堵塞排泥管；当发现初沉池排泥颜色或气味异常时，应注意检查是否有毒物进入系统；当后续的浓缩池或消化池运行不正常时，回流入沉淀池的上清液中含固量增加，会增加沉淀池的负荷和泥量，应相应增大沉淀池的排泥量；如果二沉池发生污泥膨胀，应暂停排放剩余污泥；当二级处理系统处于硝化阶段时，二沉池剩余污泥不宜排入初沉池，以免引起初沉池污泥上浮。

(5) 异常情况分析 导致 SS 去除率降低的原因可能有 4 个方面：①工艺控制不合理，主要是表面负荷

太大或者水力停留时间太短；②水流短路，减小了沉淀池的有效容积，通常是因为出水堰板溢流负荷太大，堰板不平整，池设计不合理，有死区，人流温度或SS变化太大，形成密度异重流，进水整流板设置不合理或损坏，风力引起出水不均匀等；③排泥不及时，池内积砂或浮渣太多，或者由于设备本身故障，可能堵塞排泥管，影响刮泥机、排泥泵正常工作；④入流污水严重腐败，其中的有机固体不易沉淀。导致浮渣从堰板溢流的原因可能是浮渣刮板与浮渣槽不密合；浮渣挡板淹没深度不够；入流中油脂类物质多或者清渣不及时。导致排泥下降的原因可能是排泥时间太长；各池排泥不均匀；泥斗严重积砂，有效容积减小；刮泥与排泥步调不一致；SS去除太低。

2.4.5 隔油池

普通平流隔油池与沉淀池相似，废水从池的一端进入，从另一端流出，由于池内水平流速很小，进水中的轻油滴在浮力作用下上浮，并且聚积在池的表面，通过设在池面的集油管和刮油机收集浮油，浮油一般可以回用。相对密度大于1的油粒随悬浮物下沉。

平流隔油池一般不少于2个，池深1.5~2.0m，超高0.4m，每单格的长宽比不小于4，工作水深与每格宽度之比不小于0.4m，池内流速一般为2~5mm/s，停留时间一般为1.5~2.0h，可将废水中含油量从400~1000mg/L降至150mg/L以下，去除效率达70%以上，所去除油粒的最小直径为100~150 μ m。

刮油机可以是链条牵引或钢索牵引的。用链条牵引时，刮油机在池面上刮油，将浮油推向池末端，而在池底部可起着刮泥作用，将下沉的轴泥刮向池进口端的泥斗。池底部应保持有0.01~0.02的底坡，贮泥斗深度一般为0.5m，底宽不小于0.4m，侧面倾角不应小于45°~60°。一般隔油池水面的油层厚度不应大于0.25m。为了收集和排除浮油，在水面处应设集油管。集油管一般由直径为200~300mm的钢管制成，沿管轴方向在管壁上开有60°角的切口，集油管可用螺杆控制，使集油管能绕管轴转动。平时切口处于水面以上，收油时将切口旋转到油面以下，浮油溢入集油管并沿集油管流向池外。集油管常设在池出口处及进水间，管轴线安装高度与水面相平或低于水面5cm。

隔油池的进水端一般采用穿孔墙进水，在出水端采用溢流堰。

为了保证隔油池的正常工作，池表面应加盖，以防火、防雨、保温及防止油气散发，污染大气。在寒冷地区或季节，为了增大油的流动性，隔油池内应采取加温措施，在池内每隔一定距离，加设蒸汽管，提高废水温度。

平流隔油池的设计可按油粒上升速度或废水停留时间计算。油粒上升速度 u 可通过试验求出（同沉淀的方法相同）或直接应用修正的Stokes公式计算

$$u = \frac{\beta g d^2 (\rho_0 - \rho_l)}{18\mu} \quad (\text{cm/s})$$

式中水的密度 ρ_0 和绝对粘度 μ 分别由图2.4.29和图2.4.30查得。 β 表示由于水中悬浮物影响，使油粒上浮速度降低的系数：

$$\beta = \frac{4 \times 10^4 + 0.8s^2}{4 \times 10^4 + s^2}$$

式中 s 表示废水中悬浮物的浓度，mg/L。

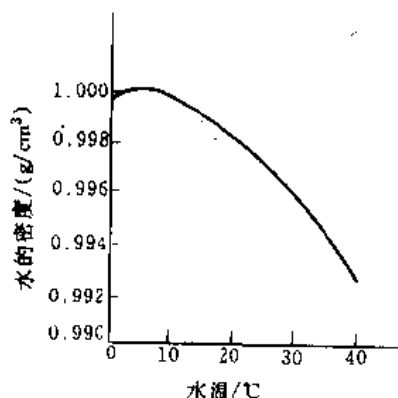


图 2.4.29 水密度与温度的关系

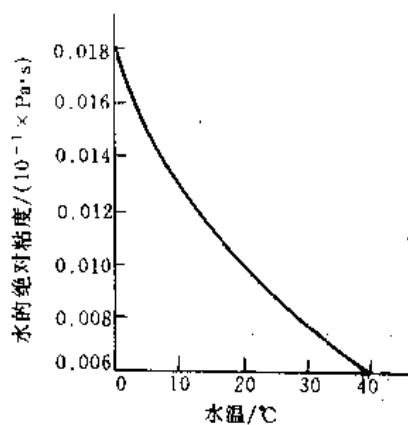


图 2.4.30 水粘度与温度的关系

隔油池的表面积 A (m^2)

$$A = \alpha \frac{Q}{u}$$

式中 Q ——废水设计流量, m^3/h ;

α ——考虑池容积利用系数及水流紊流状态对池表面积的修正值, 它与 v/u 的比值有关 (v 为水平流速), 其值按表 2.4.13 选取。

表 2.4.13

v/u	20	15	10	6	3
α	1.74	1.64	1.44	1.37	1.28

为了提高单位池容积的处理能力, 隔油池也有采用斜板形式, 如图 2.4.31 所示。池内斜板大多数采用聚酯玻璃钢波纹板, 板间距为 20~50mm, 倾角不小于 45° , 斜板采用异向流形式, 废水自上而下流入斜板组, 油粒沿斜板上浮。实践表明, 斜板隔油池所需停留时间仅为平流隔油池的 $1/2 \sim 1/4$, 约 30min。斜板隔油池去除油滴的最小直径为 $60\mu\text{m}$ 。

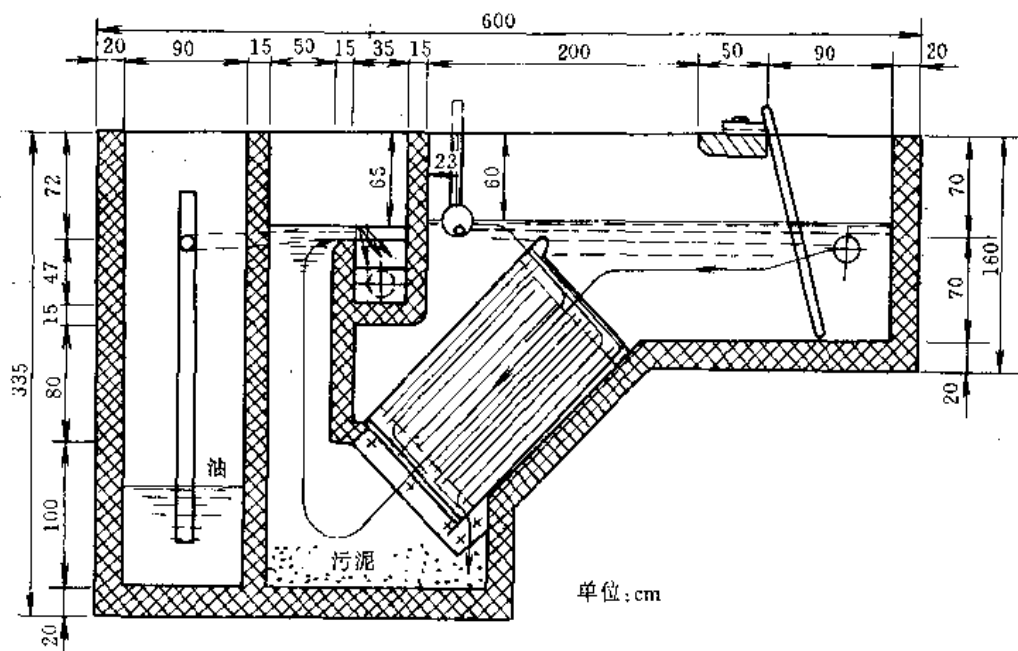


图 2.4.31 CPI 型隔油池

用斜板隔油池处理石油炼制厂废水时, 出水含油量可控制在 50mg/L 以内。国内目前设计板长为 1750mm, 板宽为 750mm, 厚 1~1.5mm, 波长 130mm, 波高 16.5mm, 波纹板展开宽度为 913mm, 板间距为 40mm。池内废水停留时间为 15~30min, 板间流速 $0.7 \sim 0.8\text{mm/s}$ 。布水栅用厚 6~10mm 的钢板制成, 板上开孔直径为 20mm, 总开孔面积为布水面积的 6%, 在处理石油炼制厂废水时, 表面负荷为 $0.6 \sim 0.8\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。

为了防止油类物质附着在斜板上, 应选用不亲油材料做斜板, 但实际上比较困难, 所以, 在斜板隔油池的运行中也常有挂油现象, 应定期用蒸汽及水冲洗, 防止斜板间堵塞。废水含油量小时, 可采用较大的板间距 (或管径), 含油量小时, 间距可以减小。

壳牌石油公司研制的斜板隔油池即 PPI (Parallel Plate Interceptor) 型油水分离池如图 2.4.32 所示。该装置可去除大于 $60\mu\text{m}$ 的油珠。

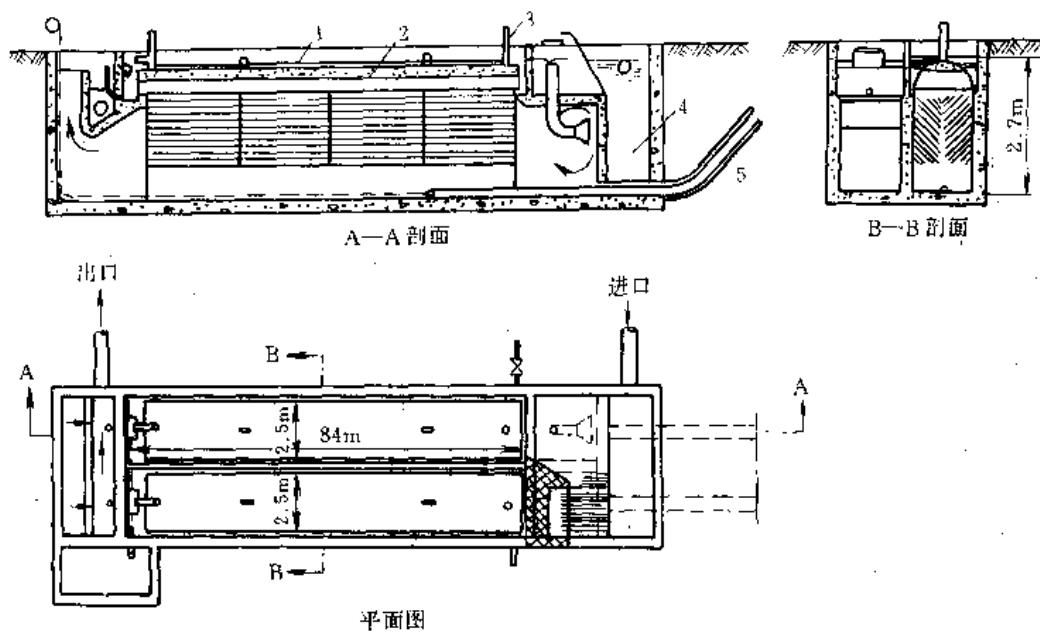


图 2.4.32 PPI 型油水分离池
1—顶盖；2—分离油；3—排气口；4—沉砂池；5—排泥管

2.5 混 凝

2.5.1 混凝作用

混凝通常置于固液分离设备前，与分离设备组合起以下作用。

- ① 有效地去除原水中的悬浮物和胶体物质，降低出水浊度和 BOD₅；混凝一般适用于粒度在 1mm~100μm 的分散体系。可用在流程的不同位置上，也可用于污泥的调理。
- ② 有效地去除水中微生物、病原菌和病毒。
- ③ 去除污水中的乳化油、色度、重金属离子及其他一些污染物。
- ④ 混凝沉淀可去除污水中磷的 90%~95%，是最便宜而高效的除磷方法。
- ⑤ 投加混凝剂可改善水质，有利于后续处理。如用石灰作混凝剂，同时提高了污水的 pH 值，有利于吹脱除氮。有些混凝剂可作为化学沉淀剂、氧化还原剂和催化剂。
- ⑥ 二级处理出水经混凝沉淀处理之后，可获得以下水质：

SS≤7mg/L；BOD₅≤10mg/L；NH₃-N≤15~30mg/L；TP-P≤0.5mg/L。

2.5.2 基本原理

2.5.2.1 胶体的稳定与凝聚

水中胶体颗粒微小、表面水化和带电使其具有稳定性。带电胶体与其周围的离子组成如图 2.5.1 所示双电层结构的胶团（以 FeCl₃ 水解 Fe(OH)₃ 胶团为例）：

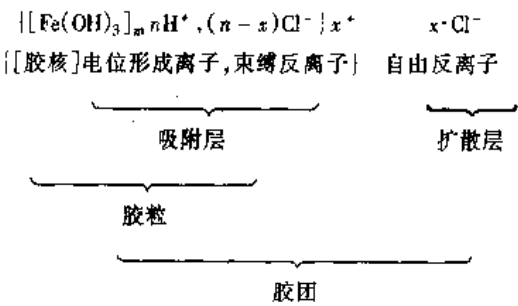


图 2.5.1 胶团的组成示意图

吸附层内的离子随胶核一起运动表现出来的电位称为电动电位或 ζ 电位,其值可由电泳或电渗实验结果用下式求得:

$$\zeta = 4\pi\mu u / (DE)$$

式中 μ ——液体的动力粘度, Pa;

u ——颗粒电泳迁移的平均速度或液体电渗的平均移动速度, cm/s;

D ——液体的介电常数;

E ——两电极间单位距离外加的电位差, 绝对静电单位/cm, 1 绝对静电单位 = 300V。

要使胶体脱稳与凝聚, 必须降低 ζ 电位和破坏水化膜, 并提供胶粒碰撞的动能。造成胶粒碰撞的主要原因是布朗运动、流速梯度和湍流紊动。对于粒径在 $1\mu\text{m}$ 左右的颗粒, 布朗运动已基本不起作用。为此, 工程上采用投药后快速搅拌, 以保持较高的碰撞次数。搅拌产生的速度梯度 G 与搅拌时间 T 的乘积可间接表征整个反应时间内颗粒碰撞的总次数, 可用来控制反应效果。一般控制 GT (无量纲)值在 $10^4 \sim 10^5$ 之间。考虑到颗粒数目对碰撞的影响, 有人提出应以 GTC (C 为胶体浓度, 质量比)值作为控制参数, 并建议 GTC 值控制在100左右。

2.5.2.2 影响混凝效果的因素

① 水的pH值对混凝效果影响很大。pH值的大小直接关系到选用药剂的种类、加药量和混凝沉淀效果。水中 H^+ 和 OH^- 参与混凝剂的水解反应, 因此, pH值强烈影响混凝剂的水解速度、产物的存在形态与性能。以铝盐为例, 铝盐的混凝作用是通过生成 $\text{Al}(\text{OH})_3$ 胶体实现的, 在不同pH值下, Al^{3+} 的存在形态不同。当 $\text{pH} < 4$ 时, $\text{Al}(\text{OH})_3$ 溶解, 以 Al^{3+} 存在, 混凝除浊效果极差。一般来说, 在低pH值时, 高电荷低聚合度的多核配合离子占主要地位, 起不了粘附、架桥、吸附等作用。在 $\text{pH} = 6.5 \sim 7.5$ 时, 聚合度很大的中性 $\text{Al}(\text{OH})_3$ 胶体占绝对多数, 故混凝效果好。当 $\text{pH} > 8$ 时, $\text{Al}(\text{OH})_3$ 胶体又重新溶解为负离子, 生成 AlO_2^- , 混凝效果又很差了。高分子絮凝剂受pH值影响较小。水的碱度对pH值有缓冲作用。当碱度不够时, 应添加石灰等药剂。

② 水温对混凝效果有明显的影响。混凝剂水解多是吸热反应。水温低时, 水解速度慢, 不完全。温度也影响矾花形成速度和结构。低温时, 尽管增加投药量, 絮体的形成还是很缓慢, 而且结构松散, 颗粒细小, 较难去除; 此外, 水温低时水的粘度大, 布朗运动减弱, 碰撞次数减少, 同时剪切力增大, 难以形成较大的絮体。但温度太高, 易使高分子絮凝剂老化或分解生成不溶性物质, 反而降低混凝效果。

③ 水中杂质成分、性质和浓度对混凝效果的影响。水中粘土杂质, 粒径细小而均匀者, 混凝效果较差, 粒径参差者对混凝有利。颗粒浓度过低往往对混凝不利, 回流沉淀物或投加助凝剂可提高混凝效果。水中存在大量有机物时, 能被粘土微粒吸附, 使微粒具备了有机物的高度稳定性, 此时, 向水中投氯以氧化有机物, 破坏其保护作用, 常能提高混凝效果。水中的盐类也能影响混凝效果, 如水中 Ca^{2+} 、 Mg^{2+} , 硫、磷化合物一般对混凝有利, 而某些阴离子、表面活性物质却有不利影响。

④ 混凝剂种类影响。混凝剂的选择主要取决于胶体和细微悬浮物的性质、浓度。如水中污染物主要呈胶体状态, 且 ζ 电位较高, 则应先选无机混凝剂使其脱稳凝聚, 如絮体细小, 还需投加高分子混凝剂或配合使用活化硅胶等助凝剂。很多情况下, 将无机混凝剂与高分子混凝剂并用, 可明显提高混凝效果, 扩大应用范围。对于高分子而言, 链状分子上所带电荷量越大, 电荷密度越高, 链越能充分延伸, 吸附架桥的空间范围也就越大, 絮凝作用就越好。

⑤ 混凝剂投加量的影响。对任何混凝处理, 都存在最佳混凝剂和最佳投药量, 应通过试验确定。一般的投量范围是: 普通铁盐、铝盐为 $10 \sim 100\text{mg/L}$; 聚合盐为普通盐的 $1/2 \sim 1/3$; 有机高分子混凝剂 $1 \sim 5\text{mg/L}$ 。投量过多可能造成胶体再稳。

⑥ 混凝剂投加顺序的影响。当使用多种混凝剂时, 其最佳投加顺序通过试验确定。一般而言, 当无机混凝剂与有机混凝剂并用时, 先投加无机混凝剂, 再投加有机混凝剂。但当处理的胶粒在 $50\mu\text{m}$ 以上时, 常先投加有机混凝剂吸附架桥, 再加无机混凝剂压缩双电层而使胶体脱稳。

⑦ 水力条件对混凝有重要影响。在混合阶段, 要求混凝剂与水迅速均匀地混合, 而到了反应阶段, 既要创造足够的碰撞机会和良好的吸附条件让絮体有足够的成长机会, 又要防止生成的小絮体被打碎, 因此搅拌强度要逐步减小, 反应时间要长。

2.5.2.3 混凝试验

为确定最佳的混凝工艺条件, 通常需要进行烧杯搅拌试验, 一般在混凝试验搅拌器(图2.5.2)上进行。

试验方法有单因素试验和多因素试验。试验时应注意：①试验原水与实际水质完全相同；②混凝剂的种类、投量、投加顺序，水温，pH 等因素需要同时考察；③试验的搅拌条件是对实际过程的模拟，两者的 GT 值应相近。混凝搅拌试验的 GT 值按下式计算。

如果桨板搅拌叶片与烧杯及水体之间的尺寸符合图 2.5.3 关系，其搅拌功率 $W/(\text{kg}\cdot\text{m}/\text{s})$ 为：

$$W = 14.35 d^{4.38} n^{2.69} \rho^{0.69} \mu^{0.31}$$

式中 n ——叶片转速， r/s ；

d ——叶片直径， m ；

ρ ——水的密度 ($=1000/9.81$)， $\text{kg}\cdot\text{s}^2/\text{m}^4$ ；

μ ——水的动力粘度， $\text{kg}\cdot\text{s}/\text{m}^2$ 。

此式适用的雷诺数 Re 范围在 $10^2 \sim 5 \times 10^4$ 。

当搅拌叶片和液体之间的尺寸关系与图 2.5.3 不符时，按上式计算所得的功率应乘以校正系数 K ：

$$K = \left(\frac{D}{3d}\right)^{1.1} \left(\frac{H}{D}\right)^{0.6} \left(\frac{4h}{d}\right)^{0.3}$$

式中 D ——搅拌筒（即烧杯）直径， m ；

H ——搅拌筒（即烧杯）水深， m ；

h ——叶片的高度， m 。

校正系数 K 的适用范围： $D/d = 2.5 \sim 4$ ； $H/D = 0.6 \sim 1$ ； $h/d = 1/5 \sim 1/3$ 。

每 m^3 水的搅拌功率 $P = 1000 \times K \times W$

速度梯度 $G = (P/\mu)^{1/2}$

2.5.3 混凝工艺一般流程及设计要点

混凝工艺如图 2.5.4 所示。

(1) 促使混凝剂迅速向水中扩散，并与全部水混合均匀的过程称为混合。胶粒与混凝剂作用，通过压缩双电层和电中和等机理，失去或降低稳定性，生成微粒或微絮粒的过程称为凝聚。凝聚生成的微粒或微絮粒在架桥物质和水流搅动下，通过吸附架桥和沉淀物网捕等机理成长为大絮体的过程称为絮凝。混合、凝聚和絮凝合起来称为混凝。凝聚和絮凝在反应池中完成。

(2) 设计混凝工艺应着重考虑：① 根据混凝处理目的，通过试验选择混凝剂品种、用量和 pH 值；② 选择合适的混凝剂投加位置和方式，调制、投加浓度和设备；③ 选择合适的混合、反应方法和设备；④ 考虑与上、下构筑物的衔接。

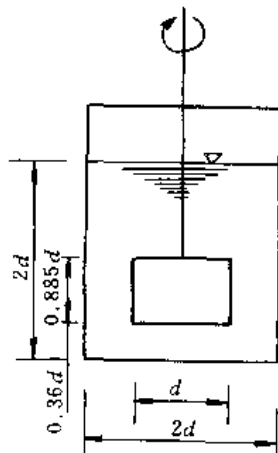


图 2.5.3 桨板搅拌的尺寸关系

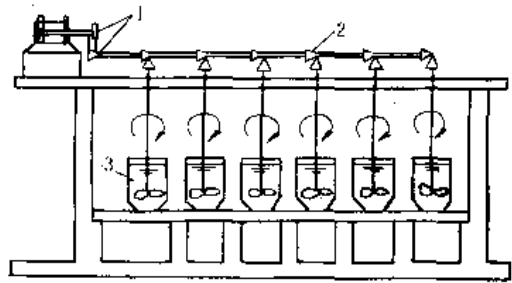


图 2.5.2 烧杯搅拌试验装置
1—调速装置；2—调速轴；3—螺旋桨

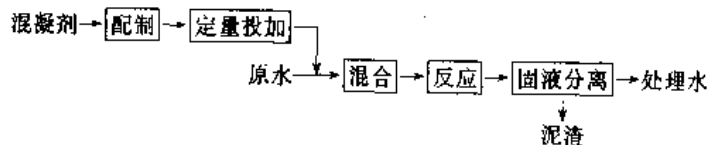


图 2.5.4 混凝工艺流程

(3) 混合过程是絮凝和固液分离的前提，要求在加药后迅速完成。混合搅拌时间一般为 $10 \sim 30\text{s}$ ，工业应用常取 2min ，适宜的速度梯度是 $G = 500 \sim 1000\text{s}^{-1}$ 。

(4) 反应池的平均流速梯度值 G' 一般为 $10 \sim 60\text{s}^{-1}$ 。絮体形成的水流速度为 $15 \sim 30\text{mm/s}$ ，反应时间为 $15 \sim 30\text{min}$ 。絮体反应（絮凝）池尽可能紧邻或与沉淀池合建。

(5) 当原水胶体浓度、碱度和水温均较低时，宜投加助凝剂，尽量降低流速，增加絮凝时间。

2.5.4 混凝剂

2.5.4.1 常用混凝剂

按混凝剂的作用分为凝聚剂、絮凝剂、助凝剂；按化学组成成分无机混凝剂和有机混凝剂；按分子量大小分低分子混凝剂和高分子混凝剂；按来源分天然的和合成的。还可以按基团性质分类。常用混凝剂应用特性

见表 2.5.1。

表 2.5.1 常用混凝剂应用特性

药 剂	应 用 特 性	投加方式和浓度
硫酸铝 $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ 精品含 $\text{Al}_2\text{O}_3 \geq 15\%$, 不溶物 $\leq 0.3\%$, 粗品含 $\text{Al}_2\text{O}_3 \geq 14\%$, 不溶物 $\leq 24\%$ 明矾 $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot \text{K}_2\text{SO}_4 \cdot 21\text{H}_2\text{O}$ 矿物, 含 Al_2O_3 10.6%	适宜 pH4 ~ 8, 随原水的硬度而异: 软水 pH5.5 ~ 6.6; 中硬水 pH6.6 ~ 7.2; 高硬水 pH7.2 ~ 7.8。适用水温 20 ~ 40℃, 低于 10℃ 效果很差。腐蚀性小, 使用方便。水解反应慢, 需要消耗一定量的碱	白色结晶。干投或湿投。湿投配制浓度: 10% ~ 20%
聚合氯化铝 (PAC) $[\text{Al}_2(\text{OH})_n\text{Cl}_{6-n}]_m$ $n = 1 \sim 5, m < 10; B = [\text{OH}]/(3[\text{Al}])$	适宜 pH5 ~ 9。使用碱化度 $B = 40\% \sim 60\%$, 比其他铝盐、铁盐低, 对设备腐蚀性小。效率高、耗药量小、絮体大而重、沉淀快。对处理后水的 pH 值和碱度下降小。受水温影响小。投加过量对混凝效果影响小。适用各类水质, 对高浊度废水比铝盐更为有效。使用方便	干投或湿投。产品多为液体, pH2 ~ 3。湿投配制浓度: 5% ~ 10%
硫酸亚铁 $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	适宜 pH9 ~ 11。pH > 8 时, Fe^{+2} 易氧化为 Fe^{+3} ; pH < 8 时, 可加入石灰去除水中的 CO_2 。矾花形成较快、较稳定, 沉淀时间短。适用碱度高、浊度高的水。效果受温度影响小。但脱色效果差, 残留于水中的 Fe^{+2} 使处理水带色。需要间接消耗较多的碱	半透明绿色结晶。湿投: 5% ~ 10%
硫酸铁 $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ 聚合硫酸铁 (PFS) $[\text{Fe}_2(\text{OH})_n(\text{SO}_4)_{3-n/2}]_m$	适宜 pH5 ~ 11。絮体密度、沉淀快。脱色效果好。需要消耗较多的碱	硫酸铁: 粉末; 聚合硫酸铁: 固体或液体。湿投: 5% ~ 10%
三氯化铁 $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	适宜 pH9 ~ 11。絮体密度大, 易沉淀, 低温或高浊时效果仍很好。晶体有强烈吸水性, 溶液具强腐蚀性, 溶解投加设备防腐要求很高。需要消耗大量的碱, 当原水碱度不够时可添石灰	褐色结晶或高浓液体。极易溶解, 溶解时放热并产生废气。湿投高浓溶液: 20% ~ 45%
碳酸镁 MgCO_3	适宜 pH10 ~ 12。石灰提高 pH, 形成的 $\text{Mg}(\text{OH})_2 + \text{CO}_2 \longrightarrow \text{Mg}(\text{HCO}_3)_2 + \text{CaO} \longrightarrow \text{Mg}(\text{OH})_2$, 镁盐回收率可达 80%。絮体成长快, 脱色效果好	白色粉末。湿投 5% ~ 10%
聚丙烯酰胺 (PAM) 分子量 $(1.5 \sim 6) \times 10^6$ 含量: 胶状 5% ~ 10%; 片状 20% ~ 30%; 粉状 90% ~ 95%	有非、阳、阴离子型, 适用各类水、特别适用高浊度水。使用 (NaOH) 部分水解聚丙烯酰胺 (PHP), 水解时间 2 ~ 4h, 水解度 (比) 20% ~ 25%。常与铝盐、铁盐配合使用。有极微的毒性。固体不易溶解	白色固体或粘稠液体, 机械搅拌溶解、投配浓度: 水解时 0.5%; 投加时 0.1%

续表

药 剂	应 用 特 性	投加方式和浓度
石灰 CaO 、 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 含量 70% ~ 90%	适用原水碱度不足,需要调整 pH 时。可去除水中 CO_2 ,改善絮体沉淀性。还有化学沉淀作用。但渣量大,较难脱水。投配条件较差	干投或湿投,消解时放热,石灰乳需要在搅拌下投加
活化硅胶 $\text{Na}_2\text{O} \cdot x\text{SiO}_2 \cdot y\text{H}_2\text{O}$	适用于低浊低温水,与铁盐、铝盐配合使用,可改良絮体结构,提高滤速,用量过多不利于负电微粒絮凝,用量通过试验确定。适宜中和度 85% ~ 92%,通过试验确定活化时间。给水处理 SiO_2 1 ~ 3mg/L	活化后加水稀释备用,以减慢聚合速度。湿投:0.5% ~ 1.0%

2.5.4.2 混凝剂投配方法

混凝剂可采用干投或湿投。干投法流程是:药剂输送→粉碎→提升→计量→加药混合。湿投法流程是:溶解池→溶液池→定量控制设备→投加设备→混合池。两种投配方法的比较见表 2.5.2。一般采用湿投法较多。湿法投配混凝剂溶液的调配方法及适用条件见表 2.5.3,投加方法比较见表 2.5.4。

表 2.5.2 干式与湿式投药方法的比较

方 法	优 点	缺 点
干投法	<ol style="list-style-type: none"> 1. 设备占地面积小 2. 投配设备无腐蚀问题 3. 药剂较为新鲜 	<ol style="list-style-type: none"> 1. 当用药量大时,需要一套破碎混凝剂设备 2. 当用药量小时,不易调节 3. 药剂与水不易混合均匀 4. 劳动条件差 5. 不适用吸湿性混凝剂
湿投法	<ol style="list-style-type: none"> 1. 容易与水充分混合 2. 适用于各种混凝剂 3. 投量易于调节 4. 运行方便 	<ol style="list-style-type: none"> 1. 设备较复杂,占地面积大 2. 设备易受腐蚀 3. 当要求投药量突变时,投量调整较慢

表 2.5.3 湿法投配混凝剂药液调配方法的适用条件

调配方法	适 用 条 件	一 般 规 定
水力	<ol style="list-style-type: none"> 1. 易溶解的混凝剂 2. 可利用给水系统的压力 (约 $1.96 \times 10^5 \text{Pa}$), 节省能耗 	<ol style="list-style-type: none"> 1. 混凝剂调配槽容积约为混凝剂的 3 倍 2. 系统水压力需 $2 \times 10^5 \text{Pa}$
机械	各种水量和混凝剂	搅拌叶轮可用电机带动或水轮带动,桨板转速 70 ~ 140r/min, 设备防腐
压缩空气	较大水量和各种不同的混凝剂	鼓风强度 $8 \sim 10 \text{L}/(\text{s} \cdot \text{m}^2)$; 管内气速 10 ~ 15m/s; 孔眼流速 20 ~ 30m/s; 孔眼 3 ~ 4mm 不宜作较长时间的石灰乳连续搅拌

表 2.5.4 各种投药方式的比较

方式	作用原理	优缺点	适用情况
重力投加	建造高位药液池, 利用重力作用把药剂投入加药点如图	优点: 管理操作较简单, 投加安全可靠 缺点: 必须建高位池	适用于中小型污水或自来水处理厂 输液管线不宜过长, 以免沿程水头损失过大, 防止在管线中絮凝
压力投加	水射器 利用高压水在水射器喷嘴处形成的负压将药液射入压力管	优点: 设备简单, 使用方便, 不受溶液池高程所限 缺点: 效率较低, 如药液浓度不当, 可能引起堵塞	适用于不同规模的污水处理厂和自来水厂 水射器来水压力 $\geq 2.5 \times 10^5 \text{ Pa}$
	加药泵 泵在溶液池内直接吸取药液, 加入压力水管内	优点: 可以定量投加, 不受压力管压力所限 缺点: 价格较贵, 泵易引起堵塞, 养护较麻烦	适用于大中型污水处理厂或自来水厂

2.5.5 专用设备

2.5.5.1 投配设备

(1) 干式投配设备 须配备混凝剂的粉碎设备, 一般应具有每小时投配 5kg 以上的规模。

① 容量式投配设备 (图 2.5.5) 只限于粉状混凝剂。以容量计算, 边投配边计量。质量稳定时, 误差约 5%。

② 重力式投配设备 (图 2.5.6) 靠重力投加, 边投配边计量。投配误差 1% 左右。

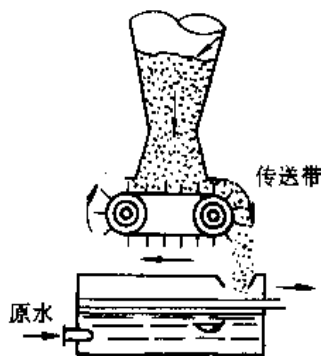


图 2.5.5 干式容量式投配设备

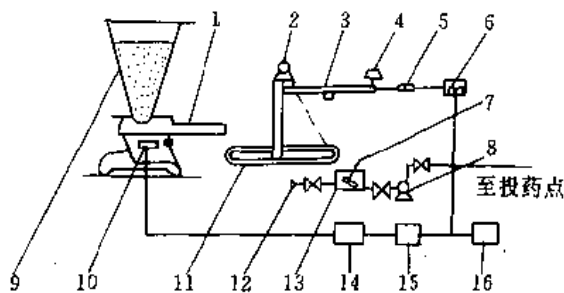


图 2.5.6 重力式干式连续投配设备

- 1—混凝剂输送机; 2—传动电动机; 3—磅秤; 4—重锤; 5—可动铁片;
6—检验线圈; 7—搅拌机; 8—投配泵; 9—漏斗; 10—振动调节器;
11—传送带; 12—溶药用水; 13—溶解槽; 14—闸流管;
15—相位变换部分; 16—手动调节器

(2) 湿式投配设备 须配置一套溶解、搅拌、定量控制和投配设备。

① 重力投配设备 可直接将混凝剂溶液投入管道内或水泵吸水喇叭口处 (图 2.5.7)。

② 罐式投配设备 (图 2.5.8) 限于明矾和结晶碳酸钠。混凝剂充填在罐内, 并溶解成溶液。依水的流量按比例投加, 投加量不够准确。

③ 虹吸式定量投配设备 (图 2.5.9) 改变虹吸管进口和出口高度之差 (H), 控制投量。

④ 水射器投配设备 (图 2.5.10) 用水射器向压力管道内投药。水射器结构和规格见图 2.5.11 和表 2.5.5。

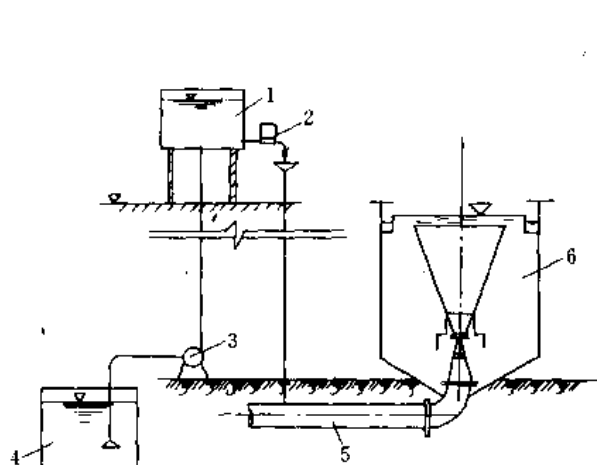


图 2.5.7 重力式湿式投加设备
1—溶液箱；2—投药箱；3—提升泵；
4—溶液池；5—原水进水管；6—澄清池

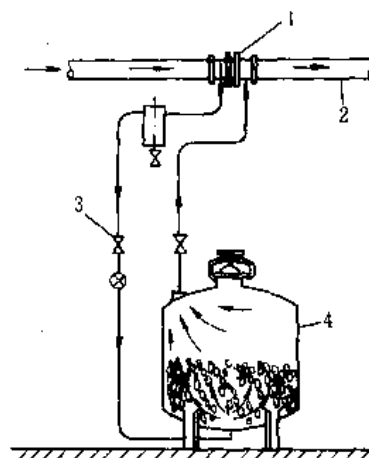


图 2.5.8 罐式投配设备
1—孔板；2—干管；3—控制阀门；
4—混凝剂溶液罐

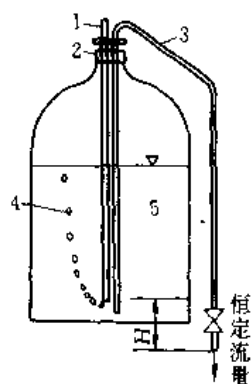


图 2.5.9 虹吸定量投配设备
1—通气管；2—密封瓶口；3—虹吸管；4—空气泡；5—药剂溶液；6—溶液箱；
7—空气管；8—流量标尺；9—液位报警器；10—密闭投药箱；11—漏斗

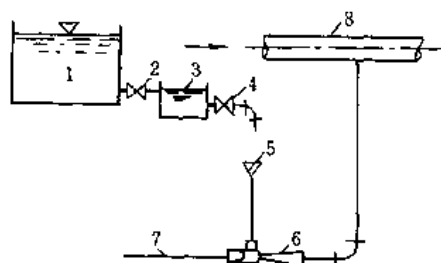


图 2.5.10 水射器投配系统
1—混凝剂溶液槽；2、4—阀门；3—投配混凝剂槽；
5—漏斗；6—水射器；7—高压水管；8—原水水管

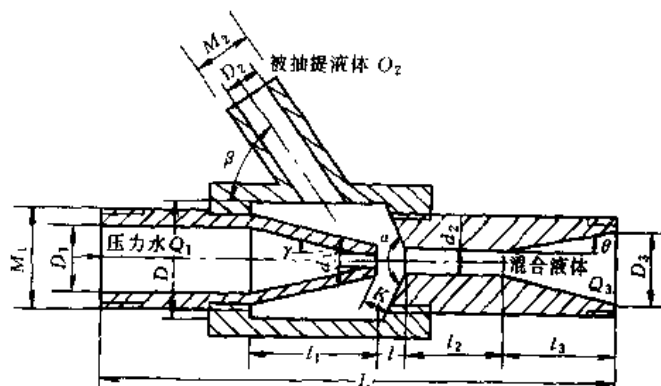


图 2.5.11 水射器结构图

表 2.5.5 水射器标准图号、规格及适用条件

名 称	标准图号	规 格	主要尺寸/mm					适用条件
			L	$M_1(\text{in})$	$M_2(\text{in})$	d_1	d_2	
投药用水射器	S34641--15.16	0.05L/S	170	G $\frac{3}{4}$	G $\frac{1}{2}$	2.8	4.1	1. 加药点距离较远时 2. 向不高于 0.1MPa 的压力管内加注药液, 进水压力 0.25MPa 3. 抽提溶液吸口压力水头为 0
	S34641--17.18	0.075L/S	175	G $\frac{3}{4}$	G $\frac{1}{2}$	3.4	5	
	S34641--19.20	0.10L/S	195	G1	G $\frac{1}{2}$	3.9	5.8	
	S34641--21.22	0.15L/S	243	G1 $\frac{1}{4}$	G $\frac{1}{2}$	4.9	7.2	
	S34641--23.24	0.20L/S	242	G1 $\frac{1}{4}$	G $\frac{3}{4}$	5.5	8.1	
抽提输送用水射器	S34641--25.26	抽提液位总高差 5~8m 时, 抽提流量 3.8~1.9m ³ /h	350	G1 $\frac{1}{2}$	G1	8	16.7	1. 用以代替各种耐酸泵提升药液, 可避免泵轴的腐蚀 2. 要求抽吸高度 $\leq 1.2\text{m}$, 出口压力 $\leq 4.2\text{m}$
抽吸真空用水射器	S34641--27.28		395	G1 $\frac{1}{2}$	G $\frac{1}{2}$	12	25	1. 可用于水泵的真空引水、曝气池充氧, 气浮池溶气 2. 进水压力 0.25MPa, 压力水流量 9m ³ /h, 最大抽吸高度约 10m

⑤ 计量泵投配设备 (图 2.5.12) 用柱塞泵或螺杆泵定量投加, 改变柱塞行程控制投药量。适于向压力管道或容器内投药。

⑥ 石灰消化投加系统如图 2.5.13 所示。

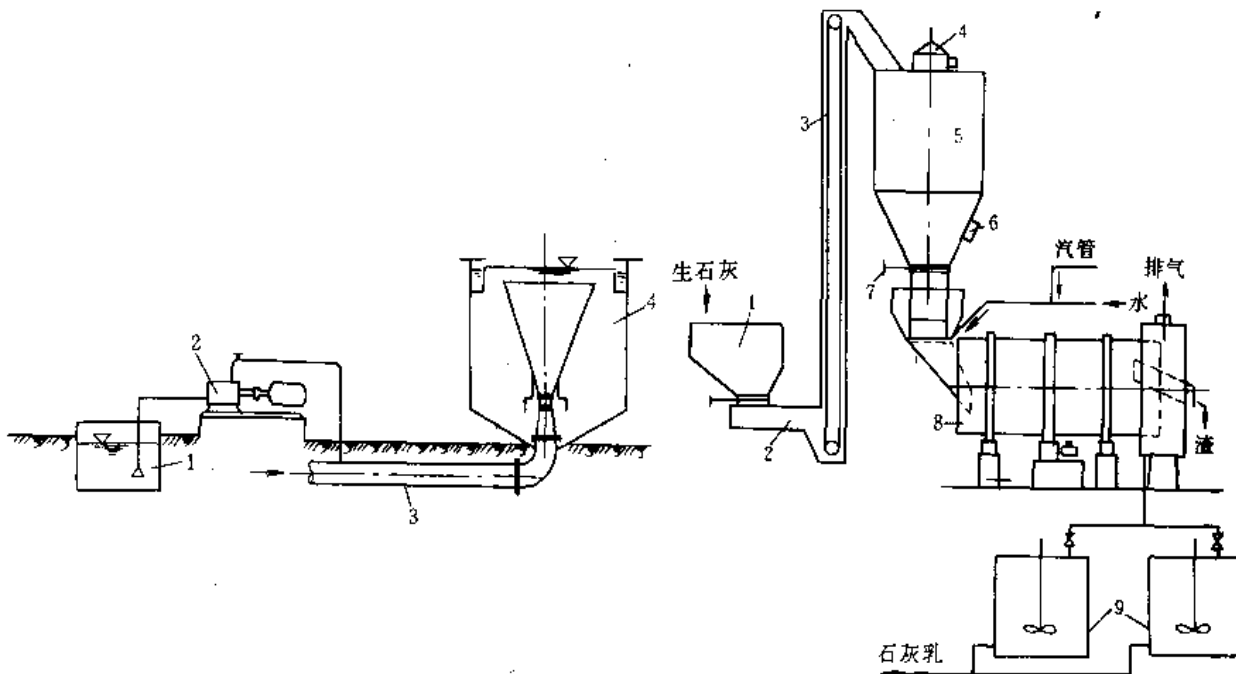


图 2.5.12 计量泵压力投加

1—溶液池; 2—计量泵; 3—原水进水管; 4—澄清池

图 2.5.13 石灰投加系统

1—受料槽; 2—电磁振动输送机; 3—斗式提升机;
4—料仓过滤器; 5—料仓; 6—振动器;
7—插板阀; 8—消石灰机; 9—搅拌罐

2.5.5.2 计量设备

(1) 浮子-苗嘴(孔板)计量系统(图 2.5.14) 利用药液出口(苗嘴或孔板)处的水头(H)恒定,槽底管口流量不变原理,通过改变苗嘴孔径来控制投药量(各种浮杯、孔口结构详见标准图 S346)。

(2) 浮球阀计量系统(图 2.5.15) 利用槽内浮球阀与槽底管口高差(H)恒定,槽底管口流量不变原理,通过改变池底管口苗嘴或孔板的孔径来控制投药量。

(3) 转子流量计计量系统 根据投药量大小,选择合适转子流量计。

(4) 三角堰计量系统(图 2.5.16) 适用于大、中流量计量。

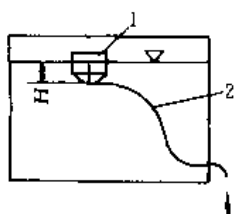


图 2.5.14 浮子-苗嘴(孔板)计量系统
1—浮子; 2—软管(重力流); 3—透气管; 4—出流孔口

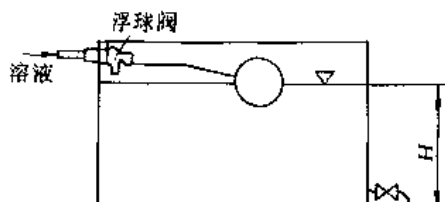


图 2.5.15 浮球阀计量系统

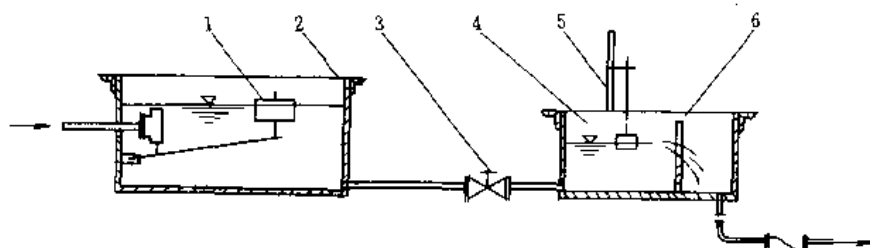


图 2.5.16 三角堰计量系统
1—浮球阀; 2—恒位箱; 3—调节阀; 4—计量槽; 5—浮球标尺; 6—三角堰板

2.5.5.3 混合与反应设备

(1) 混合设备 几种混合设备的比较见表 2.5.6。

表 2.5.6 几种混合设备的比较

混合池型式	优点	缺点	适用条件
桨板式机械混合槽	混合效果良好,水头损失较小	维护管理较复杂,1m ³ 设备容量需耗动力0.175kW	各种水量
分流隔板混合槽	混合效果较好	水头损失大,占地面积大	大中水量
水泵混合	设备简单、混合较为充分,效果好,不另外消耗动能	管理较复杂,特别是在吸水管较多时,不宜在距离太长时使用	各种水量

① 机械搅拌混合 (图 2.5.17) 按搅拌器分为桨式(螺旋桨式、平直叶桨式、涡轮式和直叶桨框式)和船舶推进式。搅拌器线速: 桨式 1.5~3m/s; 推进式 5~15m/s。混合搅拌时间(t)一般为 10~30s, 工业应用常取 2min。搅拌池流量 Q 不限, 有效容积 $V = Qt$, 池深 2~5m, 液面高度 $H = 4V/(\pi D^2)$ 。计算见表 2.5.7。

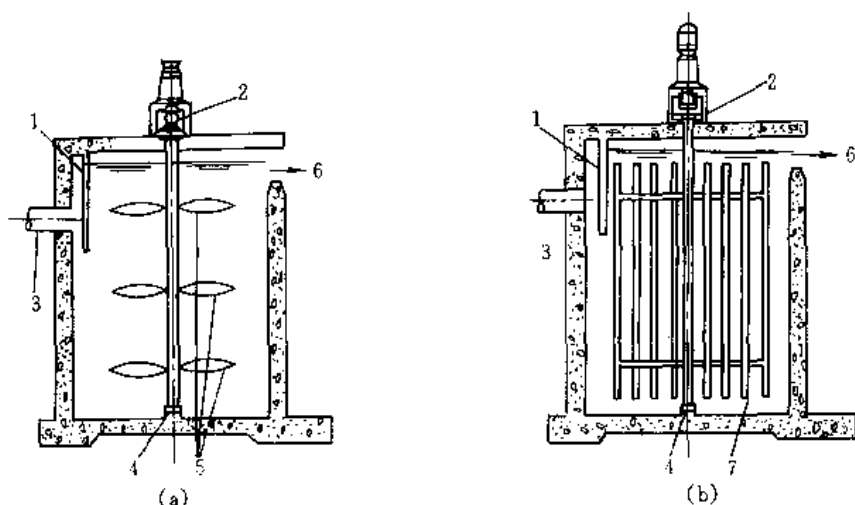


图 2.5.17 机械搅拌混合

(a) 螺旋桨式; (b) 直桨叶式

1—挡板; 2—电机; 3—进水管; 4—轴座; 5—旋转叶片; 6—旋转桨

表 2.5.7 机械搅拌混合反应池的计算式

计 算 公 式	符 号 说 明
混合池容积 V/m^3 $V = \frac{QT}{60n}$	Q ——设计流量, m^3/h T ——混合时间, min , $T = 1 \text{ min}$ n ——池数, 个
垂直轴转速 $n_0/(\text{r}/\text{min})$ $n_0 = \frac{60v}{\pi D_0}$	v ——桨板外缘线速度, $1.5 \sim 3 \text{ m/s}$
需要轴功率 N_1/kW $N_1 = \frac{\mu VG^2}{1000}$	μ ——水的动力粘度, $\text{N} \cdot \text{s}/\text{m}^2$ G ——设计速度梯度, $500 \sim 1000 \text{ s}^{-1}$
计算轴功率 N_2/kW $N_2 = C \frac{\gamma \omega^3 ZeBR_0^4}{408g}$	C ——阻力系数, $0.2 \sim 0.5$ γ ——水的容重 $1000 \text{ kg}/\text{m}^3$ ω ——旋转的角速度, 弧度/ s , $\omega = \frac{2v}{D_0}$ Z ——搅拌器叶数 e ——搅拌器层数 B ——搅拌器宽度, m R_0 ——搅拌器半径, m
调整, 使 $N_1 \approx N_2$ $N_3 = \frac{N_2}{\sum \eta_n}$	如 N_1 与 N_2 相差甚大, 则需改用推进式搅拌器 N_3 ——电动机功率, kW $\sum \eta_n$ ——传动机械效率, 一般取 0.85

② 水力混合 分流隔板混合槽 (图 2.5.18), 隔板间距一般为 $0.6 \sim 1 \text{ m}$, 流速大于 1.5 m/s , 转弯处的过水断面面积为平流部分过水断面面积的 $1.2 \sim 1.5$ 倍。管道静态混合器 (图 2.17.23 ~ 图 2.17.25)。

③ 水泵混合 混凝剂加入水泵吸水井或吸水管内 (图 2.5.19), 利用水泵叶轮转动产生的水流紊动达到混合的目的。注意防止混凝剂对泵的腐蚀作用, 在水泵吸入口和出水管内壁涂加耐腐蚀材料。

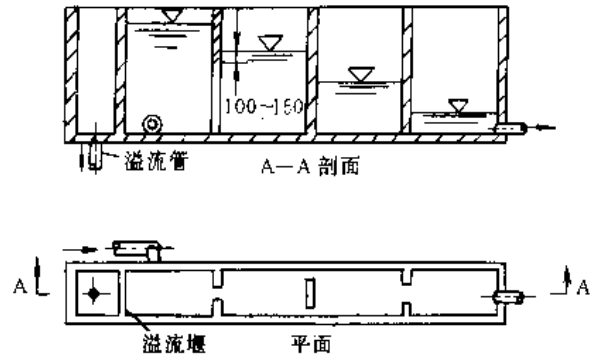


图 2.5.18 分流隔板式水力混合池

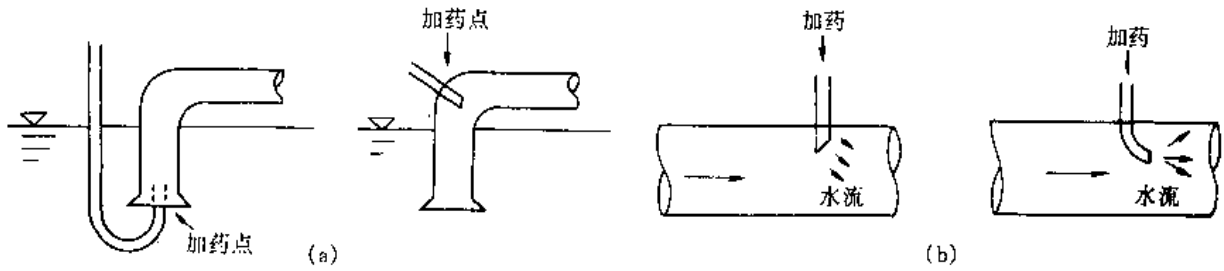


图 2.5.19 水泵混合的加药位置

(a) 泵前加药点位置; (b) 管道加药口示意图

几种混合设备的设计要点见表 2.5.8。

表 2.5.8 几种混合设备的设计要点

形 式	图 示	特 点 和 设 计 要 点
1. 隔板混合池		<ol style="list-style-type: none"> 1. 利用水体曲折行进所产生的湍流进行混合 2. 一般为设有三块隔板的窄长形水槽, 两道隔板间的距离为槽宽的 2 倍 3. 最后一道隔板后的槽中水深不少于 0.4~0.5m, 该处的槽中流速 v 为 0.6m/s 4. 缝隙处的流速 v_0 为 1m/s, 每个缝隙处的水头损失为 $0.13v_0^2/m$; 一般其总水头损失为 0.39m 5. 为避免进入空气, 缝隙必须具有淹没水深 100~150mm
2. 跌水混合池		<ol style="list-style-type: none"> 1. 利用水流在跌落过程中产生的巨大冲击达到混合的效果 2. 其构造为在混合池的输水管上加装一活动套管, 混合的最佳效果可由调节活动套管的高低来达到 3. 套管内外水位差, 至少应保持 0.3~0.4m, 最大不超过 1m
3. 水跃式混合池		<ol style="list-style-type: none"> 1. 适用于有较多水头的大、中型水厂, 利用 3m/s 以上的流速迅速流下时所产生的水跃进行混合 2. 水头差至少要在 0.5m 以上

形 式	图 示	特 点 和 设 计 要 点
4. 涡流式混合池		<ol style="list-style-type: none"> 1. 适用于中小型水厂, 特别适合于石灰乳的混合, 其单池处理能力不大于 $1200 \sim 1500 \text{ m}^3/\text{h}$ 2. 其平面形状呈正方形或者圆形, 与此相适应的下部呈倒金字塔形或者圆锥形, 其中心角 α 为 $30^\circ \sim 45^\circ$ 3. 进口处上升流速 $1 \sim 1.5 \text{ m/s}$, 混合池上口处流速为 25 mm/s 4. 停留时间 $\leq 2 \text{ min}$, 一般可采用 $1 \sim 1.5 \text{ min}$
5. 穿孔混合池		<ol style="list-style-type: none"> 1. 适用于 $1000 \text{ m}^3/\text{h}$ 以下的水厂, 不适用于石灰乳或者有较大渣子的药剂混合, 以免石灰粒子或渣子堵塞孔眼 2. 为设有三块隔板的矩形水槽, 板上具有较多的孔眼, 以造成较多的涡流 3. 最后一道隔板后的槽中水深最少 $0.4 \sim 0.5 \text{ m}$; 该处的槽中流速 v 一般采用 0.6 m/s 4. 两道隔板间的距离等于槽宽 5. 为避免进入空气, 孔眼必须具有淹没水深 $100 \sim 150 \text{ mm}$; 孔眼处的流速 v_0 可取 1 m/s, 孔眼直径 d 一般采用 $20 \sim 120 \text{ mm}$, 孔眼距为 $(1.5 \sim 2)d$
6. 廊道式隔板混合池		<ol style="list-style-type: none"> 1. 适用于规模大于 $30000 \text{ m}^3/\text{d}$ 的水厂 2. 隔板数为 $6 \sim 7$ 块, 隔板间距不小于 0.7 m, 停留时间 1.5 min 3. 水在隔板间的流速 v 约为 0.9 m/s 4. 混合池的水头损失 h: $h = 0.15 v^2 s$ 式中 s ——转弯数

(2) 反应设备 各种反应设备比较见表 2.5.9。

表 2.5.9 常用反应设备的比较

反应池型式	优 点	缺 点	适用条件
平流式与竖流式隔板反应池	反应效果好, 构造简单, 施工方便	容积较大 水头损失大	水量大于 $1000 \text{ m}^3/\text{h}$ 且变化较小
回转式隔板反应池	反应效果良好, 水头损失较小, 构造简单, 管理方便	池较深	水量大于 $1000 \text{ m}^3/\text{h}$ 且变化较小, 改建或扩建旧有设备
涡流反应池	反应时间短, 容积小, 造价低	池较深 截头圆锥形池底难于施工	水量小于 $1000 \text{ m}^3/\text{h}$
机械反应池	反应效果好, 水头损失小, 可适应水质水量的变化	部分设备处于水下, 维护较难	各种水量

① 隔板反应池。平流、竖流隔板或回转式隔板反应池（图 2.5.20）：在水流渠道内设置隔板，使水流在其中上下或迂回流动，且流速逐渐减小，形成粗大絮体。设计要求与隔板混合池相同。设计要点：池数不少于 2 个，反应时间 20~30min。池内流速按变速（改变隔板间距）计算，进口流速 0.5~0.6m/s，出口流速 0.2~0.3m/s。超高 0.3m。隔板转弯处的过水断面积，应为平直段的 1.2~1.5 倍。池底向排泥口坡度为 2%~3%。计算见表 2.5.10。

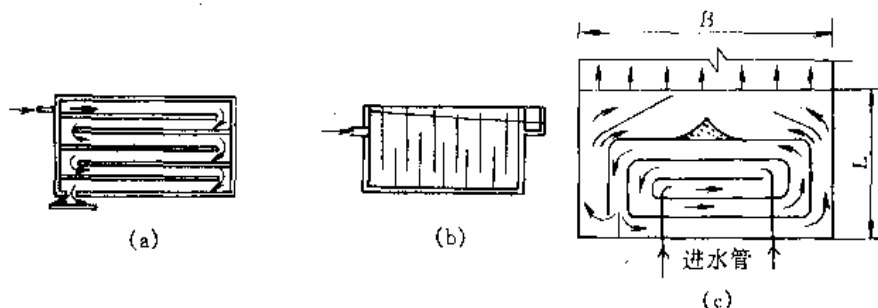


图 2.5.20 隔板反应池

(a) 平流隔板；(b) 竖流隔板；(c) 回转式隔板

表 2.5.10 隔板反应池的设计计算

计 算 公 式	设计数据及符号说明
总容积 V/m^3 $V = \frac{QT}{60}$	Q ——设计水量, m^3/h T ——反应时间, min
每池平面面积 F/m^2 $F = \frac{V}{nH_1} + f$	H_1 ——平均水深, m n ——池数, 个 f ——每池隔板所占面积, m^2
池子长度 L/m $L = \frac{F}{B}$	B ——池子宽度, 一般采用与沉淀池等宽, m
隔板间距 a_n/m $a_n = \frac{Q}{3600nv_nH_1}$	v_n ——该段廊道内流速, m/s
各段水头损失 h_n/m $h_n = \xi S_n \frac{v_0^2}{2g} + \frac{v_n^2}{C_n^2 R_n} l_n$	v_0 ——该段隔板转弯处的平均流速, m/s S_n ——该段廊道内水流转弯次数 R_n ——廊道断面的水力半径, m C_n ——流速系数, 根据 R_n 及池底、池壁的粗糙系数 n 等因素确定
总水头损失 h/m $h = \sum hn$	ξ ——隔板转弯处的局部阻力系数, 往复隔板为 3.0, 回转隔板为 1.0 l_n ——该段廊道的长度之和, m 按各廊道内的不同流速, 分成数段分别进行计算后求和
平均速度梯度 $G/(1/\text{s})$ $G = \sqrt{\frac{\gamma h}{60\mu T}}$	γ ——水的容重 $1000\text{kg}/\text{m}^3$ μ ——水的动力粘度, $\text{kg}\cdot\text{s}/\text{m}^2$

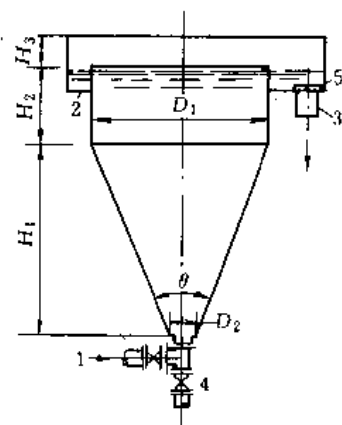


图 2.5.21 涡流式反应池

1—进水管；2—周边集水槽；3—出水管；
4—放水阀；5—格栅

② 涡流式反应池 (图 2.5.21)。池体呈锥形，底部锥角 $30^\circ \sim 45^\circ$ ，锥体面积逐渐增大，上端设周边集水槽。水流由池底涡旋而上，上升流速由大逐渐减小，形成粗大絮体。设计要点：反应时间 $6 \sim 10\text{min}$ ，入口流速 0.7m/s ，上端圆柱部分的上升流速 $4 \sim 6\text{m/s}$ 。每米工作水头损失为 $0.02 \sim 0.05\text{m}$ 。计算见表 2.5.11。

③ 机械搅拌反应池 (图 2.5.22)。按安装方式分为立式和卧式机械反应池。

木制搅拌桨叶宽 $100 \sim 300\text{mm}$ ，桨叶总面积小于反应池截面积的 $10\% \sim 20\%$ 。桨叶上端在水面以下 0.3m ，叶片下端距池底 0.5m 。反应搅拌挡数，一般设 $3 \sim 6$ 挡。搅拌桨叶中心处线速度 (相当于池内水平流速)，一般由第一挡的 $0.5 \sim 0.6\text{m/s}$ 逐渐减小至 $0.1 \sim 0.2\text{m/s}$ ，最大不超过 0.3m/s 。各挡搅拌速度梯度值 G ，一般取 $20 \sim 30\text{s}^{-1}$ 。计算见表 2.5.12。

④ 折板反应池。

折板反应是近几年在国内发展起来的一种新型反应形式，它是利用在池中加入一些扰流单元以达到絮凝所要求的紊流状态，使能量损失得到充分利用，能耗与药耗有所降低，停留时间缩短。折板反应具有多种形式，常用的有多通道和单通道的平折板、波纹板等。折板反应池可布置成竖流或平流式，目前以采用竖流式为多。折板反应池要设排泥设施。

表 2.5.11 涡流式反应池的设计计算

计 算 公 式	设计数据及符号说明
圆柱部分面积 f_1/m^2 $f_1 = \frac{Q}{3.6nv_1}$	v_1 ——上部圆柱部分上升流速， mm/s Q ——设计水量， m^3/h n ——池数，个
圆柱部分直径 D_1/m $D_1 = \sqrt{\frac{4f_1}{\pi}}$	f_1 ——圆柱部分面积， m^2
圆锥底部面积 f_2/m^2 $f_2 = \frac{Q}{3600nv_2}$	v_2 ——底部入口处流速， m/s
圆锥底部直径 D_2/m $D_2 = \sqrt{\frac{4f_2}{\pi}}$	f_2 ——圆锥底部面积， m^2
圆柱部分高度 H_2/m $H_2 = \frac{D_1}{2}$	D_1 ——圆柱部分直径， m
圆锥部分高度 H_1/m $H_1 = \frac{D_1 - D_2}{2} \cot \frac{\theta}{2}$	θ ——底部锥角 (度)
每池容积 V/m^3 $V = \frac{\pi}{4} D_1^2 H_2 + \frac{\pi}{12} (D_1^2 + D_1 D_2 + D_2^2) H_1 + \frac{\pi}{4} D_2^2 H_3$	H_3 ——池底部立管高度， m

续表

计 算 公 式	设计数据及符号说明
反应时间 T/min $T = \frac{60}{q}$	q —— 每池设计水量, m^3/h
水头损失 h/m $h = h_0(H_1 + H_2 + H_3) + \xi \frac{v^2}{2g}$	h_0 —— 每米工作高度的水头损失, m ξ —— 进口局部阻力系数 v —— 进口流速, m/s

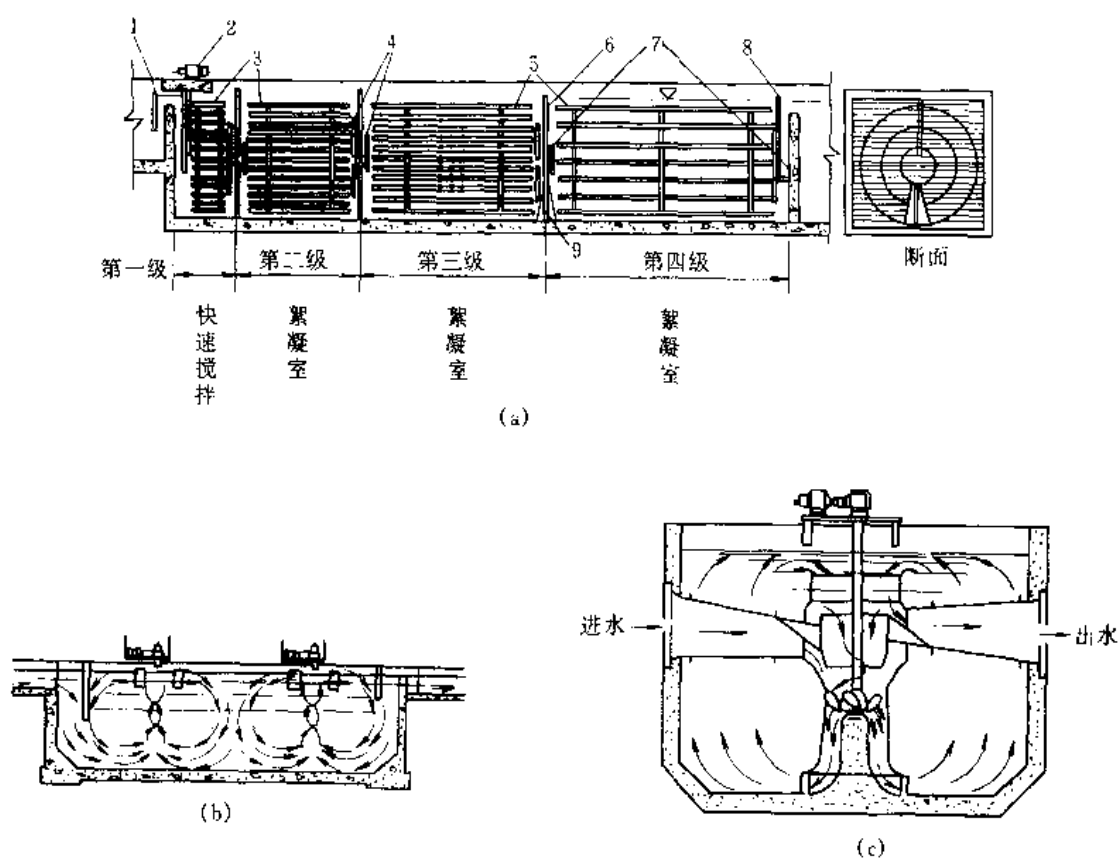


图 2.5.22 机械搅拌反应池

(a) 横轴桨板四级机械絮凝池; (b) 竖轴表面机械絮凝池; (c) 竖轴中心管式机械絮凝池
 1—进水口; 2—电机; 3、5—桨板; 4—圆形挡板; 6—挡板; 7、8—出水口; 9—混凝土轴座

表 2.5.12 机械搅拌反应池的设计计算

计 算 公 式	设计数据及符号说明
每池容积 V/m^3 $V = \frac{QT}{60n}$	Q —— 设计水量, m^3/h T —— 反应时间, 一般为 15~20min n —— 池数, 个
水平轴式池子长度 L/m $L \geq \alpha ZH$	α —— 系数 一般采用 1.0~1.5 Z —— 搅拌轴排数, 3~4 排

计 算 公 式	设 计 数 据 及 符 号 说 明
水平轴式池子宽度 B/m $B = \frac{W}{LH}$	H ——平均水深, m
搅拌器转数 $n_0/(r/min)$ $n_0 = \frac{60v}{\pi D_0}$	v ——叶轮桨板中心点线速度, m/s D_0 ——叶轮桨板中心点旋转直径, m
每个叶轮旋转时克服水的阻力所消耗的功率 N_0/kW $N_0 = \frac{\gamma k \omega^3}{408} (r_2^4 - r_1^4)$ $\omega = 0.1 n_0$ $k = \frac{\psi \gamma}{2g}$	γ ——每个叶轮上的桨板数目, 个 l ——桨板长度, m r_2 ——叶轮半径, m r_1 ——叶轮半径与桨板宽度之差, m ω ——叶轮旋转的角速度, 弧度/s k ——系数 γ ——水的容量为 $1000kg/m^3$ ψ ——阻力系数, $\psi = 1.10 \sim 2.00$
转动每个叶轮所需电动机功率 N/kW $N = \frac{N_0}{\eta_1 \eta_2}$	η_1 ——搅拌器机械总效率采用 0.75 η_2 ——传动效率采用 0.6~0.95

注: 水平轴如为水平穿壁则还需另加 0.735kW 消耗于填料函和轴承的损失。

竖流式平折板反应池适用于中、小水厂, 折板可采用钢丝网水泥板或其他材质制作。

平折板反应池一般分为三段 (也可多于三段)。三段中的折板布置可分别采用相对折板、平行折板及平行直板, 见图 2.5.23 所示。

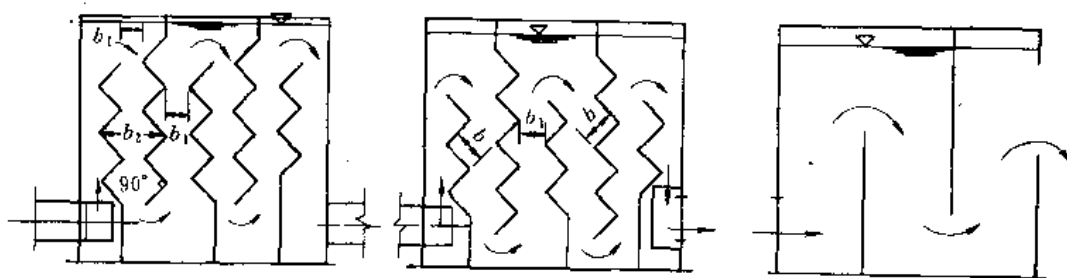


图 2.5.23 折板反应布置

各段的 G 和 T 值可参照下列数据:

第一段 (相对折板)

$$G = 100 S^{-1}, T \geq 120 S。$$

第二段 (平行折板)

$$G = 50 S^{-1}, T \geq 120 S。$$

第三段 (平行直板)

$$G = 25 S^{-1}, T \geq 120 S。$$

$$GT \text{ 值} \geq 2 \times 10^4$$

第一、二段折板夹角可采用 90° ; 折板宽度 $b = 0.5m$; 折板长度为 $0.8 \sim 1.0m$; 第二段平行折板的间距等于第一段相对折板的峰距。

2.5.6 操作管理

2.5.6.1 混凝剂的配制

混凝剂的配制先在溶解池充分分散溶解, 再送入溶液池内稀释成规定浓度。

(1) 无机及其聚合物的配制 配制的混凝剂稀溶液数量 (v/m^3), 一般宜在一个班内用完。配制混凝剂

原药的数量 (M/kg) 可按下式计算:

$$M = CV \times 1000$$

式中 C ——要配制的混凝剂的投加浓度, mg/L 。

(2) 部分水解聚丙烯酰胺 (PHP) 的配制 水解度 ($\beta/\%$) 是指水解时, 聚丙烯酰胺 (PAM) 分子中酰胺基转换成羧基的百分比, 一般 β 取 $20\% \sim 30\%$ 。由于羧基数量测定困难, 工程实践中采用水解比 γ 来表征水解度。水解比 γ 为: $\gamma = \text{NaOH 质量} / \text{PAM 质量}$ 。

生产实践表明, γ 取 20% 为宜。 γ 值过大, 水解速度过快, NaOH 用量大, 费用高; 过小, 反应不足, 助凝效果差。水解时间取 $2 \sim 4\text{h}$ 。配制过程中, PAM 先配制成 0.5% , 水解后再稀释成 0.1% 。

2.5.6.2 日常管理

① 每班应观察并记录矾花生成情况, 并将之与历史资料比较, 发现异常应及时判明原因, 采取相应对策; ② 定期清洗加药设备; ③ 定期核算混合反应池的 GT 值, 检查系统的腐蚀情况; ④ 防止药剂变质失效 (如 FeSO_4); ⑤ 定期进行沉降试验和烧杯搅拌试验, 检查是否为最佳投药量; ⑥ 连续或定期检测水温、 pH 、浊度、 SS 、 COD 等水质指标。

2.5.6.3 异常现象、原因与对策 (表 2.5.13)

表 2.5.13 混凝工艺异常现象分析与对策

异常现象	原因与对策
1. 反应池末端絮体正常, 沉淀池出水携带絮体	1. 沉淀池超负荷。增加运行池数, 降低表面水力负荷 2. 水流短路。查明短路原因 (死角、密度流), 采取整流措施
2. 反应池末端絮体细小, 沉淀池出水浑浊	1. 进水碱度偏低, 补充碱度 2. 混凝剂投量不足, 增加用量 3. 水温降低, 改用无机高分子混凝剂等受水温影响小的混凝剂 4. 混凝条件改变。采用水力混合时, 流量减少, 混凝剂混合强度减小, 提高混合强度; 反应池内大量集泥, 絮凝时间缩短, 排除集泥
3. 反应池末端絮体松散, 沉淀池出水清澈 (浑浊), 出水携带絮体 (浑浊)	混凝剂投加过量。降低混凝剂投加量

2.6 澄 清

2.6.1 适用对象

澄清池主要用于给水处理, 也可用于废水处理, 去除原水中的胶体 (特别是无机性胶体) 颗粒。在澄清池中能同时实现混凝剂与原水的混合、反应和絮体沉淀分离三种过程。它利用接触凝聚原理, 在池中让已经生成的絮体悬浮起来形成悬浮泥渣层 (接触凝聚区), 其中悬浮物浓度约在 $3 \sim 10\text{g/L}$, 当投加混凝剂的原水通过它时, 水中新生成的微絮粒被迅速吸附在悬浮泥渣上, 从而能够达到良好的去除效果。澄清池的效率取决于泥渣悬浮层的活性与稳定, 因此, 保持泥渣处于悬浮、浓度均匀、活性稳定的工作状态是所有澄清池的共同要求。

澄清池具有处理效果好、生产效率高、药剂用量节约、占地面积少等优点, 设计已标准化, 缺点是设备结构较复杂。

2.6.2 各型特点

根据泥渣与废水接触方式的不同, 澄清池可分为泥渣悬浮型和泥渣循环型两类。前者利用进水的位能连续地或周期地冲起泥渣, 使其悬浮, 并截留原水中的小絮体, 多余的泥渣经沉淀浓缩后排出, 主要形式有悬浮澄清池和脉冲澄清池。后者利用搅拌机或射流器让泥渣在竖直方向上不断循环, 在循环过程中捕集水中的微小絮粒, 并在分离区加以分离, 典型设备有机械搅拌澄清池和水力循环澄清池。

几种常用澄清池的特点和适用条件见表 2.6.1。

表 2.6.1 常用澄清池的特点和适用条件

类 型	特 点	应 用 条 件
机械搅拌澄清池	处理效率高，单位面积产水量大；处理效果稳定，适应性较强。但需要机械搅拌设备；维修较麻烦	进水悬浮物含量 < 5000mg/L，短时间内允许 5000 ~ 10000mg/L；适用于中、大型水处理厂
水力循环澄清池	无机械搅拌设备；构筑物简单。 但投药量较大；对水质、水温变化适应性差；水头损失较大	进水悬浮物含量 < 2000mg/L，短时间内允许 5000mg/L； 适用于中、小型水处理厂
脉冲澄清池	混合充分，布水均匀；池深较浅。 需要一套抽真空设备。虹吸式水头损失较大，脉冲周期较难控制；对水质、水量变化适应性较差；操作管理要求较高	进水悬浮物含量 < 3000mg/L，短时间允许 5000 ~ 10000mg/L，适用于各种规模水处理厂
悬浮澄清池	无穿孔底板式构造较简单。双层式加悬浮层，底部开孔，能处理高浊度原水，但需设气水分离器。双层式池深较大；对水质、水量变化适应性较差；处理效果不够稳定	单层池：适用于进水悬浮物含量 < 3000mg/L 双层池：适用于进水悬浮物含量 3000 ~ 10000 mg/L 流量变化一般每小时 ≤ 10%； 水温变化每小时 ≤ 1℃

2.6.2.1 机械搅拌澄清池

机械搅拌澄清池，多为圆形钢筋混凝土结构，小型的池子有时也采用钢板结构。主要组成部分有混合区、反应区、导流区和分离区。混合室周围被伞形罩包围，在混合室上部设有涡轮搅拌桨，由变速电机带动涡轮转动，见图 2.6.1。

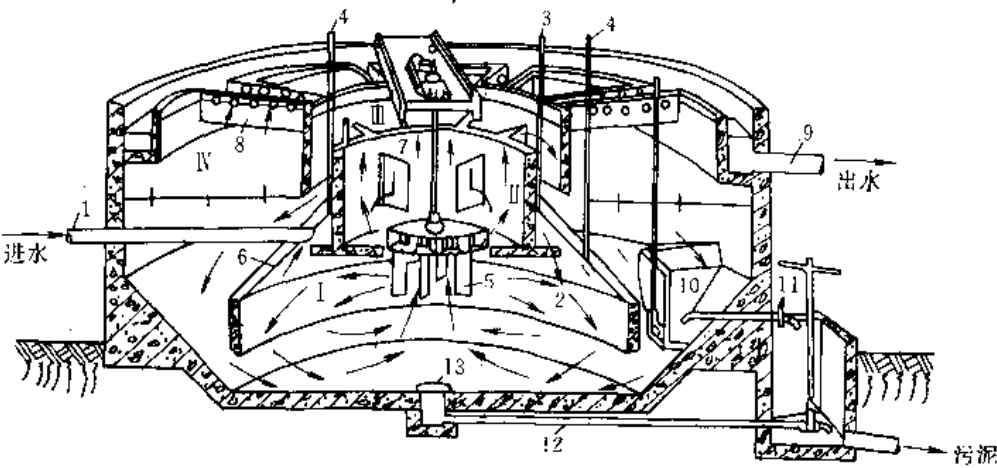


图 2.6.1 机械搅拌澄清池结构透视图

- I——混合反应区；II——反应区；III——导流区；IV——分离区
1—进水管；2—三角配水槽；3—排气管；4—投药管；5—搅拌桨；6—伞形罩；7—导流板；
8—集水槽；9—出水管；10—泥渣浓缩室；11—排泥管；12—排空管；13—排空阀

废水从进水管进入环形配水三角槽，混凝剂通过投药管加在配水三角槽中，再一起流入混合区，在此进行水、药剂和回流污泥的混合。由于涡轮的提升作用，混合后的泥水被提升到反应区，继续进行混凝反应，并溢流到导流区。导流区中有导流板，其作用在于消除反应区过来的环形运动，使废水平稳地沿伞形罩进入分离区。分离区中设有排气管，作用是将废水中带入的空气排出，减少对泥水分离的干扰。分离区面积较大，由于过水面积的突然增大，流速下降，泥渣便靠重力自然下沉，清液由集水槽和出水管流出池外。泥渣少部分进入泥渣浓缩区，定期由排泥管排出，大部分则在涡轮提升作用下通过回流缝回流到混合区。泥渣浓

缩区可设一个或几个, 根据水质和水量而定。为改善分离区的泥水分离条件, 可在分离区增设斜板(管)。

机械搅拌澄清池标准图系列 S774 的主要技术参数见表 2.6.2。

表 2.6.2 机械搅拌澄清池主要技术数据一览表

图纸编号		S774 (一)	S774 (二)	S774 (三)	S774 (四)	S774 (五)	S774 (六)	S774 (七)	S774 (八)
公称水量/(m³/h)		200	320	430	600	800	1000	1330	1800
池径/m		9.80	12.4	14.3	16.9	19.5	21.8	25.0	29.0
池深/m		5.30	5.50	6.00	6.35	6.85	7.20	7.50	8.00
总容积/m³		315	504	677	945	1260	1575	2095	2835
搅 拌 机	型 号	JJ-2	JJ-2L	JJ-2.5	JJ-2.5L	JJ-3.5	JJ-3.5L	JJ-4.5	JJ-4.5L
	电动机功率/kW	3.0	3.0	4.0	4.0	5.5	5.5	7.5	7.5
	叶轮直径/m	2.0	2.0	2.5	2.5	3.5	3.5	4.5	4.5
	叶轮开启度/m	0.11	0.17	0.175	0.245	0.23	0.29	0.30	0.41
刮 泥 机	型 号	JG-6.0	JG-7.5	JG-9.0	JG-10.5	JG-12.0	JG-13.5	JG-15.0	JG-17.0
	电动机功率/kW	0.8	0.8	0.8	0.8	1.5	1.5	1.5	1.5
	刮臂直径/m	6.0	7.5	9.0	10.5	12.0	13.5	15.0	17.0
出水槽形式		环 形		辐射 + 环形					
排泥斗数		二 斗				三 斗			
池底形式		平 底		球 壳					

注: 适用条件

1. 进水悬浮物浓度: 无机机械刮泥一般不超过 1000mg/L , 较短时间内不超过 3000mg/L ; 有机机械刮泥一般不超过 $1000 \sim 5000\text{mg/L}$, 短时间内不超过 10000mg/L ; 如经常超过 5000mg/L 时, 应考虑预沉。
2. 出水悬浮物含量一般不大于 10mg/L , 短时间不大于 20mg/L 。
3. 适用于非保温地区及采暖计算室外气温等于或高于 -12°C 的地区。完工后允许地下水位标高为 2.5m 。
4. 适用于地耐力 $R \geq 9.8 \times 10^4\text{Pa}$; 设计烈度为 8° 以下的地震区。
5. 池型布置有二种: $200\text{m}^3/\text{h}$ 和 $320\text{m}^3/\text{h}$ 时采用直形池壁、平底板池底, 如图 2.6.2 所示; $430 \sim 1800\text{m}^3/\text{h}$ 时采用直筒壳池壁、锥壳、球壳组合池底, 如图 2.6.3 所示。

针对原水水质的不同, 单池生产能力的大小、地耐力及结构的区别, 以及所处地区气候条件的不同等, 除标准图以外机械搅拌澄清池还可设计成其他类型。

(1) 大型坡底机械搅拌澄清池 (如图 2.6.4) 池直径 $D = 36\text{m}$, 为适应水量大、原水浊度较高和浊度变化大的一种大型机械搅拌澄清池。该池设计水量为 $3650\text{m}^3/\text{h}$, 分离区上升流速 $u_2 = 1.2\text{mm/s}$; 总停留时间 $T = 73\text{min}$; 容积比为二反应区:一反应区:分离沉淀区 $= 1:1.14:11.1$ 。运行中实际出水量可达 $4700\text{m}^3/\text{h}$ 。主要设计特点为: ①因原水浊度高, 为避免三角配水槽积泥及出流缝堵塞, 进水采用设在池底部的 $\text{DN}800$ 穿孔布水管; ②池壁构造, 由斜壁改成直壁, 底部为小坡底; ③缩小一反应区, 加大分离区, 在分离区内加刮泥机使之排泥通畅, 刮泥机把沉泥刮集到设在分离区的 $1\text{m} \times 1\text{m}$ 环形集泥槽内浓缩, 环形集泥槽内设有刮片, 不断将泥刮进四个泥斗然后将泥排出池外; ④在一反应区底部有深 2m , 容积为 97m^3 的储砂坑, 内设穿孔排砂管, 作为排砂之用; ⑤二反应区和导流区内设有整流和稳流板各 12 块, 以起到将从叶轮提升出来的水整流和导流作用。

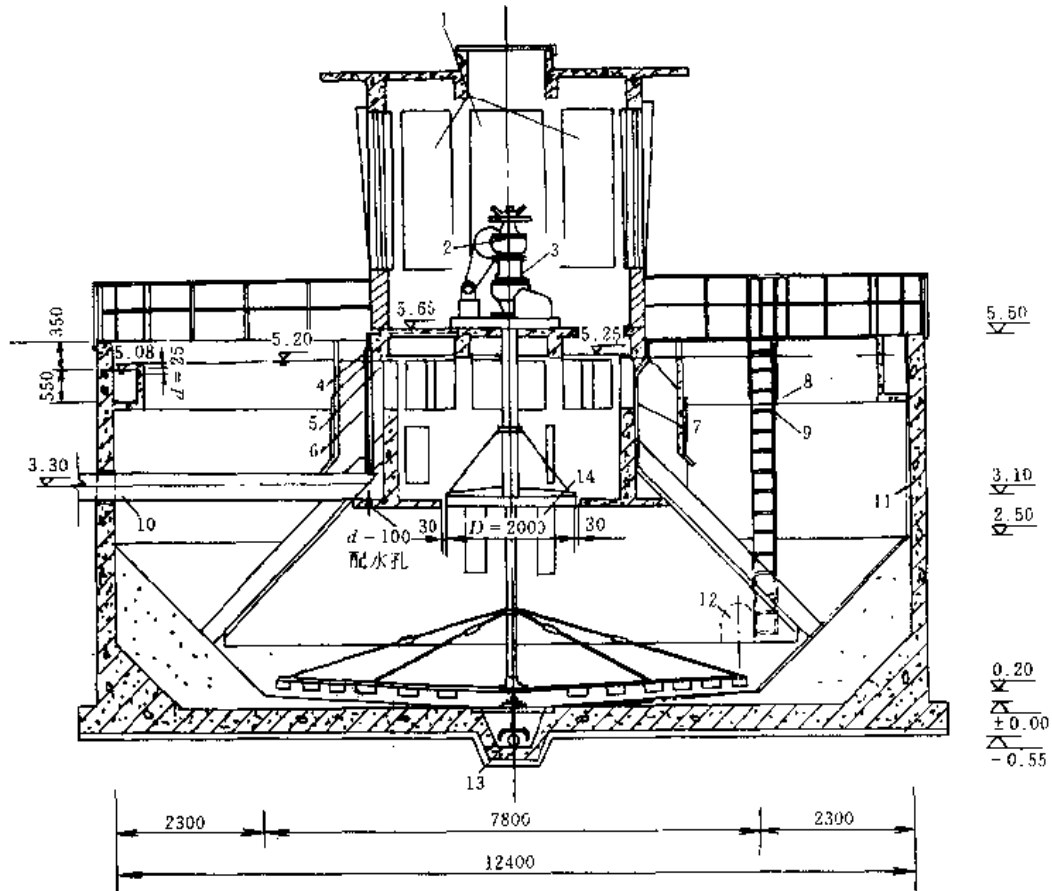


图 2.6.2 平板底机械搅拌澄清池

1—机械间；2—刮泥机；3—搅拌机；4—DN50 套管；5—整流钢板；6—DN25 备用加药管；
7—DN50 排气管；8—环形集水槽；9—爬梯；10—DN400 进水管；11—DN15 水润管；
12—人孔；13—DN200 排空管；14—叶轮

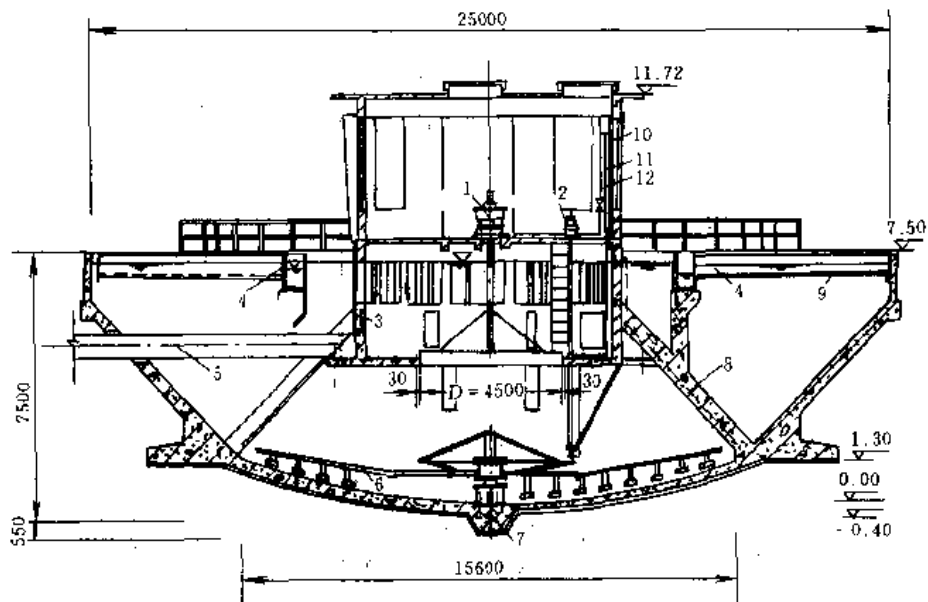


图 2.6.3 锥、球壳底机械搅拌澄清池

1—搅拌机；2—刮泥机；3—DN25 备用加药管；4—DN25 集水孔；5—DN800 进水管；
6—刮泥机刮臂；7—DN300 排空管；8—DN15 水润管；9—集水槽；10—DN20 溢流管；
11—DN20 水润管；12—DN20 恒位水箱给水管

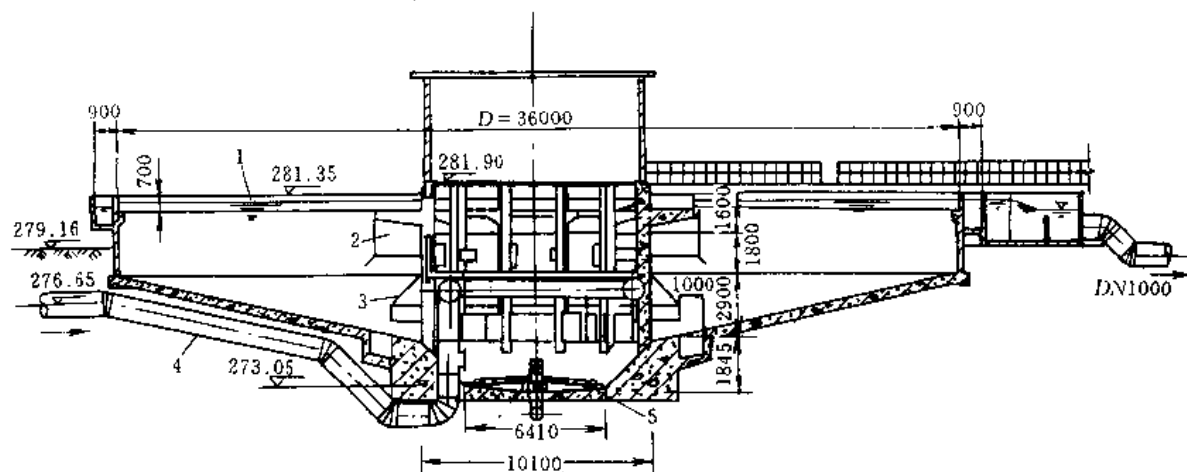


图 2.6.4 36m 直径大型机械搅拌澄清池

1—集水槽；2—导流筒稳流板；3—伞形板；4—DN1000 进水管；5—穿孔排砂管

运转实践表明，该池与一般标准机械搅拌澄清池相比，具有适应性强、管理方便、排泥通畅、泥渣浓缩性能好、排泥耗水率低、池高度较小等优点。底部的刮泥机、环形集泥槽解决了池底大量泥渣排除问题。在汛期短期原水浊度为 12000 度时，出水浊度为 20 度左右，净化效果比较好。

(2) 方形斜管机械搅拌澄清池（如图 2.6.5）该池设计水量为 $2160\text{m}^3/\text{h}$ ，上部平面尺寸为 $19\text{m} \times 19\text{m}$ ，底部为圆形 $D=16\text{m}$ ，池总高为 7.3m。池容积比为二反应区：一反应区：分离区 = 1:2:4.7，总停留时间为 51min，分离区上升流速为 3mm/s 。该池采用蜂窝斜管，斜长 1m，倾角 60° ，内切圆直径为 32mm。其主要设计特点：①该池具有适应浊度较高，占地面积少，斜管便于安装，分离区无短流等特点；②池上部为方形，便于若干组连建，布置紧凑，节省用地，宜于施工；③池下部为截圆锥，一反应区底设有钢丝绳传动的刮泥机，将泥渣刮集到池底环形集泥槽中，然后排至池外；④因原水浊度高，取消三角配水槽，采用穿孔布水管架设在一反应区顶部（原三角配水槽位置）布水，避免三角槽集泥和出流缝堵塞，该池加药位置设在每池进水渠道口处。

(3) 图 2.6.6 所示为适应高浊度水而改进的一种机械搅拌澄清池型式（IS 型）由于原水浊度高，进水管设在池底部，避免三角配水槽积泥及出流缝堵塞。在构造上第一、第二反应区形状基本同一般机械搅拌澄清池，池壁则由斜壁改为直壁，底部为平底，以加大泥渣浓缩面积并提高其浓度，并设有一套刮泥机。

运转实践证明，该池与一般标准型的机械搅拌澄清池相比，具有排泥方便、泥渣浓缩性能好等优点。由于池壁为直壁，因此池有效容积较大，高度可稍矮。底部的刮泥机解决了池底大量泥渣排除问题，在处理 $40\text{kg}/\text{m}^3$ 以下高浊度原水时，其效果基本上是理想的。在处理 $6.0\text{kg}/\text{m}^3$ 以下的原水时，可取得同一般机械搅拌澄清池同样的效果。

该池在处理 $6 \sim 40\text{kg}/\text{m}^3$ 高浊度原水（投加聚丙烯酰胺）时，叶轮转速宜取高值（叶轮外缘线速度为 $1.33 \sim 1.67\text{m/s}$ ），因为此时泥渣颗粒较重，如转速低则不易提升至第二反应区，直接影响净水效果。

在处理高浊度水时，聚丙烯酰胺理想的投加点在第一反应区的 $1/2$ 高度处，这时排泥浓度约 $600\text{kg}/\text{m}^3$ 。

该池由于是平底，泥渣回流较困难，第二反应室浓度一般偏低，投药量也稍大于一般机械搅拌澄清池。另外，刮泥机的构造较复杂，因此存在有钢材用量较多，施工精度要求高及零件易损等缺点。

2.6.2.2 水力循环澄清池

水力循环澄清池的工作原理基本同机械搅拌澄清池，不同处只是不用机械而利用水力在水射器的作用下进行混合和达到泥渣循环回流。当带有一定压力的原水（投加混凝剂后）以高速通过水射器喷嘴时，在水射器喉管周围形成负压，从而将数倍于原水的回流泥渣吸入喉管，并与之充分混合。回流泥渣和原水的充分接触、反应，大大加强了颗粒间的吸附作用，加速了絮凝，从而获得了较好的澄清，如图 2.6.7 所示。

水力循环澄清池标准图系列 S771 如表 2.6.3 所示。

针对原水的不同水质，有些地区已对池型布置作出改造，如将普通的水力循环澄清池改成水力型澄清池。以适应西南地区原水含沙量和浊度较高的特点。

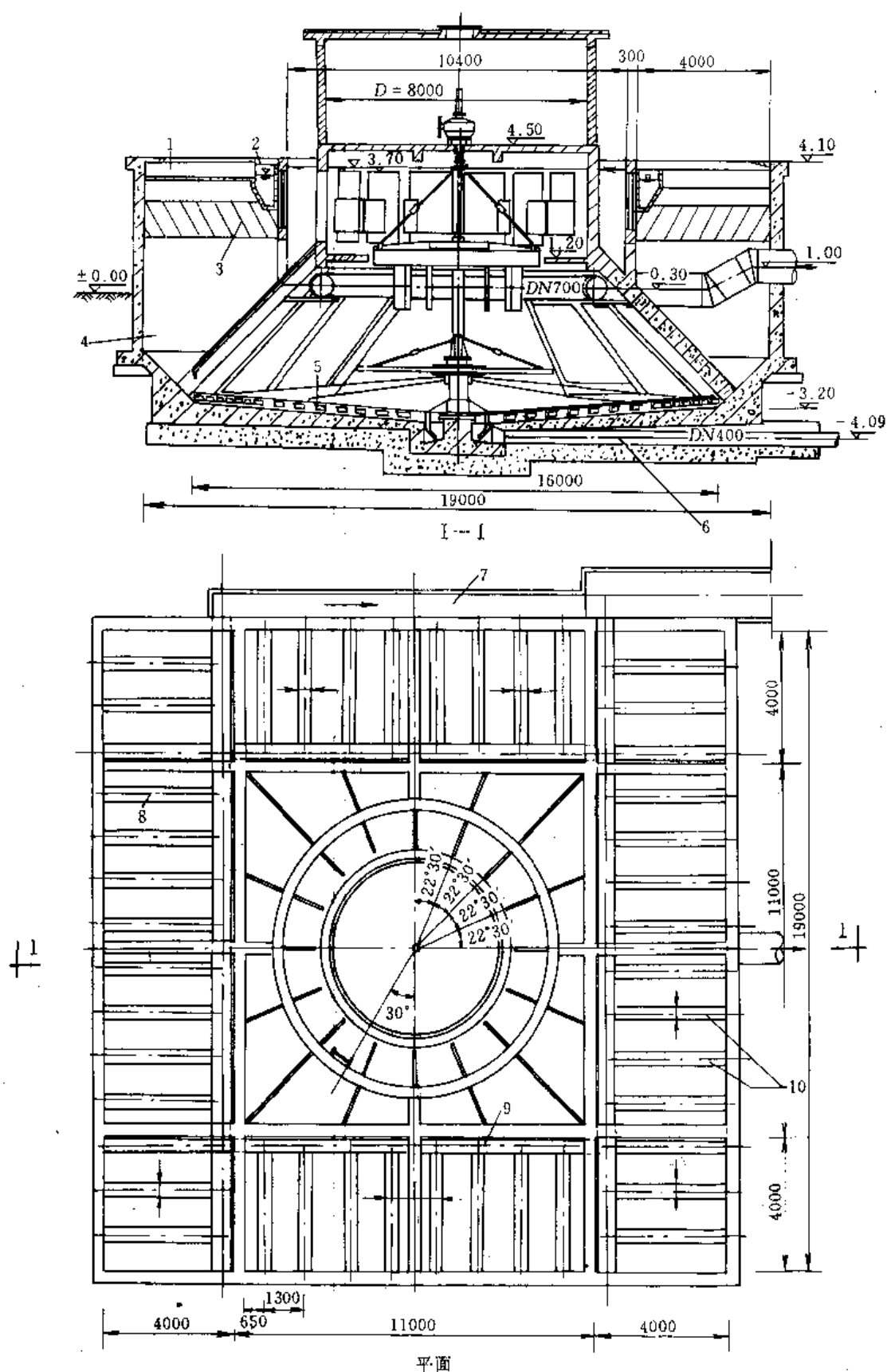


图 2.6.5 方形机械搅拌澄清池

1、8、10—穿孔集水槽；2、9—集水槽；3—斜管；4—泥渣回流区；5—刮泥；6—排泥管；7—出水总槽

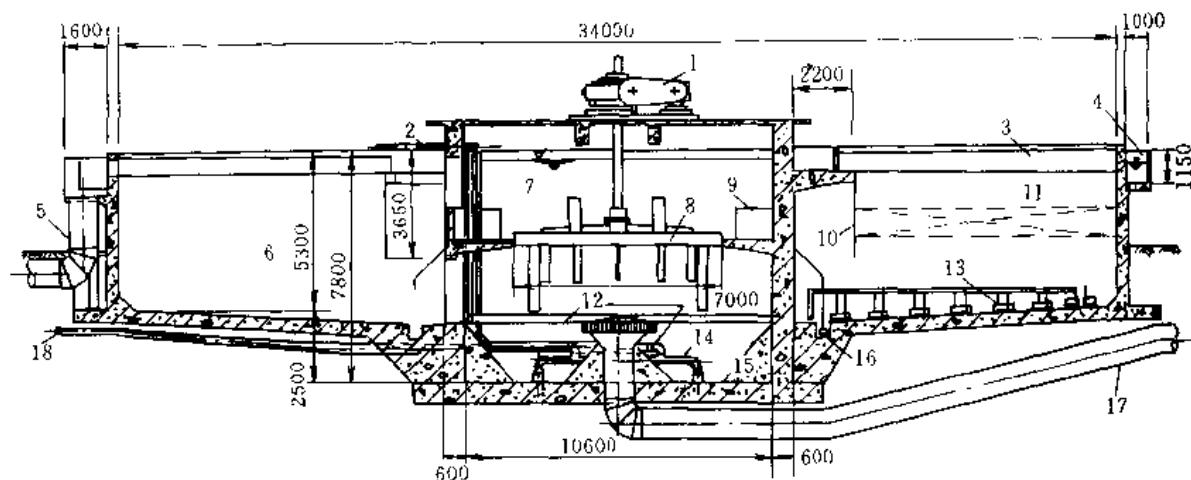


图 2.6.6 适应高浊度水的机械搅拌澄清池

1—机械搅拌机；2—DN200 冲洗管；3—辐射集水槽；4—环形集水槽；5—DN1000 出水管；6—分离区；7—反应区；
8—叶轮；9—导流板；10—导流区；11—预留斜管；12—环形冲洗管；13—机械刮泥机；14—排砂管；
15—排砂槽；16—环形排泥管；17—DN1000 进水管；18—排泥管、排砂管

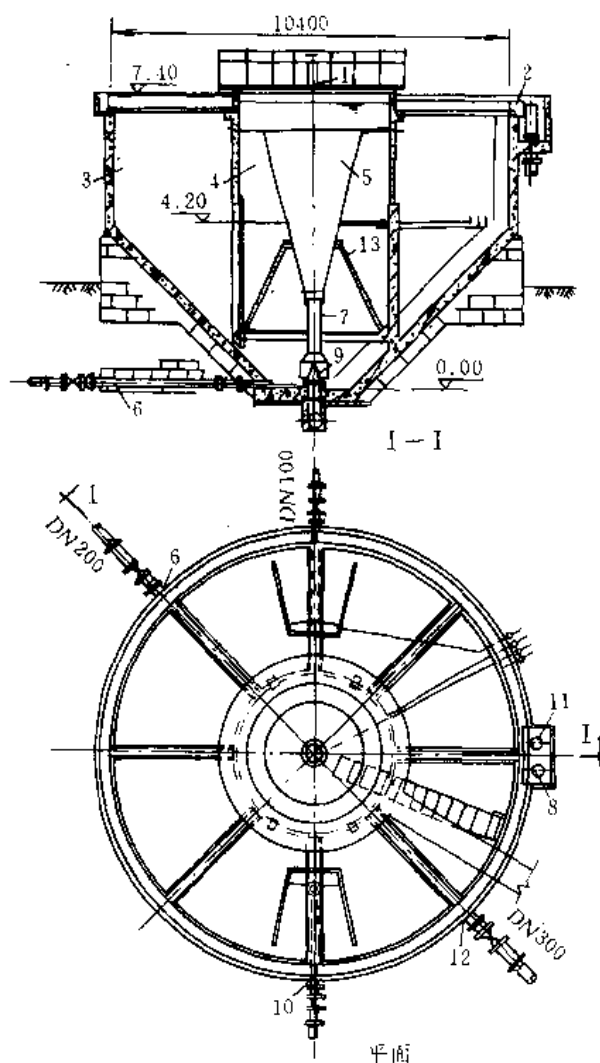


图 2.6.7 水力循环澄清池

1—喉管升降装置；2—环形集水槽；3—分离区；4—反应区；5—反应区；6—放空管；7—喉管；
8—出水管；9—喷嘴；10—排泥管；11—溢流管；12—进水管；13—伞形罩

(1) 水力型澄清池特点 水力循环澄清池具有构造简单, 不需机械设备, 操作维护简便等优点。但存在着反应条件欠完善, 池深和池径比例受限制, 排泥耗水量大等不足。为更好地适应于西南地区原水浊度高、泥沙颗粒密度大的特点, 作了如下改进, 即充分利用快速混合、泥渣回流和旋流反应等水力条件, 使水力循环澄清池具有更好的净化效果, 降低排泥耗水量, 突破池径与池深比例限制等特点。如图 2.6.8 所示。

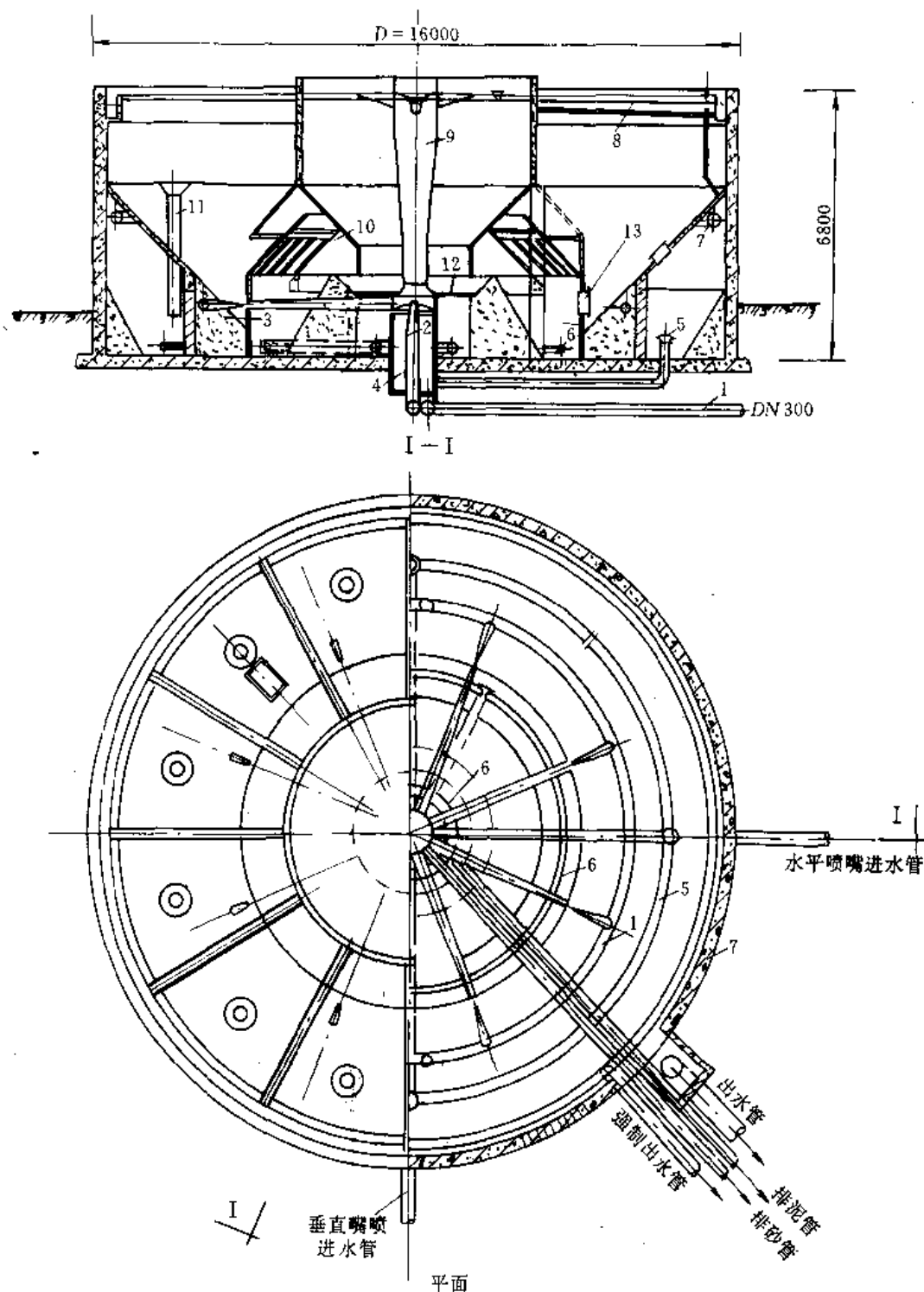


图 2.6.8 水力型澄清池

- 1—水平喷嘴进水系统; 2—垂直喷嘴进水系统; 3—水平提升器; 4—中心汇集筒; 5—排泥系统;
6—排砂系统; 7—强制出水系统; 8—辐射式集水槽; 9—垂直提升器; 10—除砂系统;
11—渣面控制管; 12—中心沉砂室盖板; 13—人孔

表 2.6.3 S771 水力循环澄清池标准图索引

图纸编号	S771 (一)	S771 (二)	S771 (三)	S771 (四)	S771 (五)	S771 (六)	S771 (七)	S771 (八)
公称水量/(m ³ /h)	40	60	80	120	160	200	240	320
池径 D/m	4.2	5.2	6.0	7.2	8.4	9.3	10.4	12.0
池高度 H/m	5.2	5.5	5.8	6.3	6.8	7.0	7.4	8.2
污泥斗数/只	1	1	1	2	2	2	2	2
出水槽形式	环形	环形	环形	环形	环形	环形	辐射	辐射
一反伞形罩	无	无	无	无	无	无	有	有

注：适用条件

1. 出水悬浮物含量一般控制在 10mg/L 左右；
2. 地基计算强度 $R \geq 1.17 \times 10^5 \text{Pa}$, 池顶高出地面 $\leq 6\text{m}$ 时, 设计地震烈度 7° 以下的地区。

① 增设了一套水平强制泥渣回流设备, 以完成快速混合, 和较充分的反应, 降低池深、扩大池径, 图示池径 D 已达 16.0m, 而池深仅 7.0m。

② 在垂直提升器上部增设了一个导向叶轮, 使经充分混合的水流在反应区内呈自上而下的旋流反应, 以利于泥渣的接触、碰撞、加强反应效果。

③ 分离区上部设渣面控制管, 将分离区泥渣在浓缩区强制出水的引流下进入浓缩区。渣面控制管的作用在于保护清水区高度, 并起泥渣循环接触絮凝作用, 兼有悬浮泥渣碰撞絮凝作用, 提高了混凝效果; 且浓缩区容积较大, 可使泥渣充分浓缩, 降低排泥耗水量。

(2) 水力型澄清池工艺流程 原水自两根进水管进入池内, 一根为中心进水管带有垂直喷嘴; 一根为环状进水管, 其上均布 8 个水平喷嘴。原水经 8 个水平喷嘴流出、与分离区底部的循环泥渣混合后进入具有水平喉管的水平强制泥渣回流设备; 然后在中心汇聚与中心进水管垂直喷嘴喷出的原水混合, 一起进入垂直提升器; 垂直提升器上端出口带有导向叶轮, 原水经导向叶轮呈旋流状进入反应区, 进行自上而下的旋流反应; 原水再经除砂、整流系统自下而上进入分离区, 经悬浮泥渣层的接触分离, 上部清水由辐射集水槽汇集流出; 分离出的泥渣沉入分离区底部, 重又经水平强制回流设备提升进入垂直提升器, 继续循环运用, 过浓的泥渣层泥渣由强制出水引流进入泥渣浓缩室浓缩。根据原水含砂量沉积情况, 通过排砂管及时排除沉砂。

2.6.2.3 脉冲澄清池

脉冲澄清池利用脉冲配水方法, 自动调节悬浮层泥渣浓度的分布, 进水按一定周期充水和放水, 使悬浮层泥渣交替地膨胀和收缩, 增加原水颗粒与泥渣的碰撞接触机会, 从而提高澄清效果。

(1) 组成 脉冲澄清池主要由下列四个系统组成 (如图 2.6.9 所示):

- ① 脉冲发生器系统, 现有脉冲澄清池形式很多, 主要区别在脉冲发生器系统;
- ② 配水稳流系统——包括中央落水渠、配水干渠、多孔配水支管和稳流板;

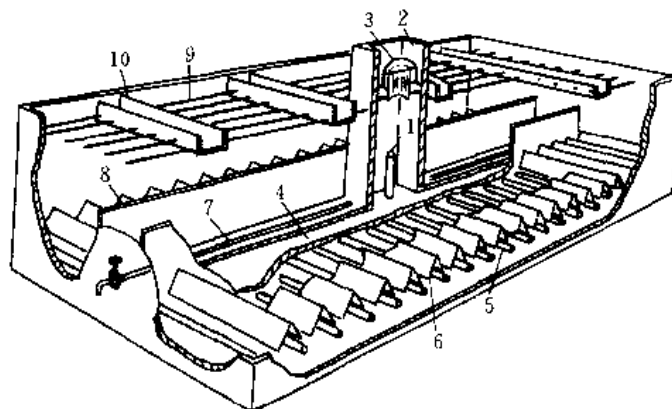


图 2.6.9 钟罩式脉冲澄清池

- 1—中央进水管; 2—真空室; 3—脉冲阀; 4—配水干渠; 5—多孔配水管; 6—稳流板;
7—穿孔排泥管; 8—多孔集水管; 9—集水槽; 10—泥渣浓缩区

③ 澄清系统——包括悬浮层、清水层、多孔集水管和集水槽；

④ 排泥系统——包括泥渣浓缩区和排泥管。

(2) 特点

① 急速均匀混和，泥渣充分吸附，间歇静止沉淀；

② 与其他澄清池相比池深较浅，(常采用4~5m)，池体为平底，构造较简单；

③ 水池平面可布置成圆形、方形或矩形等，较为灵活，有利于水厂平面布置；

④ 无水下的机械设备，机械维修工作少；

⑤ 脉冲及絮凝等均发生在水下，不易观察掌握，故操作管理要求较高，对水质、水量变化较为敏感。

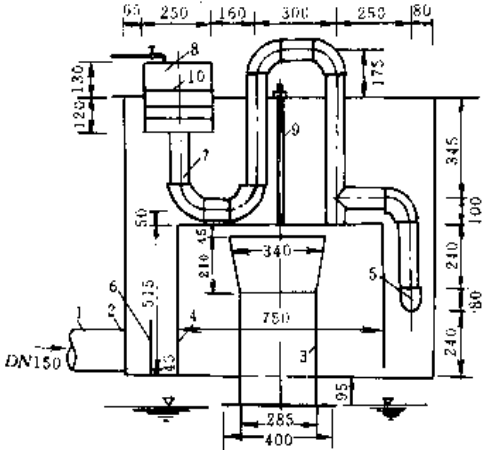
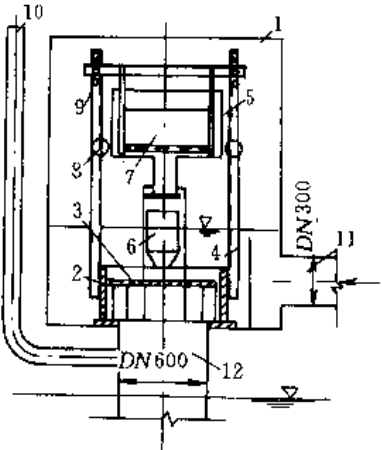
(3) 各种类型的脉冲发生器 脉冲发生器是脉冲澄清池的重要部分，它的动作完善程度直接影响脉冲澄清池的水力条件和净水效果。设计要点：①一般采用脉冲周期为30~40s，其中充放时间比为3:1~4:1；②需自动控制周期性的脉冲；③要确保空气不进入悬浮层；④脉冲动作要稳定、可靠；⑤要能适应流量的变化；⑥高低水位调节要灵活、方便；⑦水头损失不宜过大；⑧构造简单、加工方便、造价便宜。

几种常用的脉冲发生器的工作特点和优缺点见表2.6.4。

表 2.6.4 各种类型的脉冲发生器

名称	图 示	工 作 特 点	优 缺 点
真空式	<p>1—真空进水区；2—鼓风机； 3—进气阀；4—进水管； 5—水位电极</p>	<p>1. 通过鼓风机吸口的不断抽气，加药后的原水进入真空区。当水位上升到高水位时；立即由脉冲自动控制系统（一般为水位电极控制）自动将进气阀打开，真空破坏，在大气压作用下，真空区内的水位迅速下降，进入配水系统，当降至低水位时，进气阀又关闭，使真空区再度造成真空，水位又逐渐上升，如此周而复始地运行</p> <p>2. 可用电钟、时间继电器控制周期；或用抽气量大小控制水位上升时间，决定脉冲周期</p>	<p>1. 工作可靠，调节灵活 2. 真空设备复杂 3. 噪声较大</p>
虹 钟罩虹吸式	<p>1—透气管；2—中央管；3—中央竖井； 4—钟罩；5—虹吸破坏口；6—进水区； 7—挡水板；8—进水管</p>	<p>1. 加药后原水进入进水区，区内水位逐步上升，钟罩内空气逐渐被压缩；当水位超过中央管顶时，有部分原水溢流入中央管，由于溢流作用，将压缩在钟罩顶部的空气逐步带走。形成真空，发生虹吸，进水区的水迅速通过钟罩、中央管、进入配水系统。当水位下降至破坏管口（即低水位）时，因空气进入，虹吸被破坏，这时进水区水位重新上升，进行周期性的循环</p> <p>2. 用虹吸发生与破坏的时间来控制周期</p>	<p>1. 构造简单 2. 调节较困难 3. 水头损失较大</p>

续表

名称	图 示	工 作 特 点	优 缺 点
虹 吸 式 S 型 虹 吸 式	 <p>S 型虹吸脉冲发生器</p> <p>1—进水管；2—进水区；3—中央虹吸管；4—钟罩； 5—虹吸破坏管；6—穿孔进水挡板；7—水封管； 8—平衡水箱；9—调节丝杆；10—插板</p>	<p>1. 加药后原水进入进水区，区内水位上升，钟罩内空气逐渐被压缩。当进水区水位到达最高点，此时钟罩内压力大于水封管的水封压力，水封即被冲破，钟罩内被压缩的空气经水封管喷出，造成虹吸，进水区水位急骤下降，水经中央虹吸管流入澄清池。当进室内水位降低至露出虹吸破坏管口时，空气进入钟罩，钟罩内负压消失，虹吸被破坏，于是进水区水位重新上升，进行周期性的循环。平衡水箱内装有插板，可调节水封高度</p> <p>2. 由水位升降时间控制周期</p>	<p>1. 构造简单 2. 调节较困难 3. 水头损失较大 4. 只适应小流量一般在 $100\text{m}^3/\text{h}$ 以下</p>
浮 筒 切 门 式	 <p>浮筒切门式脉冲发生器</p> <p>1—进水区；2—切门；3—圆形盖板；4—联轴架； 5—浮筒水箱；6—小浮筒；7—大浮筒； 8—导向滑轮；9—调节孔；10—排气孔； 11—进水管；12—中央竖井</p>	<p>1. 加药后原水进入进水区，当区内水位处于低水位时切门关闭，随着水位逐渐上升，小浮筒6上浮封闭浮筒水箱5出水孔，当水位继续上升超过浮筒水箱5上缘时，水迅速进入浮筒水箱5内，大浮筒7上浮通过联轴架把切门2提起，水进入中央管，水位迅速下降，当小浮筒6浮力小于浮筒水箱5内水压力时，浮筒水箱5内的出水孔打开，箱内水迅速泄空，大浮筒在自重作用下，将切门关闭。不断进水，则形成连续脉冲</p> <p>2. 由水位升降时间控制脉冲周期</p>	<p>1. 构造简单，脉冲阀动作较灵活、可靠，不耗动力 2. 调节不很灵活 3. 如浮筒漏气进水，发生器动作将失灵</p>

(4)《CS772 脉冲澄清池》标准图系列，见表 2.6.5。

表 2.6.5 脉冲澄清池标准图索引

图 纸 编 号	CS772(三)	CS772(二)	CS772(一)
公称水量/(m^3/h)	320	600	1000
池长×宽/($\text{m} \times \text{m}$)	10.6×9.1	16.0×10.6	20.0×15.0
池顶高度 H/m	4.5	4.8	5.0
至进水区顶高度 H'/m	6.6	7.0	7.2
脉冲发生器形式	钟罩式浮筒切门式	钟罩式	钟罩式

注：适用条件

- 出水悬浮物含量一般控制在 $10\text{mg}/\text{L}$ ；
- 地基计算强度 $R \geq 9.8 \times 10^4 \text{Pa}$ ，设计地震烈度 7° 以下地区。

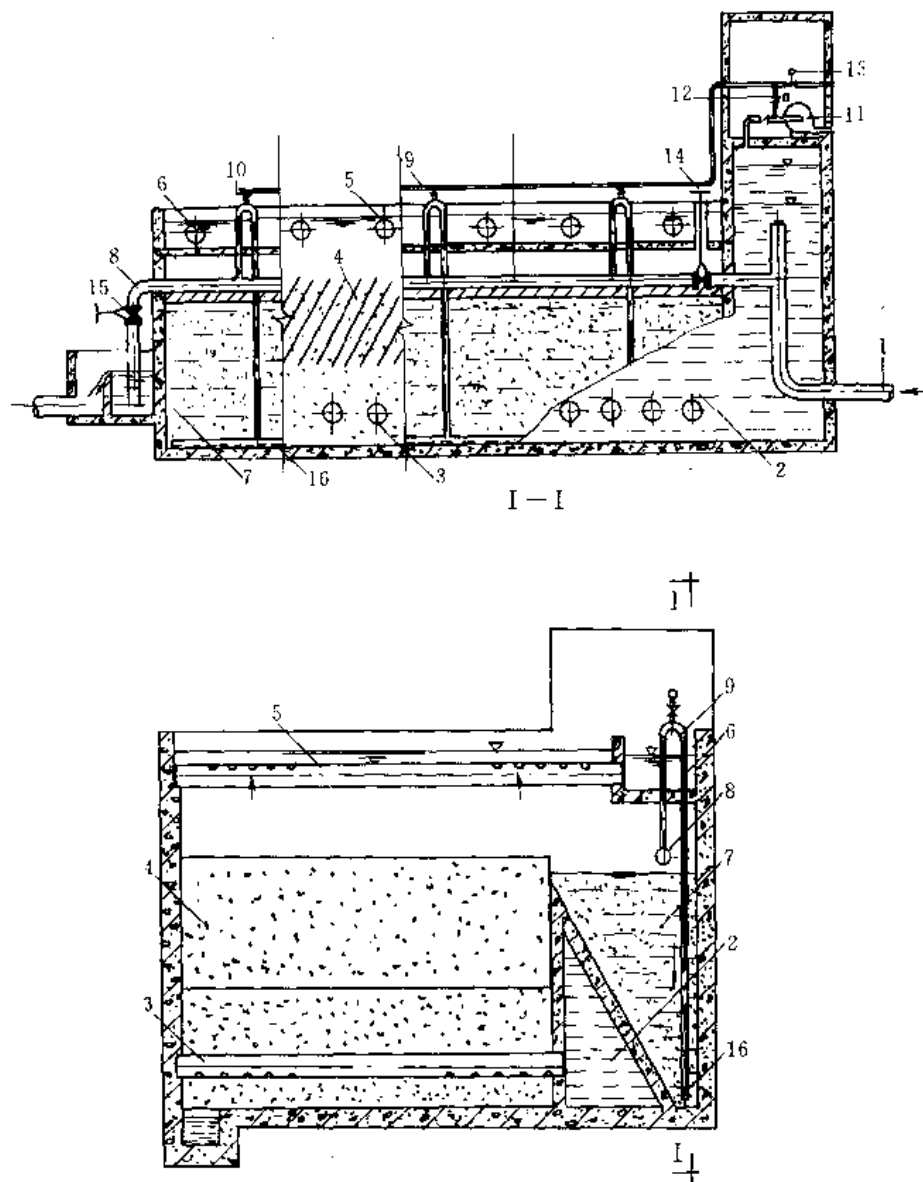


图 2.6.11 超脉冲澄清池

1—进水管；2—三角配水管；3—穿孔配水管；4—带阻流板的斜板；5—穿孔集水管；6—出水槽；
7—泥渣浓缩区；8—排泥干管；9—虹吸真空管；10—虹吸排泥管；11—风机；12—电磁阀；
13—自动空气阀；14、15—自动阀门；16—穿孔排泥管

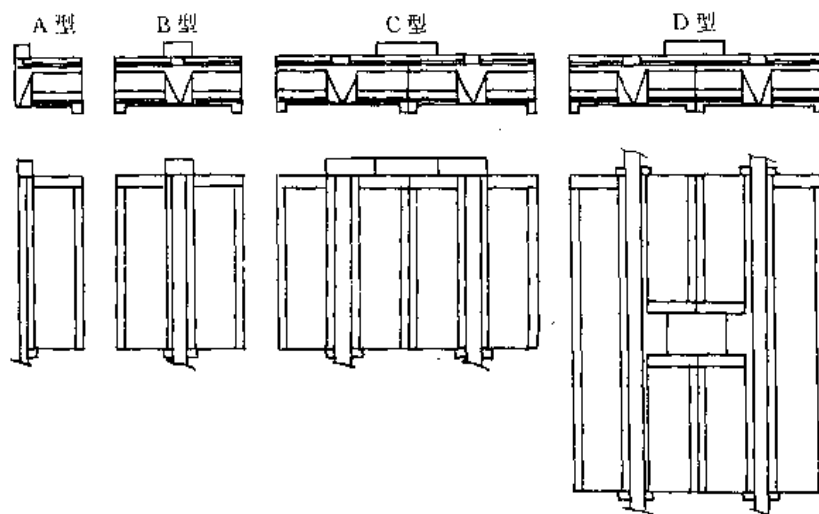


图 2.6.12 标准型超脉冲澄清池布置

表 2.6.6 标准的超脉冲澄清池适用面积

形 式	澄清池面积/m ²	池 长/m	形 式	澄清池面积/m ²	池 长/m
A	15~95	4~20	C	220~380	12~20
B	110~190	12~20	D	430~900	24~48

2.6.2.4 悬浮澄清池

投加混凝剂的原水,先经过空气分离器分离出水中空气,再通过底部穿孔配水管进入悬浮泥渣层。清水向上分离,原水得到净化,悬浮泥渣在吸附了水中悬浮颗粒后将不断增加,多余的泥渣便自动地经排泥孔进入浓缩区,浓缩到一定浓度后,由底部穿孔管排走。

悬浮澄清池应用较早。最初大都为穿孔底板式,20世纪60年代初开始使用无穿孔底板式澄清池。目前,新建的悬浮澄清池不多,但我国西南等地区把立式沉淀池、水力循环澄清池改建成悬浮澄清池,对增加出水量、改善出水水质及适应高浊度水的处理仍显示了一定的优越性。

无穿孔底板悬浮澄清池一般分为单层式和双层式两种,以适应不同浊度的原水。

根据实践,双层式悬浮澄清池的悬浮层底部增设排渣孔,对高浊度水(原水悬浮物含量3000~10000mg/L)的处理有一定的适应性。

无穿孔底板悬浮澄清池形式见表2.6.7。

表 2.6.7 悬浮澄清池型式

形 式		适 用 条 件 及 特 点
单层式	如图 2.6.13 所示	1. 适用于原水悬浮物含量 3000mg/L 2. 对于含砂量较大的原水,可在原水进水管上加装比进水管管径略小的排砂管,定期排砂及放空,并在池内另设放空管
双层式	如图 2.6.14 所示	1. 适用于浊度较高且含有细砂的原水,原水悬浮物含量一般在 3000~10000mg/L 2. 泥渣浓缩室设于悬浮层下部,在排渣筒下部设有底部排渣孔,以调节悬浮层的浓度和排除悬浮层下部的砂粒,孔口应有调节开启度的设备。孔口总面积为排渣筒面积 50% 3. 泥渣浓缩区设于悬浮层下部,容量较大,配水区底部设有能调节开启度的底部排渣孔 4. 圆形池可用喷嘴配水。其底部排渣孔(总面积等于排渣筒进口面积)在 V 形底外侧,位于喷嘴出口的后面。矩形池可用穿孔管配水
立式沉淀池改造型	如图 2.6.15 所示	1. 池型改造 2. 参见单层式和双层式有关条文
水力悬浮型澄清池	如图 2.6.16 所示	1. 它是一种综合性池型,适用于处理较高浊度的原水(原水悬浮物含量可达 10000mg/L) 2. 采用喷嘴进水使泥渣回流,加强接触絮凝,降低药耗 3. 参见双层式有关条文

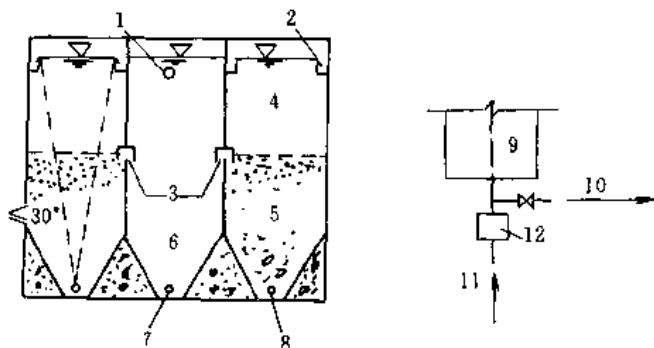


图 2.6.13 单层式悬浮澄清池

1—强制出水管; 2—清水集水槽; 3—排渣孔; 4—清水区; 5—悬浮层; 6—泥渣浓缩区; 7—穿孔排泥管;
8—穿孔配水管; 9—澄清池; 10—排砂(水); 11—原水; 12—空气分离器

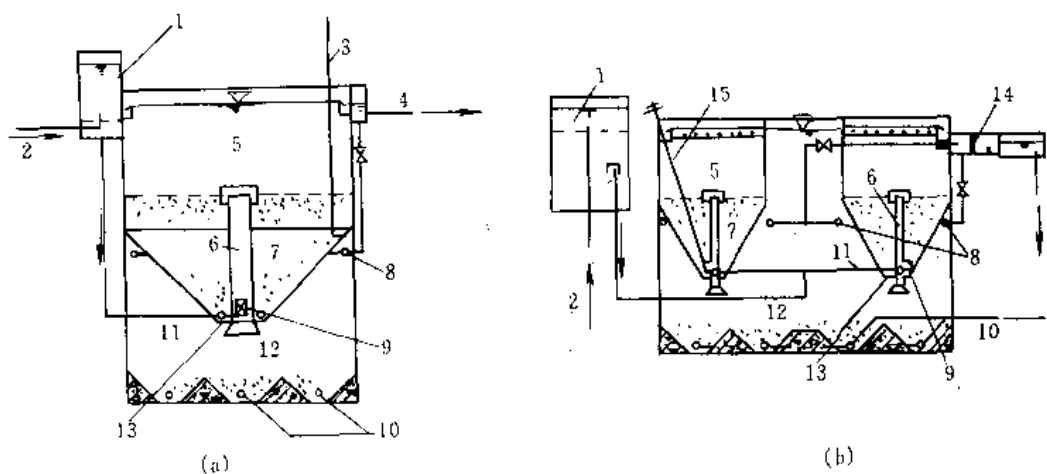


图 2.6.14 双层式悬浮澄清池

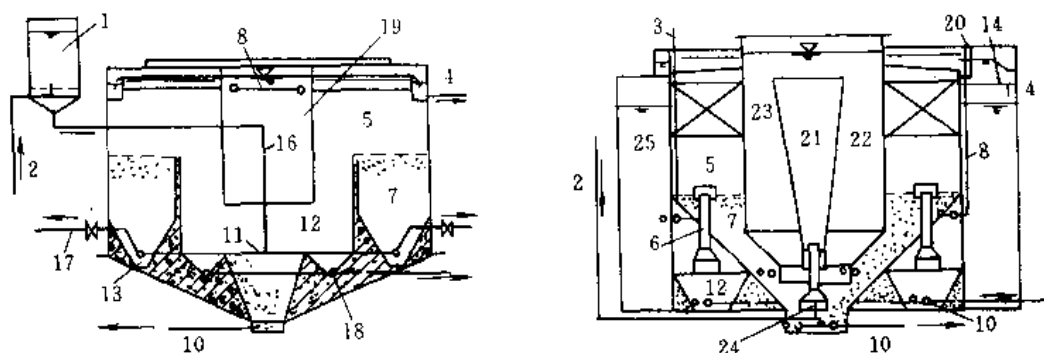


图 2.6.15 立式沉淀池改造型

图 2.6.16 水力悬浮型澄清池

1—空气分离器；2—原水；3—排气管；4—出水；5—清水池；6—排渣筒；7—悬浮层；8—强制出水管；
9—底部排液孔；10—穿孔排泥管；11—配水管；12—泥渣浓缩区；13—配水区；14—计量设备；15—手轮；
16—原进水管；17—增设排砂管；18—增设排泥管；19—原沉淀池反应区；20—强制出水控制阀；
21—反应区；22—二反应区；23—斜板；24—双喷嘴；25—清水池

2.6.3 澄清池设计

2.6.3.1 澄清池主要设计参数

见表 2.6.8。

表 2.6.8 澄清池主要设计参数

类 型	清 水 区		悬浮层高度/m	总停留时间/h
	上升流速/(mm/s)	高度/m		
机械搅拌澄清池	0.8~1.2	1.5~2.0	—	1.2~1.5
水力循环澄清池	0.7~1.0	2.0~3.0	3~4 (导流筒)	1.0~1.5
脉冲澄清池	0.7~1.0	2.0~2.5	2.0~2.5	1.0~1.3
悬 浮 澄清池	单层	0.7~1.0	2.0~2.5	0.33~0.5 (悬浮层) 0.4~0.8 (清水区)
	双层	0.6~0.9	2.0~2.5	—

2.6.3.2 机械搅拌澄清池设计要点

(1) 进出水管流速在 1m/s 左右。进水管接入环形配水槽后向两侧环流配水, 故三角配水槽的断面按设计流量的 $1/2$ 计算。配水槽和缝隙的流速均采用 0.4m/s 左右。

(2) 池容积均取决于停留时间。第一、二反应区的停留时间一般控制在 $20 \sim 30\text{min}$ 。第二反应区计算流量为出水量的 $3 \sim 5$ 倍 (考虑回流)。设计中, 第一、二反应区 (含导流区) 和分离区的容积比控制在 $2:1:7$ 左右。

(3) 第二反应区和导流区的流速一般为 $40 \sim 60\text{mm/s}$ 。第二反应区应设导流板, 其宽度为池径的 $1/10$ 。

(4) 集水槽布置应力求避免产生局部上升流速过高或过低, 可用淹没孔或三角堰出水。一般池径小时, 只设池壁环形集水槽。池径小于 6m 时加设 $4 \sim 6$ 条辐射形集水槽; 池径大于 6m 时, 加设 $6 \sim 8$ 条, 槽中流速 $0.4 \sim 0.6\text{m/s}$ 。穿孔集水槽壁开孔孔径 $20 \sim 30\text{mm}$, 孔口流速 $0.5 \sim 0.6\text{m/s}$ 。穿孔集水槽尺寸计算如下。

① 穿孔总面积按下式计算 Σf :

$$\Sigma f = \frac{\beta q}{\mu \sqrt{2gh}}$$

式中 β ——超载系数, $\beta = 1.2 \sim 1.5$;

q ——每只集水槽的流量, m^3/s ;

μ ——流量系数, 对薄壁孔取 0.62 ;

h ——孔上水头, m ;

g ——重力加速度, m/s^2 。

② 穿孔集水槽的宽度 (b) 和高度 (h):

$$b = 0.9q^{0.4}$$

$$h = b + (7 \sim 8)$$

式中 设集水槽为正方形, $h = b +$ 孔口自由落差高度 ($7 \sim 8\text{cm}$)。

(5) 根据澄清池的大小可设泥渣浓缩斗 $1 \sim 3$ 个, 泥渣斗容积约为池容积的 $1\% \sim 4\%$ 。当进水悬浮物含量 $> 1000\text{mg/L}$ 或池径 $\geq 24\text{m}$ 时, 应设机械排泥装置; 小型池可只用底部排泥。排泥宜用自动定时的电磁阀、电磁虹吸排泥装置或橡皮斗阀, 也可用手用自动快开阀。

(6) 搅拌采用专用叶轮搅拌机。叶轮直径一般为第二反应区内径的 $0.7 \sim 0.8$ 倍, 外缘线速度为 $0.5 \sim 1.0\text{m/s}$ 。叶轮提升流量为进水流量的 $3 \sim 5$ 倍。

机械搅拌澄清池计算公式见表 2.6.9。

表 2.6.9 机械搅拌澄清池计算公式

计 算 公 式	设计数据及符号说明
第二反应区: $S_1 = \frac{Q'}{u_1} = \frac{(3 \sim 5)Q}{u_1}$ $D_1 = \sqrt{\frac{4(S_1 + A_1)}{\pi}}$ $H_1 = \frac{Q' t_1}{S_1}$	S_1 ——第二反应区截面积, m^2 Q' ——第二反应区计算流量, m^3/s Q ——净产水能力, m^3/s , u_1 ——第二反应区及导流区内流速, m/s , $u_1 = 0.04 \sim 0.07$ D_1 ——第二反应区内径, m A_1 ——第二反应区中导流板截面积, m^2 H_1 ——第二反应区高度, m t_1 ——第二反应区内停留时间, s $t_1 = 30 \sim 60\text{s}$ (按二反应区计算水量计)
导流区: $S_2 = S_1$ $D_2 = \sqrt{\frac{4}{\pi} \left(\frac{\pi D_1^2}{4} + S_2 + A_2 \right)}$ $H_2 = \frac{D_2 - D_1'}{2}$	S_2 ——导流区截面积, m^2 D_1' ——第二反应区外径 (内径加结构厚), m A_2 ——导流区中导流板截面积, m^2 D_2 ——导流区内径, m H_2 ——第二反应区出水窗高度, m

续表

计 算 公 式	设 计 数 据 及 符 号 说 明
分离区: $S_3 = \frac{Q}{u_2}$ $S = S_3 + \frac{\pi D_2^2}{4}$ $D = \sqrt{\frac{4S}{\pi}}$	S_3 ——分离区截面积, m^2 u_2 ——分离区上升流速, m/s , $u_2 = 0.0008 \sim 0.0011$ S ——池子总面积, m^2 D_2 ——导流区外径(内径加结构厚), m D ——池内径, m
池深: $V' = 3600 QT$ $V = V' + V_0$ $W_1 = \frac{\pi}{4} D^2 H_4$ $W_2 = \frac{\pi H_5}{3} \left[\left(\frac{D}{2} \right)^2 + \frac{D}{2} \frac{D_T}{2} + \left(\frac{D_T}{2} \right)^2 \right]$ $D_T = D - 2H_5 \operatorname{ctg} \alpha$ $W_3 = \pi H_6^2 \left(R - \frac{H_6}{3} \right)$ $W_3 = \frac{1}{3} \pi H_6 \left(\frac{D_T}{2} \right)^2$ $H = H_4 + H_5 + H_6 + H_0$	V' ——池净容积, m^3 T ——水在池中停留时间, h V ——池子计算容积, m^3 V_0 ——考虑池内结构部分所占容积, m^3 W_1 ——池圆柱部分容积, m^3 H_4 ——池直壁高度, m W_2 ——池圆台容积, m^3 H_5 ——圆台高度, m D_T ——圆台底直径, m W_3 ——池底球冠或圆锥容积, m^3 H_6 ——池底球冠或圆锥高度, m R ——球冠半径, m H ——池总高, m H_0 ——池超高, m
配水三角槽: $B_1 = \sqrt{\frac{1.10Q}{u_3}}$	B_1 ——三角槽直角边长, m u_3 ——槽中流速, m/s , $u_3 = 0.5 \sim 1.0$ 1.10——考虑池排泥耗水量 10%
第一反应区: $D_3 = D_1 + 2B_1 + 2\delta_3$ $H_7 = H_4 + H_5 - H_1 - \delta_3$ $D_4 = \frac{D_T + D_2}{2} + H_7$ $S_6 = \frac{Q''}{u_4}$ $B_2 = \frac{S_6}{\pi D_4}$ $D_5 = D_4 - 2\sqrt{2}B_2$ $H_8 = D_4 - D_5$ $H_{10} = \frac{D_5 - D_T}{2}$ $H_9 = H_7 - H_8 - H_{10}$ $V_1 = \frac{\pi H_9}{12} (D_3^2 + D_3 D_5 + D_5^2) + \frac{\pi D_3^2}{4} H_8$ $+ \frac{\pi H_{10}}{12} (D_3^2 + D_3 D_T + D_T^2) + W_3$ $V_2 = \frac{\pi}{4} D_1^2 H_1 + \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2) \cdot (H_1 - B_1)$ $V_3 = V' - (V_1 + V_2)$	D_3 ——第一反应区上端直径, m δ_3 ——第一反应区与第二反应区间横隔墙厚度, m H_7 ——第一反应区高 D_4 ——伞形板延长线交点处直径, m S_6 ——回流缝面积, m^2 Q'' ——泥渣回流量, m^3/s u_4 ——泥渣回流缝流速, m/s , $u_4 = 0.10 \sim 0.2$ B_2 ——回流缝宽, m D_5 ——伞形板下端圆柱直径, m H_8 ——伞形板下檐圆柱体高度, m H_{10} ——伞形板离池底高度, m H_9 ——伞形板锥部高度, m V_1 ——第一反应区容积, m^3 V_2 ——第二反应区加导流区容积, m^3 V_3 ——分离区容积, m^3

计 算 公 式	设计数据及符号说明
集水槽: $h_2 = \frac{q}{u_5 b}$ $h_1 = \sqrt{\frac{2h_k^3}{h_2} + \left(h_2 - \frac{il}{3}\right)^2} - \frac{2}{3}il$ $h_k = \sqrt[3]{\frac{\alpha Q^2}{gb^2}}$	h_2 ——槽终点水深,m q ——槽内流量, m^3/s u_5 ——槽内流速, m/s , $u_5 = 0.4 \sim 0.6$ b ——槽宽,m h_1 ——槽起点水深,m h_k ——槽临界水深,m i ——槽底坡 l ——槽长度,m α ——系数
排泥及排水: $V_4 = 0.01 V'$ $T_0 = \frac{10^4 V_4 (100 - P) \gamma}{(C_0 - C_e) Q}$ $q_1 = \mu S_0 \sqrt{2gh_3}$ $\mu = \frac{1}{\sqrt{1 + \frac{\lambda l}{d} \sum \xi}}$ $t_0 = \frac{V_5}{q_1}$	V_4 ——污泥浓缩区总容积, m^3 T_0 ——排泥周期,s P ——浓缩泥渣含水率(%), $P = 98\%$ 左右 γ ——浓缩泥渣容重, kg/m^3 C_0 ——进水悬浮物含量, mg/L C_e ——出水悬浮物含量, mg/L q_1 ——排泥流量, m^3/s S_0 ——排泥管断面面积, m^2 μ ——流量系数 h_3 ——排泥水头,m d ——排泥管管径,m ξ ——局部阻力系数 λ ——摩阻系数, $\lambda = 0.03$ t_0 ——排泥历时,s V_5 ——单个污泥浓缩区容积, m^3
电机功率: $N_1 = \frac{\gamma Q' h'}{10^2 \eta_1}$ $N_2 = \lambda_1 \frac{\gamma \omega^3 B}{400g} (R_1^4 - R_2^4) Z$ $N = N_1 + N_2$ $N_A = N / \eta$	N_1 ——叶轮提升消耗功率,kW h' ——提升水头,一般采用0.05m η_1 ——叶轮提升的水力效率,一般采用0.6 λ_1 ——阻力系数,取0.3 N_2 ——桨叶消耗功率,kW g ——重力加速度, $9.81m/s^2$ ω ——叶轮的角转速,弧度/s B ——桨叶高度,m R_1, R_2 ——分别是桨叶外缘和内半径,m Z ——桨叶数(桨叶多于6片时要适当折减) N ——搅拌功率,kW η ——电机效率

2.6.3.3 水力循环澄清池设计要点

- (1) 设计回流量一般采用进水量的2~4倍。
- (2) 喷嘴直径与喉管直径之比一般采用1:3~1:4,喉管截面积与喷嘴截面积之比约12~13。
- (3) 喷嘴流速采用6~9m/s,喷嘴水头损失一般为2~5m。
- (4) 喉管流速为2.0~3.0m/s;喉管瞬间混合时间一般为0.5~0.7s。
- (5) 第一反应区出口流速一般采用50~80mm/s;第二反应区进口流速低于第一反应区出口流速,一般

采用 40~50mm/s。

(6) 反应区停留时间宜取用较大,以保证反应的完善,一般采用停留时间:第一反应区为 15~30s,第二反应区为 80~100s(按循环总回流量计)。

(7) 池的斜壁与水平的夹角一般为 45°。

(8) 为避免池底积泥,提高回流泥渣浓度,喷嘴顶离池底的距离一般不大于 0.6m。

(9) 为适应原水水质的变化,池中心应设有可调节喷嘴与喉管进口处间距的措施。但须注意第一反应筒下口与喉管重迭调节部分的间隙不宜过小,否则易被污泥所堵塞,使调节困难。

(10) 排泥装置同机械搅拌澄清池。排泥耗水量一般为 5% 左右;排泥量大者可考虑自动控制。池子底部应设放空管。

(11) 在分离区内设置斜板,可提高澄清效果、增加出水量和减少药耗。在大型池内反应筒下部设置伞形罩,可避免第二反应区的出水短路和加强泥渣回流。

计算公式见表 2.6.10。

表 2.6.10 水力循环澄清池计算公式

计 算 公 式	设计数据及符号说明	计 算 公 式	设计数据及符号说明
水射器:			
$d_0 = \sqrt{\frac{4q}{\pi v_0}}$	d_0 ——喷嘴直径, m q ——进水量, m^3/s v_0 ——喷嘴流速, m/s	$h_3 = h_6 + h_4$	h_3 ——第二反应区高度, m h_4 ——第一反应区上口水深, m
$h_p = 0.06 v_0^2$	h_p ——净作用水头, m	$\omega_1 = \frac{\pi}{4} (d_3^2 - d_2'^2)$	ω_1 ——第二反应区出口断面面积, m^2
$v_0 = \frac{q}{1000 \omega_0}$	ω_0 ——喷嘴断面面积, m^2		d_2' ——第二反应区出口处到第一反应区上口处的锥形筒直径, m
$d_1 = \sqrt{\frac{4q_1}{\pi v_1}}$	d_1 ——喉管直径, m q_1 ——设计水量(包括回流泥渣量), m^3/s		d_3 ——第二反应区上口直径, m
$q_1 = nq$	n ——回流比 一般为 2~4	澄清池各部尺寸:	
$h_1 = v_1 t_1$	v_1 ——喉管流速, m/s	$\omega_4 = \frac{q}{v_4}$	ω_4 ——分离区面积, m^2 v_4 ——分离区上升流速, m/s
$d_3 = 2d_1$	h_1 ——喉管高度, m t_1 ——喉管混合时间, s	$D = \sqrt{\frac{4(\omega_2 + \omega_3 + \omega_4)}{\pi}}$	D ——澄清池直径, m
$h_5' = d_1$	d_5 ——喇叭口直径, m	$H_3 = h + h_0 + h_1 + S + h_2 + h_4$	H_3 ——池内水深, m h ——喷嘴法兰与池底的距离, m
$h_5'' = \left(\frac{d_5 - d_1}{2} \right) \operatorname{tg} \alpha_0$	h_5' ——喇叭口直壁高度, m h_5'' ——喇叭口斜壁高度, m α_0 ——喇叭口角度(度)	$H = H_3 + h_4'$	h_0 ——喷嘴高度, m H ——池总高度, m h_4' ——第一反应区上口超高, m
$S = 2d_0$	S ——喷嘴与喉管间距, m	$H_1 = \left(\frac{D - D_0}{2} \right) \operatorname{tg} \beta$	H_1 ——池锥体部分高度, m D_0 ——池底部直径, m β ——池斜壁与水平线夹角(度)
第一反应区:		$H_2 = H - H_1$	H_2 ——池直壁高度, m
$\omega_2 = \frac{\pi}{4} d_2^2$	ω_2 ——第一反应区出口断面面积, m^2	各部容积及停留时间:	
$d_2 = \sqrt{\frac{4q_1}{\pi v_2}}$	d_2 ——第一反应区出口直径, m v_2 ——第一反应区出口流速, m/s	$t_1 = \frac{h_1}{v_1}$	t_1 ——喉管混合时间, s
$h_2 = \frac{d_2 - d_1}{2 \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2}}$	h_2 ——第一反应区高度, m α ——第一反应区锥形筒夹角(度)	$V_1 = \frac{\pi h_2}{3} \left(\frac{d_2^2 + d_2 d_1 + d_1^2}{4} \right)$	V_1 ——第一反应区容积, m^3
第二反应区:		$V_2 = \frac{\pi}{4} d_3^2 h_3 - \frac{\pi h_6}{3} \left(\frac{d_3^2 + d_2 d_1 + d_2^2}{4} \right)$	V_2 ——第二反应区容积, m^3
$\omega_3 = \frac{\sigma_1}{v_3}$	ω_3 ——第二反应区上口断面面积, m^2 v_3 ——第二反应区上口流速, m/s		
$h_6 = \frac{4q_1 t_3}{\pi (d_3^2 - d_2^2)}$	h_6 ——第二反应区出口至第一反应区上口高度, m t_3 ——第二反应区反应时间, s		

续表

计 算 公 式	设计数据及符号说明	计 算 公 式	设计数据及符号说明
$V = \frac{\pi}{4} D^2 [H - (H_1 + H_0)] + \frac{\pi H_1}{12} (D^2 + DD_0 + D_0^2)$ $T = \frac{W}{3600q}$	V ——澄清池总容积, m^3 H_0 ——超高, m T ——池总停留时间, h	排泥系统: $V_4 = \frac{q(C_0 - C_e)}{C} t' \times 3600$	V_4 ——泥渣浓缩区容积, m^3 C ——浓缩后泥渣浓度, mg/L t' ——浓缩时间, h C_0 ——进水悬浮物含量, mg/L C_e ——出水悬浮物含量, mg/L

2.6.3.4 脉冲澄清池设计要点

(1) 脉冲澄清池视具体情况可选用真空式、钟罩虹吸式或切门式等发生器。

(2) 一般采用穿孔管配水, 上设人字稳流板, 其主要设计数据如下: ①配水管最大孔口流速为 2.5~3.0m/s; ②配水管管底距池底 0.2~0.3m; ③配水管中心距为 0.4~1.0m; ④稳流板缝隙流速为 50~80mm/s; ⑤稳流板夹角一般采用 60°~90°。

(3) 在原水浊度较高, 排泥频繁地区, 宜采用自动排泥装置。排泥周期及历时, 可根据原水水质, 水量变化, 悬浮层泥渣沉降等情况随时调整。

脉冲澄清池容积、各部尺寸、穿孔配水管等计算, 同一般澄清池, 本节从略, 仅列出钟罩脉冲发生器的计算公式 (见图 2.6.17 和表 2.6.11)。

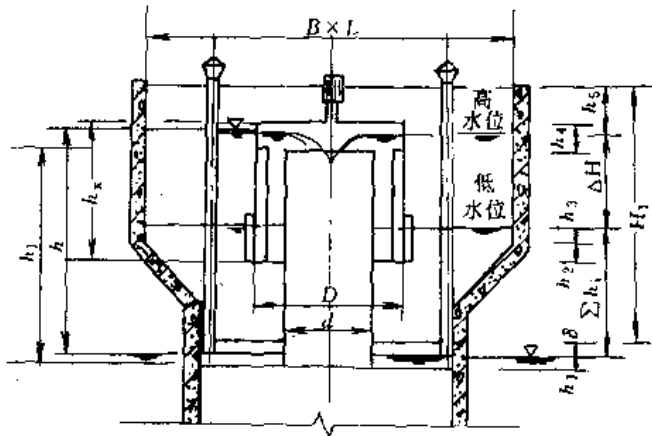


图 2.6.17 钟罩脉冲发生器计算示意

表 2.6.11 钟罩脉冲发生器计算公式

计 算 公 式	设计数据及符号说明
脉冲平均流量 Q_m : $Q_m = \frac{Q(1-\alpha)}{t_1} t_2 + Q$	Q ——脉冲澄清池设计水量, m^3/s α ——悬浮水量/设计水量 t_2 ——充水时间, s t_1 ——放水时间, s
放水时间 t_1 : $t_1 = \frac{A\Delta H}{\mu \sum \omega \sqrt{2g\Delta h_{max}}} - Q$ $\alpha = \frac{\text{脉冲最大流量 } Q_{max}}{\text{脉冲平均流量 } Q_m}$	α ——峰值系数: 钟罩式为 1.23~1.28 切门式为 1.34~1.44 真空式为 1.50~1.80 ΔH ——脉冲时进水区高低水位差, m , 一般取 0.6~0.8 A ——进水区有效面积, m^2 $\sum \omega$ ——配水管孔眼总面积, m^2 $\frac{A}{\sum \omega}$ ——孔眼面积比: 钟罩式为 15~18; 切门式为 10~12; 真空式为 6~8 μ ——流量系数一般采用 0.5~0.55

续表

计 算 公 式	设 计 数 据 及 符 号 说 明
脉冲过程中相当于最大流量时,配水管孔口处的自由水头 Δh_{\max} : $\Delta h_{\max} = \frac{h}{C} - \sum h_i$ $h = C(\sum h_i + \Delta h_{\max})$ $\sum h_i = h_{i1} + h_{i2} + h_{i3} + h_{i4}$	h ——进水区最高水位与澄清池出水水位之差, m C ——水位修正系数(考虑发生最大脉冲流量时的水位与最高脉冲水位两者不一致),钟罩式、切门式为 1.10~1.20;真空式为 1.0 Δh_{\max} ——最大自由水头:钟罩式、切门式为 0.35~0.50m $\sum h_i$ ——发生器和池体总的水头损失, m h_{i1} ——发生器局部损失, m h_{i2} ——发生器沿程损失, m, 一般很小可忽略不计 h_{i3} ——池体局部损失, m } 按澄清池的构造分别计算 h_{i4} ——池体沿程损失, m } 水头损失如图 7-79 所示
钟罩式脉冲发生器及进水区:中央虹吸管直径 d : $d = \sqrt{\frac{4Q_m}{\pi v_{01}}}$	v_{01} ——中央管脉冲平均流速, m/s, 取 2~4
钟罩直径 D : $D = 2d$	D ——根据经验为中央管直径的 2 倍
进水区面积 F : $F = \frac{Q(t_2 + \Delta t)}{\Delta H} + \frac{\pi}{4} D^2$	Δt ——发生脉冲前,瞬时溢流时间折算为计算流量的当量时间,一般取 1~3s
钟罩顶面距中央虹吸管管顶的高度 h_4 : $h_4 = (1.2 \sim 1.5) \frac{Q_m}{\pi d v_{01}}$	
中央虹吸管高度: $h_i = h_1 + \sum h_i + \Delta H - \frac{2}{3} h_4$ $h_{i1} = a^2 \left(\frac{\xi_1 v_{01}^2}{2g} + \frac{\xi_2 v_{02}^2}{2g} + \frac{\xi_3 v_{03}^2}{2g} \right)$	h_1 ——中央虹吸管水封深度,一般取 0.05~0.15m h_{i1} ——发生器局部损失, m v_{02} ——钟罩脉冲平均流速, m/s v_{03} ——钟罩和中央管间隙脉冲平均流速, m/s ξ_1 ——中央管局部阻力系数(包括出口),一般 $\xi_1 = 1.0 + 0.7 = 1.7$ ξ_2 ——钟罩局部阻力系数,一般 $\xi_2 = 1.0$ ξ_3 ——钟罩和中央管间隙局部阻力系数,一般 $\xi_3 = 1.0$
钟罩高度 h_5 : $h_5 = \frac{1}{3} h_4 + \Delta H + h_3 + h_2$	h_4 ——中央管管顶与钟罩顶之间的高度, m h_3 ——虹吸破坏管总高度,一般取 0.05~0.15m h_2 ——钟罩底边保护高度, m
进水区高度 H_1 : $H_1 = \sum h_i + \Delta H + h_5 - \delta$	h_5 ——进水区超高,一般取 0.3~0.5m,以便调整周期,增加产水量 δ ——进水区底板厚度, m

2.6.3.5 悬浮澄清池设计要点

(1) 单池面积不宜超过 150m²。矩形池每格池宽在 3m 左右。单层式澄清池池高一般不小于 4m, 双层式池高一般不大于 7m。澄清池不少于 2 座。

(2) 混凝剂的加入量应与澄清池出水量的变化相适应。药剂品种的选择、“最佳投加量”的确定,可参考同一水源相近水厂运转经验或通过试验确定。

(3) 原水与混凝剂一般应在空气分离器前完成混合,如混凝剂直接加入空气分离器时,应考虑均匀混合的设施。当原水悬浮物含量超过 3000mg/L 时,在进入配水系统前的混合时间不得超过 3min。当采用石灰软化水时,药剂可直接加入澄清池的底部。

(4) 对含有较多细砂的高浊度水,可增设底部排渣孔,通过澄清池下部排除不能凝聚并滞留在悬浮层底部的砂粒和老化的泥渣,以保证配水系统和悬浮层的正常工作。

当原水浊度较低时,需增设泥渣回流设备,将泥渣区的部分泥渣经空气分离器回流入池,以增大悬浮层浓度,也可采用间歇回流,在半小时内将悬浮层浓度提高到不低于 $2\text{kg}/\text{m}^3$ 。无回流设备时,则需增大投药量。

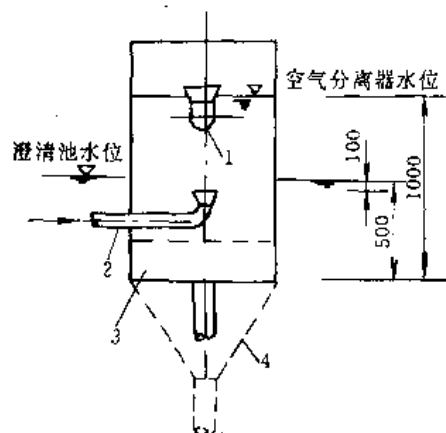


图 2.6.18 空气分离器示意

1—溢流管; 2—进水管;
3—格网(栅); 4—接澄清池配水管

(5) 每池设一个分离器,如图 2.6.18 所示或一组池共用一个空气分离器,将进入澄清池的水中空气或二氧化碳气体释放掉。设计数据为:①停留时间不小于 45s;②进水管流速不大于 $0.75\text{m}/\text{s}$;③格网(栅)设在进水管出口下缘附近,网(栅)孔尺寸的选择,既要防止水中粗大杂质进入配水孔或堵塞配水喷嘴又不致由于网(栅)孔眼太小,而被截留杂质堵塞,一般采用 $10\text{mm} \times 10\text{mm} \sim 20\text{mm} \times 20\text{mm}$ 。④分离器内水流向下流动速度不大于 $0.05\text{m}/\text{s}$,出水管流速为 $0.4 \sim 0.6\text{m}/\text{s}$,底部呈平底或锥形;⑤空气分离器内水位高度,按穿孔配水管的水头损失确定,一般高出澄清池水面 $0.5 \sim 0.6\text{m}$;⑥水深不小于 1m ,进水管口上缘应低于澄清池内水面 0.1m ,空气分离器底位于澄清池内水面下,不少于 0.5m 。

(6) 采用穿孔管配水,孔口流速为 $1.5 \sim 2.0\text{m}/\text{s}$,孔眼直径为 $20 \sim 25\text{mm}$,孔距不大于 0.5m ,孔向下与水平成 45° 交错排列。

(7) 采用喷嘴旋流配水时,喷嘴出口流速随着原水浊度的增加而提高,可按下值采用:原水悬浮物含量分别为 $100 \sim 500$ 、 $500 \sim 1000$ 和 $1000 \sim 5000\text{mg}/\text{L}$ 时,分别采用 1 、 1.25 和 $1.25 \sim 1.75\text{m}/\text{s}$ 。

目前国内运行的弯管旋流配水,当弯管出口流速控制在 $0.75\text{m}/\text{s}$ 时,可取得较好的澄清效果。喷嘴流速及消除旋流的整流板数量均需通过生产试验加以调整。

(8) 悬浮层高度应按原水浊度、温度而定,当用于混凝澄清时,一般为 $2.0 \sim 2.5\text{m}$ (其中直壁高度不得小于 0.6m);当用于石灰软化时,不小于 1.5m ,低温、低浊的原水宜取大值。停留时间一般为 $20 \sim 30\text{min}$,水流通过悬浮层的水头损失为 $5 \sim 8\text{cm}/\text{m}$ (高值适用于浑浊度较高的原水)。底部斜边与水平夹角不应小于 45° ,一般为 $50^\circ \sim 60^\circ$,底部呈锥形或锯齿形(用于方池)。

(9) 清水区上升流速与水池构造形式、原水悬浮物数量、混凝剂种类和投加量、水温等因素有关,可参照相似条件运行的澄清池运转资料确定。无此资料时,可参考表 2.6.12。

表 2.6.12 悬浮澄清池上升流速及悬浮层浓度

原水悬浮物浓度 $G_0/(\text{mg}/\text{L})$	清水区上升流速/ (mm/s)	悬浮层平均浓度/ (g/L)	泥渣浓缩区上升流速/ (mm/s)
100 ~ 1000	0.8 ~ 1.0	2.0 ~ 5.0	0.3 ~ 0.4
1000 ~ 3000	0.9 ~ 1.0	5.0 ~ 11	0.3 ~ 0.4
3000 ~ 5000	0.8 ~ 0.9	11 ~ 12	0.4 ~ 0.6
5000 ~ 10000	0.7 ~ 0.8	12 ~ 18	0.5 ~ 0.6
10000 ~ 15000	0.6 ~ 0.7	18 ~ 25	0.4 ~ 0.5
15000 ~ 20000	0.5 ~ 0.6	25 ~ 33	0.3 ~ 0.4

(10) 排渣筒下部应设导流筒或其他措施,以提高容积利用率。布置在泥渣浓缩区侧壁的排渣孔,应在离内壁某一距离处加装导流板,以改变从澄清池引入的水流方向,有助于分离悬浮物,如图 2.6.19 所示。

导流筒(板)高度为 $0.5 \sim 0.8\text{m}$ 。每个排渣筒(孔)的作用范围随悬浮物浓度和悬浮层高度增加而增加,一般 $< 3\text{m}$ 。上部排渣孔口或排渣筒口应加导流板和进口罩,排渣孔处流速为 $20 \sim 40\text{m}/\text{h}$,排渣筒进口及筒内流速为 $200\text{m}/\text{h}$ 。

(11) 泥渣区有效浓缩高度(导流筒或导流板下缘与泥渣区底部距离)不得少于 $1.0 \sim 1.5\text{m}$ 。

(12) 泥渣区内强制出水量折合成清水区的上升流速一般采用 $0.4 \sim 0.6\text{mm}/\text{s}$,亦可参见表 2.6.12。

(13) 泥渣浓缩的计算时间和相应的泥渣浓度应根据试验的泥渣浓缩曲线确定。无此资料时,可参考表 2.6.13。

表 2.6.13 泥渣浓缩后的泥渣浓度

进入泥渣浓缩 区的泥渣浓度/ (g/L)	泥渣浓缩后的泥渣浓度/(g/L)				
	2h	3h	4h	6h	20~30h
2~5	—	—	—	200	400
5~11	—	—	—	200	400
11~12	190	210	220	250	400
15	200	220	230	270	400
20	210	230	240	300	—
25	200	260	290	330	—
30	240	280	300	350	—

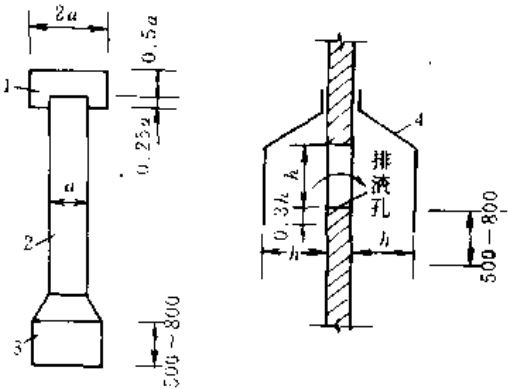


图 2.6.19 排渣孔导流板和排渣筒进口罩

1—进口罩；2—排渣筒；3—导流筒；4—导流板

(14) 排泥周期及历时与原水水质、排泥条件、浓缩区构造等因素有关，应参照附近澄清池运行经验选定。

排泥方式一般采用穿孔管（将穿孔管设于边坡角不小于 45°的斗槽内），穿孔排泥管可与厂内给水管接通，必要时可用压力水反冲，以防堵塞。

(15) 强制出水穿孔管，管内流速不大于 0.5m/s，孔口流速不小于 1.5m/s，孔径不小于 20mm 孔眼一般朝上布置。

强制出水量，单层池占设计水量的 20%~30%；双层池占 25%~45%，运转时可根据原水浊度与上升流速来调节。

(16) 双层式澄清池的强制出水穿孔管应设于泥渣区上部；单层式一般设在水面下 0.3m 左右（亦可根据最大强制出水量时的水头损失确定），并离泥渣区的设计泥面不小于 1.5m。

(17) 位于底部的泥渣区应设置清洗人孔，泥渣区顶部应设排气竖管。当澄清池面积为 10m² 以下，设 DN40mm 管 1 根；10~20m²，设 DN50mm 管 1 根；20~50m²，设 DN50mm 管 2 根。

(18) 澄清池的工作区和泥渣区必须安装取样管，用来控制药剂投加量、监视悬浮泥渣层高度、及调整浓缩区工况，以保证出水水质。

悬浮澄清池计算公式见表 2.6.14。

表 2.6.14 悬浮澄清池的计算公式

计 算 公 式	设计数据及符号说明
设计流量 Q_0 ： $Q_0 = Q(1 + \beta_n)$ $\beta_n = \frac{C_n}{C_a - C_n}$ $C_n = \frac{C_y + C_B}{2}$	C_n ——平均排泥浓度，g/L C_a ——进入泥渣区的泥渣浓度，g/L C_y ——浓缩后的泥渣浓度，g/L，参见表 2.6.13 β_n ——排泥耗水率 C_a ——设计原水悬浮物含量，g/L Q ——澄清池有效出水量，m³/h
清水区出水量、强制出水量： $Q_2 = Q_0(1 - K)$ $Q_1 = Q_0 - Q_2 = KQ_0$ $K = \frac{Q_2}{Q_1 + Q_2} = \frac{Q_1}{Q_0} = \frac{v_1}{v_1 + v_2}$ $v_2 = \frac{Q_2}{3600\omega_1} \times 10^3$	Q_2 ——泥渣区中强制出水量，m³/h Q_1 ——清水区出水量，m³/h K ——澄清区与泥渣区间出水水量分配系数参照同类型水源资料或参见表 2.6.12 v_1 ——清水区上升流速，mm/s v_2 ——泥渣浓缩区内的强制出水量折合成清水区上升流速，mm/s， $v_2 = 0.4 \sim 0.6$ ω_1 ——清水区面积，m²
澄清池面积： $\Omega = \omega_1 + \omega_2 = \frac{Q_1}{3.6v_1} + \frac{Q_2}{3.6v_2'}$	Ω ——单层式澄清池面积，m² ω_2 ——泥渣区上部面积，m² v_2' ——泥渣区上部上升流速，mm/s， $v_2' = (0.8 \sim 0.9)v_1$

计 算 公 式	设 计 数 据 及 符 号 说 明
$\Omega' = \omega_1 + \omega_3 = \frac{Q_1}{3.6v_1} + \frac{Q_2}{v_3}$	Ω' ——双层式澄清池面积, m^2 ω_3 ——排渣筒(管)进口面积, m^2 v_3 ——排渣筒进口及筒内流速, m/h , $v_3 = 200$
排渣孔面积 $\omega_3' (m^2)$ $\omega_3' = \frac{Q_2}{v_3'}$ (单层池)	v_3' ——排渣孔进口流速, m/h , $v_3' = 20 \sim 40$
穿孔集水槽: $b = 0.9q^{0.4}$ $h_1 = 0.75b$ $h_2 = 1.25b$	b ——槽宽, m q ——每槽担负流量, m^3/s h_1 ——槽起点水深, m h_2 ——槽终点水深, m , 孔口出流, 孔口前淹没水深 $5cm$, 孔口后水位跌落 $7cm$ 。集水槽超高 $15 \sim 20cm$
排泥: $D = 1.68d\sqrt{L}$ $q_n = \frac{\pi}{4} D^2 v_n$ $W = \frac{(S_1 - S_4) Q_0 T}{C_n}$ $T_0 = \frac{W'}{q_n}$ $W' = \frac{W}{n}$	D ——穿孔排泥管直径, m , $D \geq 0.15$ d ——孔眼直径, m , $d = 0.025 \sim 0.03$ L ——穿孔排泥管长度, m , $L < 10$ q_n ——穿孔管末端流量, m^3/s v_n ——穿孔管末端流速, m/s , 参阅穿孔排泥管计算, 一般为 $1.8 \sim 2.5$ W ——泥渣区有效容积(排泥周期内泥渣体积), m^3 T ——泥渣浓缩时间(排泥周期), h S_4 ——出水悬浮物含量, kg/m^3 T_0 ——排泥历时, s W' ——每根穿孔管在排泥周期内排泥量, m^3 n ——穿孔排泥管数量

2.6.4 运行管理

2.6.4.1 机械搅拌澄清池运行管理

(1) 运行前的准备工作

- ① 检查池内机械设备的空池运行情况。
- ② 电气控制系统应操作安全, 动作灵活。
- ③ 进行原水的烧杯试验, 取得最佳混凝剂和最佳投药量。

(2) 初次运行

① 应尽快形成所需泥渣浓度: 可先减少进水量, 增加投药量 (一般为正常加药量的 $1 \sim 2$ 倍), 一般调整进水量为设计流量的 $\frac{2}{3} \sim \frac{1}{2}$ 。并减小叶轮提升量。

② 逐步提高转速, 加强搅拌。如泥渣松散, 絮粒较小或水温、进水浊度低时, 可适当投加粘土或石灰以促进泥渣的形成。也可将正在运行的机械搅拌澄清池的泥渣加入新运行的机械搅拌澄清池中, 以缩短泥渣形成的时间。

③ 在泥渣形成过程中, 进行转速和开启度的调整, 在不扰动澄清区的情况下尽量加大转速和开启度, 找出开启度和转速的最佳组合。

④ 在形成泥渣的过程中, 应经常取样测定池内各部位的泥渣沉降比, 若第一反应区及池子底部泥渣沉降比开始逐步提高, 则表明泥渣在形成 (一般 $2 \sim 3h$ 后泥渣即可形成), 此时运行已趋正常。

泥渣形成后, 出水浊度达到设计要求 (< 10 度) 时, 可逐步减少药量至正常加注量, 然后逐步增大进水量。每次增加水量不宜超过设计水量的 20% 。水量增加间隔不小于 $1h$, 待水量增至设计负荷后, 应稳定运行 $48h$ 以上。

⑤ 当泥渣面高度接近导流筒出口时开始排泥, 用排泥来控制泥渣面在导流筒出口以下。一般二反应区 $5min$, 泥渣沉降比在 $10\% \sim 20\%$ 左右。

按不同进水浊度确定排泥周期和历时, 用以保持泥渣面的高度。

(3) 停池后重新运行

当停止运转 8~24h 后, 泥渣成压实状态, 重新运转时, 宜先开启底部放空管阀门, 排出池底少量泥渣, 并控制较大的进水量和适当加大投药量, 使底部泥渣松动, 然后调整到正常水量的 2/3 左右运转, 待出水水质稳定后, 再逐渐降低加药量, 增大进水量。

(4) 运行中的几种特殊情况及处理方法

① 当出现下列情况时, 一般是由于投药量不足或原水碱度过低。

- 1) 分离区清水层中出现细小絮粒上升, 出水水质浑浊。
- 2) 从第一反应区取样观察, 发现絮粒细小。
- 3) 反应区的泥渣浓度愈来愈低。

② 当池面水体有大的絮粒普遍上浮, 但颗粒间水色仍透亮时, 可能是投药量过大, 可适当降低投药量, 观察效果。

③ 遇下列情况发生时, 通常说明排泥量不够, 必须缩短排泥周期或加长排泥历时:

- 1) 污泥浓缩斗内排出的泥渣含水量很低, 泥渣沉降比已超过 80%。
- 2) 反应区泥渣浓度增高较剧, 泥渣沉降比达 25% 以上。
- 3) 分离区泥渣层逐渐升高, 出水水质变坏。

④ 在正常温度下, 清水区中有大量气泡出现, 可能是投加碱量过多; 或由于池内泥渣回流不畅, 沉积池底, 日久腐化发酵, 形成大块松散腐殖物, 并夹带气体上漂池面。

⑤ 清水区中絮粒明显上升, 甚至引起翻池, 可能由于以下原因:

1) 进水水温高于澄清池内水温 1℃ 以上, 降低了混凝效果, 同时局部的上升流速比设计的上升流速大为增加。

- 2) 强烈日光的偏晒, 造成池水对流。
- 3) 进水流量超过设计流量过多或三角配水槽堵塞, 使配水不均而短流。
- 4) 投药中断, 排泥不适或其他因素。

2.6.4.2 水力循环澄清池运行管理要点

各种形式澄清池的运行管理要求大致相仿, 仅列出特殊管理要点。

(1) 运行前须检查喉管的升降装置, 应保持升降灵活, 并做好提升高度的标志。

(2) 初次运行时应先调整喉管与喷口间距离, 一般可先按 2 倍喷嘴直径调节。

(3) 池子开始出水后, 细心观察出水水质及泥渣形成状况, 并调节喉管与喷口间距离, 观察泥渣回流状况, 以确定最佳的喉管位置。

(4) 正常运转中, 一般以测定第一反应区出口处的 5min 沉降比来控制出水水质, 其沉降比宜在 15%~20% 左右。

(5) 为了保持池内泥渣的平衡, 应定时进行排泥。一般当第一反应区的 5min 泥渣沉降比在 20%~25% 以上时, 即宜排泥。排泥历时不可过长, 以免泥渣排出太多, 影响池子的正常运行。

2.6.4.3 脉冲澄清池运行管理要点

(1) 初次运行

① 调整进水量到设计流量, 记录充水和放水时间、高低水位差及孔口最大自由水头等。

② 在悬浮层未形成前, 需适当加大投矾量 (通常多加 20%~50%), 以促进悬浮层形成 (一般需 4~8h), 然后逐步减小到正常加矾量。

③ 测定悬浮层 5min 沉降比 (通常为 10%~15%), 用来指导加矾和排泥。

(2) 正常运行

① 每小时测定悬浮层 5min 沉降比和出水浊度, 确定增减矾量和控制排泥。

② 运行时水量不应突变, 增加水量以不超过 20% 为限, 并提前增加矾量。

③ 要控制脉冲发生器正常可靠工作, 保持悬浮层处于稳定状态。

④ 最好连续运行, 如果需要间歇运行时, 停池前应先将泥渣浓缩区泥渣排泄, 以防止停池太久泥渣结硬造成排泥困难。如停池超过 3d, 最好将池体存泥放空, 以免泥渣变质, 影响下次运行的出水水质。

(3) “翻浑”处理

由于原水水质变坏, 加矾不够或断矾, 长时间不排泥 (泥渣浓缩室积满泥), 充放比例失调, 排气不畅

空气窜入悬浮层把泥渣带到清水层等,都会引起脉冲澄清池“翻浑”。此时应迅速查明原因,及时采取相应措施,如迅速排泥、增加矾量、减少水量,以及调整充放时间等措施。

2.6.4.4 悬浮澄清池运行管理要点

悬浮澄清池的运行管理,除与机械搅拌澄清池的相同内容外,尚应注意以下几点。

(1) 空池启动运行时,应采用较小的上升流速(进水量可控制为设计水量的 $1/2 \sim 1/3$)及较大的混凝剂投量(为正常投药量的 $1.5 \sim 2$ 倍),必要时可适当投加粘土以促进泥渣形成。当出水悬浮物含量降至 20mg/L 以下,同时悬浮泥渣层到达排渣筒进口下 0.3m 时,即表明悬浮层已经形成。这时可将水量逐渐加大,使上升流速逐渐提高到设计值,然后降低投药量至正常投加量。

(2) 悬浮澄清池一般不宜间歇运转。长期停运后重新启动时,在开始几分钟宜高负荷运行,即以较大的上升流速($1.6 \sim 2.0\text{mm/s}$)冲动悬浮层泥渣(以消除压实的泥渣积聚在澄清器底部)。当悬浮层达到设计高度后暂停进水,待其下沉至距进口 0.8m 左右时,即以正常流速投入运转,一般在 1h 左右可出清水。当澄清池在未充满水的情况下启动,水流开始上升时,出水非常浑浊,这时应把最初的水排入下水道。

(3) 悬浮澄清池启动后的初期或出水量急剧增加,应加大进入泥渣浓缩区的泥水量;当澄清池运行达到稳定后,要减少并调整进入泥渣浓缩区内的泥水量。

(4) 在运转中改变水量不应过于频繁,一般在短时间($20 \sim 30\text{min}$)内,出水量的变化不宜超过 $10\% \sim 20\%$ 。

(5) 处理低浊度水时,为加速悬浮层形成或保证悬浮层浓度,除适当增加混凝剂投量外,还可利用泥渣回流的方法,将底部泥渣回流至空气分离器中。

(6) 当原水悬浮物含量在 500mg/L 以上时,可考虑开启底部排泥管,并进行连续排泥。

(7) 穿孔排泥管排泥不净时,可在泥渣室加设压力水冲洗设备。冲洗水压力为 $0.3 \sim 0.4\text{MPa}$,冲洗管设有与垂直线成 45° 角向下交错排列的孔眼,一般冲洗一次约 2min 左右,这样可使排泥获得较好的效果。

2.7 气浮法

2.7.1 适用对象

① 固-液分离:污水中固体颗粒粒度很细小,颗粒本身及其形成的絮体密度接近或低于水,很难利用沉淀法实现固液分离的各种污水。

② 在给水处理方面,可应用于高含藻水源、低温低浊水源、受污染水源和工业原料盐水等的净化。

③ 液-液分离:从污水中分离回收石油、有机溶剂的微细油滴、表面活性剂及各种金属离子等。

④ 要求获得比重力沉淀更高的水力负荷和固体负荷,或用地受到限制的场合。

⑤ 有效地用于活性污泥浓缩。

2.7.2 气浮法比较

气浮法是以微小气泡作为载体,粘附水中的杂质颗粒,使其视密度小于水,然后颗粒被气泡挟带浮升至水面与水分离去除的方法。与重力沉淀法相比较,气浮法具有以下特点。

① 由于气浮池的表面负荷有可能高达 $12\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$,水在池中停留时间只需 $10 \sim 20\text{min}$,而且池深只需 2m 左右,故占地少,占地面积为沉淀法的 $1/2 \sim 1/8$;池容积为 $1/4 \sim 1/8$ 。节省基建投资(约 25%)。② 气浮池具有预曝气、脱色、降低 COD 等作用,出水和浮渣都含有一定量的氧,有利于后续处理或再用,泥渣不易腐化。③ 对那些很难用沉淀法去除的低浊含藻水,气浮法处理效率高,甚至还可以去除原水中的浮游生物,出水水质好。④ 浮渣含水率低,一般在 96% 以下,比沉淀法污泥体积少 $2 \sim 10$ 倍,简化了污泥处置、节省了费用。而且表面刮渣也比池底排泥方便。⑤ 可以回收有用物质,如造纸白水中的纸浆。⑥ 气浮法所需药剂量比沉淀法少。但是,气浮法电耗较大,约 $0.02 \sim 0.04\text{kWh}/\text{m}^3$;目前使用的溶气释放器易堵塞;浮渣受风雨影响。

气浮过程包括气泡产生、气泡与颗粒(固体或液滴)附着以及上浮分离等连续步骤。实现气浮法分离的必要条件有 2 个:第一,必须向水中提供足够数量的微细气泡,气泡理想尺寸为 $15 \sim 30\mu\text{m}$;第二,必须使目的物呈悬浮或疏水性质,从而附着于气泡上浮升。影响气浮效果的因素:① 微气泡的尺寸,决定于溶气方式和释放器的构造;② 气固比,决定于向水中释放的空气量;③ 进水浓度、工作压力、上浮停留时间;④ 药剂的作用。

按产生气泡的方式分:溶气气浮、充气气浮、电解气浮(见 2.10.4.3)等。主要气浮法的比较见表

2.7.1。目前在水处理领域应用最为广泛的是加压溶气气浮。

表 2.7.1 主要气浮法的比较

名 称	溶气气浮	充气气浮	电 解 气 浮
产气方式	①加压溶气 ②真空产气	①压缩空气通过微孔板② 机械力高速剪切空气	电解池正负极板产生氢气 泡和氧气泡
气泡尺寸	加/E 50 ~ 150 μm 真空 20 ~ 100 μm	0.5 ~ 1.0mm	氢气泡 $\leq 30\mu\text{m}$ 氧气泡 $\leq 60\mu\text{m}$
表面负荷 $\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$	5 ~ 10	5 ~ 10	10 ~ 50
主要用于	给水净化、生活污水、工业废水 处理。可取代给水和废水处理中的 沉淀和澄清；可用于废水深度处理 的预处理及污泥浓缩	矿物浮选、生活污水和工 业废水处理。如油脂、羊毛 脂等废水的初级处理。表面 活性剂的泡沫分离	工业废水处理。含各种金 属离子、油脂、乳酪、色度 和有机的废水处理

2.7.3 加压溶气气浮工艺

加压溶气气浮法与上述二种气浮法相比具有以下优点。

① 在加压条件下，空气溶解度大，溶入的气体经急聚减压，释放出大量尺寸微细、粒度均匀、密集稳定的微气泡。微气泡集群上浮过程稳定，对液体扰动微小，确保了气浮效果。特别适用于细小颗粒和疏松絮体的固液分离。

② 工艺过程及设备比较简单，管理维修方便。特别是处理水部分回流方式，处理效果显著且稳定，并能较大地节省能量。

③ 采用共聚（微气泡直接参与凝聚并和微絮粒共聚长大）气浮技术，可以简化气浮工艺，节省混凝剂用量。

加压溶气气浮法工艺主要由 3 部分组成，即加压溶气系统、溶气释放系统及气浮分离系统。见图 2.7.1。

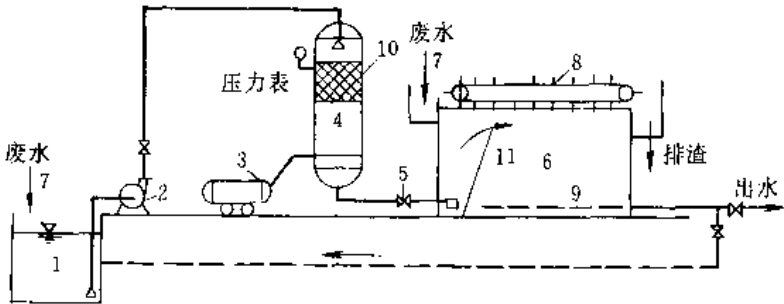


图 2.7.1 加压溶气气浮流程（部分回流式）

1—吸水井；2—加压泵；3—空压机；4—压力溶气罐；5—减压释放阀；6—浮上分液池；
7—原水进水管；8—刮渣机；9—集水系统；10—填料层；11—隔板

2.7.4 加压溶气气浮法设计

2.7.4.1 一般规定

① 用待处理废水进行气浮小试或现场试验，确定溶气压力及其释气量、回流比（溶气水量与待处理水量之比）。无试验资料时，溶气压力采用 0.2 ~ 0.4MPa，释气量对接近生活污水的废水可取 40 ~ 45ml/L，回流比取 25% ~ 50%。

② 根据试验结果选定混凝剂种类和用量，确定混合及反应方式和时间。为获得充分的共聚气浮效果，一般混合时间取 2 ~ 3min，反应时间 5 ~ 10min。

③ 根据对处理水质的要求，气浮作业与前后处理构筑物的衔接，施工难易程度等技术经济指标，确定气浮池的池型。反应池应与气浮池紧密相连，并注意水流的衔接，防止打碎絮体，进入气浮池接触室的水流速度宜控制在 0.1m/s 以下。

④ 接触室的尺寸应综合下列因素确定：水流上升流速一般应控制在 10 ~ 20mm/s；水流在室内的停留时

间不应小于 60s；接触室的高度 H_1 以 1.5~2.0m 为宜，平面尺寸应满足布置溶气释放器的要求。

⑤ 气浮分离室水流下向流速一般取 1.5~3.0mm/s，在给水方面，浊度在 100 度以下，取 2~3mm/s；在废水方面，固体浓度大于 100 度时，取 1~1.5mm/s。以保证分离室表面负荷在 5.5~10.8m³/(m²·h) 之间。分离室的深度一般取 1.5~2.5m。复核停留时间一般取 10~15min，有大量絮粒的废水，可延长至 20~30min。

⑥ 气浮池的长宽比无严格要求，一般单格池宽不超过 10m，池长不超过 15m 为宜。

⑦ 气浮池的排渣，一般设置专用刮渣机定期排渣。集渣槽：方形池设在池的一端或两端；圆形池设在径向。为使刮板移动速度不大于浮渣溢入集渣槽的速度，刮渣机行走速度控制在 5~8cm/s。

⑧ 气浮池集水应保持进、出水的平衡，以保持气浮池的正常水位。一般采用穿孔集水管与出水井连通，集水管的最大流速控制在 0.5m/s 左右。中小型气浮池在出水井的上部设置水位调节管阀；大型气浮池则设可控溢流堰板，以便升降水位、调节流量。

⑨ 压力溶气罐以采用阶梯环、拉西环、规整填料等为填料，填料层高取 1~1.5m，罐高 2.5~3.0m。罐径按过水断面面积负荷 100~200m³/(m²·h) 计算。溶气罐水力停留时间以 3min 计。溶气罐顶需设放气阀，以便定期将罐内顶部积存的受压空气放掉，否则溶气罐的有效容积将减小，而且会有大气泡窜出，影响气浮效果。

⑩ 溶气释放器使水充分减压消能，保证溶入水中的气泡全部释放出来，防止气泡互相碰撞而增大，保证气泡的微细度；防止水流冲击，保证气泡与颗粒的粘附条件。释放器前管道流速 1m/s 以下，释放器出口流速 0.4~0.5m/s，每个释放器的作用直径 30~110cm。

⑪ 气浮池的工艺形式多种多样，常用的有平流式气浮池、竖流式气浮池以及将气浮池与混凝反应、出水沉淀、出水过滤等综合为一体的综合气浮池等。实际应用时须根据原废水水质、水温、建造条件（如地形、用地面积、投资、建材等）及管理水平等综合考虑。

2.7.4.2 计算公式

(1) 气浮所需空气量 Q_g

$$Q_g = QR' a_c \phi$$

式中 Q ——气浮池设计水量，m³/h；

R' ——试验条件下的回流比，%；

a_c ——试验条件下的释气量，L/m³；

ϕ ——水温校正系数，取 1.0~1.3（主要考虑水的粘度影响，试验条件下的水温与冬季水温相差大者取高值）。

(2) 加压溶气水量 Q_p

$$Q_p = \frac{Q_g}{736 \eta P K_T}$$

式中 Q_p ——加压溶气水量，m³/h；

P ——选定的溶气压力，MPa；

K_T ——溶解度系数，根据水温查表 2.7.2；

η ——溶气效率，用阶梯环作填料的溶气罐可按表 2.7.3 查得。

表 2.7.2 不同温度下的 K_T 值

温度/℃	0	10	20	30	40
K_T	3.77×10^{-2}	2.95×10^{-2}	2.43×10^{-2}	2.06×10^{-2}	1.79×10^{-2}

表 2.7.3 阶梯环填料罐（层高 1m）的水温、压力与溶气效率的关系

水温/℃	5			10			15		
溶气压力/MPa	0.2	0.3	0.4~0.5	0.2	0.3	0.4~0.5	0.2	0.3	0.4~0.5
溶气效率/%	76	83	80	77	84	81	80	86	83
水温/℃	20			25			30		
溶气压力/MPa	0.2	0.3	0.4~0.5	0.2	0.3	0.4~0.5	0.2	0.3	0.4~0.5
溶气效率/%	85	90	90	88	92	92	93	98	98

(3) 接触室表面积 A_c

选定接触室中水流的上升流速 v_c 后, 按下式计算:

$$A_c = \frac{Q + Q_p}{v_c}$$

接触室的容积一般应按停留时间大于 60s 进行复核。接触室的平面尺寸如长、宽比等数据的确定, 应考虑施工的方便和释放器的合理布置等因素。

(4) 分离室表面积 A_s

选定分离速度 (分离室的向下平均水流速度) (v_s) 后按下式计算:

$$A_s = \frac{Q + Q_p}{v_s}$$

对矩形池, 分离室的长宽比一般取 (1~2):1。

(5) 气浮池的净容积 W

选定池的平均水深 H (一般指分离室深), 按下式计算:

$$W = (A_c + A_s)H$$

同时以池内停留时间 (t) 进行校核, 一般要求 t 为 10~20min。

(6) 溶气罐直径 D_d

选定过流密度 (I) 后, 溶气罐直径按下式计算:

$$D_d = \sqrt{\frac{4Q_p}{\pi I}}$$

一般对于空罐, I 选用 $1000 \sim 2000 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$, 对填料罐 I 选用 $2500 \sim 5000 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。

(7) 溶气罐高 Z

$$Z = 2Z_1 + Z_2 + Z_3 + Z_4$$

式中 Z_1 ——罐顶、底封头高度 (根据罐直径而定), m;

Z_2 ——布水区高度 (一般取 0.2~0.3m);

Z_3 ——贮水区高度 (一般取 1.0m);

Z_4 ——填料层高度, 当采用阶梯环时, 可取 1.0~1.3m

(8) 空压机额定气量 $Q'_g (\text{m}^3/\text{min})$

$$Q'_g = \psi' \frac{Q_g}{60 \times 1000}$$

式中 ψ' ——安全系数, 一般取 1.2~1.5。

2.7.5 典型加压溶气构筑物

典型气浮池有: 平流式气浮池 (图 2.7.2)、竖流式气浮池 (图 2.7.3) 和综合式气浮池。其中综合式气浮池有: 气浮-反应-一体式 (图 2.7.4), 气浮-沉淀-一体式 (图 2.7.5) 和气浮-过滤-一体式 (图 2.7.6)。各种气浮池的比较见表 2.7.4。

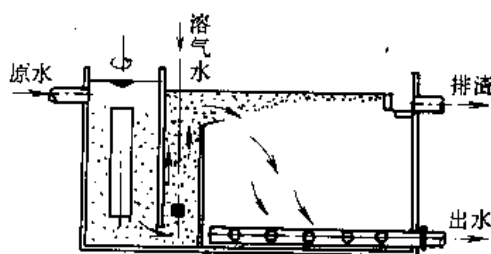


图 2.7.2 平流式气浮池

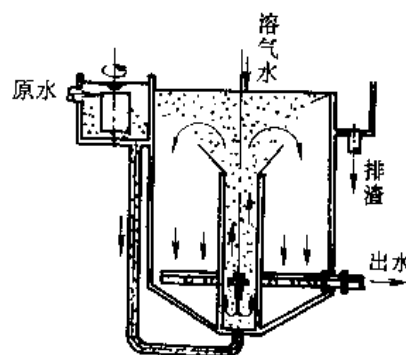


图 2.7.3 竖流式气浮池

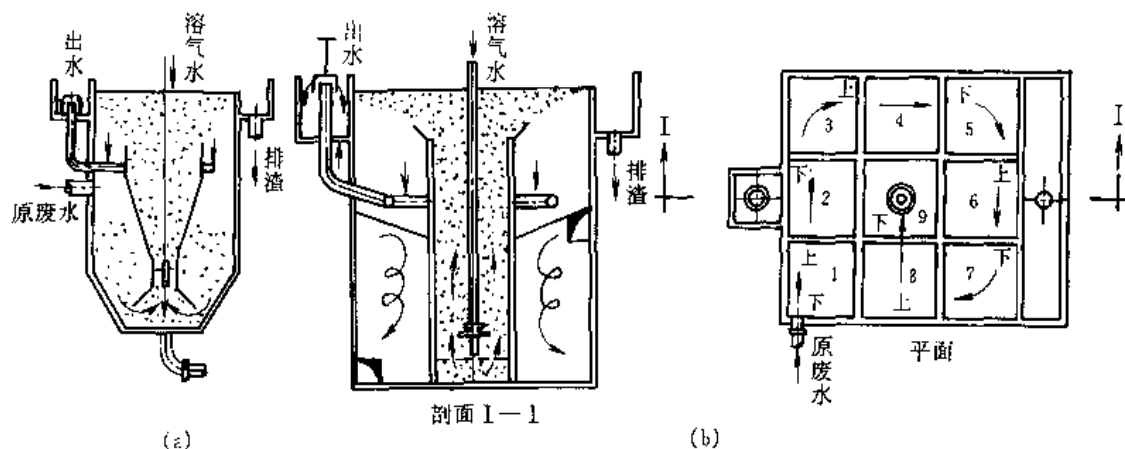


图 2.7.4 气浮-反应一体式
(a) 涡流反应气浮池; (b) 孔室反应气浮池

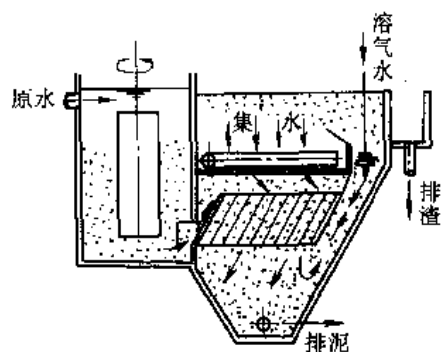


图 2.7.5 与向流斜管沉淀池结合的气浮池

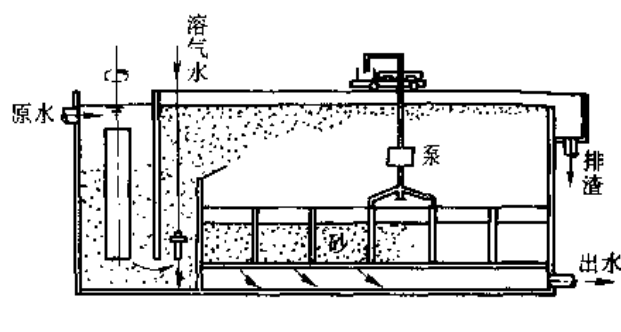


图 2.7.6 与移动冲洗罩滤池结合的气浮池

表 2.7.4 各种气浮池的比较

种 类	构造形式	优 点	缺 点
平流式	方池, 气浮池与反应池(搅拌、折板、孔室旋流等池型)共壁相连, 完成反应后的废水从下部进入气浮池接触室。清水由分离室底部集水管集取, 浮渣刮入集渣槽	池深浅、构造简单、造价低、管理方便	分离室容积利用率不高, 与后续处理构筑物在高程上配合较困难
竖流式	反应后的废水从气浮池底部进入中心接触室, 向上进入环形分离室	水流由接触室向周围扩散, 水力条件好。便于与后续处理构筑物在高程上配合	与反应池衔接较困难, 容积利用率较低
综合式	充分利用分离区下部空间	便于与后续处理构筑物在高程上的配合, 又节省用地、降低造价	构造较复杂, 维护管理技术要求较高
气浮-反应一体式	涡流反应式在池中中部切向进水, 入口水流旋流较剧, 反应区断面扩大, 流速减缓, 部分絮体沉淀。孔室反应式将池体分隔成两部分, 下部划分 9 格。外周 8 格为孔室旋流反应池, 中央一格为气浮接触室	部分絮粒沉于池底, 减轻了气浮池负荷。气浮池和反应池隔开, 出水水质好	

续表

种 类	构造形式	优 点	缺 点
气浮-沉淀一体式	将高效同向流斜管置于分离区下部	悬浮去除率高,适用于原水浊度高及含有部分密度大、不易混凝的杂质	
气浮-过滤一体式	采用普通快滤池或移动冲洗罩。气浮刮液机兼作冲洗罩的移动装置	气浮池通过滤层集水更趋均匀	

2.7.6 专用设备

2.7.6.1 溶气释放器

常用溶气释放器及特性见表 2.7.5。TS、TJ 和 TV 溶气释放器性能见表 2.7.6, 外形见图 2.7.7~图 2.7.9。

表 2.7.5 常用溶气释放器及特性

名 称	基本结构	特 性
TS 溶气释放器	孔口-多孔室-小平行圆盘缝隙-管嘴	(1) 在 0.15MPa 以上, 可释放溶气量的 99%。释出的微气泡密集、直径为 20~40 μm 。在 0.2MPa 压力下即能正常工作 (2) 孔盖易堵塞, 单个释放器出流量小, 作用范围较小
TJ 溶气释放器	孔口-单孔室-大平行圆盘缝隙-舌簧-管嘴	(1) 在 0.15MPa 以上, 可释放溶气量的 99%。释出的微气泡密集、直径为 20~40 μm 。在 0.2MPa 压力下即能正常工作 (2) 单个释放器出流量和作用范围较大。堵塞时可用注射器。提起舌簧, 清除堵塞物
TV 溶气释放器	孔口-单孔室-上下大平行圆盘缝隙	(1) 在 0.15MPa 以上, 可释放溶气量的 99%。释出的微气泡密集、直径为 20~40 μm 。在 0.2MPa 压力下即能正常工作 (2) 单个释放器出流量和作用范围较大。堵塞时可用压缩空气使下盘移动, 清除堵塞物

表 2.7.6 TS、TJ 和 TV 溶气释放器性能

· 型号	规格	溶气水支管 接口直径/ mm	不同压力(MPa)下的流量/(m ³ /h)								作用直径/ mm
			0.15	0.2	0.25	0.3	0.35	0.4	0.45	0.5	
TJ-I ^②	8×(15)	25	0.98	1.08	1.18	1.28	1.38	1.47	1.57	1.67	50
TJ-II	8×(15)	25	2.10	2.37	2.59	2.81	2.97	3.14	3.29	3.45	70
TJ-III	8×(25)	50	4.03	4.61	5.15	5.60	5.98	6.31	6.74	7.01	90
TJ-IV	8×(32)	65	5.67	6.27	6.88	7.50	8.09	8.69	9.29	9.89	100
TJ-V	8×(40)	65	7.41	8.70	9.47	10.55	11.11	11.75	—	—	110
TV-I	φ25	25	0.95	1.04	1.13	1.22	1.31	1.4	1.48	1.51	40
TV-II	φ20	25	2.00	2.16	2.32	2.48	2.64	2.8	2.96	3.18	60
TV-III	φ25	40	4.08	4.45	4.81	5.18	5.54	5.91	6.18	6.64	80
TS-I		15	0.25 ^①	0.32		0.38		0.42		0.45	25
TS-II		20	0.52 ^①	0.70		0.83		0.93		1.00	35
TS-III		20	1.01 ^①	1.30		1.59		1.77		1.91	50
TS-IV		25	1.68 ^①	2.13		2.52		2.75		3.10	60
TS-V		25	2.34 ^①	3.47		4.00		4.50		4.92	70

① 压力为 0.1MPa; ② TJ 型抽真空管接口直径 15mm。

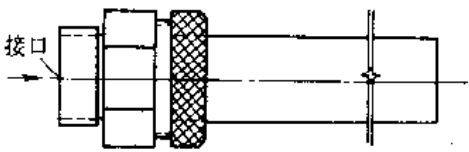


图 2.7.7 TS 型溶气释放器外形

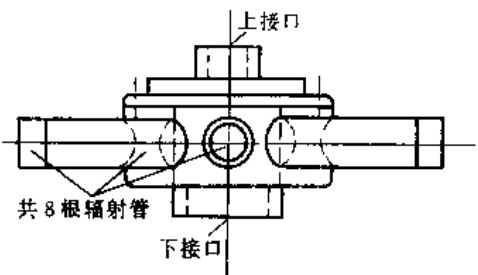


图 2.7.8 TJ 型溶气释放器外形

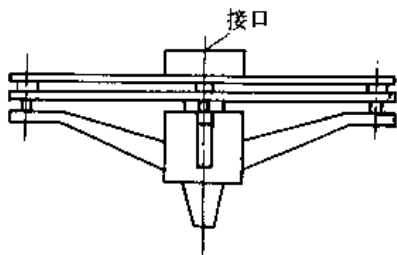


图 2.7.9 TV 型溶气释放器外形

2.7.6.2 压力溶气罐

推荐采用低能耗、空压机供气、阶梯环填料、喷淋式溶气罐。其构造形式见图 2.7.10。主要结构尺寸见表 2.7.7。

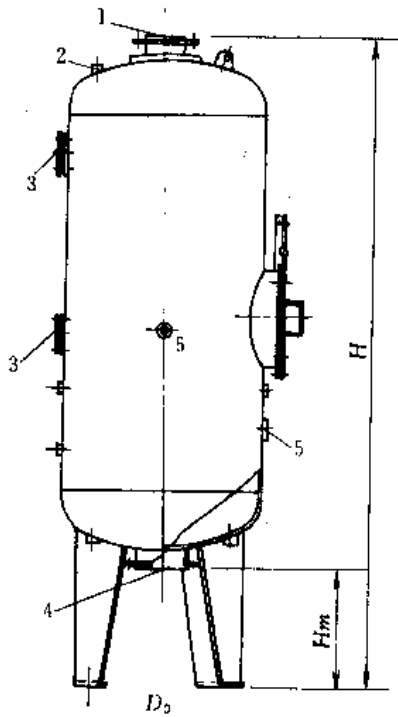


图 2.7.10 喷淋式填料罐

1—进水管；2—进气管；3—观察窗（进出料孔）；
4—出水管；5—液位传感器；6—放气管

表 2.7.7 压力溶气罐的主要尺寸

型号	罐直径/ mm	流量适 用范围/ (m ³ /h)	压力适用 范围/ MPa	进水管 管径/ mm	出水管 管径/ mm	罐总高(包 括支脚)/ mm
TR-2	200	3~6	0.2~0.5	40	50	2550
TR-3	300	7~12	0.2~0.5	70	80	2580
TR-4	400	13~19	0.2~0.5	80	100	2680
TR-5	500	20~30	0.2~0.5	100	125	3000
TR-6	600	31~42	0.2~0.5	125	150	3000
TR-7	700	43~58	0.2~0.5	125	150	3180
TR-8	800	59~75	0.2~0.5	150	200	3280
TR-9	900	76~95	0.2~0.5	200	250	3330
TR-10	1000	96~118	0.2~0.5	200	250	3380
TR-12	1200	119~150	0.2~0.5	250	300	3510
TR-14	1400	151~200	0.2~0.5	250	300	3610
TR-16	1600	201~300	0.2~0.5	300	350	3780

2.7.6.3 刮渣机

矩形气浮池采用桥式刮渣机（图 2.7.11）。规格及主要技术参数见表 2.7.8。圆形气浮池推荐采用行星式刮渣机（图 2.7.12）。规格及主要技术参数见表 2.7.9。

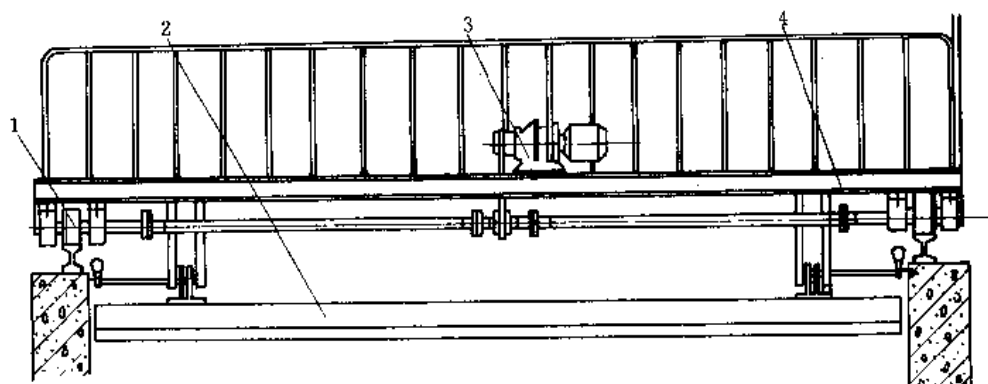


图 2.7.11 桥式刮渣机

1—行走部分；2—刮板；3—驱动机构；4—桁架

表 2.7.8 桥式刮渣机规格及主要技术参数

刮渣机 型 号	气浮池池 净宽/m	轨道中心距/ m	驱动减速器 型 号	电机功率/ kW	电机转速/ (r/min)	行走速度/ (m/min)	道轨型号
TQ-1 型	2~2.5	2.23~2.73	SJWD 减速 器附带电机	0.75	—	—	—
TQ-2 型	2.5~3	2.73~3.23		0.75	1000	5.36	8kg/m
TQ-3 型	3~4	3.23~4.23		0.75	—	—	—
TQ-4 型	4~5	4.23~5.23		1.1	—	—	—
TQ-5 型	5~6	5.23~6.23		1.1	1500	4.8	11kg/m
TQ-6 型	6~7	6.23~7.23		1.1	—	—	—
TQ-7 型	7~8	7.23~8.23		1.5	—	—	—
TQ-8 型	8~9	8.23~9.23		1.5	—	—	—

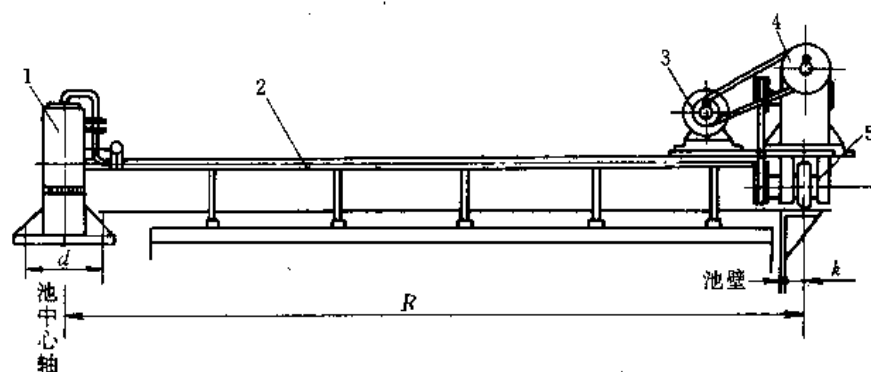


图 2.7.12 行星式刮渣机

1—中心管柱；2—行星臂；3—电机；4—传动部分；5—行走轮

表 2.7.9 行星式刮渣机规格及主要技术参数

型 号	池体直径 D /m	轨道中心圆直径/m	电机型号及功率/ kW	电机转速/ (r/min)	行走速度/ (m/min)
JX-1	2~4	$D+0.1$	AO-5624, 0.12	1440	—
JX-2	4~6	$D+0.16$	AO-6314, 0.18	1440	4~5
JX-3	6~8	$D+0.2$	AO-6324, 0.25	1440	—

2.7.7 运行管理

(1) 气浮系统的调试

① 调试前的工作：拆下所有释放器，反复清洗管路及溶气罐，直至出水中无杂质；检查连接溶气罐和空压机间管路上的单向阀的水流方向是否指向溶气罐。

② 调试时的工作：先用清水调式压力溶气罐和溶气释放系统，待该系统运行正常后，再向气浮池内注

入原废水。

③ 控制压力溶气罐内的水位距罐底 60~100cm (既不淹没填料, 也不能过低), 将进出水阀门完全打开, 防止出水阀门处截流, 气泡提前释出。

④ 异常现象及解决办法: 接触区浮渣面不平, 局部冒出大气泡或水流不稳定, 应取下释放器排除堵塞; 分离区浮渣面不平, 池面常见大气泡破裂, 则表明气泡与絮粒粘附不好, 应验查并对混凝系统进行调整; 不合格出水返回集水井, 合格出水进入后续处理系统。

⑤ 控制气浮池出水调节阀管或可动堰板, 将气浮池水位稳定在集渣槽口以下 5~10cm。待水位稳定后, 用进出水阀门调节并测量处理水量, 直至达到设计流量为止。

⑥ 待浮渣积至 5~8cm 后, 开动刮渣机进行刮渣。检查刮渣和排渣能否正常进行, 出水水质是否受到影响。

(2) 日常维护及管理

① 根据反应池的絮凝、气浮池分离区浮渣及出水水质, 调整混凝剂投加量等混凝参数。检查并防止加药管堵塞。

② 掌握浮渣积累规律和刮渣时间, 建立刮渣制度。

③ 经常观察溶气罐的水位指示管, 控制管内水位在 60~100cm 之内, 防止大量空气窜入气浮池。

④ 冬季水温过低时, 絮凝效果差, 除增加投药量外, 有时还须增加回流量或溶气压力, 以增加微气泡数量及与絮粒的粘附, 以弥补因水流粘度的增加而降低带气絮粒的上浮性能, 保证出水水质。

⑤ 做好日常运行记录, 包括处理水量、水温、进出水水质、投药量、溶气水量、溶气罐压力、刮渣周期、泥渣含水率等。

2.7.8 充气气浮

利用机械方法将空气分割成微气泡。有水泵吸水管吸入空气、扩散板(管)气浮、叶轮气浮几种。

2.7.8.1 射流气浮

(1) 射流气浮是采用以水带气射流器向水中充入空气, 射流器构造见图 2.5.11 及表 2.5.5。高压水经过喷嘴喷射产生负压而从吸气管吸入空气, 气水混合物通过喉管时将气泡撕裂、粉碎、剪切成微气泡。进入扩散段后, 动能转化为势能, 进一步压缩气泡, 随后进入气浮池。

(2) 射流气浮池多为圆形竖流式, 见图 2.7.13。

(3) 一般规定 ①保证射流器不堵塞, 要求悬浮物颗粒粒径小于喷嘴直径, 喉管直径与喷嘴直径之比为 2~2.5; ②反应段上升流速 60~80m/h; ③分离段上升流速 6~8m/h; ④停留时间 8~15min; ⑤进水压力 0.1~0.3MPa; ⑥浮渣由液位控制溢流排出; ⑦空气量为水量为 5%~8%; ⑧SS 去除效率一般为 90%~95%。

2.7.8.2 叶轮气浮

(1) 叶轮气浮设备构造 见图 2.7.14。叶轮高速转动时, 盖板下方形成负压, 空气从进气管进入, 废水由盖板上的圆孔进入, 在叶轮的搅动下, 空气被破碎成细小的气泡, 并与水充分混合后一起被导向叶片甩出, 再经过整流板稳流后, 在池体内垂直上升, 进行气浮。形成的气泡不断被缓慢转动的刮沫板刮出池外。这种气浮设备适宜于处理水量不大, 但污染物浓度较高的废水, 其除油效率一般在 80% 左右。

(2) 设计与计算

① 叶轮气浮池多为正方形, 边长 L 不宜超过叶轮直径 D 的 6 倍, 一个叶轮气浮池的面积 $S = 36D^2$ 。

② 叶轮安装在池底, 直径 D 多为 0.2~0.4m, 最大不超过 0.6~0.7m, 转速多采用 900~1500r/min; 圆周线速度 10~15m/s; 叶片与直径成 60°角安装, 叶轮上方装有带导向叶片的固定盖板, 二者之间隙为 10mm, 叶轮与导向叶片间有 5~8mm 间隙。盖板上沿圆周开有孔径为 20~30mm 的圆孔 12~18 个。

③ 气浮池工作水深 h 一般为 2~3m, 不超过 3m。即一个气浮池的有效容积为:

$$V = 36D^2h = kQt$$

式中 Q ——处理水量, m^3/s ;

t ——气浮时间, 一般取 16~20min;

k ——系数, 一般多取 1.1~1.4。

④ 叶轮吸入的气水混合量 q :

$$q = 1000Q/(1 - \alpha)$$

式中 α ——曝气系数, 根据试验采用 0.35。

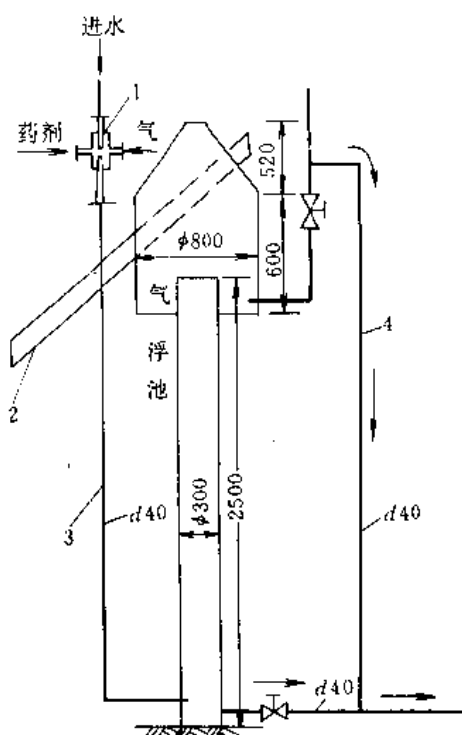


图 2.7.13 3t/h 射流气浮池基本尺寸

1—射流器；2—排渣槽；3—进水管；4—出水管

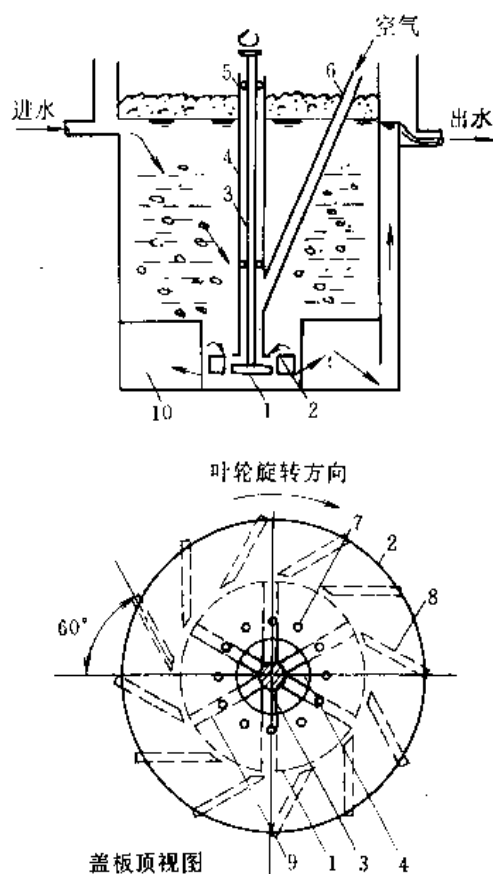


图 2.7.14 叶轮气浮池构造示意图

1—叶轮；2—固定盖板；3—转轴；4—轴套；5—轴承；6—进气管；7—循环进水孔；8—导向叶片；9—叶轮叶片；10—整流板

⑤ 水进入叶轮所受到的静水压力 H

$$H = \rho h$$

式中 ρ ——气水混合物的溶重，等于 0.67kg/L 。

静水压力可按下式计算：

$$H = \Phi \frac{u^2}{2g}$$

式中 Φ ——压力系数，等于 $0.2 \sim 0.3$ ；

u ——叶轮周边线速度， m/s 。

⑥ 叶轮所需功率 N

$$N = q\phi H / (102\eta)$$

式中 η ——叶轮效率， $\eta = 0.2 \sim 0.3$ 。确定 N 值后，电机功率可取 $1.2N$ 。

2.8 过 滤

2.8.1 过滤作用

- ① 去除化学澄清和生物过程未能去除的微细颗粒和胶体物质，提高出水水质。
- ② 提高悬浮固体、浊度、磷、BOD、COD、重金属、细菌、病毒等的去除率。
- ③ 强化后续消毒效果，由于提高了悬浮物和其他干扰物质的去除率，因而可降低消毒剂的用量。
- ④ 使后续离子交换、吸附、膜过程等处理装置免于经常堵塞，并提高它们的处理效率。

一般混凝沉淀出水经过滤后，可获得以下水质： $\text{SS} \leq 5\text{mg/L}$ ； $\text{BOD}_5 \leq 8\text{mg/L}$ ； $\text{COD} \leq 20 \sim 35\text{mg/L}$ ； $\text{NH}_3\text{-N} \leq 15 \sim 30\text{mg/L}$ ； $\text{TP} \leq 0.2\text{mg/L}$ ；浊度 $\leq 0.1 \sim 0.4$ 度。在饮用水处理中，滤池常置于沉淀池或澄清池之后，消毒或膜分离之前，不可或缺。在废水深度处理中，过滤常置于二沉池之后，作为高级处理的前处理或水回用前的处理。

2.8.2 各种滤池的特点比较

滤池有多种分类方法。按滤速分慢滤池、快滤池和高速滤池；按水流方向分下向流、上向流、双向流等；按滤料分普通砂滤池（快滤池）、煤-砂双层滤池、煤-砂-磁铁矿（或石榴石）三层滤池、陶粒滤池、硅藻土滤池、纤维球滤池等；按滤池使用的阀门数分四阀滤池（快滤池）、双阀滤池、单阀滤池、无阀滤池、虹吸滤池等；按过滤驱动力分重力滤池和压力滤池；按运行方式分间歇滤池（过滤、冲洗交替进行）和连续滤池（如移动冲洗滤池）。各种滤池的特点比较见表 2.8.1。

表 2.8.1 各种滤池的特点比较

名 称		主 要 特 点
快 滤 池	1. 普通快滤池	(1)滤层 ①单层-细粒石英砂, 给水和较清洁的工业废水, 滤速 4.8~20m/h; ②粗粒石英砂或均匀陶粒, 滤速 3.7~37m/h (2)适用条件 单层-细粒石英砂, 给水和较清洁的工业废水; 单层粗粒石英砂, 二级处理出水, 特别适合于生物膜消化和脱氮处理系统出水 (3)优缺点 单池面积较大, 有成熟运行经验, 可采用降速过滤, 出水水质较好; 阀门多, 易损坏, 必须全套反冲洗设备
	2. 双层滤料滤池	(1)滤层 ①无烟煤、石英砂; 陶粒、石英砂; 纤维球、石英砂; 活性炭、石英砂; 树脂、石英砂; 树脂、无烟煤等。②均匀-非均匀滤料, 上层均匀滤料-均匀煤粒、塑料 372、ABS 颗粒 (2)适用条件 滤速 4.8~24m/h。大、中型给水和二级处理出水 (3)优缺点 采用降速过滤, 出水水质较好; 方便旧池改造。料滤选择要求高, 冲洗困难, 易积泥, 易流失
	3. 三层滤料滤池	(1)滤层 无烟煤、石英砂、石榴子石(磁铁矿石) (2)适用条件 滤速 4.8~24m/h。中型给水和二级处理出水 (3)优缺点 截污能力大, 降速过滤, 出水水质较好
	4. 无阀滤池	(1)滤层 单层砂滤料 (2)适用条件 小型水厂 (3)优缺点 无大型阀门、强制自动冲洗、工厂定型制造、安装快速; 小阻力配水系统、变水头过滤; 清砂不便、浪费部分冲洗水。滤速: 4.8~24m/h
	5. 虹吸滤池	(1)滤层 单层滤料 (2)适用条件 中型水厂, 不宜用于废水过滤 (3)优缺点 无大型阀门、无专用反冲洗设备、易于自动化; 小阻力配水系统、恒速过滤、滤层不发生负水头现象; 滤料粒径、层厚及反冲洗强度受限制
	6. 冲洗罩滤池	(1)滤层 单层滤料 (2)适用条件 大、中型水厂, 单池不宜过大 (3)优缺点 池深浅、结构简单、移动冲洗罩对各格滤池循环连续冲洗, 不须冲洗水泵或水塔; 阶梯式变速过滤
其 他 滤 池	1. 压力滤池	(1)滤层 单层 双层或三层滤料 (2)适用条件 小型水厂, 工业废水处理 (3)优缺点 立式滤层较深, 卧式过滤面积较大; 允许水头损失达 6~7m; 每个单元的出水可连接起来, 互为反冲洗用水, 省去反冲洗设备; 清砂不便
	2. 上向流滤池	(1)滤层 单层石英砂滤料, 滤层可厚 1.8m; 滤层顶部设遏制格栅, 以遏制滤层不致膨胀 (2)适用条件 小、中型水厂, 工业废水处理 (3)优缺点 反粒度过滤, 效率高。配水系统同时是反冲洗水系统, 要求布水均匀。可用待滤水作反冲洗用水, 悬浮物多被截留在下部, 不易反冲洗干净
	3. 硅藻土滤池	(1)滤层 硅藻土 (2)适用条件 工业废水二级处理出水 (3)优缺点 可获取高质量出水, BOD、SS 可达痕量; 费用高, 不适于处理悬浮物浓度变化较大的废水
	4. 纤维球滤池	(1)滤层 5~10mm 纤维球作滤料 (2)适用条件 工业废水二级处理出水 (3)优缺点 滤速可达 20~30m/h, 截污量达 4~5kg/cm ² ; 采用气水同时反冲洗, 充分发挥过滤效果

2.8.3 普通快滤池的构造

快滤池一般用钢筋混凝土建造,其大致结构如图 2.8.1 所示。

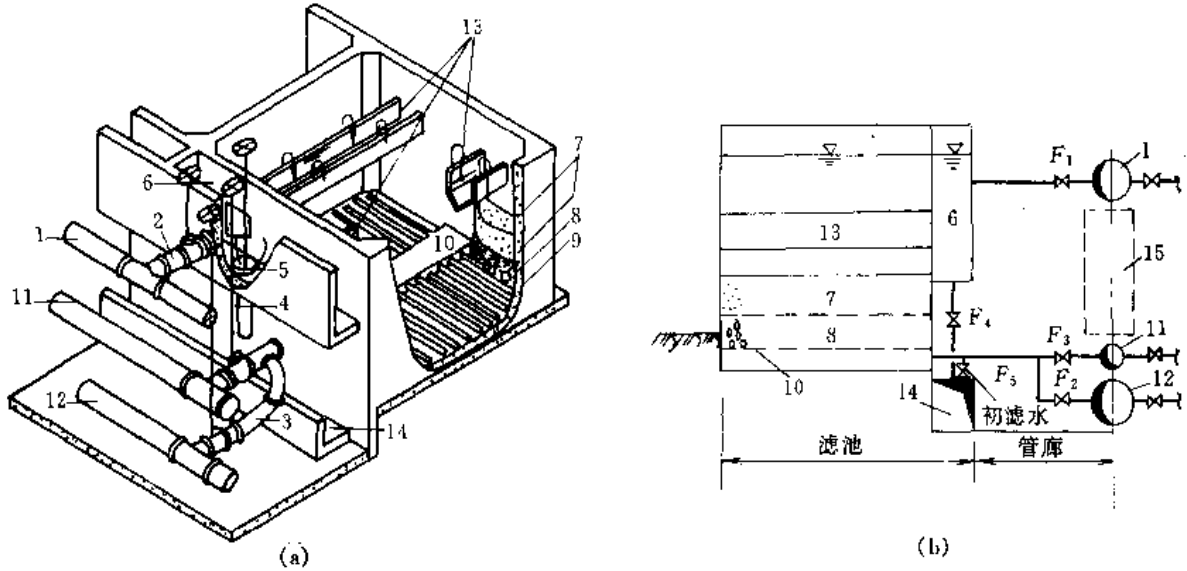


图 2.8.1 快滤池构造图

1—进水干管; 2—进水支管; 3—清水支管; 4—排水管; 5—排水阀; 6—集水渠; 7—滤料层; 8—承托层;
9—配水支管; 10—配水干管; 11—冲洗水管; 12—清水总管; 13—排水槽; 14—废水渠; 15—走道空间

2.8.3.1 滤料与垫层

滤料是滤池的核心。要求具有足够的机械强度、化学稳定性好、能提供较大的比表面积和孔隙率、价廉易得。常用滤料有石英砂、无烟煤、石榴石粒、磁铁矿粒、白云石粒、花岗岩粒、纤维球、塑料球、橡胶粒等。滤料的粒径越均匀越好。不均匀系数 $K_{80} = d_{80}/d_{10} = 2 \sim 2.2$, 式中 d_{80} 、 d_{10} 分别为筛分滤料时通过滤料重量 80% 和 10% 的筛孔直径。理想滤池的滤料排列应是沿水流方向粒径逐渐减小, 而实际滤池经反冲洗后, 其滤料粒径排列是上小下大。滤料越均匀, 其排列越接近理想滤池。石英砂的总孔隙比 (滤层中孔隙体积与滤层体积之比) 一般在 0.42 左右; 无烟煤 0.5 ~ 0.55; 陶粒 0.65 ~ 0.70。粒径 0.15 ~ 1.2mm 的石英砂、无烟煤、石榴石粒的比表面积分别约为 174 ~ 25.5cm²/g、208 ~ 30.4cm²/g、203 ~ 37.1cm²/g; 粒径 0.5 ~ 2mm 的陶粒的比表面积约为 10000 ~ 5000cm²/g。新型滤料的密实度和孔隙率可变。如纤维球滤料由涤纶短丝结扎而成, 有弹性, 密实度由中心向周边递减, 孔隙比达 0.9。在过滤过程中, 因自重和水流阻力而压缩, 使空隙沿水流方向逐渐减小, 趋向理想滤池滤层结构。与硬颗粒滤料相比, 它具有更高的滤速 (5 ~ 8 倍), 且截泥量大, 工作周期长 (3 倍), 可去除 0.5 ~ 10μm 级的微小悬浮物。

垫层 (承托层) 的主要作用是承托滤料和配水。要求机械强度高、孔隙均匀、不被反冲洗水冲动。通常采用天然卵石或碎石。

2.8.3.2 配水系统

配水系统的作用是均匀收集滤后水, 更重要的是均匀分配反冲洗水。配水系统的合理设计是滤池正常工作的重要保证。通常采用的配水系统有: ①由于干管和穿孔支管组成的大阻力系统, 如图 2.8.2, 其水头损失 > 3m; ②滤球式、管板式及二次配水滤砖式等中阻力系统, 如图 2.8.3, 其水头损失 0.5 ~ 3m; ③豆石滤板、格栅、滤头等小阻力系统, 如图 2.8.4, 1m² 滤板配置 36 ~ 50 个滤头, 滤头缝隙总面积为滤池面积 0.9% ~ 1.25%。

2.8.3.3 排水槽及集水渠

排水槽用以均匀收集和输送反冲洗水, 要求在池中均匀分布, 槽所占的面积不应超过滤池面积的 25%, 溢流堰施工误差 ≤ ± 2mm, 槽内水面以上有 70mm 的干舷。在排水槽末端, 反洗水应以自由跌落的形式流入集水渠。排水槽断面形状如图 2.8.5 所示。一般沿槽长方向槽宽不变, 槽底倾斜, 起端槽深为末端槽深的一半, 末端水流速度空转为 0.6m/s。排水槽及集水渠的水流情况见图 2.8.6。

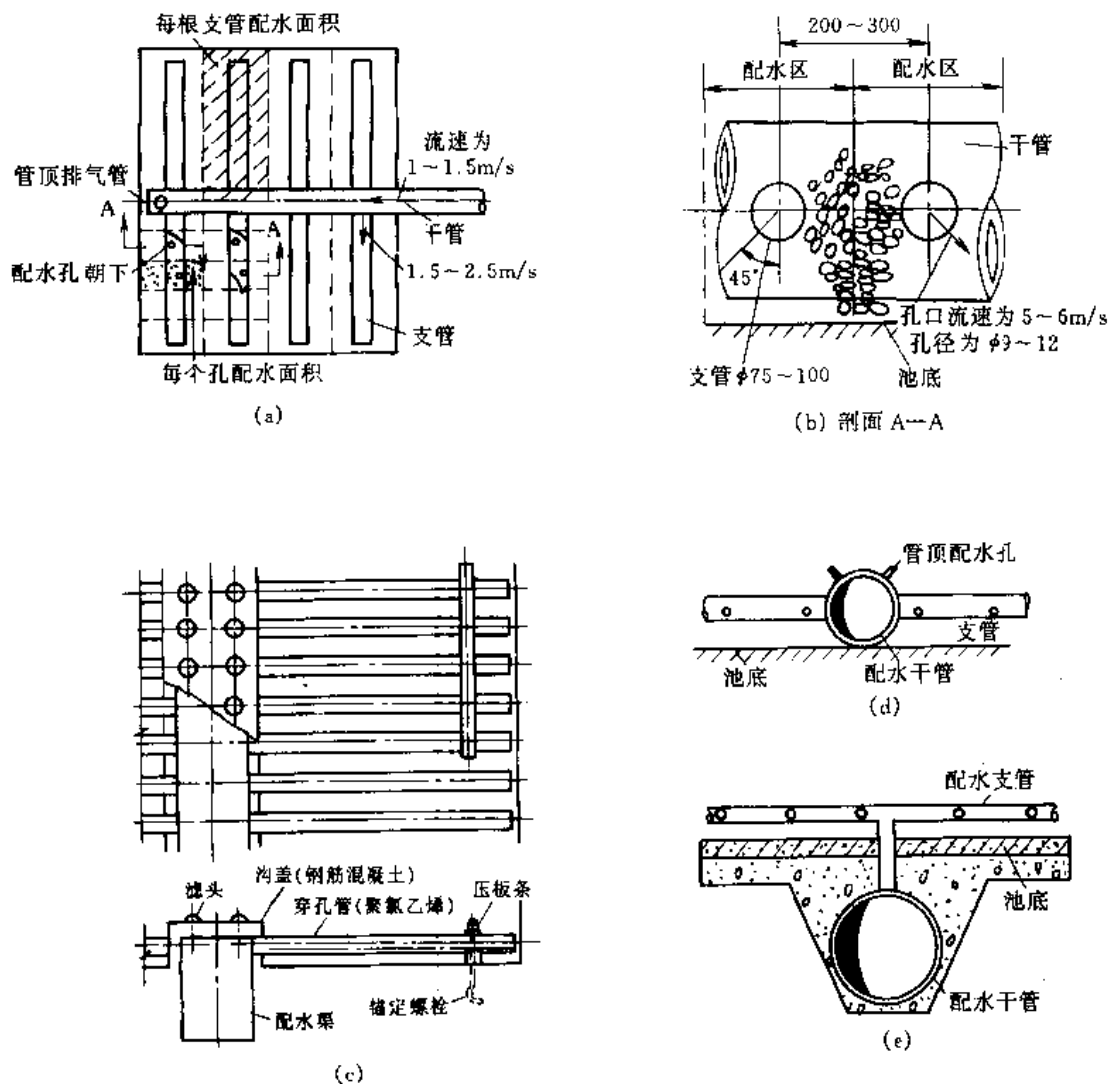


图 2.8.2 管式大阻力配水系统

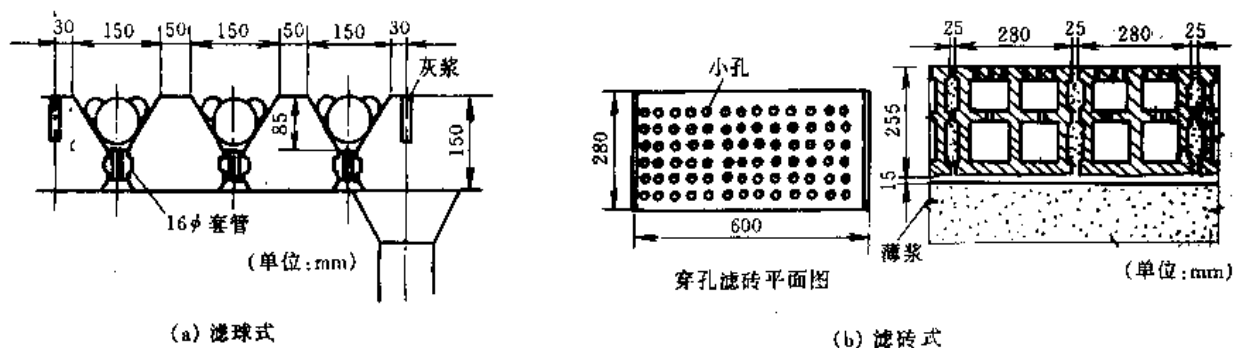


图 2.8.3 中阻力配水系统

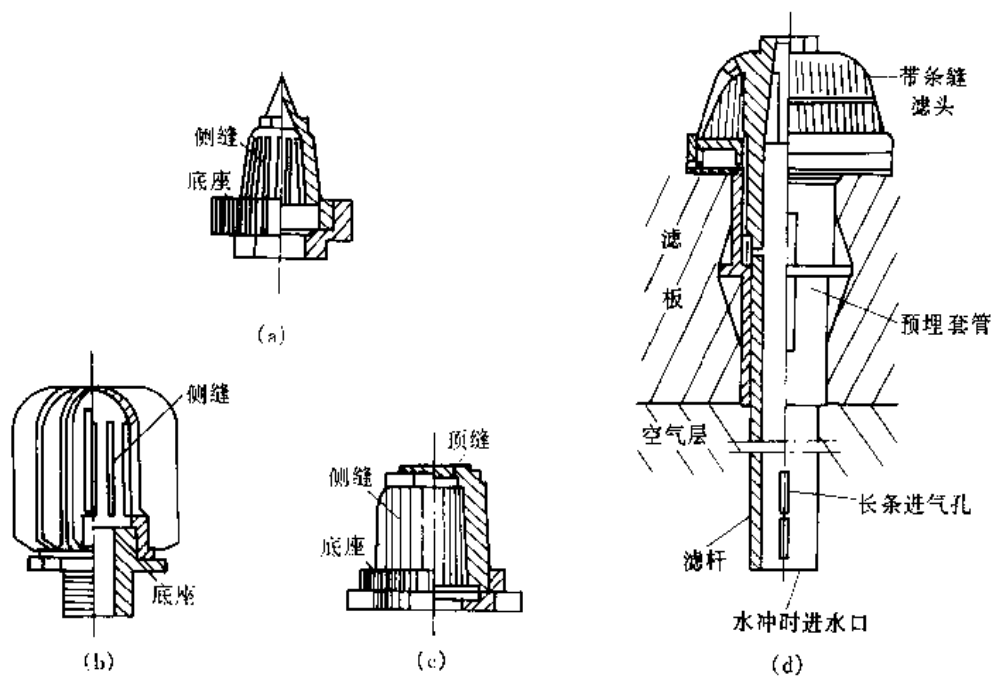


图 2.8.4 4种滤头

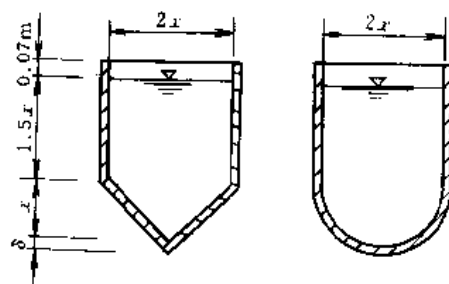


图 2.8.5 冲洗排水槽断面形状

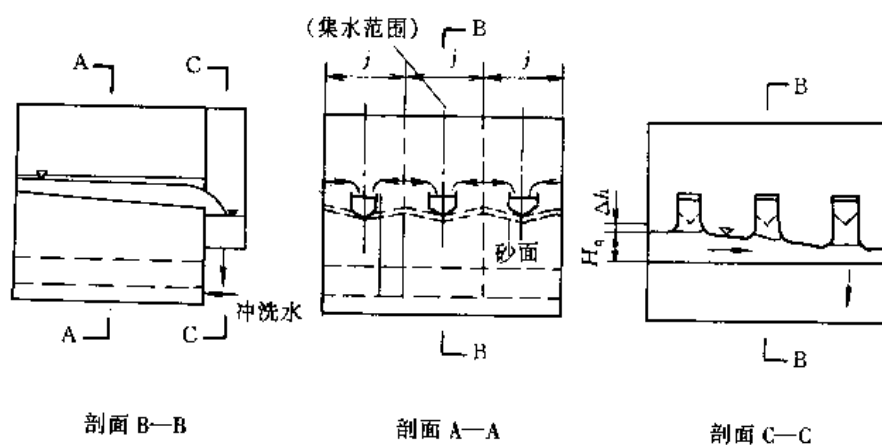


图 2.8.6 冲洗排水槽及集水渠的水流情况

2.8.3.4 表面冲洗装置

表面冲洗装置是为冲洗泥球而设的，有固定式和旋转式两种。喷管置于排水槽下。旋转式利用喷出的压

力水的反作用力推动喷管旋转，同时利用喷管旋转产生的搅拌作用破坏滤层的泥球，见图 2.8.7。

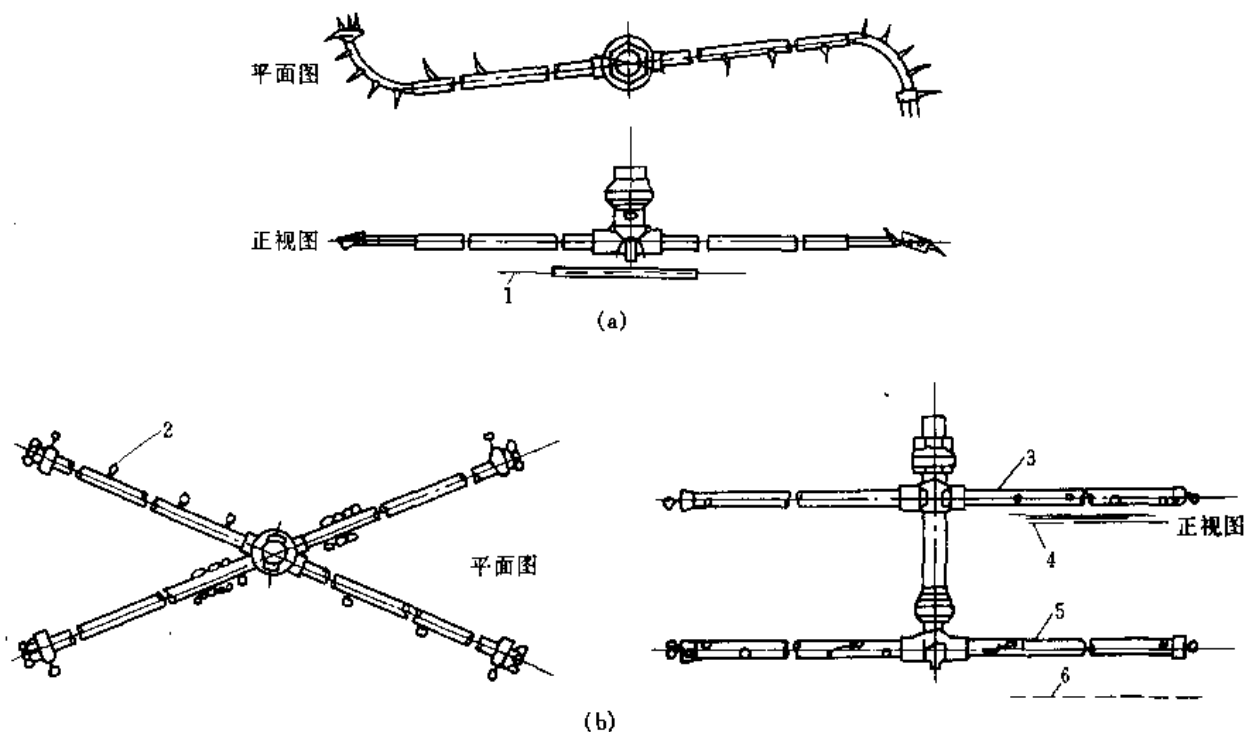


图 2.8.7 典型的表面冲洗搅动器

(a) 单臂搅动器；(b) 双臂搅动器

1—滤料表面；2—喷嘴橡皮帽；3—滤料表面上的臂；4—滤料面；5—浸没臂；6—沙粒无烟界面

2.8.3.5 管道与阀门

为了对快滤池交替进行过滤和冲洗操作，需要设置大量管道和阀门。阀门集中布置在管廊里。

2.8.4 普通快滤池设计

2.8.4.1 普通快滤池、多层滤料快滤池设计计算

(1) 滤速与滤池面积

$$F = \frac{Q}{v}$$

式中 F ——滤池总面积， m^2 ；
 Q ——设计废水量， m^3/d ；
 v ——滤速， m/h 。

(2) 滤池实际工作时间

$$T = T_0 - t_0 - t_1$$

式中 T_0 ——滤池工作周期， h ；
 t_0 ——滤池休闲时间， h ；
 t_1 ——滤池反冲洗时间， h 。

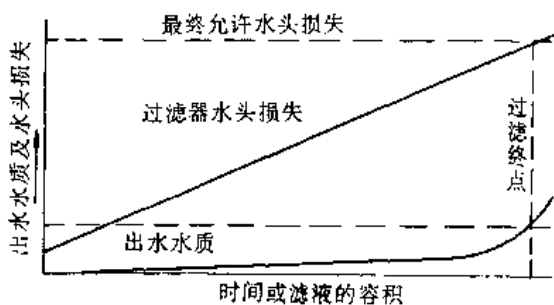


图 2.8.8 出水水质及水头损失变化曲线

(3) 滤池个数 N 和尺寸

$$f = F/N$$

式中 f ——单个滤池的面积， m^2 ；
 N ——滤池的个数， N 不少于 2 个。

滤池个数应根据生产规模、造价、运行等条件通过技术经济比较确定。池数较多，运转灵活，强制滤速低，布水易均匀，冲洗效果好；但单位面积滤池造价增加。根据经验，滤池个数可按表 2.8.2 确定。

表 2.8.2 滤池总面积及推荐池数

滤池总面积/m ²	< 30	30 ~ 50	100	150	200	300
推荐滤池个数	2	3	3 或 4	5 或 6	6 ~ 8	10 ~ 12

(4) 滤池长 (L) 宽 (B) 比 $f \leq 30\text{m}^2$ 时, $L/B = 1:1$; $f > 30\text{m}^2$ 时, $L/B = 1.25:1 \sim 1.5:1$; 采用旋转管式表面冲洗装置时, $L/B = 1:1$ 、 $2:1$ 或 $3:1$ 。

(5) 过滤水头损失 水流通过干净滤层的水头损失 h' 可用很多公式计算, Carmen-Kozeny 从管道水头损失公式出发求得

$$\frac{h'}{L_0} = \frac{5\mu v}{g\rho} \frac{(1 - \epsilon_0)^2}{\epsilon_0^3} \left(\frac{6}{\phi} \right)^2 \sum_{i=1}^n \frac{p_i}{d_i^2}$$

式中 L_0 ——滤层厚度, m;

ϵ_0 ——干净滤层孔隙比;

ϕ ——滤料的球形度系数, 其值约为 1;

ρ ——水的密度, kg/m^3 ;

μ ——水的动力粘度系数, $\text{kg}/(\text{m}\cdot\text{s})$;

v ——滤速, m/s ;

p_i ——平均粒径为 d_i 的第 i 层滤料的重量与滤料总重量的比值;

g ——重力加速度, m/s^2 。

随着过滤进行, 滤层截留颗粒物增多, 孔隙比减小, 水头损失和出水浓度逐渐上升, 如图 2.8.8 所示。纳污后滤层水头损失可用 $(\epsilon_0 - \sigma)$ 代替上式中的 ϵ_0 , 仍用上式计算, 这里 σ 是单位体积滤料中截留的悬浮物总体积。也可以在干净滤层水头损失上叠加一个随 σ 或 t 增大而增大的阻力项 $\Delta h'$, 如

$$\Delta h' = \frac{kvc_0 t}{1 - \epsilon_0}$$

即

$$h = h' + \Delta h'$$

式中 k ——经验系数;

c_0 ——进水悬浮物浓度;

t ——过滤时间, s。

(6) 反冲洗水头 反冲洗所需水头等于滤层、垫层、配水系统及管路的水头损失之和, 并留有一定的富余水头。

① 大阻力配水系统孔眼水头损失 h_2

$$h_2 = \left(\frac{q}{10\mu\alpha} \right)^2 \frac{1}{2g}$$

式中 q ——反冲洗强度, $\text{L}/(\text{s}\cdot\text{m}^2)$, 过滤一般的悬浮物 $q = 12 \sim 15\text{L}/(\text{s}\cdot\text{m}^2)$, 过滤油质悬浮物 $q = 20\text{L}/(\text{s}\cdot\text{m}^2)$;

α ——反冲洗水配水管孔眼总面积与滤池面积之比, 一般为 $0.2 \sim 0.25$;

μ ——孔口流量系数, 与孔眼直径和管壁厚的比值有关, 其值见表 2.8.3;

g ——重力加速度, 9.81m/s^2 。

表 2.8.3 孔眼流量系数 μ

孔眼直径/管壁厚	1.25	1.5	2.0	3.0
μ	0.76	0.71	0.67	0.62

大阻力配水系统干管截面积为支管总截面积的 $1.5 \sim 2$ 倍, 干管末端顶部设直径 $40 \sim 50\text{mm}$ 的排气管。支管长与直径之比 < 60 , 支管上开向下成 45° 角的配水孔, 相邻两孔的方向错开, 孔间距 $75 \sim 200\text{mm}$ 。支管底与池底距离不小于干管半径。

采用二次配水滤砖的水头损失 $h_2 = 0.195q^2$; 采用豆石滤水板等小阻力配水, 其水头损失取经验值 $0.25 \sim 0.4\text{m}$ 。采用滤头时, 1m^2 滤池安装 $40 \sim 60$ 个, 总缝隙面积为滤池面积的 $0.5\% \sim 2\%$ 。也可采用间距 10mm 的钢制栅条。

② 垫层水头损失 h_3

$$h_3 = 0.022H_1q$$

式中 H_1 ——垫层高度, m 。

③ 滤层水头损失 h_4 与富余水头 h_5

冲洗时滤层阻力正好等于滤料在水中的重量, 其水头损失 h_4 为:

$$h_4 = (\rho_s/\rho - 1)(1 - \epsilon_0)L_0$$

在工程实践中, 常取经验值 $h_4 + h_5 = 2 \sim 2.5 (\text{m})$ 。

(7) 反冲洗

① 膨胀率 e

$$e = (L - L_0)/L_0$$

式中 L ——膨胀后滤层厚度;

L_0 ——膨胀前滤层厚度。

膨胀率测定简单, 常作为反冲洗操作的空转指标。 e 太低, 水力剪切力小; e 过高颗粒碰撞次数少, 还会冲动垫层及流失滤料, 因此 e 应适当。对于砂滤池, 最佳膨胀率 $e = (1.5 \sim 2.5\epsilon_0)$ 。

② 反冲洗强度 q

q 与滤料粒径、水温、孔隙比和要求的膨胀率有关, 可用下式计算或取经验值:

$$q = 100 \frac{d_e^{1.31}}{\mu^{0.54}} \frac{(e + \epsilon_0)^{2.31}}{(e + 1)^{1.77} (1 - \epsilon_0)^{0.54}}$$

式中 q ——冲洗强度, $\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$;

d_e ——滤料的体积当量直径, cm ;

μ ——水的动力粘度系数, $\text{g}/(\text{cm} \cdot \text{s})$ 。

供给滤池反冲洗水的方式有冲洗水泵和冲洗水塔。前一种方式投资较省, 但操作较麻烦, 短时间内电耗和负荷大; 后者造价较高, 但操作简单。有有利地形时, 建水塔反冲洗较好。

③ 水泵反冲洗(见图 2.8.9)

反洗水泵流量 Q 与扬程 H

$$Q = qf$$

$$H = H_0 + h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5$$

式中 H_0 ——洗砂排水槽顶与清水池最低水位高差, m ;

h_1 ——清水池与滤池间冲洗管沿程和局部水头损失之和, m ;

其他符号同前。

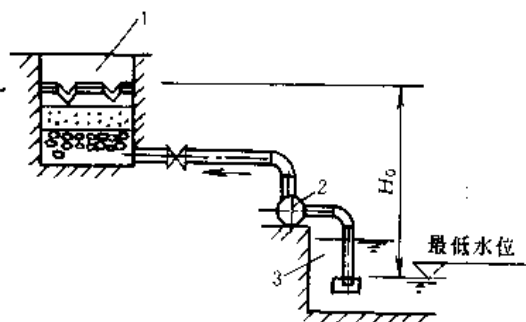


图 2.8.9 水泵反冲洗
1—滤池; 2—水泵; 3—清水池

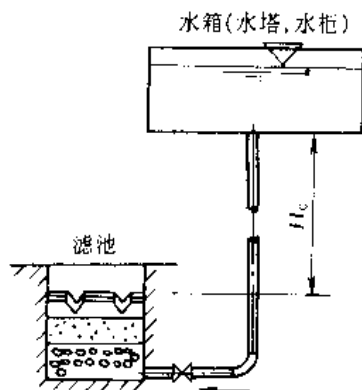


图 2.8.10 水箱(水塔、水柜)冲洗

④ 水箱反冲洗(见图 2.8.10)

$$H_0 = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5$$

式中 H_0 ——水箱底高于洗砂排水槽顶的高度, m;
 h_1 ——冲洗水箱至滤池间冲洗管道的沿程与局部水头损失, m;
 其他符号同前。水箱容积一般为滤池一次冲洗水量 1.5 倍, 水深 < 3m。

(8) 排水槽及集水渠

① 矩形滤池中排水槽的高度和间距应满足条件:

$$\frac{u_1}{u_2} < \frac{S_1}{S_2} < \pi$$

式中 u_1 ——浊度颗粒的沉降速度, m/s;
 u_2 ——反冲洗强度 + 表面冲洗强度, m/s;
 S_1 ——两排水槽的中心间距, m, $S_1 = 1.5 \sim 2.2$ m;
 S_2 ——从膨胀滤层表面到排水槽上缘的距离, m。

② 排水槽末端的断面面积 ω

$$\omega = qf / (1000nv)$$

式中 n ——每个滤池排水槽的数目;
 v ——排水槽出口处的流速, m/s, 一般采用 0.6m/s。
 $\omega \leq 0.25\text{m}^2$ 。

③ 矩形断面集水渠内始端的水深 H_q

$$H_q = 0.808 \left(\frac{q_w}{B} \right)^{2/3}$$

式中 q_w ——滤池总冲洗水流量, m^3/s ;
 B ——渠宽, m。
 集水渠的高度可按 $H_q + 0.2\text{m}$ 计算。

2.8.4.2 主要参数

见表 2.8.4。

表 2.8.4 下向流滤池滤料及滤层设计参数

滤 层	给水及清净废水	废 水	滤 层	给水及清净废水	废 水
单层砂			三层		不宜用作 废水滤池
深度/mm	700	700~1000	无烟煤		
粒径/mm	0.5~1.2	1.0~2.0	粒度/mm	1.0~1.2	
不均匀系数 K_{80}	2.0	<1.7	深度/mm	200~500	
滤速/(m/h)	8~12	8~10	不均匀系数 K_{80}	1.4~1.8	
双层			石英砂		
无烟煤			粒度/mm	0.4~0.8	
粒度/mm	0.8~1.8	1.5~3.0	深度/mm	200~400	
深度/mm	400~600	300~500	不均匀系数 K_{80}	1.4~1.8	
不均匀系数 K_{80}	2.0	<1.38	石榴石或磁铁矿石		
石英砂			粒度/mm	0.2~0.6	
粒度/mm	0.4~0.8	1.0~1.5	深度/mm	70~150	
深度/mm	400~500	150~400	不均匀系数 K_{80}	1.5~1.8	
不均匀系数 K_{80}	2.0	<0.8	滤速/(m/h)	18~20	
滤速/(m/h)	12~16	10~15			

大阻力配水系统单、双层滤料滤池承托层规格见表 2.8.5。三层滤料滤池因滤速高，不宜采用大阻力配水系统。采用小阻力配水系统时，配水均匀度不小于 95%。

表 2.8.5 大阻力配水系统垫层（单层-双层滤料）

层 次		粒级/mm	厚度/mm	层 次		粒级/mm	厚度/mm
上 ↓ 下	1	2~4	100	上 ↓ 下	3	8~16	100
	2	4~8	100		4	16~32	150

反冲洗强度见表 2.8.6。表面辅助冲洗强度：固定式 0.15~0.2m/min，水柱压力 15~20m；旋转式 0.05~0.1m/min，水柱压力 30~40m。

表 2.8.6 反冲洗强度

滤池类型	最小反冲洗流速 $v/[m^3/(m^2 \cdot min)]$	反冲洗强度 $q/[L/(s \cdot m^2)]$	反冲洗历时 t/min	滤层膨胀率 $e/\%$
单层滤料	1.8~2.0	12~15	5~7	40~50
双层滤料	0.8~1.2	13~16	6~8	40~50
三层滤料	0.8~1.2	16~17	6~8	35~40

2.8.5 无阀滤池

无阀滤池的构造及工作状态如图 2.8.11 所示。它通过改变过滤水头实现恒速过滤。通过进出水的压差自动控制虹吸产生和破坏，实现自动连续运行。过滤室在冲洗水箱下部，过滤时不会出现负水头，能自动反冲洗，并设有强制冲洗系统，必要时也可进行人工反冲洗。管理方便。因冲洗水头不高，故配水系统均采用小阻力系统，单池面积不能太大，常用于小型处理厂。因在滤池反冲洗时，原水也由虹吸管排出，故反洗污水量较大。此外，滤料装卸困难。

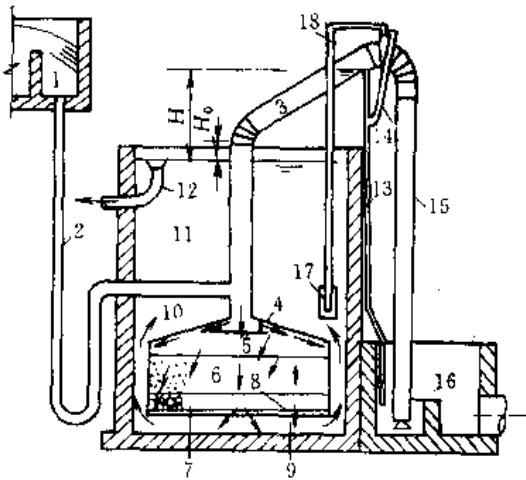


图 2.8.11 无阀滤池过滤状态

- 1—进水分配槽；2—进水管；3—虹吸上升管；
- 4—顶盖；5—挡板；6—滤料层；7—承托层；
- 8—配水系统；9—底部空间；10—连通管；
- 11—冲洗水箱（清水池）；12—出水管；
- 13—虹吸辅助管；14—抽气管；
- 15—虹吸下降管；16—水封井；
- 17—虹吸破坏斗；18—虹吸破坏管。

无阀滤池的计算公式见表 2.8.7。主要设计参数如下：

进水堰口标高 $H_{堰}$ ：采用双格组合时，为使进水-配水箱配水均匀，要求两堰口标高、厚度和粗糙度尽可能相同。

$H_{堰} = \text{虹吸辅助管管口标高} +$
 $\text{进水及虹吸上升管内各项水头损失之和} +$
 $\text{堰上自由出流高度 (10~15cm)}$

为防止虹吸管工作时因进水带气提前破坏虹吸现象，可采取下列措施：

- ① 滤池冲洗前，进水-配水箱应保持一定水深，一般考虑箱底与滤池冲洗水箱持平；
- ② 进水管内流速 0.5~0.7m/s；
- ③ 为确保安全，进水管 U 形存水弯的底部中心标高应与滤池排水井底标高持平。

表 2.8.7 无阀滤池、虹吸滤池、移动冲洗罩滤池、上向流滤池计算公式表

滤池	计算公式	说明
无阀滤池	$F = \alpha \frac{Q}{v}$ $H' = \frac{60 F q t}{1000 F'}$	<p>Q——设计水量, m^3/h</p> <p>v——设计滤速, m/h</p> <p>α——考虑反冲洗水量增加的百分数, 一般采用 1.05</p> <p>H'——冲洗水箱高度, m</p> <p>t——冲洗历时, min</p> <p>q——反冲洗强度, $\text{L}/(\text{s} \cdot \text{m}^2)$</p> <p>$F'$——冲洗水箱净面积, m^2, $F' = F + f_2$, f_2——连通渠及斜边壁厚面积, m^2; F——滤池净面积, m^2</p>
虹吸滤池	$n \geq \frac{3.6q}{v} + 1$ $F = \frac{1.05 Q'}{v}$ $Q' = 1.05 Q''$ $f = F/n$ $H = H_0 + H_1 + H_2 + H_3 + H_4 + H_5 + H_6 + H_7 + H_8 + H_9 + H_{10}$	<p>Q'——处理水量, m^3/h</p> <p>Q''——净产水量, m^3/h</p> <p>f——单格面积, m^2</p> <p>n——分格数, 一般取 6~8 个</p> <p>H——滤池总深度, m</p> <p>H_0——集水室高度, 取 0.3~0.4m</p> <p>H_1——滤池底部空间高度, 取 0.3~0.5m</p> <p>H_2——承托层高度, m</p> <p>H_3——滤料层高度, m</p> <p>H_4——排水槽底至砂面高度, m</p> <p>H_5——洗砂排水槽高度, m</p> <p>H_6——洗砂排水槽堰上水头, 取 0.05m</p> <p>H_7——冲洗水头, 取 1.0~1.2m</p> <p>H_8——清水堰上水头, 取 0.1~0.2</p> <p>H_9——过滤水头, 取 1.2~1.5m</p> <p>H_{10}——滤池超高, 取 0.15~0.2m</p>
移动冲洗罩滤池	$F = 1.05 \frac{Q}{v_1}$ $n < \frac{60T}{t+s}$ $f = F/n$ $q_1 = f q$	<p>Q——净产水量, m^3/h</p> <p>v_1——平均滤速, m/h</p> <p>T——滤池总过滤周期, h</p> <p>t——单格滤池冲洗时间, min</p> <p>s——罩体移动和在两滤格间的移动时间, min</p> <p>q——反冲洗强度, $\text{L}/(\text{s} \cdot \text{m}^2)$</p> <p>$q_1$——每一滤格的反冲洗流量, L/s</p>
上向流滤池	$v_f = \frac{(\rho_s - \rho) g d^2}{1960 \mu \alpha^2} \cdot \frac{\epsilon_0}{1 - \epsilon_0}$ <p>($Re < 10$)</p>	<p>v_f——清洁滤层初始流化速度, cm/s</p> <p>ρ_s, ρ——滤料和废水的密度, g/cm^3</p> <p>d——滤料的粒径, cm</p> <p>g——重力加速度, cm/s^2</p> <p>μ——废水的动力粘度, $10^{-1} \text{Pa} \cdot \text{s}$</p> <p>$\epsilon_0$——清洁滤层孔隙比</p> <p>$\alpha$——滤料的形状系数</p>

2.8.6 虹吸滤池

虹吸滤池一般由数格滤池组成一个整体,其滤料组成和滤速选定与普通快滤池相同,采用小阻力配水系统,所不同的是利用虹吸原理进水和排走反洗水。其构造和工作原理如图 2.8.12 所示。滤池的总进水量能自动均衡地分配到各格滤池,当进水量不变时,各格保持恒速过滤。滤层不会产生负水头。由于利用滤池本身的出水及水头进行单格滤池冲洗(多格滤池出水冲洗一格滤池),反冲洗水头仅 $1 \sim 1.2\text{m}$ (即集水槽水位与排水槽顶的高差),省去了冲洗泵或水塔。

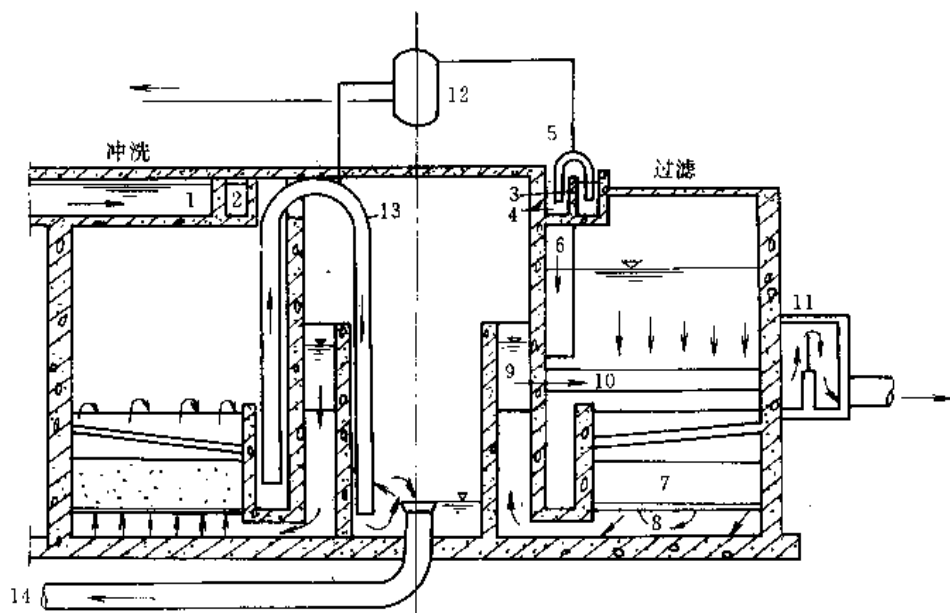


图 2.8.12 虹吸滤池构造和工作示意图

1—进水槽; 2—配水槽; 3—进水虹吸管; 4—单个滤池进水槽; 5—进水堰; 6—布水管; 7—滤层;
8—排水系统; 9—集水槽; 10—出水管; 11—出水井; 12—真空系统; 13—冲洗虹吸管; 14—冲洗排水管

虹吸滤池的计算公式见表 2.8.7。主要设计参数如下。

(1) 为了使工作滤池的总出水量能满足冲洗水量的要求,滤池的总数必须大于反冲洗强度与滤速的比值。

(2) 进水虹吸管设计流速: 取 $0.4 \sim 0.6\text{m/s}$ 。

(3) 排水虹吸管设计流速: 取 $1.4 \sim 1.6\text{m/s}$ 。

(4) 真空系统: 真空系统包括抽真空设备(真空泵、水射器等)、真空罐、管道、阀门等。设计真空系统应能在 $2 \sim 5\text{min}$ 内使虹吸管投入工作。

2.8.7 移动冲洗罩滤池

移动冲洗罩滤池是由若干滤格组成,设有共用的进水、出水系统。每滤格均在相同的变水头条件下,以阶梯式进行降速过滤,而整个滤池又是在恒定的进出水位下,以恒定的滤料工作,如图 2.8.13。冲洗时,桁车带动移动冲洗罩至滤格上定位,然后使罩体紧贴在滤格四周隔墙上,达到不漏水的密封要求,即可用虹吸管或泵抽吸的方法,使该格进入反冲洗阶段。反洗水来自各滤格的过滤水。

移动冲洗罩滤池的计算公式见表 2.8.7。主要设计参数如下。

(1) 出水虹吸管设计流速一般采用 $0.9 \sim 1.3\text{m/s}$ 。反冲洗虹吸管设计流速一般采用 $0.7 \sim 1.0\text{m/s}$ 。

(2) 冲洗泵一般可选用农业灌溉水泵、油浸式潜水泵或轴流泵等。

(3) 出水虹吸管管顶高程(G)是影响滤池稳定的一个控制因素。 G 应控制在 L_1 和 L_0 之间,一般可低于 L_0 约 100mm 。

(4) 滤层厚度一般比普通快滤池薄(约 275mm),但其滤料较细,故过滤效果差不多。也采用小阻力配水。

(5) 滤池一般配有自动控制系统。

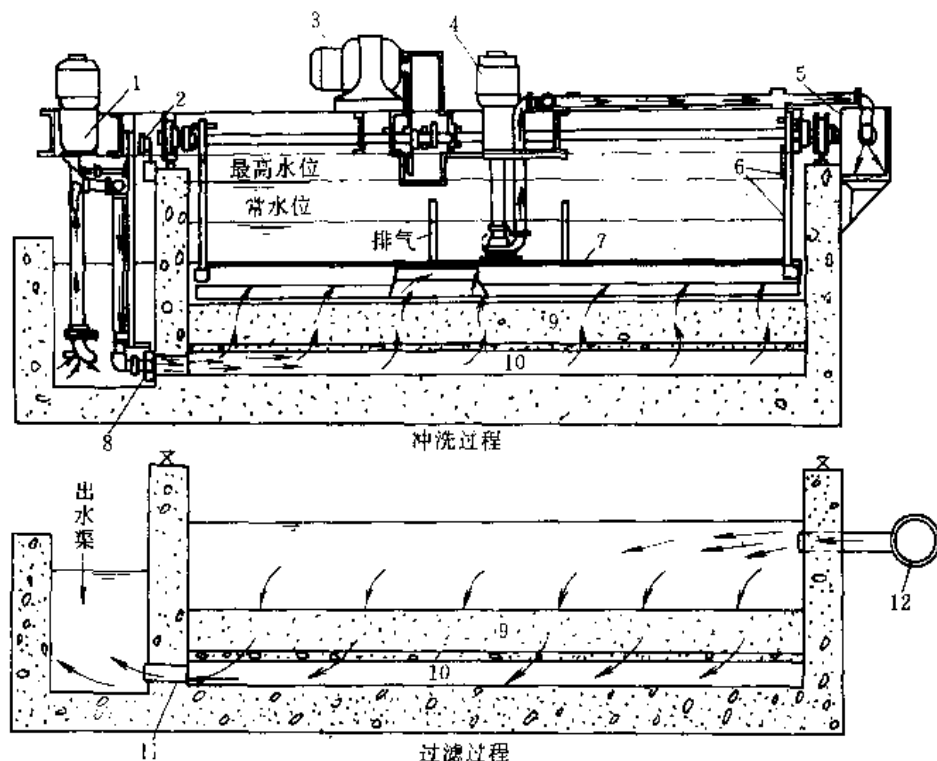


图 2.8.13 移动冲洗单滤池工作示意图

1—冲洗水泵；2—反转开关；3—移动用驱动电机；4—排水泵；5—排水渠；6—水位电极；7—排水罩；8—冲洗水管结合部位；9—砂层；10—滤板；11—滤过水流出口兼冲洗水流入孔；12—凝聚沉淀水进水管

2.8.8 上向流滤池

上向流过滤近于理想滤池。因此效果好，周期长。可能出现的问题是滤床上浮或部分流化，使原已截留的污物脱落，又进入滤过水中。解决方法有：①在细滤料顶部，设置平行板或金属格栅，平行板的间距、金属格栅的开孔大小应能遏制床砂膨胀和流失，运行时应主要控制好流量，提高气水分离效果，防止气泡阻塞和穿透；②加厚滤床，可达 1.8m 以上。上向流滤池结构如图 2.8.14 所示。

上向流滤池要求均匀分配原水及反冲洗水。大型上向流滤池应单独设气水分离装置。上向流滤池中滤层的初始流化速度的计算公式见表 2.8.7。

主要设计参数如下。

(1) 上向流滤池的设计滤速 $v < v_{f0}$ 。

(2) 滤料级配：上部石英砂粒径 1~2mm，厚度 1~1.5m；中部砂层粒径 2~3mm，厚度 300mm；下部粗砂粒径 10~16mm，厚度 250mm。

(3) 滤砂层上部设遏制格栅时，格栅开孔面积按 75% 计算。

2.8.9 压力滤池

压力滤池是一个承压的钢罐，内部构造与普通快滤池相似，见图 2.8.15。进水用泵直接抽入，在压力下工作，允许水头损失可达 6~7m。滤后水压力较高，可以直接送到用水装置或水塔中。压力滤池过滤能力强，容积小，设备定型，使用的机动性大。但是单个滤池的过滤面积较小，只适用于废水量小 ($Q < 4000\text{m}^3/\text{d}$) 的场合。

压力滤池分竖式和卧式两种，一般直径不超过 3m。常用无烟煤和石英砂双层滤料，处理含油废水也可用表面疏水的核桃壳作滤料，粒径一般采用 0.6~1.0mm，厚度一般用 1.1~1.2m，滤速为 8~10m/s 或更大。配水系统常用小阻力的缝隙式滤头，支管开缝或孔式（支管外包以尼龙网）等。反冲洗污水通过顶部的漏斗或设档板的进水管收集并排除。为提高反洗效果，常辅以表面冲洗或压缩空气冲洗。

压力滤池外部安装有压力表、取样管，及时监控水头损失和水质变化。滤池顶部还设有排气阀，以排除池内和水中析出的空气。

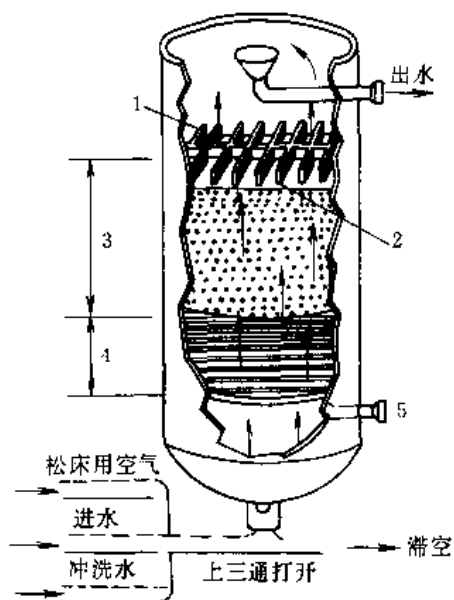


图 2.8.14 上向流滤池
1—格栅；2—砂拱；3—厚砂层；
4—卵石层；5—底部排水

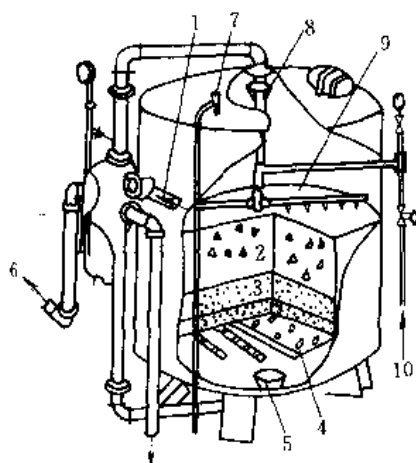


图 2.8.15 压力滤池的构造和工作情况
1—进水管；2—无烟煤滤层；3—砂滤层；4—滤头；
5—下部配水盘；6—出水口；7—排气管；
8—上部配水盘；9—旋转式表面冲洗装置；
10—表面冲洗高压水进口

2.8.10 操作管理

2.8.10.1 滤速和过滤周期的控制

滤池存在最佳滤速。滤速太大，一方面出水质量会下降，另一方面会使滤池穿透加快，工作周期缩短，冲洗水量增大；滤速太小，一方面产水量小，另一方面，截污作用主要发生在滤料表层，深层滤料未能发挥作用。在滤料粒径和级配一定的条件下，最佳滤速与入流水质有关。在实际运行时，确定最佳滤速的方法是：先以低速过滤，此时出水好，然后逐步提高滤速，出水水质降低。当出水水质接近或达到要求的水质时，对应的滤速即为最佳滤速。

采用变速恒压过滤，其工作周期和出水水质均优于等速过滤。但变速过滤的运行调度较麻烦，因时刻要在每一滤池的滤水量变化和总进水量之间进行平衡。入流水质中悬浮物浓度升高时，为保证出水水质，必须降低滤速。在等速过滤中，则必须不断提高滤层上的水位，以克服滤层阻力的增加，保持滤速的恒定。

在滤池试运行或大修后投运前，一般应对滤速进行实测，确定出滤池的实际过水能力，以便于运行调度或作为确定最佳滤速的基础。滤速的测定步骤如下：①将滤池水位控制在正常液位以上约 5~10cm；②迅速关闭进水阀，待水位下降至正常时，按下秒表，计录下降一定深度 h 所需的时间 t ；③重复上述过程 3 次；④计算滤速， $v = h/t$ 。

确定滤池工作周期，一般有 3 种方法：①看水头损失；②看出水水质；③根据经验。

在滤速一定的条件下，过滤周期的长短受水温影响较大。冬季水温低，水的粘度大，杂质不易与水分离，容易穿透滤层，周期短；反之，夏季水温高，周期长。当周期过短时，反冲洗频繁，应降低滤速。夏季滤池工作周期可长达 40~50h，应适当提高滤速，缩短周期，以防止滤料孔隙间截留的有机物缺氧分解。

2.8.10.2 反冲洗强度和历时的控制

在滤层一定的条件下，强度和历时受水质和水温影响较大。污物浓度大或者水温高时，截污量大，水的粘度降低，不易被冲洗掉，因而要加大冲洗强度和历时。最佳反冲洗冲洗强度和历时可按下述方法测定。①在过滤周期完结后，在设计值范围内选定一个冲洗强度进行反冲洗。在冲洗过程中连续测定水的浊度等水质指标。②冲洗开始后的 2min 内，如果冲洗水的浊度无明显升高，则说明强度不足。此时，可增大冲洗强度，直至 2min 内浊度无明显升高，此时的强度为最佳冲洗强度。③按上述实测最佳冲洗强度进行冲洗，自冲洗开始至冲洗水的浊度不再降低时经历的时间，为最佳反冲洗历时。④气、水联合的反冲洗强度和历时，可参照上述方法测定。

2.8.10.3 异常情况分析与处置

(1) 滤层气阻 表现为反冲洗时有大量气泡冒出。气阻发生的原因及对策有：①滤层上部水深不够，滤层内产生负水头，使水中溶解气体析出，应及时提高滤层上部水头；②滤池运行周期过长，滤层内发生厌氧分解，产生气体，应缩短过滤周期；③空气进入滤层，滤池发生滤干，应用清水倒滤排除滤层空气后再进水处理，反冲洗后过滤前应使滤料处于淹没状态；④反冲洗水塔内存水用完，空气随水进入滤层，应控制塔内水位。

(2) 滤层产生泥球 滤层中结成泥球会阻塞水流通，大的泥球直径可达1m，使布水不均，并形成恶性循环。原因与对策有：①原水中污染物浓度过高，尤其是油质、粘性污染物浓度过高，应加强前处理；②冲洗系统配水不均，滤料表层不平或存在裂缝，应检修配水系统；③反冲洗效果不好或反洗污水未排净，应提高反冲洗强度和历时；④滤速太慢，菌藻孳生，应适当提高滤速和进行预氯化；⑤泥球生成速度与滤料粒径的3次方成反比，所以细滤料多的表面易结泥球，可辅以压力水表面冲洗，当结泥球严重时更换滤料。

(3) 跑砂漏砂 原因及对策：①冲洗强度过大或反洗配水不均，使承托层松动，应降低冲洗强度，及时检修；②滤层发生气阻，检查并消除气阻；③滤料级配不当，应更换或补充合格滤料。

(4) 出水水质下降 出现这种情况原因很多，除了上述原因外，尚可能有：①进水污染物浓度太高，滤池负荷太大，应加强前级工艺的处理效果；②滤速太大，也可能是由于滤池组内其他滤池工作不正常而引起的，应降低滤速；③滤层产生裂缝，使污水短路，应停池检查；④滤层太薄，滤料太粗，应更换或加厚滤层；⑤进水的可滤性差，可在滤池前添加混凝剂，进行接触过滤，必要时进行专题研究。

2.8.11 微滤机

2.8.11.1 微滤机工艺特点

(1) 微滤机是通过机械隔滤将浮游固体从液体里分离出来的一种简单的过滤设备。

(2) 微滤机能从水中去除各种类型的浮游植物、藻类、浮游动物和一般的无机、有机碎片或纤维纸浆等。

(3) 和其他设备比较具有占地少、水头损失小、不加药剂、操作简易等优点。

(4) 连续运行，自动冲洗。

(5) 能耗低，W150驱动电机仅为2.2kW。

(6) 不能去除溶解物质和细小的悬浮颗粒，不能降低浊度。

(7) 适用于湖水、水库水在沉淀（澄清）前的除藻处理和工业用水的一次净水。

2.8.11.2 微滤机构造及其布置

(1) 微滤机是由框架、空心钢轴、设有滤网的鼓筒、排水漏斗、冲洗水嘴、传动、调节和密封装置所组成。图2.8.16所示为一般微滤机的构造。

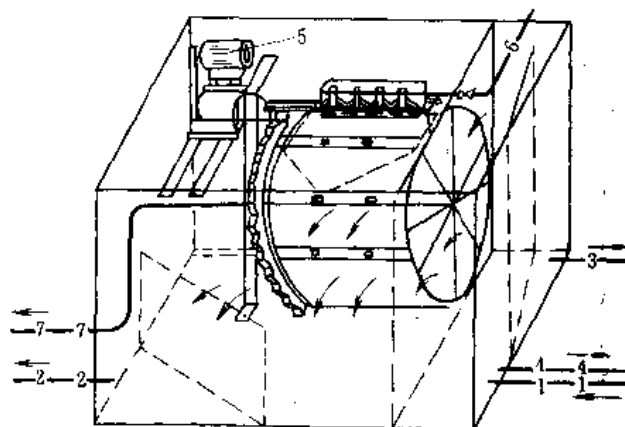


图 2.8.16 微滤机构造示意图

1—进水管；2—出水管；3—溢流水管；4—排空管；
5—驱动装置；6—压力水冲洗管；7—冲洗排水管

(2) 微滤机是一种旋转鼓筒式的滤器。装置在钢筋混凝土或钢制水池中，借重力水头进行过滤。水池用隔墙分为进水和出水二间；微滤机鼓筒的开口一端安装在进水隔墙上，而密封的另一端安装在出水间中一个相似的端口架里；用不锈钢丝或化纤丝织成的滤网和托网安装在鼓筒的周围。

(3) 进水循着轴向流入，出水则循着径向以辐射状流出，水中杂质即被载留于鼓筒上滤网的内面。

(4) 运行时，鼓筒约有2/5直径部分露出水面，载留的杂质用一系列装置在鼓筒上部的冲洗水嘴冲洗掉，落于排水槽，用管道排出于鼓筒之外。鼓筒用滚珠轴承安置于空心轴上。用电机带动并可调节转速。

(5) 滤网是微滤机净水性能的关键部分。滤网用不锈钢丝织成，保证了滤网有足够机械强度、柔软性、光洁性、化学稳定性和过水流通性。务使滤网运转时间较长，减少更换次数。

(6) 滤网的编织方式有席网、斜纹网与平网三种。席网与斜纹网编织时经丝保持平直而纬丝呈波浪形，其屈曲程度比平网陡，席网和斜纹网的厚度比平网大，水流必须经过折流才能通过，这样隔滤效果较好。平

网是水流垂直通过网平面。

(7) 国产两种斜纹网(网丝直径60~80 μ m, 编织密度经100根/in, 纬500~700根/in, 1in=0.0254m)的净水技术性能见表2.8.8。

表 2.8.8 滤网净水技术性能

滤网型号	滤速/(m/h)	处理效果/%		后续过滤池的 周期延长/倍	自用水量/%	滤筒转数/(r/min)
		浮游动物	藻类			
国产Ⅱ型	30~120	97~100	50~70	5~10	0.5~1.5	1~4
国产Ⅲ型	100~160	97~100	40~60	3~6	0.5~1.5	1~4

注: 1. 滤速与原水水质、转速、网前后水位差等有关;

2. 藻类处理效果按计数法统计。

(8) 湖南大学机电工厂生产的W型系列微滤机和顺德市环境工程装备公司生产的WL系列PE高效微滤机见表2.8.9。

表 2.8.9 微滤机型号

型 号	滤筒规格(D×L)/ (mm×mm)	过滤面积/ m ²	滤网规格/ (孔/in ²)	滤筒转速/ (r/min)	过滤能力/ (m ³ /d)	电机功率/ kW
W30	300×300	0.28	100×700	5~10	250~300	0.37
W50	500×500	0.78		2~6	900~1100	0.85
W100	1000×1000	3.14			4000~4200	1.1
W150A	1500×1500	7.06		无级调速 0~4	9000~11000	2.2
W150	1500×2000	9.42			12000~15000	
W200	2000×2000	12.56			15000~20000	4.0
W300	3000×3000	28.26			36000~40000	
WL10	800×1000	10	PE管 105m		36~48	
WL15	800×1250	15	157.5		60~72	
WL20	900×1500	20	225		72~96	
WL25	1000×1500	25	258.75		96~120	
WL30	1000×1500	30	310.5		120~144	
WL35	1200×1500	35	379		144~168	
WL40	1200×1500	40	438		168~192	
WL60	1200×2000	60	598		192~240	
WL80	1400×1750	80	687.5		240~288	
WL100	1600×1750	100	1040		288~384	

注: 1in² = 6.4516×10⁻⁴m²。

(9) 微滤机车间平面布置如图2.8.17所示, 采用W150和W150A微滤机共6台。

2.8.11.3 设计数据

- (1) 滤网滤速可采用30~120m/h, 随原水水质和滤网规格等因素而定。
- (2) 鼓筒转速为1~4r/min。
- (3) 滤网的工作水位差为5~15cm。
- (4) 冲洗水压为0.5~1.5×10⁵Pa, 冲洗水量占出水量的0.5%~3.0%。
- (5) 去除藻类的平均效率约为40%~70%, 去除浮游动物效率可达97%~100%。

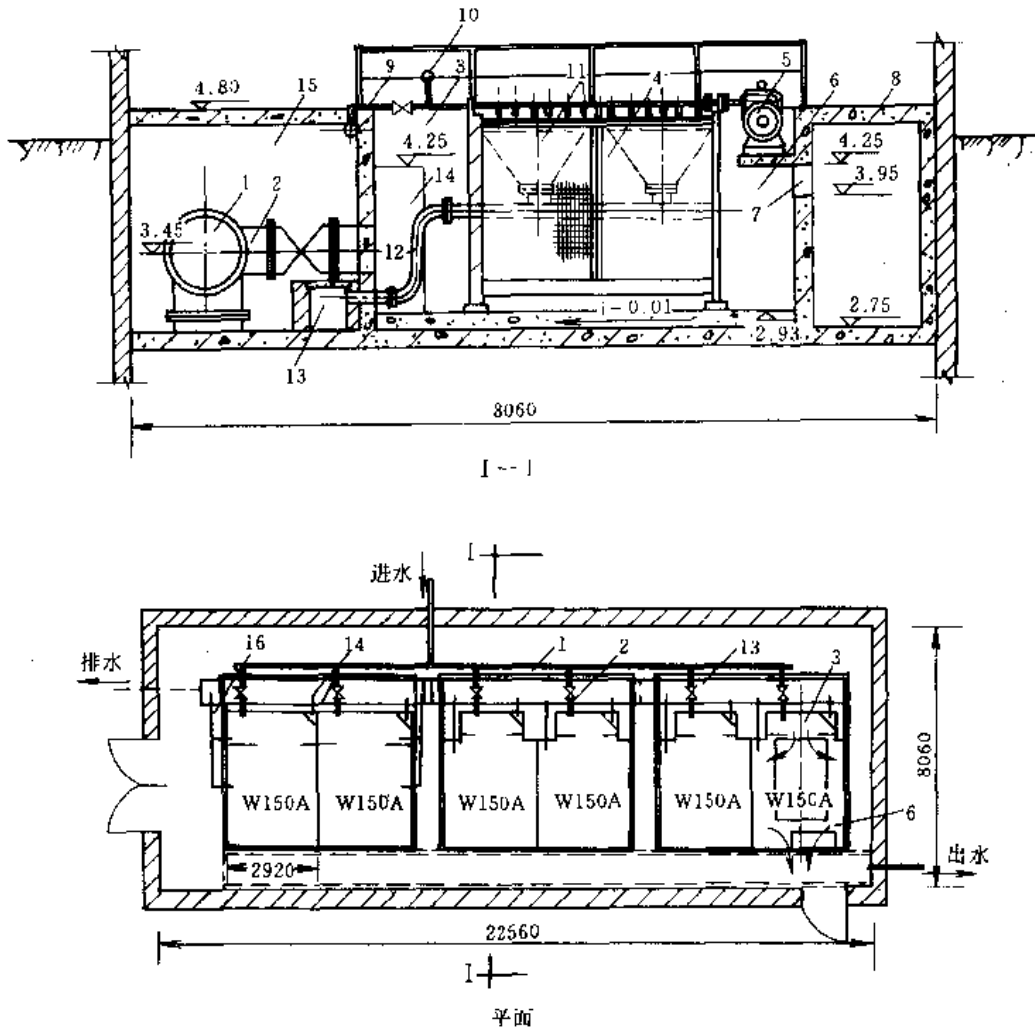


图 2.8.17 微滤机车间布置

- 1— D_{8700} 进水管；2— D_{8400} 进水管；3—进水池；4—微滤机；5—变速机；6—出水室；7—出水罐；
8—清水渠；9—冲洗水管；10—压力表；11—冲洗喷嘴和排水漏斗；12—排水管；
13—总排水沟；14—溢流管、溢流堰；15—管廊；16—排空管

2.9 消毒

2.9.1 消毒作用

消毒作用主要是杀死绝大多数病原微生物，防止水致传染病危害。加氧化性消毒剂可同时氧化水中有机物和还原性污染物，降低 COD。

给水厂中，水经过混凝、沉淀（澄清）和过滤，能去除大量悬浮物和粘附的细菌，但过滤出水还远远不能达到饮用水的细菌学指标。一般，水质较好的河水约含大肠菌 10000 个/L，混凝沉淀可以去除 50%~90% 的大肠菌，过滤又可以去除进水中 90% 的大肠菌，出水中还会含大肠菌 100 个/L。我国饮用水标准为大肠菌群 ≤ 3 个/L（37℃培养 24h）。所以最后必须进行消毒。在工业循环冷却水处理中，为了防止系统产生生物粘泥，要控制循环水中异氧菌 $\leq 5 \times 10^5$ 个/ml，也需要消毒杀菌处理；为了防止离子交换树脂和分离膜受到细菌的侵蚀和污染，同样要对原水进行消毒杀菌。在废水生物处理中为了控制污泥膨胀（如活性污泥法）和滤料堵塞，也可采用杀菌的办法。

生活污水、医院污水和某些工业废水中不但存在大量细菌，而且含有较多病毒、阿米巴孢囊等，它们通过一般的废水处理都不能被灭绝（活性污泥法去除约 90%~95%，生物膜法去除约 80%~90%，自然沉淀去除约 25%~75%）。为了防止疾病的传播，这类废水必须进行消毒处理。

2.9.2 水的微生物污染和消毒要求

废水中常见的病原体见表 2.9.1。

表 2.9.1 废水中常见的病原体

病 原 体	疾 病	附 注
蛔虫属, 蛲虫属	线虫	用废水和干污泥作肥料时, 对人会造成危害
炭疽杆菌	炭疽	废水中可发现, 处理废水时不能破坏孢子
布鲁氏杆菌属	布鲁氏杆菌病, 使人发波状热, 使羊、山羊和牛传染性流产	一般通过感染的牛奶或接触传染, 怀疑废水也能传染
痢疾变形虫	痢疾	通过使用被污染的水和作肥料的污泥传播, 通常在夏季传播
出血性黄疽钩端螺旋体	钩端螺旋体病	排水管中的老鼠携带病原
结核杆菌	结核病	将废水和污染的水隔离, 废水是可能的传染途径, 必须注意从疗养院排出的废水和污泥
副伤寒沙门氏菌	副伤寒	伤寒流行期间, 在废水和处理厂排水中常可发现
伤寒沙门氏菌	伤寒	伤寒流行期间, 在废水和处理厂排水中常可发现
沙门氏菌属	食物中毒	在废水和排水中发现
血吸虫属	血吸虫病	通过有效的污水处理手段, 可能将其杀死
志贺氏菌属	菌痢	主要传染源是被污染的水
绦虫属	绦虫病	卵很难破坏, 存在于废水污泥和处理厂出水中, 对于在用废水灌溉或用污泥作肥料的土地上活动的家畜有危险
霍乱弧菌	霍乱	通过废水和污染的水传染
病毒	脊髓灰质炎, 肝炎	尚不知确切传染途径, 在生物废水处理厂的出水中可发现

生活污水中的病原菌主要来自粪便, 以肠道传染病菌为主。由于肠道传染病菌占细菌总数的比例小, 培养分离技术很复杂, 因而常用大肠菌群作为消毒效果的控制指标。大肠菌群是一种正常的肠道细菌, 本身并不是肠道传染病菌, 在废水生物处理过程中还能分解有机物。选大肠菌群作为消毒指标有 3 个原因: ①大肠菌生理特性与肠道病原菌类似, 如果大肠菌绝大部分被杀灭, 则肠道传染病菌必然被杀灭 (个别病毒例外); ②粪便中的大肠菌群数量很多, 健康人的粪便含 5×10^7 个/g 以上, 生活污水中含 $10^7 \sim 10^8$ 个/L; ③检验大肠菌群并计数的方法不复杂。

人体排泄物中的粪性大肠杆菌 (FC) 和粪性链球菌 (FS) 与动物排泄物中的数量有明显差异, 因此, 可以根据同一水样中 FC 数与 FS 数的比值推测生物污染物是来源于人还是动物。家畜的 FC/FS < 1, 而人的 FC/FS > 4。

各种病原菌在不同水质条件下的存活时间见表 2.9.2。

表 2.9.2 病毒与粪便细菌在不同水质条件下的存活时间/(d)

微 生 物	重度污染的河水			中度污染的河水			污 水		
	28℃	20℃	4℃	28℃	20℃	4℃	28℃	20℃	4℃
脊髓灰质炎病毒 (I 型)	17	20	27	11	13	19	17	23	110
人肠道孤病毒 (7 型)	12	16	26	5	7	15	28	41	130
人肠道孤病毒 (12 型)	5	12	33	3	5	19	20	32	60
柯萨奇病毒 (A9 型)	8	8	10	5	8	20	6	—	12
产气菌 (<i>A. Aerogenes</i>)	6	8	15	15	18	14	10	21	56
大肠杆菌 (<i>E. Coli</i>)	6	7	10	5	5	11	12	20	48
粪产介杆菌 (<i>S. faecalis</i>)	6	8	17	9	18	57	14	26	48

生活饮用水消毒后应达到: ①细菌总数 ≤ 100 个/ml; ②大肠菌群数 ≤ 3 个/L。③出水保持一定的余氯量, 即在加氯接触 30min 后, 水中游离性余氯 $\geq 0.3\text{mg/L}$, 在管网末梢 $\geq 0.05\text{mg/L}$ 。对于只经过加氯消毒即

供生活饮用的水源水,要求大肠菌平均 ≤ 1000 个/L;对于经过净化处理后再消毒的水源水,要求大肠菌平均 ≤ 10000 个/L。

医院污水经处理与消毒后要求达到:①连续3次各取样500ml进行检验,不得检出肠道致病菌和结核杆菌;②总大肠菌群数 ≤ 500 个/L。综合医院污水及含肠道致病菌的污水,消毒接触时间 ≥ 1 h;总余氯量4~5mg/L。含结核菌的污水,接触时间 ≥ 1.5 h;总余氯量6~8mg/L。

2.9.3 消毒方法

有化学法和物理法。物理法有加热法、冷冻法、机械过滤、紫外线法、超声波、辐射法等。化学法是利用各种化学药剂包括氯及其化合物、各种卤素、臭氧、重金属离子、阳离子表面活性剂及其他杀生剂进行消毒。几种消毒方法的比较见表2.9.3。氯价格便宜,消毒效果可靠,应用最广。本节主要介绍氯消毒。

表 2.9.3 几种消毒方法的比较

项 目	液 氯	臭 氧	紫外线照射	加 热	卤素(Br_2 、 I_2)	金属离子 (银、汞、铜等)
使用剂量/(mg/L)	10.0	10.0	—	—	—	—
接触时间/min	10~30	5~10	短	10~20	10~30	120
效率:对细菌	有效	有效	有效	有效	有效	有效
对病毒	部分有效	有效	部分有效	有效	部分有效	无效
对芽孢	无效	有效	无效	无效	无效	无效
优点	便宜、成熟 有后续消毒作用	除色、嗅、 味、效果好,现 场发生溶解氧 增加,无毒	快速、无化 学药剂	简单	同氯,对眼 睛影响较小	有长期后续消 毒作用
缺点	对某些病 毒、芽孢无效, 残毒,产生臭 味	比氯贵,无 后续作用	无后续作 用,无大规模 应用,对浓度 要求高	加热慢、价 格贵、能耗高	慢、比氯贵	慢、贵、受酸及 其他污染物干扰
用途	常用方法	应用日益广 泛,与氯结合 生产高质量水	试验室及小 规模应用	适用于家庭 消毒	适用游泳池	除藻及工业用 水消毒

常用于消毒的含氯药剂有氯气、液氯、漂白粉、漂粉精、次氯酸钠和二氧化氯等。各种药剂的氧化能力用有效氯含量表示。氧化价 > -1 的那部分氯具有氧化能力,称之为有效氯。作为比较基准,取液氯的有效氯含量为100%,其他含氯药剂的有效氯含量见表2.9.4。

表 2.9.4 纯的含氯化合物的有效氯

化 学 式	相对分子质量	氯当量/ [$\text{mol}(\text{Cl}_2)/\text{mol}$]	含氯量 (W/W)/%	有效氯 (W/W)/%
液氯 Cl_2	71		100	100
漂白粉 $\text{CaCl}(\text{OCl})$	127	1	56	56
次氯酸钠 NaOCl	74.5	1	47.7	95.4
次氯酸钙 $\text{Ca}(\text{OCl})_2$	143	2	49.6	99.2
氯胺 NH_2Cl	51.5	1	69	138
亚氯酸钠 NaClO_2	90.5	2(酸性)	39.2	156.8
氧化二氯 Cl_2O	87	2	81.7	163.4
二氯胺 NHCl_2	86	2	82.5	165
三氯胺 NCl_3	120.5	3	88.5	177
二氧化氯 ClO_2	67.5	2.5(酸性)	52.5	262.5

常用的氯消毒方式及优缺点见表 2.9.5。

表 2.9.5 常用的氯消毒方式及优缺点

消毒剂	优 缺 点	适用条件
液氯 Cl_2	优点:具有余氯的持续消毒作用;药剂易得,成本较低;操作简单,投量准确;不需要庞大的设备 缺点:原水有机物高时会产生有机氯化物,尤其在水源受有机污染而采用折点投氯时;处理水有氯或氯酚味;氯气有毒,须注意安全操作	液氯供应方便的地点
漂白粉 CaOCl_2 漂粉精 $\text{Ca}(\text{OCl})_2$	优点:具有持续消毒作用;投加设备简单;价格低廉;漂粉精含有效氯达 60%~70%;使用方便 缺点:将产生有机氯化物和氯酚味;易受光、热、潮气作用而分解失效,须注意贮存;漂白粉的溶解及调制不便;漂白粉含氯量只有 20%~30%,因而用量大,设备容积大;渣多	漂白粉仅适用于生产能力较小的水厂;漂粉精使用方便,一般在水质突然变坏时临时投加
次氯酸钠 NaOCl	优点:具有余氯的持续消毒作用;操作简单,比投加液氯安全、方便;使用成本虽较液氯高,但较漂白粉低 缺点:不能贮存,必须现场制取使用;目前设备尚小,产气量少,使用受限制;必须耗用一定电能及食盐	适用于小型处理厂
氯胺 NH_2Cl 和 NHCl_2	优点:能减低三氯甲烷和氯酚的产生;能保持管网中的余氯量,不需管网中途补氯;防止管网中细菌的繁殖;可降低加氯量,减轻氯和氯酚味 缺点:消毒作用比液氯和漂白粉慢,需较长接触时间;需增加加氯设备,操作管理较麻烦	原水中有有机物多以及输配水管线较长时适用
二氧化氯 ClO_2	优点:只起氧化作用,不起氯化作用,不会生成有机氯化物;较液氯的杀菌效果好;具有强烈的氧化作用,可除臭,去色,氧化锰铁等物质;不生成氯胺;不受 pH 影响 缺点:易引起爆炸;不能贮存,必须现场制取使用;制取设备复杂;操作管理要求高;成本较高	适用于有机污染严重时
臭氧 O_3 (见 2.10.2.4)	优点:具有强氧化能力,对微生物、病毒、芽孢等均有杀伤力,消毒效果好,接触时间短;能除臭,去色,氧化铁锰等物质;能除酚,无氯酚味;不会生成有机氯化物;不受氨和 pH 影响 缺点:设备投资大,电耗费用高; O_3 在水中不稳定,易挥发,无余氯持续消毒作用;设备复杂,管理麻烦;成本高	适用于有机污染严重,供电方便处;可作为氧化工艺,用作预处理

2.9.4 消毒动力学及影响因素

消毒过程是不可逆的,可用下式表示:



式中的 D 代表消毒剂, M 为微生物, DM 为杀死的微生物。研究指出,消毒反应速度与微生物浓度和消毒剂浓度分别呈 1 次方和 n 次方关系,因此速度方程可以表示为:

$$-\frac{d[M]}{dt} = k[D]^n[M] \quad (2.9.1)$$

在消毒过程中,消毒剂相对于微生物是大量的,因此 $[D]$ 可视为常数。积分上式得:

$$\ln \frac{[M]_t}{[M]_0} = -k[D]^n \cdot t \quad (2.9.2)$$

式中 $[M]_0$ 、 $[M]_t$ 分别为起始和 t 时刻的微生物浓度。由此式可知,在一定的消毒效率下, $[D]^n \cdot t = c$ (常数),根据不同消毒剂浓度下的实验数据,可用下式确定浓度指数 n :

$$n = \lg \frac{t_2}{t_1} / \lg \frac{[D]_1}{[D]_2} \quad (2.9.3)$$

n 值的大小表征消毒剂的特性。 $n > 1$, 表示浓度的增减对消毒效率有很大影响; $n < 1$, 表示接触时间比消

毒剂的投量影响更大。

当 $n = 1.0$ 时, 某些消毒剂的单位致死系数 k 见表 2.9.6。

表 2.9.6 某些消毒剂的 k 值/[5℃时, (mg/L) $^{-1} \cdot \text{min}^{-1}$]

消毒 剂	肠道细菌	阿米巴囊	病 毒	芽 孢
O ₃	500	0.5	5	2
HOCl(以 Cl 计)	20	0.05	> 1.0	0.05
OCl ⁻ (以 Cl 计)	0.2	0.005	< 0.02	< 0.0005
NH ₂ Cl(以 Cl 计)	0.1	0.02	0.005	0.001

除了上述浓度和时间的的影响外, 消毒效果和速度还与下列因素有关。

(1) 微生物特性 一般而言, 病毒对消毒剂的抵抗力较强; 有芽孢的比无芽孢的耐力强; 寄生虫卵较易杀死, 但原生动物中的痢疾内变形虫的胞囊却很难被杀死; 单个细菌易杀死, 成团细菌(如葡萄球菌)的内部菌体却难于被杀死。

(2) 温度 温度通过两个途径对消毒产生影响。第一, 温度过高或过低都会抑制微生物的生长活动, 直接影响杀菌效率。第二, 影响传质和反应速率。一般而言, 较高温度对过程有利。

(3) pH 值 pH 值决定了氯系消毒剂的存在形态。低 pH 值时, HOCl 或 NH₂Cl 的量较大, 杀菌能力强, 见图 2.9.1。有些微生物的表面电荷特性随 pH 值变化, 而表面电荷可能阻碍带电消毒剂的进入, 从而影响消毒效果。另外, pH 值升高, 在相同的加氯量下, 三卤甲烷的形成量增加。适宜的 pH 为 6.5~7.5。

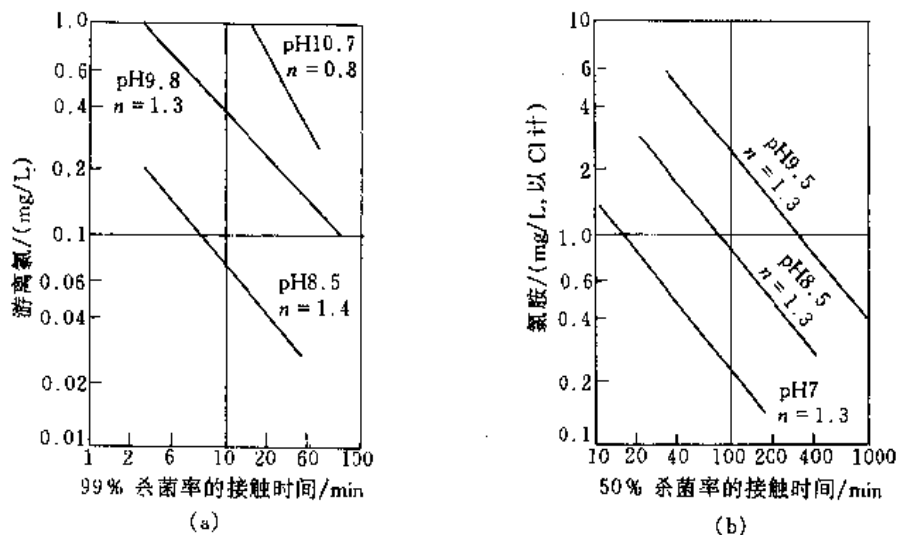


图 2.9.1 pH 和消毒时间、消毒剂浓度对杀菌率的影响

(4) 水中杂质 水中的悬浮物能掩蔽菌体, 使之不受消毒剂的作用; 还原性物质和有机物消耗氧化剂, 并生成有害的氯代烃、氯酚等; 氨与 HOCl 作用生成氯胺。

(5) 消毒剂与微生物的混合接触状况 加药点应高度紊流, 快速完成混合。

2.9.5 氯消毒

2.9.5.1 消毒剂的性质和作用原理

(1) 氯气 一种黄色气体, 有刺激性, 密度 3.2kg/m^3 (0℃, 0.1MPa), 极易被压缩成琥珀色的液氯。液氯密度 1460kg/m^3 (0℃, 0.1MPa)。在常温常压条件下, 液氯极易气化, 沸点为 -34.5°C , 1kg 液氯可气化成 0.31m^3 氯气。液氯气化时需要吸热 (约 2900J/kg), 常采用淋水管喷水供能。

氯气与水接触, 发生歧化反应, 生成次氯酸和盐酸:



次氯酸是弱酸, 能在水中发生离解:



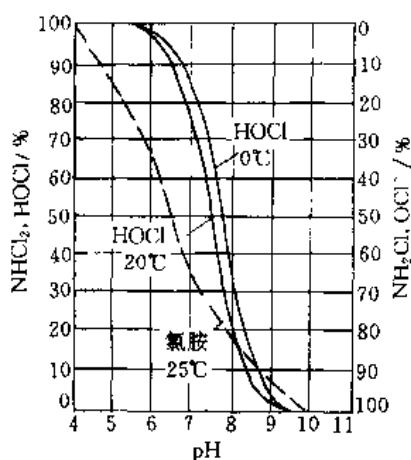


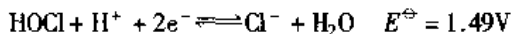
图 2.9.2 HOCl、OCl⁻ 所占的百分数与 pH 值和水温的关系

$$\text{电离常数为 } K = \frac{[\text{H}^+][\text{OCl}^-]}{[\text{HOCl}]}$$

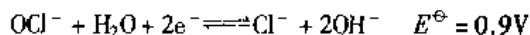
由此推得 $\lg \frac{[\text{OCl}^-]}{[\text{HOCl}]} = \lg K + \text{pH}$, 可见, HOCl 与 OCl⁻ 在溶液中的比例随 pH 值而变化, 其关系如图 2.9.2 所示。

次氯酸和次氯酸根离子的标准电极电位如下:

在酸性溶液中



在碱性溶液中

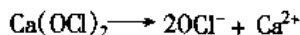
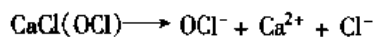


在中性溶液中 $E^\ominus = 1.2\text{V}$

由此可见, HOCl 比 OCl⁻ 的氧化能力强得多。另一方面, HOCl 是中性分子, 易接触细菌而实施氧化, 而 OCl⁻ 带有负电, 难以靠近带负电的细菌, 虽有氧化能力, 但难起消毒作用。因此氯氧化法在酸性溶液中较为有利。

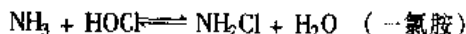
氧化剂消毒至少包括以下途径: ①消毒剂通过细胞壁渗入细胞体, 灭活细胞体内的酶蛋白; ②直接氧化细胞质; ③破坏细胞壁; ④改变细胞的渗透作用。

(2) 漂白粉和漂粉精 在水中生成 OCl⁻, 其消毒作用同液氯。



使用时先制成浓度为 1%~2% (有效氯为 0.2%~0.5%) 的澄清液, 再通过计量设备注入水中。市售漂白粉含有效氯 25%~30%, 贮存时会部分受潮水解失效, 故设计时有效氯一般按 20%~25% 计算。每日配制次数 < 3 次。配制与投加方式同混凝剂。

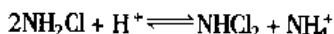
(3) 氯胺消毒 当水中存在 NH₃ 或投加 NH₃ (或铵盐) 时, HOCl 极易与之反应生成三种氯胺:



一般条件下, NCl₃ 的含量极微。在 pH < 4.5 时产生, 但极不稳定, 几乎立刻分解:



Moore 指出, NH₂Cl 与 NHCl₂ 的分布由如下平衡式所决定:



平衡常数为

$$K = \frac{[\text{NH}_4^+][\text{NHCl}_2]}{[\text{H}^+][\text{NH}_2\text{Cl}]^2} = 6.7 \times 10^5 (25^\circ\text{C})$$

利用此平衡常数值, 计算出当总氯与总氮的摩尔比为 1 时, 不同 pH 值下的 NH₂Cl 和 NHCl₂ 分布如图 2.9.1 所示。

研究表明, NHCl₂ 的杀菌力比 NH₂Cl 强, 如对 *E. histolytica* 孢子, NHCl₂ 的杀菌能力约为 HOCl 的 60%; 而 NH₂Cl 仅为 22%。氯胺消毒可以认为还是依靠 HOCl, 当水中 HOCl 消耗后, 上式反应向左进行, 释出 HOCl, 因而氯胺消毒比 HOCl 慢。但 HOCl 在水中停留时间太长后会容易散失, 当管线很长时, 管网末端就不容易达到余氯标准, 氯胺消毒能逐渐释放出 HOCl 来, 可保持较长时间, 容易保证整个管网的余氯要求。此外, 游离性余氯容易产生较重的氯臭味, 更会产生具有恶臭的氯酚。氯胺是逐渐放出 HOCl 的, 氯臭味就轻一些。

2.9.5.2 加氯量确定

加氯量应包括需氯量和余氯量两部分。需氯量指用于杀死细菌和氧化还原性物质 (H₂S、SO₃²⁻、NO₂⁻、Fe²⁺、Mn²⁺、NH₄⁺、CN⁻ 和胺等) 及有机物所需要的氯量。测定某种原水的需氯量时, 取一组水样, 加入不同剂量的氯或漂白粉, 搅拌, 经过一定接触时间后测定水中大肠菌群数 (发酵法或滤膜法) 和余氯含量, 选择既满足所要求的大肠菌群去除率, 又同时满足游离性余氯量要求的最小加氯量。所需余氯的性质、种类与

数量、水温和接触时间等依据实际情况决定。当水中余氯为游离性余氯时，消毒过程迅速，并能同时除臭和脱色，但有氯味；当余氯为化合性余氯时，消毒作用缓慢但持久，氯味较轻。

(1) 一般加氯量计算 设计加氯量应根据试验或相似条件下水厂的运行经验，按最大用量确定，余氯量应符合《生活饮用水卫生标准》的规定。投加量取决于氯化的目的，并随水中的氯氨比、pH、水温和接触时间等变化。一般水源的滤前加氯为 1~2.5mg/L；滤后或地下水加氯为 0.5~1.5mg/L。氯与水接触时间 $\geq 30\text{min}$ 。加氯量 $W(\text{kg/h})$ 按下式计算

$$W = 0.001 a Q_1 \quad (2.9.4)$$

式中 a ——最大加氯量，mg/L；

Q_1 ——需消毒的水量， m^3/h 。

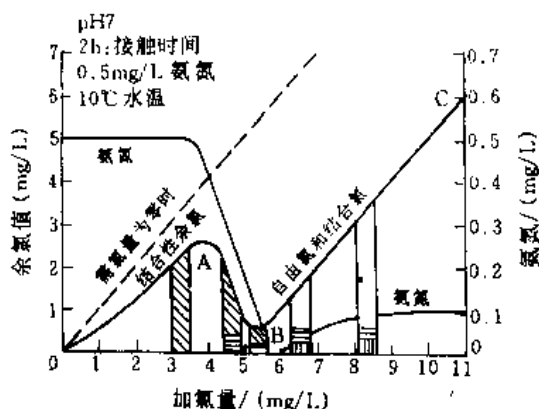
漂白粉用量 $W_1(\text{kg/h})$ 按下式计算

$$W_1 = 0.1 a Q_1 / C \quad (2.9.5)$$

式中 C ——漂白粉有效氯含量(%)，一般采用 20~25。

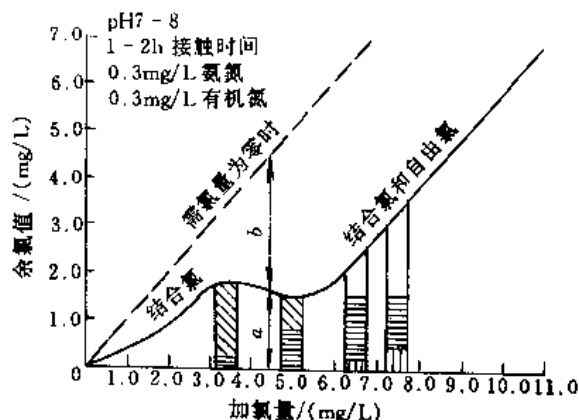
(2) 折点加氯 当水中氨氮等含量较高时，可采用折点加氯。

① 水中只含无机氮(氨、亚硝酸盐、硝酸盐)时，氨氮与氯的关系见图 2.9.3。



自由氯
一氯胺
二氯胺
 NCl_3

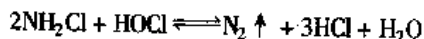
图 2.9.3 氨氮与氯之间的关系



自由氯
一氯胺
二氯胺
 NCl_3

图 2.9.4 氨氮、有机氮与氯之间关系

② 水中含有机氮(氨基酸、蛋白质等)时，水中的氯化反应极为复杂，将生成各种有机氯化物，如使余氯值稳定需要很长时间，并取决于水中有机氮的复杂程度和其浓度，将不会出现图 2.9.3 所示折点 B，而变成平缓段，见图 2.9.4。图中虚线(该线与坐标轴成 45° 角)表示水中无杂质时加氯量与余氯量间的关系。这时，需氯量为 0，余氯量等于加氯量。实线表示氯与杂质化合后的情况，虚线与实线之间的纵坐标 b 值即为需氯量。需氯量代表一些被氧化的杂质，如细菌、有机物等，氧化后产物不是次氯酸和氯胺，不能为余氯所反映， a 代表余氯量， $a+b$ 即加氯量。通常可把实线分为 4 个区：在 1 区原点(附近)内，氯先与水中所含的还原性物质反应，而被还原为不起消毒作用的氯离子，一般余氯测定不能反映出，这时的余氯量为 0；在此过程中虽然也会杀死一些细菌，但消毒效果不可靠。在 2 区(A 点前)内，氯与氨开始化合，产生氯胺，有余氯存在，但余氯是化合性氯，有一定的消毒效果。3 区(A—B 段)内仍然是化合性余氯，但由于加氯量增加了，开始下列反应：



反应结果使氯胺被氧化为一些不起消毒作用的化合物，并且由于余氯测定不能反映 HCl 中的氯，所以余氯反而逐渐减少，最后到最低的折点 B。折点 B 以后进入第 4 区(B 点后)，这时余氯又上升，从 B 点起所增加的投氯量完全以游离性余氯存在。这部分余氯曲线同虚线相互平行。这一区的消毒效果最好。余氯曲线的形状和试验时间有关。接触时间长，折点 B 的余氯量会接近于 0，使 4 区内几乎全是游离性余氯，消毒能力也

最强。

(3) 城市污水经二级处理, 排入受纳水体之前, 进行加氯消毒并保持一定的余氯浓度, 一般加氯量 $10 \sim 15 \text{ mg/L}$; 初级处理出水需加氯 $20 \sim 30 \text{ mg/L}$ 。当不需要保持余氯浓度时, 二级出水加氯量一般在 $5 \sim 10 \text{ mg/L}$, 初级出水为 $15 \sim 25 \text{ mg/L}$ 。

(4) 深度处理出水加氯量 深度处理中, 除要求达到一定的消毒效果, 即保证一定的大肠菌群的去除率外, 还要求回用水管网末稍保持一定的余氯量。

(5) 循环冷却水系统杀菌一般采用间歇投氯, $1 \sim 3$ 次/d, 每次 $2 \sim 3 \text{ h}$, 氯浓度 $0.4 \sim 1 \text{ mg/L}$ 。

(6) 在活性污泥系统发生丝状菌膨胀时可临时加氯杀菌, 加氯量 $W_2 (\text{kg/d})$ 一般按污泥量计算

$$W_2 = KM_T \quad (2.9.6)$$

式中 K ——污泥需氯量 $[\text{Cl}_2 (\text{ss} \cdot \text{d})]$, 常用 $9 \sim 10 \text{ kg/1000 kg}$;

M_T ——系统内污泥总量包括曝气池、二沉池以及回流系统内的污泥量, kg 。

一般控制加氯点浓度 $< 35 \text{ mg/L}$; 活性污泥的杀伤频率 $f > 3$ 。杀伤频率即某股污泥每天经过加氯点的次数, 可用下式计算:

$$f = (1 + R)Q / (V_a + V_c) \quad (2.9.7)$$

式中 R ——污泥回流比;

Q ——污水流量, m^3/d ;

V_a 、 V_c ——分别是曝气池和二沉池容积, m^3 。

(7) 用氯胺消毒必须保持正确的氨与氯比例, 一般按纯品计的质量比为 $1:3 \sim 1:6$ 。采用硫酸铵时, 理论含氮 27% , 计算时一般按 25% 纯氨计, 设备和计算同漂白粉。

2.9.5.3 加氯点

加氯点主要从加氯效果、卫生要求以及设备保护来确定, 大致情况如下。

① 多数情况是在过滤后的清水中加氯, 加氯点是在过滤水到清水池的管道上, 或清水池的进口处, 以保证氯与水的充分混合, 这样加氯量少, 效果也好。

② 过滤之前加氯或与混凝剂同时加氯, 这样可以氧化水中的有机物。对污染严重的水或色度较高的水, 能提高混凝效果, 降低色度和去除铁锰等杂质。尤其在用硫酸亚铁作混凝剂时, 利用加氯, 促使亚铁氧化为三价铁。还可改善处理构筑物的工作条件, 防止沉淀池底部的污泥腐败发臭; 防止滋生青苔; 防止微生物在滤料层中生长繁殖, 延长滤池的工作周期。对于污染严重的水, 加氯点在滤池前为好, 也可以采用二次加氯, 滤前 1 次, 滤后 1 次。

③ 在管网很长的情况下, 要在管网中途补加氯, 加氯点设在中途加压水泵站内。

④ 循环冷却水系统的加氯点通常有两处, 一是循环水泵的吸入口; 二是冷却塔水池底部, 由于冷却塔水池是微生物重要的滋长地, 此处加氯, 杀生的效果最好。

2.9.5.4 加氯设备

(1) 加氯机 加氯装置的种类很多, 有转子加氯机、真空加氯机、水射器加氯机等。见表 2.9.7。

国内常用 ZJ 型转子加氯机。见图 2.9.5。其工作原理是: 来自氯瓶的氯气首先进入旋风分离器 3, 再通过弹簧膜阀 1 和控制阀 2 进入转子流量计 4 和中转玻璃罩 5, 经水射器 7 与压力水混合, 溶解于水中被送至加氯点。各部分作用如下: ① 弹簧膜阀保证氯瓶内安全压力 $> 0.1 \text{ MPa}$, 如小于此压力, 该阀即自动关闭; ② 控制阀和转子流量计用来控制和测定加氯量; ③ 旋风分离器用于分离氯气中可能存在的悬浮杂质, 如铁锈、油污等, 其底部有旋塞可定期打开以清除杂质; ④ 中转玻璃罩用以观察加氯机的工作情况, 同时起稳定加氯量, 防止压力水倒流和当水源中断时破坏罩内真空的作用; ⑤ 平衡水箱可以补充和稳定中转玻璃罩内水量, 当水流中断时自动暴露单向阀口, 吸入空气使中转玻璃罩真空破坏; ⑥ 水射器从中转玻璃罩内抽吸所需的氯, 并使其与水混合, 使氯气溶解, 同时使玻璃罩内保持负压状态。

ZJ 型加氯机主要参数: ① 水射器进水压力 $\geq 0.3 \text{ MPa}$, II 型耗水量 $2.5 \sim 3 \text{ m}^3/\text{h}$, I 型耗水量 $4.5 \sim 5 \text{ m}^3/\text{h}$, 所喷出的氯气水溶液浓度 $> 1\%$; ② 氯瓶压力 $> 0.3 \text{ MPa}$, ③ 氯瓶至加氯机连接一般采用铜管, I 型管径 $> 10 \text{ mm}$, II 型管径 $> 12 \text{ mm}$; ④ 出水端须有 $2 \sim 3 \text{ m}$ 的直线管段, 以减小阻力, 加注点不宜取在有压力的水管内。

(2) 液氯蒸发器 液氯蒸发器是提高出氯量, 并保证加氯系统均衡投加的辅助装置。LDS—100 型液氯蒸发器由水室、蒸发室及电热器等几个主要部分组成, 见图 2.9.6。适用于加氯量 $> 10 \text{ kg/h}$ 。

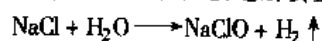
表 2.9.7 各种加氯机型号、加氯量及特点

名 称	型 号	加氯量/(kg/h)	特 点
转子加氯机	ZJ-1	5~45	1. 加氯量稳定、控制较准 2. 水源中断时能自动破坏真空, 防止压力水倒流入氯瓶等易腐蚀部件 3. 价格较高
	ZJ-2	2~10	
转子真空加氯机	LS80-3	1~5	1. 构造及计量简单、体积较小 2. 可自动调节真空度, 防止压力水倒回到氯瓶等 3. 水射器工作压力为 0.5MPa, 水压不足时加氯量将减少
	LS80-4	0.3~3	
随动式加氯机	SDX-1	0.008~0.5	1. 加氯机可随水泵启、停自动进行加氯 2. 适宜于深井泵房的加氯
	SDX-1	0.5~1.5	
加氯机	MJL-I	0.1~3.0	设有二道止回阀, 和一道安全阀, 可防止突然停水时压力水倒流入加氯机和氯瓶
	MJL-II	2~18	
真空式加氯机	JSL-73-100	0.1	1. 可用水氯调节阀调节压差、并与氯阀配合进行调整 2. 有手动和自动控制两种, 自动控制可适用于闭式定比加氯系统
	JSL-73-200	0.2	
	JSL-73-300	0.3	
	JSL-73-400	0.4	
	JSL-73-500	0.5	
	JSL-73-600	0.6	
	JSL-73-700	0.7	
	JSL-73-800	0.8	
	JSL-73-900	0.9	
	JSL-73-1000	1.0	
全玻璃加氯机	74-1	<0.42	1. 可调节加氯量 2. 加氯机主件由硬质玻璃制作, 具有耐腐蚀、构造简单、价格低廉等特点
	74-2	0.42~1.04	
	74-3	1.04~2.08	
	74-4	2.08~4.16	
	74-5	4.16	
加氯机	MB-11	1~6	

来自氯瓶的液氯进入蒸发室(设计压力 2MPa), 通过室壁吸收水室的热量, 使液氯蒸发气化, 水室的水由浸入式电热器(功率 10kW)加温, 并由温度调节器进行自控, 也可利用余热, 直接以热水作为热源。安装系统如图 2.9.7 所示。

加氯管材的一般要求为: 氯气管使用紫铜管或无缝钢管; 配制一定浓度的氯水投加管使用橡胶管或塑料管。投加氯的方法与加氯相同, 亦可使用各种加氯机。氯水对铜及铜合金有腐蚀, 故投加管道及配件不能采用铜质材料。

(3) 次氯酸钠发生器 次氯酸钠发生器, 是利用钛阳极电解食盐水产生次氯酸钠。



该装置由电解槽、整流器、贮液箱及盐水供应系统、冷却水循环系统及自控系统组成；大部分设备为连续生产。部份次氯酸钠发生器的型号及性能见表 2.9.8。

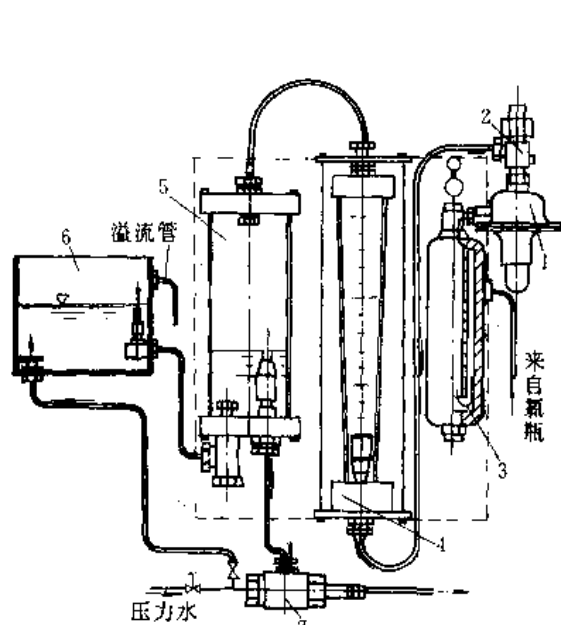


图 2.9.5 ZJ 型转子加氯机

- 1—弹簧膜阀；2—控制阀；3—旋风分离器；
4—转子流量计；5—中转玻璃罩；
6—平衡水箱；7—水射器

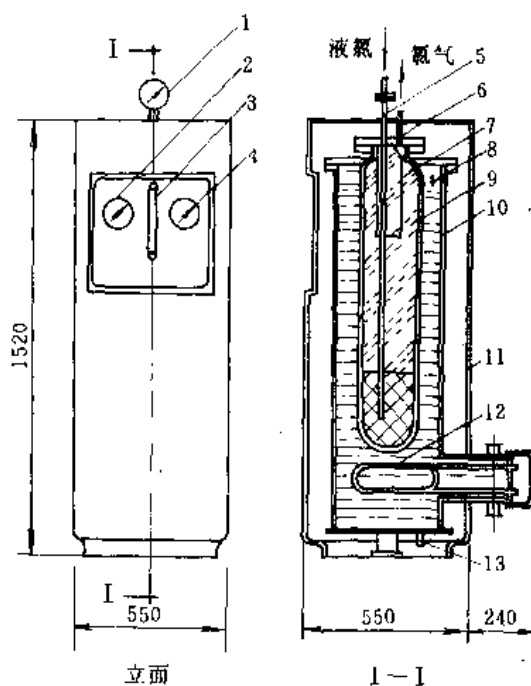


图 2.9.6 液氯蒸发器

- 1—氯压表；2—氯温表；3—水位计；4—水温表；
5—液氯管；6—氯气管；7—过热折流筒；8—溢水管；
9—蒸发室；10—水室；11—外罩；
12—电热；13—进水管、放空管

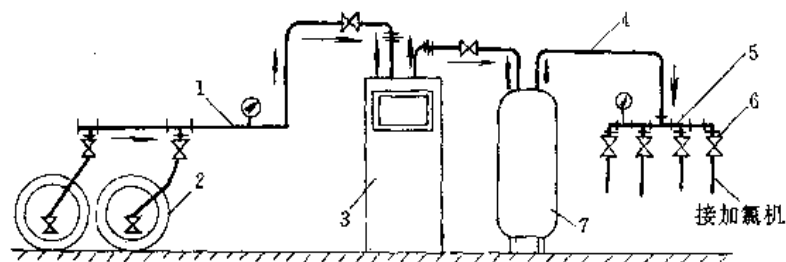


图 2.9.7 系统安装图

- 1—液氯管；2—氯瓶；3—蒸发器；4—氯气管；5—分配器；6—闸阀；7—贮气罐

表 2.9.8 次氯酸钠发生器

序号	型 号	有效氯产量 (g/h)	电解液产量 (mg/min)	电解液浓度 (g/L)	电 耗 (kWh/ kg NaOCl)	盐 耗 (kgNaCl/ kg NaOCl)	盐水浓度	
							(g/L)	(%)
1	SMC-I	300		4	5.2~4.5	6~8	35~45	
	SMC-II	300		5.5~6.5	6.0~6.5	3.5~4.5	30~35	
2	CXQ-B	90~100	200~230	7~7.5	3.0	3.4	40	
	CXQ-C	180~200	400~450					
3	SWDI-A	120~150	200~240	7~10	—	—		3
	SWDI-B	60~75	100~120					

续表

序号	型 号	有效氯产量 (g/h)	电解液产量 (mg/min)	电解液浓度 (g/L)	电 耗 (kWh/ kg NaOCl)	盐 耗 (kgNaCl/ kg NaOCl)	盐水浓度	
							(g/L)	(%)
4	MCX	121~135	450~500	8.5~9.5	4.5~5	3~3.5		3
5	YDJ-100	100	200~250	8.5~6.5				3
	YDJ-200	200	400~500					
	YDJ-500	500	1666					6~7
	YDJ-1000	1000	3332	6.5~7.5				
6	JH-160	160		10	—	—		3

由发生器生产的次氯酸钠为淡黄色透明状液体；pH=9.3~10；含有效氯6~11mg/ml。每生产1kg有效氯，耗食盐量为3~4.5kg，耗电量为5~10kWh，其成本较用漂白粉消毒低。电解时的盐水浓度以3%~3.5%为宜。盐水浓度高，可降低电解槽电压，减少耗电量，并能延长阳极的使用寿命，但是食盐的利用率低，会使费用增加。次氯酸不宜久贮，夏天应当天生产、当天用完；冬天贮存时间不得超过7天，并须采取避光贮存（气温低于25℃，每天损失有效氯0.1~0.15mg/L；气温超过30℃，每天损失有效氯0.3~0.7mg/L）。

2.9.5.5 二氧化氯消毒

(1) 二氧化氯的主要物理性能

- ① 二氧化氯是深绿色的气体，具有与氯一样的嗅味，比氯更刺激、更毒，相对密度为2.4。
- ② 二氧化氯易溶于水，不与水发生化学反应；二氧化氯在水中的溶解度是氯的5倍。
- ③ 二氧化氯在常温条件下即能压缩成液体，并很易挥发，在光线照射下将发生光化学分解。贮存在敞开容器中的二氧化氯水溶液，其 ClO_2 浓度很易下降。
- ④ 二氧化氯很容易爆炸，温度提高、暴露在光线下或与某些有机物接触摩擦，都可能引起爆炸；液体二氧化氯比气体更易爆炸。空气中 ClO_2 浓度>10%或水中 ClO_2 浓度>30%时都将发生爆炸。所以工业上采用空气或惰性气体来冲淡二氧化氯气体，使其浓度<8%~10%，将这种二氧化氯气体溶于水时，水中的 ClO_2 浓度为6~8mg/L。

⑤ 由于二氧化氯具有易挥发、易爆炸的特性，故不宜贮存，应采取现场制取和使用。

(2) 二氧化氯的消毒氧化作用

① 二氧化氯不与某些耗氯物质反应（如氨氮、含氮化合物等），如果二氧化氯合成时不出现自由氯，那么二氧化氯加入水中将不会产生有机氯化物。

② 因为二氧化氯不与氨氮等化合物作用而被消耗，故具有较高的余氯，杀菌消毒作用比氯更强。当pH=6.5时，氯的灭菌效率比二氧化氯高，随着pH值的提高，二氧化氯的灭菌效率很快地超过氯（据资料报道，当pH=8.5时，要造成99%以上埃希氏大肠菌杀灭率，只需要0.25mg/L二氧化氯和15s接触时间，而氯则需要0.75mg/L）。

③ 在较广泛的pH范围内具有氧化能力，氧化能力为自由氯的2倍。能比氯更快地氧化锰、铁，除去氯酚、藻类等引起的嗅味，具有强烈的漂白能力，可去除色度等。

(3) 设计要点

① 二氧化氯的投加量与原水水质和投加用途有关，约为0.1~1.5mg/L。当仅作为消毒时，一般投加0.1~1.3mg/L；当兼用作除臭时，一般投加0.6~1.3mg/L；当兼用作于前处理、氧化有机物和锰、铁时，投加量约为1~1.5mg/L。投加量必须保证管网末端能有0.05mg/L的剩余氯。

② 投加浓度必须控制在防爆浓度以下，二氧化氯水溶液浓度可采用6~8mg/L。

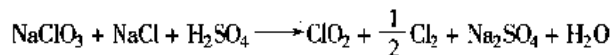
③ 必须设置安全防爆措施。制取设备要能自动地校正氯水溶液的适当pH值，使二氧化氯产量最大，而氯和亚氯酸离子的残留量最小；制取设备需能调节产量的变化，适应供水量的变化和投加量的改变；凡与氧化剂接触处应使用惰性材料；对每种药剂应设置单独的房间，在房间内设置监测和警报装置，并要有排除和容纳溢流或渗漏药剂的措施；要求有从 ClO_2 制取过程中析出气体的收集和中和的措施；在工作区内要有通

风装置和空气的传感、警报装置；在药剂贮藏室的门外应设置防护用具；要有冲洗药剂贮存池和混合池的措施。为了观察反应作用，须在反应器上设置透明的玻璃窗口；在进出管线上设置流量监测设备；要用软化后的水，以免钙积聚在设备上；要经常检测药剂溶液的浓度，要有现场测试设备；要定期地停止运转，并仔细地检查系统中各部件；避免制成的 ClO_2 溶液与空气接触，以防在空气中达到爆炸浓度。

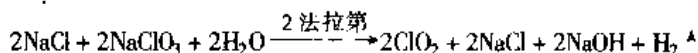
(4) 二氧化氯的制取

① 二氧化氯的制取方法很多，工业上常用氯酸钠制取：

将氯酸钠、氯化钠和硫酸在反应器中生成 ClO_2

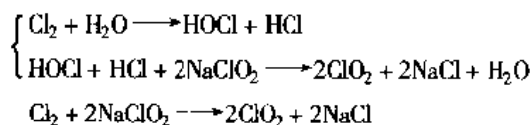


电解氯酸钠和氯化钠

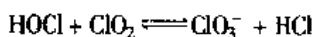


② 在净水处理中常用亚氯酸钠合成二氧化氯：

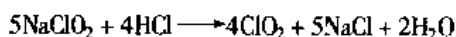
用氯气和亚氯酸钠合成 合成是二阶段反应，实质上是次氯酸与亚氯酸钠的作用



按化学反应方程，氯与亚氯酸钠的质量比是 1:2，但实际应用时，为了加快反应必须投加过量的氯，采用的氯与亚氯酸钠质量比为 1:1，因此用此种方法合成 ClO_2 时往往含有自由氯。且过量自由氯又可能被 ClO_2 氧化成氯酸离子而消耗 ClO_2 ，降低了消毒作用。



用酸（盐酸或硫酸）和亚氯酸钠合成：



10g 纯亚氯酸钠需要用 3.2g 盐酸，制取 6g 二氧化氯，但在实践中使用的盐酸比例是化学计算量的 3~4 倍。

当用硫酸合成时只能使用亚氯酸钠溶液，因为硫酸与固体的亚氯酸钠接触要爆炸。

法国德格雷蒙公司的生产装置流程示意图 2.9.8。

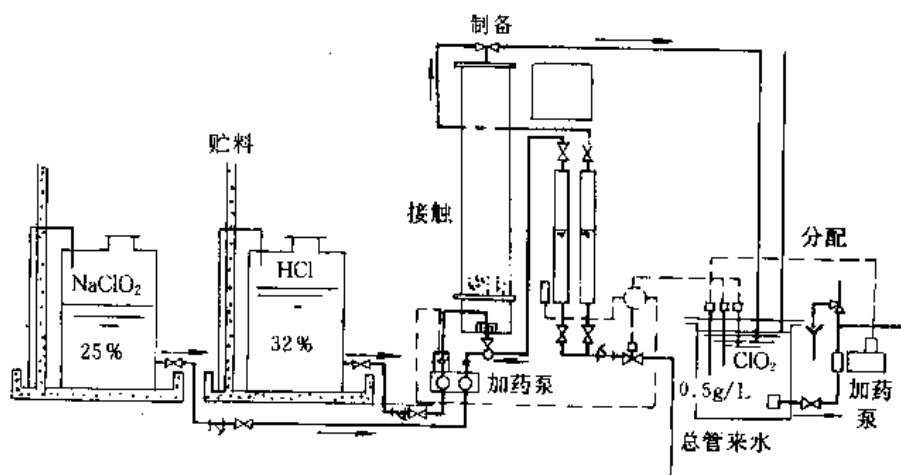
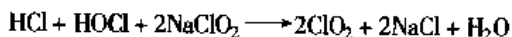
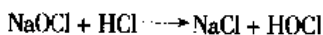


图 2.9.8 从盐酸和亚氯酸钠制取二氧化氯

盐酸与亚氯酸钠溶液从分开的槽中制备，其浓度分别为 8.5% 和 7%；制备容器的接触时间为 20min，混合器出口处的二氧化氯浓度为 20g/L。

用次氯酸钠酸化和亚氯酸钠合成（见图 2.9.9）：



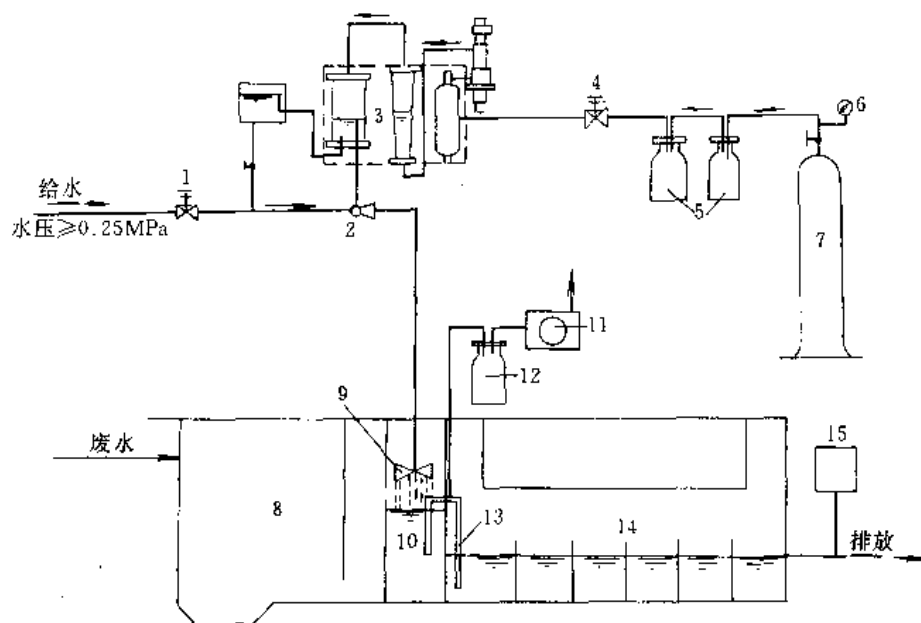


图 2.9.10 氯氧化系统

1—水电磁阀；2—水射器；3—加氯机；4—氯电磁阀；5—缓冲瓶；6—压力表；7—氯瓶；8—沉淀池；
9—投氯花管；10—投氯池；11—真空泵；12—隔水瓶；13—虹吸管；14—接触池；15—余氯测试仪

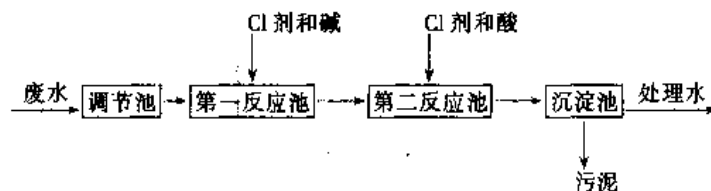


图 2.9.11 含氰废水氯氧化处理流程

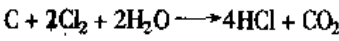
表 2.9.9 碱性氯化法处理含氰废水

项 目	局部氧化	完全氧化	项 目	局部氧化	完全氧化
废水含 CN^- / (mg/L)	50~60	50~60	处理水含 CN^- / (mg/L)	0~0.1	0~0.1
投药比 ($\text{CN}:\text{Cl}_2$, 质量比)	1:3.7~4.3	1:7.8~8	处理水含总 CN^- / (mg/L)	<3.5	<3
pH	10~11	7~8	处理水含 CNCl / (mg/L)	0	0
反应时间/min	30 左右	30 左右	处理水剩余活性氯 / (mg/L)	10~100	10~100
处理水含 CNO^- / [mg (CN^-) / L]	<50~60	4 左右			

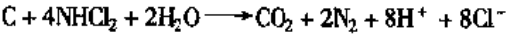
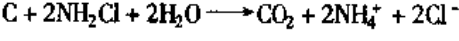
2.9.6.3 脱氯

脱氯通常是指去除氯化后存在于水中的总化合性余氯，以降低处理水对后续处理系统的危害或对受纳水体生物区系的毒性。

(1) 活性炭脱氯 利用活性炭脱氯，可以完全去除化合性余氯和游离性余氯。其反应如下：
与氯进行的反应



与氯胺进行的反应



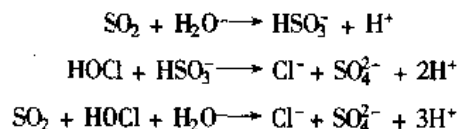
粒状活性炭既可用于重力滤床，亦可用于压力滤床。如果活性炭仅用于脱氯，则在活性炭处理之前必须去除其他一些易被活性炭去除的组分。利用粒状活性炭去除有机物的一些处理厂，为了脱氯，不论是利用去

除有机物的滤床, 还是设置单独的滤床, 其再生均很方便。

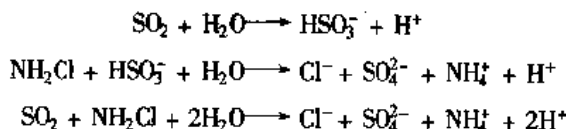
粒状活性炭柱的应用已被证明十分有效和可靠, 但是, 这种方法十分昂贵, 所以最好用于以脱氯为主要目的, 同时还需去除大量有机物的情况。

(2) 二氧化硫脱氯 用二氧化硫气体可有效地去除游离氯、一氯胺、二氯胺、三氯化氮和多氯-*n*-化合物。当将二氧化硫投加到废水中时, 产生下列反应:

与氯进行的反应为



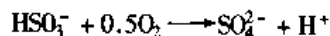
与氯胺进行的反应为



对于二氧化硫与氯之间的总反应, 二氧化硫对氯的化学计算质量比为 0.9:1。实际上, 去除 1.0mg/L 的余氯(以 Cl_2 计)需二氧化硫约 1.0mg/L。由于二氧化硫与氯和氯胺的反应几乎是瞬时作用, 所以接触时间一般不是反应的一个因素, 而且也不需要接触池。但是, 在投氯点进行迅速的、强制性的混合却是绝对需要的。

脱氯前的游离氯与总化合性余氯的比值, 确定了脱氯过程是部分进行还是进行到底。当该比值小于 85% 时表明有大量有机氯存在, 它对游离氯的处理有干扰。

假如化合性余氯的监测装置有足够的精确性, 则在多数情况下, 二氧化硫脱氯在废水处理中是一个非常可靠的单元过程。应避免投加过量的二氧化硫, 这不仅是因为消耗化学药剂, 而且还因为过量的二氧化硫将消耗氧。过量的二氧化硫和溶解氧之间的反应较为缓慢, 其表达式如下:



反应的结果使废水中溶解氧减少, 被测的生化需氧量和化学需氧量相应增加, pH 值可能下降。而通过正确地控制脱氯系统, 这些影响即可完全消除。

二氧化硫脱氯系统与加氯系统相类似, 二氧化硫设备与加氯设备可以互换。二氧化硫脱氯过程的关键性控制参数为: ①以准确的监测化合性余氯(电流法)为基础确定恰当的投加量; ②在二氧化硫投加点进行充分的混合。

此外, 用于脱氯的还原剂还有 Na_2SO_3 、 $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ 、 $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ 、 NaHSO_3 等。

2.9.7 安全操作

2.9.7.1 氯瓶的安全使用

(1) 液氯装运应注意以下事项 ①装运人员应充分了解氯瓶的安全装运常识, 氯瓶内一般只装 80% 左右液氯, 余下 20% 为气态氯空间。②运输车辆必须是经公安部门验收合格的化学危险品专用车辆。③氯瓶应轻装轻卸, 严禁滑动、抛滚或撞击, 并严禁堆放。④氯瓶不得与氢、氧、乙炔、氨及其他液化气体同车装运。⑤套在氯瓶上的安全帽应当旋紧, 不可随意去掉, 吊运及上下车操作都要小心轻放。⑥遵守安全部门的其他规定。

(2) 液氯贮存应注意以下事项 ①贮存间应符合消防部门关于危险品库房的规定。一般应设在水厂主导风向的下方。②氯瓶入库前应检查是否漏氯, 并作必要的外观检查。方法是用 10% 的氨水对准可能漏氯部位数分钟, 如漏氯会在周围形成白色烟雾(氯与氨生成氯化铵晶体颗粒)。③氯瓶存放应按照先入先用的顺序, 防止某些氯瓶存放过久。④每班应检查库房内是否泄漏。

(3) 氯瓶使用应注意以下事项 ①开启前应先检查放置位置是否正确(卧式瓶 2 个出氯口连线应垂直于水平面), 然后试开氯瓶总阀。开氯瓶总阀时, 应先缓慢开半圈, 随即用 10% 氨水检查是否漏气。如发现阀芯过紧, 难以开启时, 不允许用榔头敲击, 也不能用长板手硬扳, 以免扭断阀颈。②氯瓶与加氯机连接紧密, 使用中应检查是否泄漏。③氯瓶外应安装淋水装置, 以供给液氯气化时的热量, 防止结霜。④氯瓶不能在烈日下曝晒, 不能靠近炉火或其他热源。氯瓶上装有低熔点(70℃左右)安全塞, 一旦超温自行熔化。⑤氯瓶周围冬季要有适当的保温措施, 以防瓶内结冰。⑥如发现加氯机的氯气管有堵塞, 须用钢丝疏通, 再用打气筒吹掉杂物, 切不可用水冲洗。

2.9.7.2 加氯间的安全措施

加氯间应靠近加氯点, 间距宜 < 30m。加氯间属危险品建筑, 应与其他工作间隔开, 建筑结构应坚固、防火、耐冻保温、通风良好、大门外开。通风设备的排气孔应在房墙下端, 进气孔在高空, 通风设备可按换气 12 次/h 设计。

加氯间出入处应备有检修工具、防毒面具和抢救设备等。照明和通风设备的开关应设在室外。通向加氯间的压力水管道应保证不间断供水, 并保持水压稳定。加氯间内应设置碱液池, 并时刻保证碱液有效。当发现氯瓶严重泄漏时, 应先带好防毒面具, 然后将氯瓶移入碱液池中。

2.9.7.3 氯中毒的紧急处理措施

在操作现场, 一般将氯浓度限制在 0.006mg/L 以下, 高于此值时, 人体会产生不同程度的反应。长期在低氯环境中工作会导致慢性中毒; 表现为: 流泪; 咳嗽, 慢性支气管炎; 牙龈炎, 口腔炎, 慢性胃肠炎; 皮肤发痒、痤疮样皮疹等症状。短时间暴露在高氯环境中, 会导致急性中毒。轻度急性中毒表现为喉干胸闷, 脉搏加快等轻微症状。重度急性中毒表现为支气管痉挛及水肿, 昏迷或休克等。在现场处理严重急性中毒事故时应注意以下事项: ①设法迅速将中毒者转移至新鲜空气处。②对于呼吸困难者, 严禁进行人工呼吸, 应让其吸氧。③如有条件, 也可雾化吸入 5% 的碳酸氢钠溶液。④用 2% 的碳酸氢钠或生理盐水为其洗眼、鼻和口。⑤严重中毒者, 可注射强心针。

2.10 化学氧化还原

2.10.1 概述

化学氧化还原是转化废水中污染物的有效方法。废水中呈溶解状态的无机物和有机物, 通过化学反应被氧化或还原为微毒、无毒的物质, 或者转化成容易与水分离的形态, 从而达到处理的目的。

按照污染物的净化原理, 氧化还原处理方法包括药剂法、电化学法 (电解) 和光化学法三大类。在选择处理药剂和方法时, 应当遵循下面一些原则。

- ① 处理效果好, 反应产物无毒无害或易于生物降解或易于水分离。
- ② 处理费用合理, 所需药剂与材料易得。
- ③ 操作特性好, 在常温和较宽的 pH 值范围内具有较快的反应速度; 当提高反应温度和压力后, 其处理效率和速度的提高能克服费用增加的不足; 当负荷变化后, 通过调整操作参数, 可维持稳定的处理效果。
- ④ 与前后处理工序的目标一致, 搭配方便。

与生物氧化法相比, 化学氧化还原法需较高的运行费用。因此, 目前化学氧化还原法仅用于饮用水处理、特种工业用水处理、有毒工业废水处理和以回用为目的的废水深度处理等有限场合。

氧化剂的氧化能力和还原剂的还原能力是相对的, 其强度可以用相应的氧化还原电位的数值来比较。水处理中常用的某些物质的标准电极电位 E^\ominus 值见表 2.10.1。 E^\ominus 值愈大, 物质的氧化性愈强, E^\ominus 值愈小, 其还原性愈强。

标准电极电位 E^\ominus 是在标准状况下测定的, 但在实际应用中, 反应条件往往与标准状况不同, 在实际的物质浓度、温度和 pH 值条件下, 物质的氧化还原电位可用能斯特方程来计算:

$$E = E^\ominus + \frac{RT}{nF} \ln \frac{[\text{氧化态的 mol 浓度}]}{[\text{还原态的 mol 浓度}]}$$

式中 n ——反应中电子转移的数目;

R ——气体常数, 8.314J/(mol·K);

T ——绝对温度, K;

F ——法拉第常数, 96500C/mol。

应用标准电极电位 E^\ominus , 还可求出氧化还原反应的平衡常数 K 和自由能变化 ΔG^\ominus :

$$K = \exp\left(\frac{nFE^\ominus}{RT}\right)$$

$$\Delta G^\ominus = -nFE^\ominus = -RT \ln K$$

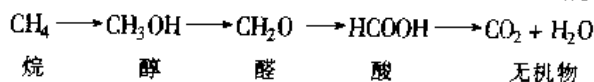
以上两式表明氧化还原反应在热力学上的可能性和进行的程度。

表 2.10.1 水处理常用物质的标准电极电位 (25℃)

半 反 应 式	E^{\ominus}/V	半 反 应 式	E^{\ominus}/V
$\text{Ca}^{2+} + 2e \rightleftharpoons \text{Ca}$	-2.87	$\text{Ag}^+ + e \rightleftharpoons \text{Ag}$	0.799
$\text{Mg}^{2+} + 2e \rightleftharpoons \text{Mg}$	-2.37	$\text{NO}_3^- + 3\text{H}^+ + 2e \rightleftharpoons \text{HNO}_2 + \text{H}_2\text{O}$	0.94
$\text{SO}_4^{2-} + \text{H}_2\text{O} + 2e \rightleftharpoons \text{SO}_3^{2-} + 2\text{OH}^-$	-0.93	$\text{Br}_2 + 2e \rightleftharpoons 2\text{Br}^-$	1.065
$\text{Cr}^{3+} + 3e \rightleftharpoons \text{Cr}$	-0.74	$\text{Br}_2(l) + 2e \rightleftharpoons 2\text{Br}^-$	1.087
$\text{Fe}^{2+} + 2e \rightleftharpoons \text{Fe}$	-0.44	$\text{IO}_3^- + 6\text{H}^+ + 5e \rightleftharpoons \frac{1}{2}\text{I}_2 + 3\text{H}_2\text{O}$	1.195
$\text{Cd}^{2+} + 2e \rightleftharpoons \text{Cd}$	-0.403	$\text{MnO}_4^- + 8\text{H}^+ + 5e \rightleftharpoons \text{Mn}^{2+} + 4\text{H}_2\text{O}$	1.51
$\text{Sn}^{2+} + 2e \rightleftharpoons \text{Sn}$	-0.136	$\text{H}_2\text{O}_2 + 2\text{H}^+ + 2e \rightleftharpoons 2\text{H}_2\text{O}$	1.77
$\text{Pb}^{2+} + 2e \rightleftharpoons \text{Pb}$	-0.126	$\text{S}_2\text{O}_8^{2-} + 2e \rightleftharpoons 2\text{SO}_4^{2-}$	2.01
$\text{S} + 2e \rightleftharpoons \text{S}^{2-}$	-0.48	$\text{F}_2 + 2e \rightleftharpoons 2\text{F}^-$	2.87
$\text{Mn}^{2+} + 2e \rightleftharpoons \text{Mn}$	-1.18	$2\text{CO}_2 + \text{N}_2 + 2\text{H}_2\text{O} + 6e \rightleftharpoons 2\text{CNO}^- + 4\text{OH}^-$	0.4
$\text{CNO}^- + \text{H}_2\text{O} + 2e \rightleftharpoons \text{CN}^- + 2\text{OH}^-$	-0.97	$\text{S} + 2\text{H}^+ + 2e \rightleftharpoons \text{H}_2\text{S}(g)$	0.141
$\text{Zn}^{2+} + 2e \rightleftharpoons \text{Zn}$	-0.763	$\text{Cu}^{2+} + e \rightleftharpoons \text{Cu}^+$	0.17
$2\text{CO}_2 + \text{H}^+ + 2e \rightleftharpoons \text{H}_2\text{C}_2\text{O}_4$	-0.49	$\text{Cu}^{2+} + 2e \rightleftharpoons \text{Cu}$	0.337
$\text{Cr}^{3+} + e \rightleftharpoons \text{Cr}^{2+}$	-0.41	$\text{H}_3\text{AsO}_4 + 2\text{H}^+ + 2e \rightleftharpoons \text{HAsO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$	0.581
$\text{Ni}^{2+} + 2e \rightleftharpoons \text{Ni}$	-0.25	$2\text{HgCl}_2 + 2e \rightleftharpoons \text{Hg}_2\text{Cl}_2 + 2\text{Cl}^-$	0.63
$\text{Cr}_2\text{O}_7^{2-} + 4\text{H}_2\text{O} + 3e \rightleftharpoons \text{Cr}(\text{OH})_3 + 5\text{OH}^-$	-0.13	$\text{Fe}^{3+} + e \rightleftharpoons \text{Fe}^{2+}$	0.771
$2\text{H}_2^+ + 2e \rightleftharpoons \text{H}_2$	0.000	$\text{NO}_3^- + 2\text{H}^+ + e \rightleftharpoons \text{NO}_2 + \text{H}_2\text{O}$	0.80
$\text{S}_4\text{O}_8^{2-} + 2e \rightleftharpoons 2\text{S}_2\text{O}_8^{2-}$	0.08	$\text{NO}_3^- + 4\text{H}^+ + 3e \rightleftharpoons \text{NO} + 2\text{H}_2\text{O}$	0.96
$\text{Sn}^{4+} + 2e \rightleftharpoons \text{Sn}^{2+}$	0.15	$\text{ClO}_2 + e \rightleftharpoons \text{ClO}_2^-$	0.95
$\text{SO}_4^{2-} + 4\text{H}^+ + 2e \rightleftharpoons \text{H}_2\text{SO}_3 + \text{H}_2\text{O}$	0.17	$\text{OCl}^- + \text{H}_2\text{O} + 2e \rightleftharpoons \text{Cl}^- + 2\text{OH}^-$	0.89
$\text{Fe}(\text{CN})_6^{3-} + e \rightleftharpoons \text{Fe}(\text{CN})_6^{4-}$	0.36	$\text{HOCl} + \text{H}^+ + 2e \rightleftharpoons \text{Cl}^- + \text{H}_2\text{O}$	1.49
$\text{I}_2(l) + 2e \rightleftharpoons 2\text{I}^-$	0.621	$\text{ClO}_2 + 4\text{H}^+ + 5e \rightleftharpoons \text{Cl}^- + 2\text{H}_2\text{O}$	1.95
$\text{I}_2(s) + 2e \rightleftharpoons 2\text{I}^-$	0.535	$\text{HClO}_2 + 3\text{H}^+ + 4e \rightleftharpoons \text{Cl}^- + 2\text{H}_2\text{O}$	1.57
$\text{MnO}_4^- + 2\text{H}_2\text{O} + 3e \rightleftharpoons \text{MnO}_2 + 4\text{OH}^-$	0.588	$\text{Cr}_2\text{O}_7^{2-} + 14\text{H}^+ + 6e \rightleftharpoons 2\text{Cr}^{3+} + 7\text{H}_2\text{O}$	1.33
$\text{O}_2(g) + 2\text{H}^+ + 2e \rightleftharpoons \text{H}_2\text{O}_2$	0.682	$\text{O}_3 + 2\text{H}^+ + 2e \rightleftharpoons \text{O}_2 + \text{H}_2\text{O}$	2.07
$\text{O}_2 + 2\text{H}_2\text{O} + 4e \rightleftharpoons 4\text{OH}^-$	0.41	$\text{F}_2 + 2\text{H}^+ + 2e \rightleftharpoons 2\text{HF}$	3.06
$\text{O}_2(g) + 4\text{H}^+ + 4e \rightleftharpoons 2\text{H}_2\text{O}$	1.229	$\text{SO}_3^{2-} + 8\text{H}^+ + 6e \rightleftharpoons \text{S} + 4\text{H}_2\text{O}$	0.36
$\text{Hg}_2^{2+} + 2e \rightleftharpoons \text{Hg}$	0.854		

有机物的氧化还原过程,由于涉及共价键,电子的移动情形很复杂。许多反应并不发生电子的直接转移。只是原子周围的电子云密度发生变化。目前还没有建立电子云密度变化与氧化还原反应的方向和程度之间的定量关系。因此,在实用上,凡是加氧或脱氢的反应称为氧化,而加氢或脱氧的反应则称为还原;凡是与强氧化剂作用而使有机物分解成简单的无机物如 CO_2 、 H_2O 等的反应,可判断为氧化反应。

有机物氧化为简单无机物是逐步完成的,这个过程称为有机物的降解。甲烷的降解大致经历下列步骤:



复杂有机化合物的降解历程和中间产物更为复杂。通常碳水化合物氧化的最终产物是 CO_2 和 H_2O ,含氮有机物的氧化产物除 CO_2 和 H_2O 外,还会有硝酸类产物,含硫的还会有硫酸类产物,含磷的还会有磷酸类产物。

各类有机物的可氧化性是不同的。经验表明,酚类、醛类、芳胺类和某些有机硫化物(如硫醇、硫醚)等易于氧化;醇类、酸类、酯类、烷基取代的芳烃化合物(如“三苯”)、硝基取代的芳烃化合物(如硝基苯)、不饱和烃类、碳水化合物等在一定条件(强酸、强碱或催化剂)下可以氧化;而饱和烃类、卤代烃类、合成高分子聚合物等难以氧化。

2.10.2 化学氧化法

2.10.2.1 氧化剂

投加化学氧化剂可以处理废水中的 CN^- 、 S^{2-} 、 Fe^{2+} 、 Mn^{2+} 等离子。

采用的氧化剂包括下列几类。

- ① 在接受电子后还原成负离子的中性分子,如 Cl_2 、 ClO_2 、 O_2 、 O_3 等。
- ② 带正电荷的离子,接受电子后还原成负离子,如漂白粉的次氯酸根中的 Cl^+ 变为 Cl^- 。
- ③ 带正电荷的离子,接受电子后还原成带较低正电荷的离子,如 MnO_4^- 中的 Mn^{7+} 变为 Mn^{2+} , Fe^{3+} 变为 Fe^{2+} 等。

2.10.2.2 空气氧化

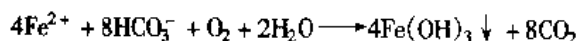
空气氧化法就是把空气鼓入废水中,利用空气中的氧气氧化废水中的污染物。从热力学上分析,空气氧化法具有以下特点。

① 电对 O_2/O^{2-} 的半反应式中有 H^+ 或 OH^- 离子参加,因而氧化还原电位与 pH 值有关。在强碱性溶液 ($\text{pH}=14$) 中,半反应式为 $\text{O}_2 + 2\text{H}_2\text{O} + 4\text{e}^- \rightleftharpoons 4\text{OH}^-$, $E^\ominus = 0.401\text{V}$; 在中性 ($\text{pH}=7$) 和强酸性 ($\text{pH}=0$) 溶液中,半反应式为 $\text{O}_2 + 4\text{H}^+ + 4\text{e}^- \rightleftharpoons 2\text{H}_2\text{O}$, E^\ominus 分别为 0.815V 和 1.229V 。由此可见,降低 pH 值,有利于空气氧化。

② 在常温常压和中性 pH 值条件下,分子氧 O_2 为弱氧化剂,反应性很低,故常用来处理易氧化的污染物,如 S^{2-} 、 Fe^{2+} 、 Mn^{2+} 等。

③ 提高温度和氧分压,可以增大电极电位;添加催化剂,可以降低反应活化能,都利于氧化反应的进行。

(1) 地下水除铁、锰 在缺氧的地下水中常出现二价铁和锰。通过曝气,可以将它们分别氧化为 $\text{Fe}(\text{OH})_3$ 和 MnO_2 沉淀物。除铁的反应式为:



按此式计算,每氧化 1mg/L Fe^{2+} , 仅需 0.143mg/L O_2 。

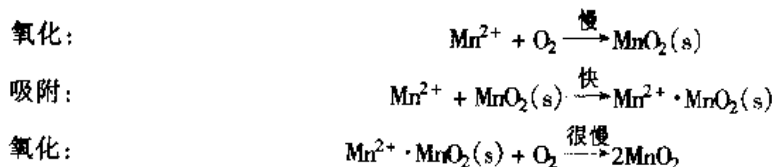
实验表明,上述反应的动力学方程为

$$\frac{d[\text{Fe}^{2+}]}{dt} = k[\text{Fe}^{2+}][\text{OH}^-]^2 p_{\text{O}_2}$$

式中 p_{O_2} ——空气中的氧气分压。

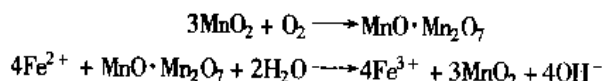
由上式可知,氧化速度与羟离子浓度平方成正比。即 pH 值每升高 1 单位,氧化速度将加快 100 倍。在 $\text{pH} \leq 6.5$ 条件下,氧化速度相当缓慢。因此,当水中含 CO_2 浓度较高时,必须增大曝气量以驱除 CO_2 ; 当水中含有大量 SO_4^{2-} 时, FeSO_4 的水解将产生 H_2SO_4 , 此时可用石灰进行碱化处理,同时曝气除铁。式中速度常数 k 为 $1.5 \times 10^8 \text{L}^2/(\text{mol}^2 \cdot \text{Pa} \cdot \text{min})$ 。积分上式可求出在一定条件下达到指定去除率所需的氧化反应时间。如当 pH 分别为 6.9 和 7.2, 空气中氧分压为 $2 \times 10^4 \text{Pa}$, 水温 20°C 时, 欲使 Fe^{2+} 去除 90%, 所需的时间分别为 43 和 8min。

地下水除锰比除铁困难。实践证明, Mn^{2+} 在 $\text{pH}=7$ 左右的水中很难被溶解氧氧化成 MnO_2 , 要使 Mn^{2+} 氧化, 需将水的 pH 值提高到 9.5 以上。在 $\text{pH}=9.5$, 氧分压为 0.1MPa , 水温 25°C 时, 欲使 Mn^{2+} 去除 90%, 需要反应 50min。若利用空气代替氧气, 即使总压力相同, 反应时间需增加 5 倍。可见, 在相似条件下, 二价锰的氧化速度明显慢于二价铁。为了有效除锰, 需要寻找催化剂或更强的氧化剂。研究指出, MnO_2 对 Mn^{2+} 的氧化具有催化作用, 大致历程为

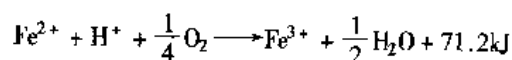


据此开发了曝气过滤(或称曝气接触氧化)除锰工艺。先将含锰地下水强烈曝气充氧, 尽量地散去 CO_2 , 提高 pH 值, 再流入天然锰砂或石英砂充填的过滤器, 利用接触氧化原理将水中 Mn^{2+} 氧化成 MnO_2 , 产物逐渐附着在滤料表面形成一层能起催化作用的活性滤膜, 加速除锰过程。

MnO_2 对 Fe^{2+} 氧化亦具催化作用, 使 Fe^{2+} 的氧化速度大大加快。



当地下水中同时含 Fe^{2+} 、 Mn^{2+} 时, 在输水系统中就有铁细菌生存。铁细菌以水中 CO_2 为碳源, 无机氮为氮源, 靠氧化 Fe^{2+} 为 Fe^{3+} 而获得生命活动能量:



铁细菌进入滤器后，在滤料表面和池壁上接种繁殖，对 Mn^{2+} 的氧化起生物催化作用。

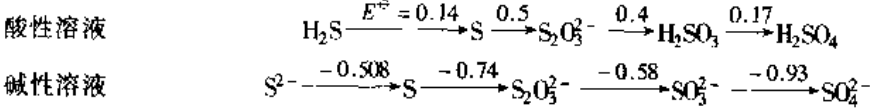
地下水除铁锰通常采用曝气-过滤流程。曝气方式可采用莲蓬头喷淋水、水射器曝气、跌水曝气、空气压缩机充气、曝气塔等。滤器可采用重力式或压力式，如无阀滤池、压力滤池等。滤料粒径一般用 0.6~2mm，滤层厚度 0.7~1.0m，滤速 10~20m/h。

图 2.10.1 为适用于 $Fe^{2+} < 10mg/L$ ， $Mn^{2+} < 1.5mg/L$ ， $pH > 6$ 的地下水除铁锰流程。

当原水含铁锰量更大时，可采用多级曝气和多级过滤组合流程处理。

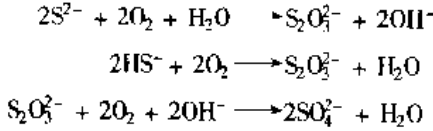
(2) 工业废水脱硫 石油炼制厂、石油化工厂、皮革厂、制药厂等都排出大量含硫废水。硫化物一般以钠盐或铵盐形式存在于废水中，如 Na_2S ， $NaHS$ ， $(NH_4)_2S$ ， NH_4HS 。在酸性废水中，也以 H_2S 形式存在。当含硫量不很大，无回收价值时，可采用空气氧化法脱硫。

各种硫的标准电极电位如下：



由此可见，在酸性溶液中，各电对具有较弱的氧化能力；而在碱性溶液中，各电对具有较强的还原能力。所以利用分子氧氧化硫化物，以碱性条件较好。

向废水中注入空气和蒸汽（加热），硫化物按下式转化为无毒的硫代硫酸盐或硫酸盐：



由上述反应式可计算出，氧化 1kg 硫化物为硫代硫酸盐，理论需氧量为 1kg，约相当于 3.7m³ 空气。由于部分硫代硫酸盐（约 10%）会进一步氧化为硫酸盐，使需氧量约增加到 4.0m³ 空气。实际操作中供气量为理论值的 2~3 倍。

空气氧化脱硫在密闭的塔器（空塔、板式塔、填料塔）中进行。图 2.10.2 为某炼油厂的废水氧化装置。含硫废水经隔油沉渣后与压缩空气及水蒸气混合，升温至 80~90℃，进入氧化塔，塔径一般不大于 2.5m，分四段，每段高 3m。每段进口处设喷嘴，雾化进料。塔内气水体积比不小于 15。增大气水比则气液的接触面积加大，有利于空气中的氧向水中扩散，加快氧化速度。废水在塔内平均停留时间 1.5~2.5h。

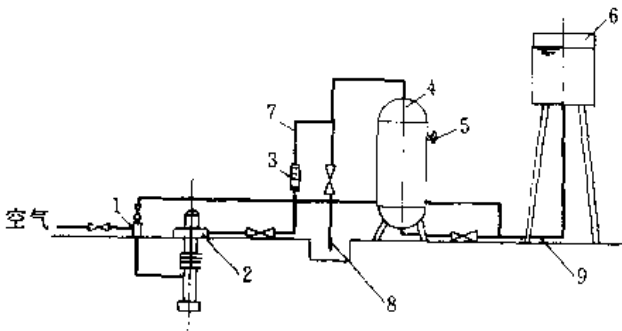


图 2.10.1 除铁除锰工艺流程图

1—射流器；2—深井泵；3—流量计；4—除铁、除锰装置；5—人孔；6—水箱；7—进水管；8—反冲洗排水管；9—出水管

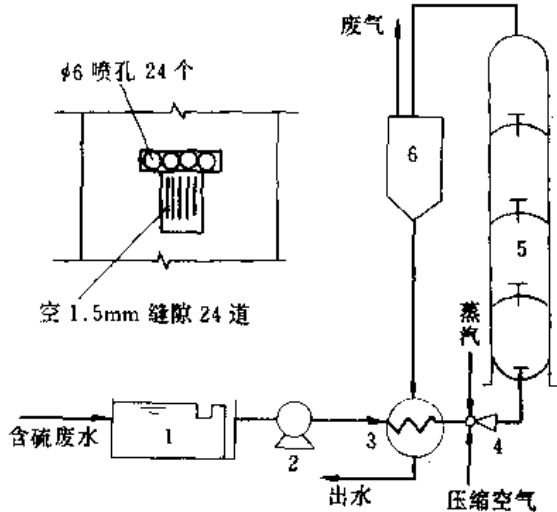


图 2.10.2 空气氧化法处理含硫废水流程

1—隔油池；2—泵；3—换热器；4—射流器；5—空气氧化塔；6—分离器

国内某厂试验表明，当操作温度 90℃，废水含硫量 2900mg/L 左右时，脱硫效率达 98.3%，处理费用为 0.9 元/m³（废水），当操作温度降为 64℃，其他条件相同，脱硫率为 94.3%，处理费用为 0.6 元/m³（废水）。

在制革工业中，常用石灰、硫化钠脱毛，由此而产生碱性含硫废水。这类废水 pH=9~13，含硫化物

由图可见, ①温度愈高, 时间愈长, 去除率愈高。当温度高于 200°C , 可达到较高有机物去除率。当温度低于某个限值, 即使延长氧化时间, 去除率也不会显著提高。一般认为, 湿式氧化温度不宜低于 180°C 。②达到相同的去除率, 温度愈高, 所需时间愈短, 相应地反应容积便愈小。③湿式氧化过程大致可以分为二个速度段。前半小时, 因反应物浓度高, 氧化速度快, 去除率增加快, 此后, 因反应物浓度降低或中间产物更难以氧化, 致使氧化速度趋缓, 去除率增加不多。由此分析, 若将湿式氧化作为生物氧化的预处理, 则以控制湿式氧化时间为半小时为宜。

气相氧分压对过程有一定影响, 因为氧分压决定了液相溶解氧浓度。实验表明, 氧化速度与氧分压成 $0.3 \sim 1.0$ 次方关系。但总压影响不显著。控制一定总压的目的是保证呈液相反应。温度、总压和气相中的水气量三者是偶合因素, 见图 2.10.6。

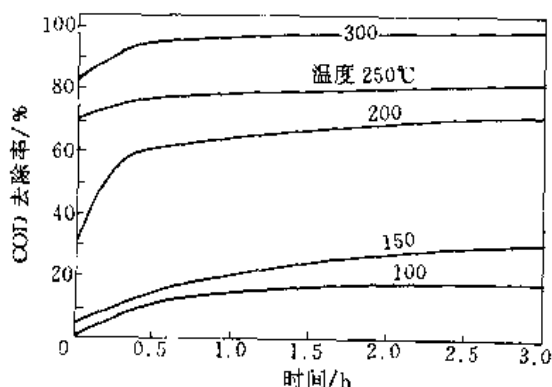


图 2.10.5 温度对氧化效果的影响

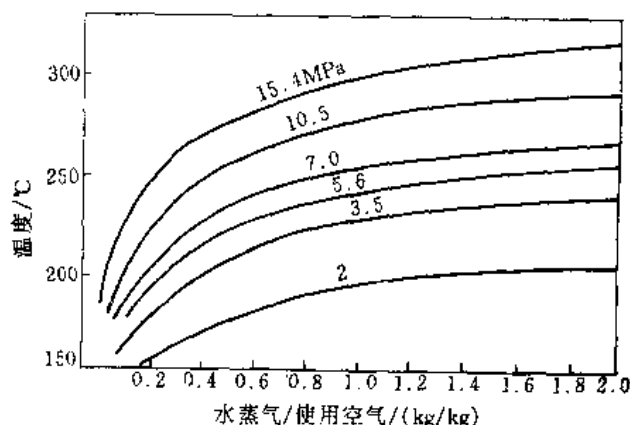


图 2.10.6 每公斤干燥空气的饱和水蒸气量与温度、压力的关系

由图可知, 在一定温度下, 压力愈高, 气相中水汽量就愈小, 总压的低限为该温度下水的饱和蒸汽压。如果总压过低, 大量的反应热就会消耗在水的汽化上, 当进水量低于汽化量时, 反应器就会被蒸干。湿式氧化的操作压力一般不低于 $5.0 \sim 12.0\text{MPa}$, 超临界湿式氧化的操作压力已达 43.8MPa 。通常供气过量 10% 。

不同的污染物, 其湿式氧化的难易程度是不同的。对于有机物, 其可氧化性与有机物中氧元素含量 (O) 在分子量 (M) 中的比例或者碳元素含量 (C) 在分子量 (M) 中的比例具有较好的线性关系, 即 O/M 值愈小, C/M 值愈大, 氧化愈易。研究指出, 低分子量的有机酸 (如乙酸) 的氧化性较差。

催化剂的运用大大提高了湿式氧化的速度和程度。有关湿式氧化催化剂的研究, 每年都有多项专利注册。对有机物湿式氧化, 多种金属具有催化活性。其中贵金属系 (如 Pd 、 Pt 、 Ru) 催化剂的活性高, 寿命长, 适应广, 但价格昂贵, 应用受到限制。目前多致力于非贵金属催化剂的开发。已获得应用的主要是过渡金属和稀土元素 (如 Cu 、 Mn 、 Co 、 Ce) 的盐和氧化物。

湿式氧化可以作为完整的处理阶段, 将污染物浓度一步处理到排放标准值以下。但是为了降低处理成本, 也可以作为其他方法的预处理或辅助处理。常见的组合流程是湿式氧化后进行生物氧化。国外多家工厂采用此两步法流程处理丙烯腈生产废水。经湿式氧化处理, COD 由 42000mg/L 降至 1300mg/L , BOD_5 由 14200mg/L 降至 1000mg/L , 氰化物由 270mg/L 降至 1mg/L , BOD_5/COD 比值由 0.2 提高至 0.76 以上。再经活性污泥法处理, 总去除率达到 COD : 99% ; BOD_5 : 99.9% ; 氰化物: 99.6% 。

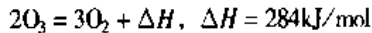
与活性污泥法相比, 处理同一种废水, 湿式氧化法的投资高约 $1/3$, 但运转费用却低得多。若利用湿式氧化系统的废热产生低压蒸汽, 产蒸汽收益可以抵偿 75% 的运转费, 其净运转费只占活性污泥法的 15% 。若能从湿式氧化系统回收有用物料, 其处理成本将更低。

焚烧也是利用空气中的氧来氧化废水的一种方法, 与湿式氧化不同, 它只是提高反应温度, 并不提高系统压力。

2.10.2.4 臭氧氧化

(1) 臭氧的性质 臭氧 O_3 是氧的同素异构体, 在常温常压下是一种具有鱼腥味的淡紫色气体。沸点 -112.5°C ; 密度 2.144kg/m^3 , 比氧重 1.5 倍。此外, 臭氧还具有以下一些重要性质。

① 不稳定性 臭氧不稳定, 在常温下容易自行分解成为氧气并放出热量。



MnO_2 , PbO_2 , Pt , C 等催化剂的存在或经紫外辐射都会促使臭氧分解。臭氧在空气中的分解速度与臭氧浓度和温度有关。当浓度在 1% 以下时, 其分解速度如图 2.10.7 所示。由图可见, 温度越高, 分解越快, 浓度越高, 分解也越快。

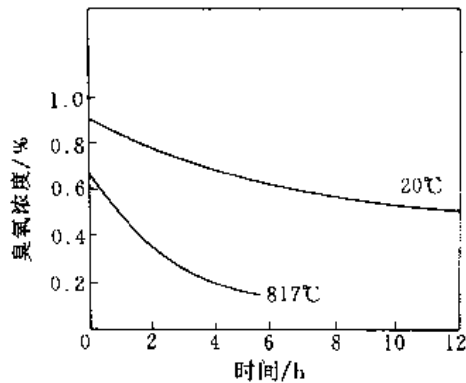


图 2.10.7 臭氧在空气中的分解速度

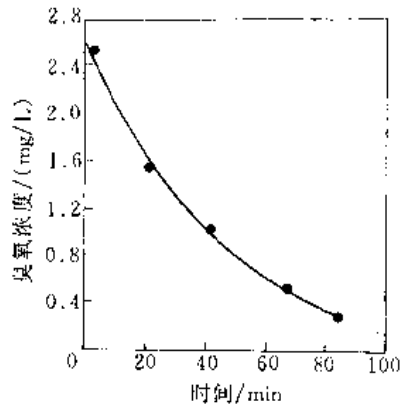


图 2.10.8 臭氧在蒸馏水中的分解速度

臭氧在水溶液中的分解速度比在气相中的分解速度快得多, 而且强烈地受羟基离子的催化。pH 值愈高, 分解愈快。臭氧在蒸馏水中的分解速度如图 2.10.8 所示。常温下的半衰期约为 15~30min。

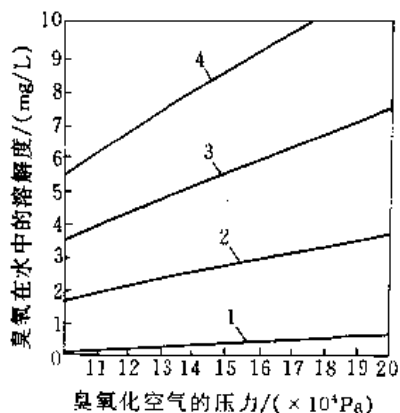


图 2.10.9 压力对臭氧溶解度的影响

1— $1\text{gO}_3/\text{m}^3$ 空气; 2— $5\text{gO}_3/\text{m}^3$ 空气;
3— $10\text{gO}_3/\text{m}^3$ 空气; 4— $15\text{gO}_3/\text{m}^3$ 空气

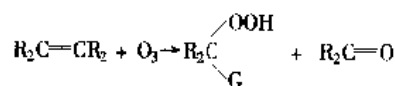
② 溶解性 臭氧在水中溶解度要比纯氧高 10 倍, 比空气高 25 倍。溶解度主要取决于温度和气相分压, 也受气相总压影响。压力对溶解度的影响如图 2.10.9 所示。在常压下, 20°C 时的臭氧在水中的浓度和在气相中的平衡浓度之比为 0.285。

③ 毒性 高浓度臭氧是有毒气体, 对眼及呼吸器官有强烈的刺激作用。正常大气中含臭氧的浓度是 $(1\sim4)\times 10^{-8}$, 当臭氧浓度达到 $(1\sim10)\times 10^{-6}$ 时可引起头痛, 恶心等症状。我国《工业企业设计卫生标准 TJ36—79》规定车间空气中 O_3 的最高容许浓度为 $0.3\text{mg}/\text{m}^3$ 。

④ 氧化性 臭氧是一种强氧化剂, 其氧化还原电位与 pH 值有关。在酸性溶液中, $E^\ominus = 2.07\text{V}$, 氧化性仅次于氟。在碱性溶液中, $E^\ominus = 1.24\text{V}$, 氧化能力略低于氯 ($E^\ominus = 1.36\text{V}$)。研究指出, 在 pH5.6~9.8, 水温 $0\sim39^\circ\text{C}$ 范围内, 臭氧的氧化效力不受影响。利用臭氧的强氧化性进行城市给水消毒已有近百年的历史。臭氧的杀菌力强, 速度快, 能杀灭氯所不能杀灭的病毒和芽孢, 而且出水无异味, 但当投量不足时, 也可能产生对人体有害的中间产物。在工业废水处理中, 可用臭氧氧化多种有机物和无机物, 如酚、氰化物、有机硫化物、不饱和脂肪族及芳香族化合物等。臭氧之所以表现出强氧化性, 是因为分子中的氧原子具有强烈的亲电子或亲质子性, 臭氧分解产生的新生态氧原子也具有很高的氧化活性。

臭氧氧化有机物的机理大致包括三类。

- 夺取氢原子, 并使链烃羰基化, 生成醛、酮、醇或酸; 芳香化合物先被氧化为酚, 再氧化为酸。
- 打开双键, 发生加成反应:



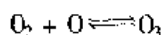
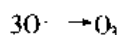
式中 G 代表 OH 、 OCH_3 、 OCCH_3 等基。

- 氧原子进入芳香环发生取代反应。

⑤ 腐蚀性 臭氧具有强腐蚀性, 因此与之接触的容器、管路等均应采用耐腐蚀材料或作防腐处理。耐腐蚀材料可用不锈钢或塑料。

(2) 臭氧的制备 制备臭氧的方法较多,有化学法、电解法、紫外光法、无声放电法等。工业上一般采用无声放电法制取。

① 无声放电法原理 无声放电法生产臭氧的原理及装置如图 2.10.10 所示。在一对高压交流电极之间(间隙 1~3mm)形成放电电场,由于介电体的阻碍,只有极小的电流通过电场,即在介电体表面的凸点上发生局部放电,形成均匀的蓝紫色电晕,因不能形成电弧,故称之为无声放电。当氧气或空气通过此间隙时,在高速电子流的轰击下,一部分氧分子转变为臭氧,其反应如下。



上述可逆反应表示生成的臭氧又会分解为氧气,分解反应也可能按下式进行:



分解速度随臭氧浓度增大和温度提高而加快。在一定浓度和温度下,生成和分解达到动态平衡。

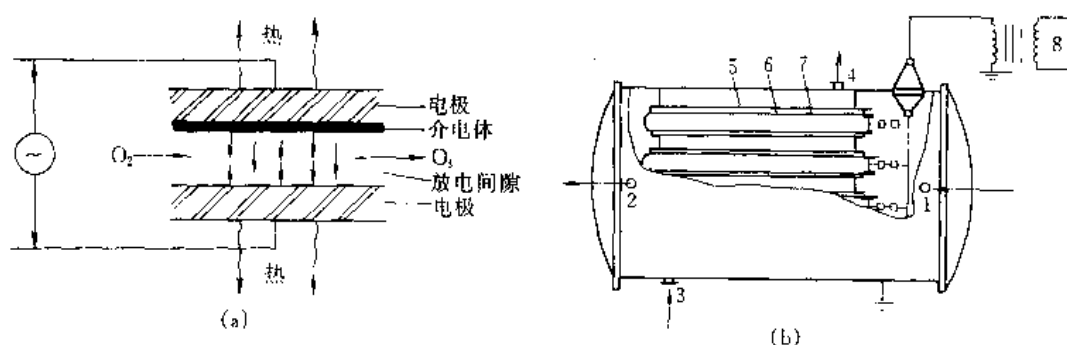


图 2.10.10 臭氧的制备原理与装置

(a) 无声放电法制备臭氧原理; (b) 管式(卧式)臭氧发生器

1—空气或氧气进口; 2—臭氧化气出口; 3—冷却水进口; 4—冷却水出口;

5—不锈钢管; 6—放电间隙; 7—玻璃管; 8—变压器

理论上,以空气为原料时臭氧的平衡浓度为 3%~4% (w/w),以纯氧为原料时可达 6%~8%。从经济上考虑,一般以空气为原料时控制臭氧浓度不高于 1%~2%,以氧气为原料时则不高于 1.7%~4%,这种含臭氧的空气称为臭氧化气。

用无声放电法制备臭氧的理论比电耗为 $0.95\text{kW}\cdot\text{h}/\text{kgO}_3$,而实际电耗大得多。单位电耗的臭氧产率,实际值仅为理论值的 10% 左右,其余能量均变为热量,使电极温度升高。为了保证臭氧发生器正常工作和抑制臭氧热分解,必须对电极进行冷却,常用水作为冷却剂。

② 影响臭氧发生的主要因素

a. 对单位电极表面积来说,臭氧产率与电极电压的平方成正比,因此,电压愈高,产率愈高。但电压过高很容易造成介电体被击穿以及损伤电极表面,故一般采用 15~20kV 的电压。

b. 生产臭氧的浓度随电极温度升高而明显下降。为提高臭氧的浓度,必须采用低温水冷电极。

c. 提高交流电的频率可以增加单位电极表面积的臭氧产率,而且对介电体的损伤较小。一般采用 50~500Hz 的频率。

d. 单位电极表面积的臭氧产率与介电体的介电常数成正比,与介电体厚度成反比。因此,应采用介电常数大,厚度薄的介电体。一般采用 1~3mm 厚的硼玻璃作为介电体。

e. 原料气体的含氧量高,制备臭氧所需的动力则少,用空气和用氧气制备同样数量的臭氧所消耗的动力相比,前者要高出后者一倍左右。原料选用空气或氧气,需作经济比较决定。

f. 原料气中的水分和尘粒对过程不利,当以空气为原料时,在进入臭氧发生器之前必须进行干燥和除尘预处理。空压机采用无油润滑型,防止油滴带人。干燥可采用硅胶、分子筛吸附脱水,除尘可用过滤器。

③ 臭氧发生系统及接触反应器 由于臭氧不稳定,因此通常在现场随制随用。以空气为原料制造臭氧,由于原料来源方便,所以采用比较普遍。典型臭氧处理闭路系统如图 2.10.11 所示。

空气经压缩机加压后,经过冷却及吸附装置除杂,得到的干燥净化空气再经计量进入臭氧发生器。要求

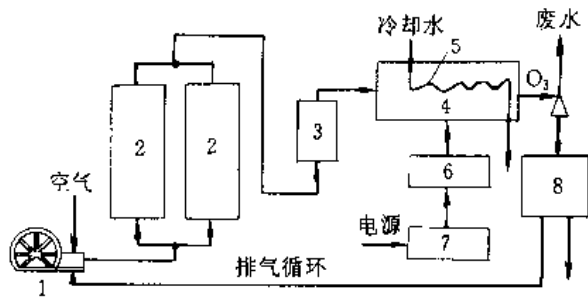


图 2.10.11 臭氧处理闭路系统

- 1—空气压缩机；2—净化装置；3—计量装置；
4—臭氧发生器；5—冷却系统；6—变压器；
7—配电装置；8—接触器

进气露点在 -50°C 以下，温度不能高于 20°C ，有机物含量小于 15×10^{-6} 。

臭氧发生器有板式和管式两种。因板式发生器只能在低压下操作，所以目前多采用管式发生器。管式发生器的外形像列管式换热器，内有几十根甚至上百根相同的放电管见图 2.10.10 (b)。放电管的两端固定在两块管板上，管外通冷却水。每根放电管均由两根同心圆管组成，外壳为金属管（不锈钢管或铝管），内管为玻璃管作介电体。内管一端封闭，管内壁镀有银膜或铝膜作电极。不锈钢管及玻璃管内膜与高压电源相联。内、外管之间留有 $1 \sim 3\text{mm}$ 的环形放电间隙。管式发生器可承受 0.1MPa （表）的压力，当以空气为原料，采用 50Hz 的电源时，臭氧浓度可达

$15 \sim 20\text{g}/\text{m}^3$ 。电能比耗为 $16 \sim 18\text{kW}\cdot\text{h}/\text{kg O}_3$ 。几种典型臭氧发生器特性见表 2.10.2 和表 2.10.3。

表 2.10.2 臭氧发生器特性

指 标	奥托板型	管 式	劳泽板式
原料气	空气	空气或氧气	空气或氧气
供气露点/ $^{\circ}\text{C}$	-40	-40	-40
冷却方式	水冷	水冷	空气
工作压力/ $(9.8 \times 10^4\text{Pa})$	0	$0.22 \sim 1.08$	$0.07 \sim 0.86$
放电间隙/ mm	3.13	2.50	1.25
电压(峰值)/ kV	$7.5 \sim 20$	$15 \sim 19$	$8 \sim 10$
电源频率/ Hz	$50 \sim 500$	60	2000
介电体厚度/ mm	$3 \sim 4.75$	2.5	0.5
电耗 原料空气/ (kWh/kg)	22.64	$16.7 \sim 22.2$	$14.0 \sim 19.5$
原料氧气/ (kWh/kg)	—	$8.33 \sim 11.1$	$5.55 \sim 7.77$

表 2.10.3 国产臭氧发生器型号与特性

项 目	型 号		
	LCF 型	XY 型	QHW 型
结构型式	立管式	卧管式(内玻管)	卧管式(外玻管)
介电管	$\phi 25 \times 1.5 \times 1000\text{mm}$ 玻璃管	$\phi 46 \times 2 \times 1250\text{mm}$ 玻璃管石墨内涂层	$\phi 46 \times 4 \times 1000\text{mm}$ 玻璃管
冷却方式	水冷	水冷	水冷
空气干燥方式	无热变压吸附	无热变压吸附	无热变压吸附
工作电压/ kV	$9 \sim 11$	$12 \sim 15$	$12 \sim 15$
电源频率/ Hz	50	50	50
供气气源压力/ $(\times 9.8 \times 10^4\text{Pa})$	$6 \sim 8$	$6 \sim 8$	$6 \sim 8$
臭氧压力/ $(\times 9.8 \times 10^4\text{Pa})$	$0 \sim 0.6$	$0.4 \sim 0.8$	$0.4 \sim 0.8$
供气露点/ $^{\circ}\text{C}$	-40	-40	-40
臭气产量/ (g/h)	$5 \sim 1000$	$5 \sim 2000$	$5 \sim 1000$
电耗/ (kWh/kg)	$15 \sim 20$	$16 \sim 22$	$14 \sim 18$

水的臭氧处理在接触反应器内进行。常用鼓泡塔、螺旋混合器、蜗轮注入器、射流器等。见表 2.10.4 选择何种反应器取决于反应类型。当过程受传质速度控制时，如无机物氧化、消毒等，应选择传质效率高的螺旋反应器、蜗轮注入器、喷射器等；当过程受反应速度控制时，如有机物和 $\text{NH}_4\text{-N}$ 的去除，应选用鼓泡塔，以保持较大的液相容积和反应时间。

水中污染物种类和浓度、臭氧的浓度与投量、投加位置、接触方式和时间、气泡大小、水温与水压等因

素对反应器性能和氧化效果都有影响。

表 2.10.4 臭氧接触方式

类型	图 示	运行方式	传质能力	优缺点	适用反应方式	电耗 (Wh/gO ₃)
鼓 泡 塔		气水顺流、逆流或多级串联交迭逆顺流连续运行或间断批量运行	传质效率低	优点: 能耗较低 缺点: (1) 喷头堵塞时布气不均匀 (2) 混合差, 易返混 (3) 接触时间长 (4) 价格高	反应速度控制的要求大液体容积的系统使用	2~3
固定混合器		气水强制混合, 可顺流或逆流连续运行, 水量大, 可部分投加	传质能力极强	优点: (1) 设备体积小, 占地少 (2) 接触时间短 (3) 处理效果稳定 (4) 易操作, 管理方便 (5) 无噪声, 无泄漏 (6) 用料省, 价格低 缺点: (1) 流量不能显著变化 (2) 耗能	传质速度控制的水处理过程	4~5
蜗轮注入器		气水强制混合, 多用于部分投加, 淹没深度 < 2m	传质能力较强	优点: (1) 水头损失小, 臭氧向水中转移压力大 (2) 混合效果好 (3) 接触时间较短 (4) 体积较小 缺点: (1) 流量不能显著变化 (2) 耗能较多 (3) 有噪声	传质速度控制的水处理过程	7~10
喷射器		气液强制或抽吸通过孔道, 可部分投加或全部投加	传质能力较强及界面面积较高	优点: (1) 混合好 (2) 接触时间短 (3) 设备小 缺点: (1) 流量不能显著变化 (2) 耗能较多	传质速度控制的各种水处理过程	全部: 15~20 部分: 4~10
填 料 塔		气水逆流通过填料空隙, 可连续或间断批量运行	传质好, 随气水流量及填料类型而定	优点: (1) 气水比适应范围广 缺点: (1) 耗能高 (2) 价格贵 (3) 易堵塞 (4) 填料表面积垢, 维护困难	气相或液相传质速度控制	15~40

臭氧与水接触后的尾气含有一定的剩余臭氧,为防止大气污染,应进行必要的处理。处理方法有燃烧分解、活性炭吸附、催化分解和化学处理等。各种处理方法的工艺条件和优缺点列举于表 2.10.5 中。

表 2.10.5 各种臭氧尾气处理方法的比较

处 理 方 式	工 艺 条 件	优 缺 点
燃烧法	加热温度大于 270℃	简单、可靠、耗能
活性炭吸附	活性炭固定床,适于低浓度臭氧	臭氧浓度高时,易发生爆炸
催化分解	霍加拉特剂填料	简单、分解迅速、但应防潮
化学吸收	用还原剂硫代硫酸钠或碱液吸收	费用昂贵

(3) 臭氧在水处理中的应用 水经臭氧处理,可达到降低 COD、杀菌、增加溶解氧、脱色除臭,降低浊度几个日的。

臭氧的消毒能力比氯更强。对脊髓灰质炎病毒,用氯消毒,保持 0.5~1mg/L 余氯量,需 1.5~2h;而达到同样效果,用臭氧消毒,保持 0.045~0.45mg/L 剩余 O_3 ,只需 2min。若初始 O_3 超过 1mg/L,经 1min 接触,病毒去除率可达到 99.99%。且不受水中 NH_3-N 和 pH 影响。

某炼油厂利用 O_3 处理重油裂解废水,废水含酚 4~5mg/L, CN^- 4~6mg/L, S^{2-} 4~5mg/L,油 15~30mg/L, COD₄₀₀~500mg/L, pH11, 水温 45℃。投加 O_3 280mg/L,接触 12min,处理出水含酚 0.005mg/L, CN^- 0.1~0.2mg/L, S^{2-} 0.3~0.4mg/L, COD₉₀~120mg/L,油 2~3mg/L。

将混凝或活性污泥法与臭氧化联合,可以有效地去除色度和难降解的有机物。紫外线照射可以激活 O_3 分子和污染物分子,加快反应速度,增强氧化能力,降低臭氧消耗量。目前臭氧氧化法存在的缺点是电耗大,成本高。

(4) 臭氧接触反应装置设计 在设计臭氧接触反应装置前,一般需要进行试验以确定设计参数。动态试验流程如图 2.10.12。

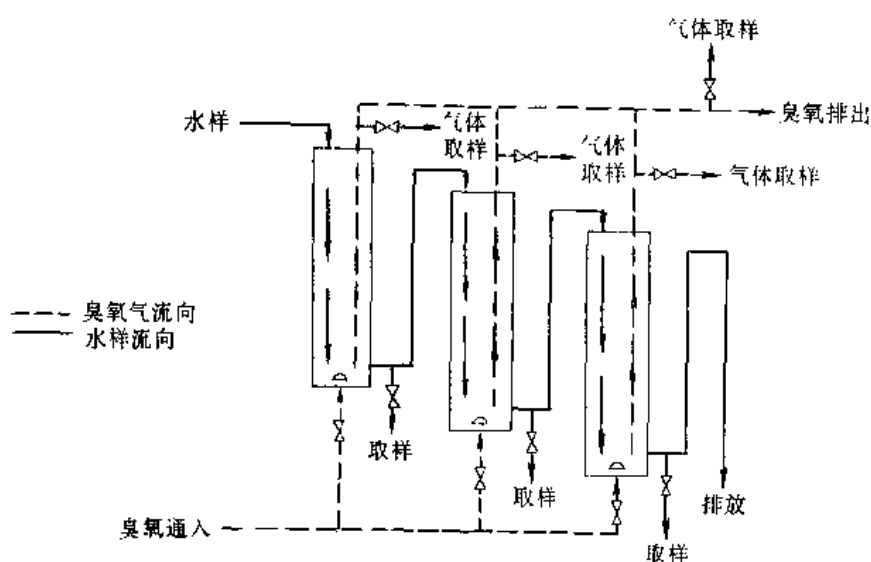


图 2.10.12 动态臭氧氧化试验装置

在水处理系统中,大多数采用鼓泡塔。鼓泡塔中,废水一般自塔顶进入,经喷淋装置向下喷淋,从塔底出水;臭氧则从塔底的微孔扩散装置进入,成微小气泡上升而从塔顶排出。气水逆流接触完成处理过程。鼓泡塔也可以设计成多级串联运行。当设计成双级时,一般前一级投加需臭氧量的 60%,后一级为 40%。鼓泡塔内可不设填料,也可加设填料以加强传质过程,如图 2.10.13 所示。鼓泡塔的设计计算公式,微孔扩散材料的型号及水头损失以及无试验资料时臭氧接触反应装置的主要设计参考参数,分别列于表 2.10.6、表 2.10.7 和表 2.10.8 中。

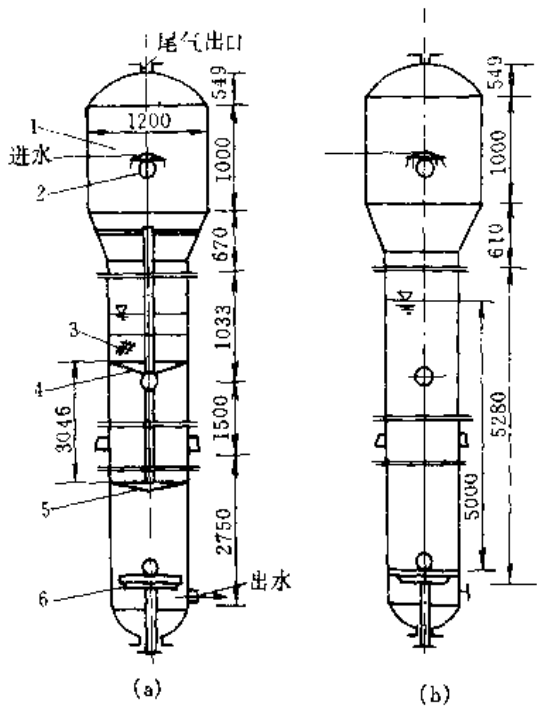


图 2.10.13 鼓泡塔详图

(a) 加填料; (b) 无填料

1—进水喷淋器; 2—观察窗; 3—活性炭填料; 4—鲍尔环填料; 5—筛板; 6—布气板

表 2.10.6 鼓泡塔的计算公式

计 算 公 式	符 号 说 明 与 数 据
<p>塔体尺寸计算</p> $V_T = \frac{tQ_g}{60}$ $F = \frac{tQ_g}{60H_A}$ $D = \sqrt{\frac{4F}{\pi}}$ $K = \frac{D}{H_A}$ $H_T = (1.25 \sim 1.35) H_A$	<p>V_T——塔总体积, m^3 t——水力停留时间, min Q_g——水流量, m^3/h F——塔截面积, m^2 H_A——塔内有效水深, 一般可取 $4 \sim 5.5m$ D——塔径, m K——径高比, 一般采用 $1:3 \sim 1:4$。如计算的 $D > 1.5m$ 时, 为使塔不致过高, 可将其适当分成几个直径较小的塔, 或设计成接触池 H_T——塔总高, m</p>
<p>臭氧化气布气系统计算</p> $c = \frac{Q_g d_0}{1000}$ $Q_g = \frac{c \cdot 1000}{Y_1}$ $Q'_g = \frac{Q_g \cdot (273 + 20) \cdot 0.103}{273 \cdot 0.18} = 0.614 Q_g$	<p>c——每小时投加的总臭氧量, kgO_3/h d_0——水中所需臭氧投加量, gO_3/m^3 水 Q_g——水中所需投加的臭氧化气流量, m^3/h Y_1——发生器所产臭氧化气浓度, 一般在 $10 \sim 20g/m^3$ 范围内 Q'_g——水中所需投加的发生器工作状态下 ($t = 20^\circ C, P = 0.08MPa$) 臭氧化气流量, m^3/h</p>

计 算 公 式	符 号 说 明 与 数 据
$n = \frac{Q'_k}{\omega f}$ $\omega' = \frac{d - \alpha R^{1/4}}{b}$	n ——微孔扩散元件数 f ——每只扩散元件的总表面积, m^2 。陶瓷滤棒为 πdl (d 棒直径, l 棒长), 微孔扩散板为 $\frac{\pi d^2}{4}$ (d 扩散板直径) ω ——气体扩散速度, m/h , 依微孔材料及其微孔孔径和扩散气泡直径而定 ω' ——使用微孔钛板时的气体扩散速度, m/h d ——气泡直径 $1 \sim 2mm$ R ——微孔孔径 $20 \sim 40\mu m$ α, b ——系数, 使用钛板时 $\alpha = 0.19, b = 0.066$
所需臭氧发生器工作压力计算 $H > 9.81h_1 + h_2 + h_3$	H ——臭氧发生器工作压力, kPa h_1 ——塔内水柱高度, m h_2 ——布气元件压力损失 kPa (见表 2.10.7) h_3 ——臭氧化气输送管道压力损失, kPa

表 2.10.7 微孔布气元件型号及其压力损失值

材料型号及规格	不同过气流量 $[L/(cm^2 \cdot h)]$ 下的压力损失 (kPa)							
	0.2	0.45	0.93	1.65	2.74	3.8	4.7	5.4
WTD1S 型钛板 ^① 孔径 $< 10\mu m$, 厚 $4mm$	5.80	6.00	6.40	6.80	7.06	7.33	7.60	8.00
WTD ₂ 型微孔钛板 ^② 孔径 $10 \sim 20\mu m$, 厚 $4mm$	6.53	7.06	7.60	8.26	8.80	8.93	9.33	9.60
WTD3 型微孔钛板 孔径 $25 \sim 40\mu m$, 厚 $4mm$	3.47	3.73	4.00	4.27	4.53	4.80	5.07	5.20
锡青铜微孔板 ^① 孔径未测, 厚 $6mm$	0.67	0.93	1.20	1.73	2.27	3.07	4.00	4.67
刚玉石微孔板 厚 $20mm$	8.26	10.13	12.00	13.86	15.33	17.20	18.00	18.93

① WTD1S 及 WTD3 型微孔钛板原料为颗粒状; ② WTD2 型为树枝状, 压力损失较高。

表 2.10.8 接触反应装置的主要设计参考参数

处理要求	臭氧投加量 $/(mgO_3/L \text{ 水})$	去除效率/%	接 触 时 间/min
杀菌及灭活病毒	1~3	90~99	数秒至 10~15min, 按所用接触装置类型而异
除臭、味	1~2.5	80	> 1
脱色	2.5~3.5	80~90	> 5
除铁除锰	0.5~2	90	> 1
COD	1~3	40	> 5
CN ⁻	2~4	90	> 3
ABS	2~3	95	> 10
酚	1~3	95	> 10

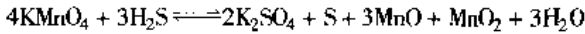
2.10.2.5 高锰酸盐氧化

高锰酸盐也是一种强氧化剂, 能与水中的 Fe^{2+} 、 Mn^{2+} 、 S^{2-} 、 CN^- 、酚及其他致臭致味有机物很好地反应, 选择适当投量, 它能杀死很多藻类和微生物。与臭氧处理一样, 出水无异味。其投加与监测均很方便。

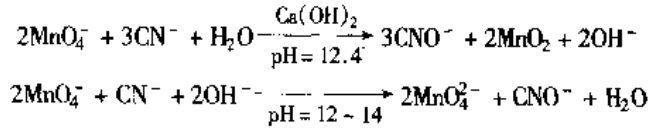
国内研究用高锰酸钾去除地面水中的有机物。试验发现, 在中性 pH 值条件下, 对有机物和致突变物质

的去除率均很高,明显优于在酸性和碱性条件下的效果。反应过程中产生的新生态水合 MnO_2 具有催化氧化和吸附作用。用高锰酸钾作为氯氧化的预处理,可以有效地控制氯酚与氯仿的形成。

在稀的中性水溶液中,高锰酸盐氧化硫化氢的化学计算关系为



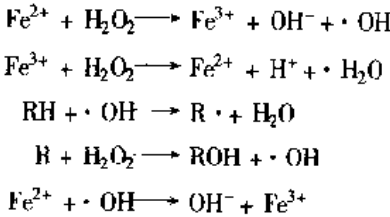
与氰离子反应为



高锰酸盐对无机物的氧化速度比对一些有机物的氧化快得多,铜离子对氧化反应有明显的催化作用。

2.10.2.6 过氧化氢氧化

过氧化氢与催化剂 Fe^{2+} 构成的氧化体系通常称为 Fenton 试剂。在 Fe^{2+} 催化下, H_2O_2 能产生两种活泼的氢氧自由基,从而引发和传播自由基链反应,加快有机物和还原性物质的氧化。其一般历程为



Fenton 试剂氧化一般在 pH3.5 下进行,在该 pH 值时其自由基生成速率最大。

在 H_2O_2 过量, Fe^{2+} 50mg/L, 接触 24h 条件下,部分有机物的氧化效果如表 2.10.9 所示。

表 2.10.9 部分有机物的氧化结果

化 合 物	初始浓度/(mg/L)	出水浓度/(mg/L)	COD 去除率/%	TOC 去除率/%
硝基苯	615.50	<2	72.40	37.25
苯甲酸	610.50	<1	75.77	48.36
苯胺	465.50	<1	76.49	43.37
酚	470.55	<2	76.06	44.14
甲酚	540.50	<2	71.82~74.96	38.24~55.64
氯酚	624.80	<2	75~75.69	21.74~47.87
二氯酚	815.0	<1~3	61.07~74.24	32.51~52.63
二硝基酚	920.55	<1	72.52~80.07	50.65~51.0

过氧化氢与紫外光合并使用可氧化卤代脂肪烃、乙酸盐、有机酸以及炸药等。

通过投加低剂量氧化剂来控制氧化程度,使废水中的有机物发生部分氧化、偶合或聚合,形成分子量不大的中间产物,从而改变它们的可生物降解性、溶解性及混凝沉淀性,然后通过生化法或混凝沉淀法去除。该法与深度氧化相比,可大大节约氧化剂用量,降低处理成本。

2.10.3 化学还原法

废水中的某些金属离子在高价态时毒性很大,可用化学还原法将其还原为低价态后分离除去。常用的还原剂有下列几类。

- ① 某些电极电位较低的金属,如铁屑、锌粉等。反应后 $\text{Fe} \rightarrow \text{Fe}^{2+}$, $\text{Zn} \rightarrow \text{Zn}^{2+}$ 。
- ② 某些带负电的离子,如 NaBH_4 中的 B^{3-} , 反应后 $\text{BH}_4^- \rightarrow \text{BO}_2^-$, 再如 $\text{SO}_3^{2-} \rightarrow \text{SO}_4^{2-}$ 。
- ③ 某些带正电的离子,如 FeSO_4 或 FeCl_2 中的 Fe^{2+} , 反应后 $\text{Fe}^{2+} \rightarrow \text{Fe}^{3+}$ 。

此外,利用废气中的 H_2S 、 SO_2 和废水中的氰化物等进行还原处理,也是有效而且经济的。

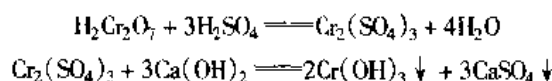
2.10.3.1 还原除铬

电镀、冶炼、制革、化工等工业废水中常含有剧毒的 Cr^{6+} , 以 CrO_4^{2-} 或 $\text{Cr}_2\text{O}_7^{2-}$ 形式存在。在酸性条件 ($\text{pH} < 4.2$) 下,只有 $\text{Cr}_2\text{O}_7^{2-}$ 存在,在碱性条件 ($\text{pH} > 7.6$) 下,只有 CrO_4^{2-} 存在。

利用还原剂把 Cr^{6+} 还原成毒性较低的 Cr^{3+} , 是最早采用的一种治理方法。采用的还原剂有 SO_2 、 H_2SO_3 、

NaHSO_3 、 Na_2SO_3 、 FeSO_4 等。

还原除铬通常包括二步。首先,废水中的 $\text{Cr}_2\text{O}_7^{2-}$ 在酸性条件下 ($\text{pH} < 4$ 为宜) 与还原剂反应生成 $\text{Cr}_2(\text{SO}_4)_3$, 再加碱 (石灰) 生成 $\text{Cr}(\text{OH})_3$ 沉淀, 在 $\text{pH} = 8 \sim 9$ 时, $\text{Cr}(\text{OH})_3$ 的溶解度最小。亚硫酸-石灰法的反应式如下:



还原剂的用量与 pH 值有关。采用亚硫酸-石灰法, 在 $\text{pH} = 3 \sim 4$ 时, 反应进行完全, 药剂用量省, $\text{Cr}^{6+} : \text{S} = 1:1.3 \sim 1.5$; 在 $\text{pH} = 6$ 时, 反应不完全, 药剂较费, $\text{Cr}^{6+} : \text{S} = 1:2 \sim 3$; 当 $\text{pH} > 7$ 时, 反应不能进行。

采用硫酸亚铁-石灰流程除铬适用于含铬浓度变化大的场合, 且处理效果好, 费用较低。当 FeSO_4 投量较高时, 可不加硫酸, 因 FeSO_4 水解呈酸性, 能降低溶液的 pH 值, 也可降低第二步反应的加碱量。但泥渣量大, 出水色度较高。采用此法处理, 理论药剂用量为 $\text{Cr}^{6+} : \text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O} = 1:16$ 。当废水中 Cr^{6+} 浓度大于 100mg/L 时, 可按理论值投药。小于 100mg/L 时, 投药量要增加。石灰投量可按 $\text{pH} = 7.5 \sim 8.5$ 计算。

化学还原法除铬的工艺参数见表 2.10.10。

表 2.10.10 化学还原法处理铬酸废水的工艺参数

药剂名称	投药比(质量比)		调 pH		反应时间/min		沉淀时间/h	出水水质	
	理论值	使用值	酸化	碱化	还原反应	碱化反应		$\text{Cr}^{6+}/$ (mg/L)	$\text{Cr}^{3+}/$ (mg/L)
NaHSO_3	$\text{Cr}^{6+} : \text{NaHSO}_3 = 1:3.16$	1:4~8	2~3	8~9	10~15	5~15	1~1.5	<0.5	<1.0
$\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	$\text{Cr}^{6+} : \text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O} = 1:16$	1:25~32	<3	8~9	15~30	5~15	1~1.5	<0.5	<1.0
$\text{N}_2\text{H}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$	$\text{Cr}^{6+} : \text{N}_2\text{H}_4 \cdot \text{H}_2\text{O} = 1:0.72$	1:1.5	2~3	8~9	10~15	5~15	1~1.5	<0.5	<1.0
SO_2	$\text{Cr}^{6+} : \text{SO}_2 = 1:1.85$	1:2	2	8~9	15~30	15~30	1~1.5	<0.5	<1.0
		1:2.6~3	3~4						
		1:6	6						

还原除铬反应器一般采用耐酸陶瓷或塑料制造, 当用 SO_2 还原时, 要求设备的密封性好。

工业上也采用铁屑 (或锌屑) 过滤除铬。含铬的酸性废水 (控制进水 $\text{pH} 4 \sim 5$) 进入充填铁屑的滤柱, 铁放出电子, 产生 Fe^{2+} , 将 Cr^{6+} 还原为 Cr^{3+} , 随着反应的不进行, 水中消耗了大量的 H^+ , 使 OH^- 离子浓度增高, 当其达到一定浓度时, 与 Cr^{3+} 反应生成 $\text{Cr}(\text{OH})_3$, 少量 Fe^{3+} 生成 $\text{Fe}(\text{OH})_3$, 后者具有凝聚作用, 将 $\text{Cr}(\text{OH})_3$ 吸附凝聚在一起, 并截留在铁屑孔隙中。通常滤柱内装铁屑高 1.5m, 采用滤速 3m/h 。

2.10.3.2 还原法除汞

氯碱、炸药、制药、仪表等工业废水中常含有剧毒的 Hg^{2+} 。处理方法是將 Hg^{2+} 还原为 Hg , 加以分离和回收。采用的还原剂为比汞活泼的金属 (铁屑、锌粒、铝粉、钢屑等)、硼氢化钠和醛类等。废水中的有机汞先氧化为无机汞, 再行还原。

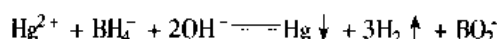
采用金属还原除汞, 通常在滤柱内进行。反应速度与接触面积、温度、 pH 值、金属纯净度等因素有关。通常将金属破碎成 $2 \sim 4\text{mm}$ 的碎屑, 并去掉表面污物。控制反应温度 $20 \sim 80^\circ\text{C}$ 。温度太高, 虽反应速度快, 但会有汞蒸气逸出。

采用铁屑过滤时, $\text{pH} = 6 \sim 9$ 较好, 耗铁量最省; $\text{pH} < 6$, 则铁因溶解而耗量增大; $\text{pH} < 5$, 有 H_2 析出, 吸附于铁屑表面, 阻碍反应进行。据国内某厂试验, 用工业铁粉去除酸性废水中的 Hg^{2+} , 在 $50 \sim 60^\circ\text{C}$, 混合 $1 \sim 1.5\text{h}$, 经过滤分离, 废水除汞 90% 以上。

采用锌粒还原时, pH 值最好在 $9 \sim 11$ 。虽然 Zn 能在较弱的碱液中还原汞, 但损失量大增。反应后将游离出的汞与锌结合成锌汞齐, 通过干馏, 可回收汞蒸气。

用铜屑还原时, pH 值在 $1 \sim 10$ 均可, 此法一般应用在废水含酸浓度较大的场合。如蒽醌磺化法制蒽醌双磺酸, 用 HgSO_4 作催化剂, 废酸浓度达 30%, 含汞 $600 \sim 700\text{mg/L}$ 。采用铜屑过滤法除汞, 接触时间不低于 40min , 出水含汞量小于 10mg/L 。

据国外资料,用 NaBH_4 可将 Hg^{2+} 还原为 Hg_0 。



此反应要求 $\text{pH}=9\sim 11$, 浓度 12% NaBH_4 溶液投入碱性废水中, 与废水在固定螺旋混合器中混合反应, 生成的汞粒 (粒径约 $10\mu\text{m}$) 送水力旋流器分离, 含汞渣再真空蒸馏, 能回收 80%~90% 的汞, 残留于溢流水中的汞, 用孔径为 $5\mu\text{m}$ 的滤器过滤, 出于残留汞低于 0.01mg/L 。排气中的汞蒸气用稀硝酸洗涤, 返回原废水进行二次回收。据报道, 1kg NaBH_4 可回收 2kg Hg_0 。

2.10.4 电解

2.10.4.1 基本原理

电解是利用直流电进行溶液氧化还原反应的过程。废水中的污染物在阳极被氧化, 在阴极被还原, 或者与电极反应产物作用, 转化为无害成分被分离除去。目前对电解还没有统一的分类方法, 一般按照污染物的净化机理可分为电解氧化法、电解还原法、电解凝聚法和电解浮上法; 也可以分为直接电解法和间接电解法。按照阳极材料的溶解特性可分为不溶性阳极电解法和可溶性阳极电解法。

利用电解可以处理: ①各种离子状态的污染物, 如 CN^- 、 AsO_2^- 、 Cr^{6+} 、 Cd^{2+} 、 Pb^{2+} 、 Hg^{2+} 等; ②各种无机和有机的耗氧物质, 如硫化物、氨、酚、油和有色物质等; ③致病微生物。

电解法能够一次去除多种污染物, 例如, 氰化镀铜废水经过电解处理, CN^- 在阳极氧化的同时, Cu^{2+} 在阴极被还原沉积。电解装置紧凑, 占地面积小, 节省一次投资, 易于实现自动化。药剂用量少, 废液量少。通过调节槽电压和电流, 可以适应较大幅度的水量与水质变化冲击。但电耗和可溶性阳极材料消耗较大, 副反应多, 电极易钝化。

电解消耗的电量与电解质的反应量间的关系遵从法拉第定律: (1) 电极上析出物质的量正比于通过电解质的电量; (2) 理论上, 1 法拉第电量可析出 1 摩尔的任何物质。即

$$D = nF \frac{W}{M} = It$$

式中 D 是通过电解池的电量, 它等于电流强度 $I(\text{A})$ 与时间 $t(\text{h})$ 的乘积, 单位为 F , $1\text{F} = 96500\text{C} = 26.8\text{A} \cdot \text{h}$ 。 W 和 M 分别为析出物重量 (g) 和摩尔量, n 为反应中析出物的电子转移数, $n \frac{W}{M}$ 即为析出的摩尔数。

实际电解时, 常要消耗一部分电量用于非目的离子的放电和副反应等。因此, 真正用于目的物析出的电流只是全部电流的一部分, 这部分电流占总电流的百分率称为电流效率, 常用 $\eta\%$ 表示。

$$\eta\% = \frac{G}{W} \times 100\% = \frac{26.8Gn}{M \cdot I \cdot t} \times 100\%$$

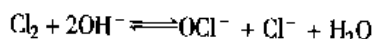
式中 G 为实际析出的物质量, g。当已知公式中各参数时, 可以求出一台电解装置的生产能力。

例如, 一台 $600\text{mm} \times 180\text{mm} \times 38\text{mm}$ 石墨板为阳极, 有 10 组双电极串联的电解食盐水发生 NaOCl 装置。阳极电流密度 i 为 $50\text{mA}/\text{cm}^2$, 如以 40% 的电流效率计算, 则电解装置每昼夜可处理含氰 10mg/L 的废水多少吨? 题中电流密度 i 指单位电极面积上所通过的电流数量 (A/m^2)。

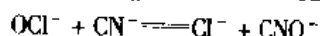
首先, 根据法拉第定律, 每通过 1 库仑电量可产生 1.323gCl_2 。假定输出的电流全部用以产生 Cl_2 , 则一昼夜的产氯量为

$$W = 1.323 \times \frac{50 \times 10^4}{1000} \times 0.6 \times 0.18 \times 10 \times 24 = 17146.08\text{g}$$

如果产生的 Cl_2 全部用以产生次氯酸盐, 则由反应式:



知 17146.08gCl_2 可产生 18003.38gNaOCl 。然而实际上有部分氯气会逸出或发生副反应, 所通电流只有 40% 用于产生 NaOCl , 即只能得到 $0.4 \times 18003.38 = 7201.35\text{gNaOCl}$ 。如果此量全部用于氧化 CN^- , 按反应式:



1molNaOCl 可氧化 1molCN^- , 则 7201.35gNaOCl 可去除 2513.22gCN^- , 现废水含氰 $10\text{g}/\text{m}^3$, 这台电解装置运转一昼夜可处理废水 $\frac{2513.22}{10} = 251.3\text{m}^3$ 。

电流效率是反映电解过程特征的重要指标。电流效率愈高, 表示电流的损失愈小。电解槽的处理能力取决于通入的电量和电流效率。两个尺寸大小不同的电解槽同时通入相等的电流, 如果电流效率相同, 则它们处理同一废水的能力也是相同的。影响电流效率的因素很多。仍以石墨阳极电解食盐水产生 NaOCl 过程来分

析。除了 $\text{Cl}^- \rightarrow \text{Cl}_2$ 的主过程以外, 还伴随着下列次要过程和副反应: ①阳极 OH^- 放电析出 O_2 ; ②因存在浓差极化现象, 阳极表面因 H^+ 积累受到侵蚀, $[\text{O}] + \text{C} \rightarrow \text{CO}_2$; ③ OCl^- 变为 ClO_3^- ; ④ OCl^- 被还原为 Cl^- ; ⑤ Cl_2 逸出; ⑥盐水中 SO_4^{2-} 放电析出 O_2 ; ⑦电化学腐蚀等。这些过程的存在均使电流效率降低。实际运行表明, η 随 Cl_2 中 CO_2 含量和溶液 pH 值的增加而下降, 随电流密度和极水比 (阳极面积与电解液体积之比) 增加而提高。

为了使电流能通过并分解电解液, 电解时必须提供一定的电压。电解的电能耗等于电量与电压的乘积。

一个电解单元的极间工作电压 U 可分为下式中的四个部分:

$$U = E_{\text{理}} + E_{\text{过}} + IR_s + E_j$$

式中 $E_{\text{理}}$ 为电解质的理论分解电压。当电解质的浓度、温度已定, $E_{\text{理}}$ 值可由能斯特方程计算, 为阳极反应电位与阴极反应电位之差。 $E_{\text{理}}$ 是体系处于热力学平衡时的最小电位, 实际电解发生所需的电压要比这个理论值大, 超过的部分称为过电压。过电压包括克服浓差极化的电压。影响过电压的因素很多, 如电极性质、电极产物、电流密度、电极表面状况和温度等。当电流通过电解液时, 产生电压损失 IR_s , R_s 为溶液电阻。溶液电导率越大, 极间距越小, R_s 愈小。工作电流 I 愈大, 工作电压也愈大。最后一项为电极的电压损失, 电极面积越大, 极间距越小, 电阻率越小, 则 E_j 越小。

由上述分析可知, 为降低电能消耗, 必须选用恰当的阳极材料, 设法减小溶液电阻和副反应, 防止电解槽腐蚀。

2.10.4.2 电解氧化还原

电解氧化是指废水污染物在电解槽的阳极失去电子, 发生氧化分解, 或者发生二次反应, 即电极反应产物与溶液中某些成分相互作用, 而转变为无害成分。前者是直接氧化, 后者则为间接氧化。利用电解氧化可处理阴离子污染物如 CN^- 、 $[\text{Fe}(\text{CN})_6]^{3-}$ 、 $[\text{Cd}(\text{CN})_4]^{2-}$ 和有机物, 如酚、微生物等。

电解还原主要用于处理阳离子污染物, 如 Cr^{6+} 、 Hg^{2+} 等。目前在生产应用中, 都是以铁板为电极, 由于铁板溶解, 金属离子在阴极还原沉积而回收除去。

本章仅举三例。

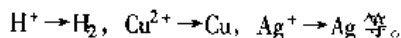
(1) 电解除氰 电镀等行业排出的含氰和重金属废水, 按浓度不同大致分为三类: ①低氰废水, 含 CN^- 低于 200mg/L ; ②高氰废水, 含 CN^- $200 \sim 1000\text{mg/L}$; ③老化液, 含 CN^- $1000 \sim 10000\text{mg/L}$ 。电解除氰一般采用电解石墨板做阳极, 普通钢板做阴极, 并用压缩空气搅拌。为提高废水电导率, 宜添加少量 NaCl 。

在阳极上发生直接氧化反应:



间接氧化: Cl^- 在阳极放电产生 Cl_2 , Cl_2 水解成 HOCl , OCl^- 氧化 CN^- 为 CNO^- , 最终为 N_2 和 CO_2 。若溶液碱性不强, 将会生成中间态 CNCl 。

在阴极发生析出 H_2 和部分金属离子的还原反应:



电解条件由含氰浓度、氧化速度、电极材料等因素确定。对低氰废水, 可参照表 2.10.11 选择。

表 2.10.11 含氰废水电解工艺参数表

废水含氰浓度/(mg/L)	槽电压/V	电流浓度/(A/L)	电流密度/(A/m ²)	电解历时/min
50	6~8.5	0.75~1.0	0.25~0.3	25~20
100	6~8.5	0.75~1.0~1.25	0.25~0.3~0.4	45~35~30
150	6~8.5	1.0~1.25~1.5	0.3~0.4~0.45	45~35~30
200	6~8.5	1.25~1.5~1.75	0.4~0.45~0.5	60~50~45

注: 1. 表中电解历时是阳极与阴极净间距为 30mm 时的数值, 当电极板间距增大或减小 10mm 时, 表中电解历时相应乘以 1.25 或 0.85; 2. 当废水中含氰浓度为表中所列数值之间时, 可按接近高值浓度采用电解历时; 3. 当 CN^- 为 $50 \sim 100\text{mg/L}$ 时, 食盐投加量为 $1.0 \sim 1.5\text{g/L}$, 当 CN^- 为 $100 \sim 200\text{mg/L}$ 时, 食盐投加量为 $1.5 \sim 2.0\text{g/L}$ 。

电解除氰有间歇式和连续式流程, 前者适用于废水量小, 含氰浓度大于 100mg/L , 且水质水量变化较大

的情况,反之,则采用连续式处理。连续流程如图 2.10.14 所示。调节池和沉淀池停留时间各为 1.5~2.0h,在间歇流程中,调节和沉淀也在电解槽中完成。

据国内一些实践经验,当采用翻腾式电解槽处理含氰废水,极板净距为 18~20mm,极水比为 2.5dm²/L,电解时间 20~30min,阳极电流密度 0.31~1.65A/dm²,投加食盐 2~3g/L,直流电压 3.7~7.5V 时,可使 CN⁻ 从 25~100mg/L 降至 0.1mg/L 以下。当废水含 CN⁻ 为 25mg/L 时,电耗约 1~2kW·h/m³ 水,当 CN⁻ 为 100mg/L 时,电耗约 5~10kW·h/m³ 水。

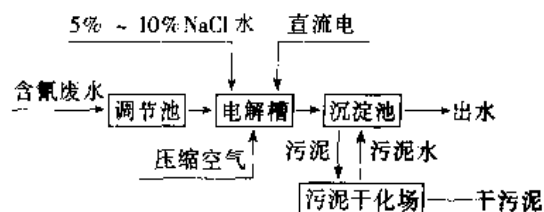
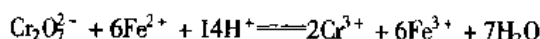
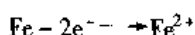


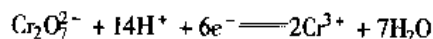
图 2.10.14 连续式电解处理流程

(2) 电解除铬 Cr⁶⁺ (以 Cr₂O₇²⁻ 或 CrO₄²⁻ 形式存在) 在电解槽中还原有两种方式

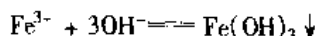
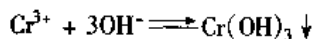
在阳极:



在阴极少量 Cr⁶⁺ 直接还原:



上述两组反应都要求酸性条件。电解过程中 H⁺ 大量消耗, OH⁻ 逐渐增多, 电解液逐渐变为碱性 (pH7.5~9), 并生成稳定的氢氧化物沉淀:



理论上还原 1gCr⁶⁺ 需电量 3.09C, 实际值约为 3.5~4.0Ah。电解过程中投加 NaCl, 能增加溶液电导率, 减少电能消耗。但当采用小极距 (<20mm), 处理低铬废水 (<50mg/L), 可以不加 NaCl。采用双电极串联方法, 可以降低总电流, 节约整流设备的投资。据国内某厂经验, 当极距 20~30mm, 极水比 3~2dm²/L, 投加食盐 0.5~2.0g/L 时, 将含铬 50 及 100mg/L 的废水处理到 0.5mg/L 以下, 电耗分别为 0.5~1.0 及 1~2kW·h/m³ 水。

利用电解法氧化还原上述废水, 效果稳定可靠, 操作管理简单, 但需要消耗电能和钢材, 运转费用较高。

(3) 次氯酸钠发生器及应用 次氯酸钠发生器是一种定型化的电解食盐水产生 NaOCl 的装置, 主要用于各种给水、废水消毒和氧化处理。由于采用了先进的金属阳极技术, 使设备小, 效率高, 成本低。与传统的液氯、漂白粉等消毒工艺相比, 现场制取的 NaOCl 活性高, 随制随用, 处理效果好; 操作安全可靠, 不会发生逸氯或爆炸事故。

次氯酸钠发生器由电解槽、整流电源、贮液箱和溶盐系统组成。电解槽是发生器的核心部件, 多用管式电极。阳极或其镀层为 Pt、Ru、Ir 或其氧化物。最新研究认为 PbO₂ 阳极具有较高的电流效率。

表 2.10.12 列出了几种系列的 NaOCl 发生器技术性能。

表 2.10.12 国内外 NaOCl 发生器技术性能比较

产 地	英 国	武 汉	广 州	上 海	北 京
型号	SM/TS	SD、SY	GXQ-A	小型发生器	SCI
阳极材料	铂合金	RuO ₂	RuO ₂	MnO ₂	Ti-Ir
产量/(g/h)	56.7	18~400	25~30	25~30	50~1500
NaClO 浓度/(g/L)	11.5	8~9	7~7.5	6	8.5~9.5
NaCl 浓度/(g/L)	51.7	30~50	40	30	35
直流电耗/(kWh/kgNaOCl)	4.8	5.0	4.8~5.8	5.4	4~5
盐耗/(kg/kgNaOCl)	4.5	3.6	5.3	5.0	2.5~4
电流效率/%	68	65	59	60~65	75

国外目前使用的次氯酸钠发生器有日本的层流型发生器、美国的派普康(Pepcon)装置和英国的克洛罗派克(Chloropac)装置。层流型发生器的电解槽中食盐水的流态为层流, 雷诺数 500 以下。它的电流效率较高, 槽

电压很低。Pepcon 装置的关键部件是 Pepcon 专利阳极,是在石墨或钛基体上镀二氧化铅。克氏池管由三个钛筒组成环形电解池,外筒内表面镀上一种专用的铂合金,使用寿命可达好几年。

次氯酸钠发生器使用广泛,可供印染厂、造纸厂以及使用氯消毒或杀菌的工厂如烟厂、洗瓶厂等使用。用于处理各种生活污水和医院废水,能大量杀灭病毒和细菌。

2.10.4.3 电解凝聚与电解浮上

采用铁、铝阳极电解时,在外电流和溶液作用下,阳极溶解出 Fe^{3+} 、 Fe^{2+} 或 Al^{3+} 。它们分别与溶液中的 OH^- 结合成不溶于水的 $\text{Fe}(\text{OH})_3$ 、 $\text{Fe}(\text{OH})_2$ 、 $\text{Al}(\text{OH})_3$ 。这些微粒对水中胶体粒子的凝聚和吸附活性很强。利用这种凝聚作用处理废水中的有机或无机胶体的过程叫电解凝聚。当电解槽的电压超过水的分解电压时,在阳极和阴极将产生 O_2 和 H_2 ,这些微气泡表面积很大,在其上升过程中易粘附携带废水中的胶体微粒、浮化油等共同浮上。这种过程叫电解浮上。在采用可溶性阳极的电解槽中,凝聚和浮上作用是同时存在的。

利用电解凝聚和浮上,可以处理多种含有机物、重金属废水。表 2.10.13 列出了四种废水处理的工艺参数,制革废水和毛皮废水的处理效果列于表 2.10.14。

表 2.10.13 电解凝聚法对各类废水处理的参数

污水来源	pH	电量消耗/ ($\text{A}\cdot\text{h/L}$)	电流密度/ ($\text{A}\cdot\text{min}/\text{dm}^2$)	电能消耗/ ($\text{kW}\cdot\text{h}/\text{m}^3$)	电解电压 (单极式)/V	电极金属 消耗/(g/m^2)	电极 材料	极距/mm	废水电解 时间/min
制革厂	8~10	0.3~0.8	0.5~1	1.5~3	3~5	250~700	钢板	20	20~25
毛皮厂	8~10	0.1~0.3	1~2	0.6~1.0	3~5	150~200	钢板	20	20
肉类加工厂	8~9	0.08~0.12	1.5~2.0	1~1.5	8~12	70~110	钢板	20	40
电镀厂	9~10.5	0.03~0.15	0.3~0.5	0.4~2.5	9~12	45~150	钢板	10	20~30

表 2.10.14 电解凝聚法净化水的某些质量指标/(mg/L)

水质指标	制革工厂		毛皮工厂	
	原 水	净化水	原 水	净化水
悬浮物质	800~2500	100~200	300~1500	100~200
化学耗氧量	600~1500	350~800	700~2600	500~1500
透明度	0~2	10~15	1~5	8~10
硫化物	50~100	3~5	0.4~0.7	
表面活性剂	40~85	5~20	10~40	4~11
Cr^{6+}	0.5~10	无	0.5~10	0.2~2.0
Cr^{3+}	30~60	0.5~1.0	—	—

肉类加工厂废水含油脂、悬浮物, COD 分别平均为 800、1100 和 960 mg/L , 经电解凝聚处理后, 上述水质指标分别降低 90%~95%、70%和 70%。电镀废水经过氧化、还原和中和处理后, 再用电解凝聚作补充处理, 可使各项指标均达到排放与回收标准。

2.10.4.4 电解槽的设计

(1) 电解槽的分类 一般工业废水连续处理的电解槽多为矩形。按槽内的水流方式可分为回流式与翻腾式两种。按电极与电源母线联接方式可分为单极式与双极式。

图 2.10.15 为单电极回流式电解槽。槽中多组阴、阳电极交替排列, 构成许多折流式水流通路。电极板与总水流方向垂直, 水流沿着极板间作折流运动, 因此水流的流线长, 接触时间长, 死角少, 离子扩散与对流能力好, 阳极钝化现象也较为缓慢。但这种槽型的施工检修以及更换极板比较困难。

图 2.10.16 为翻腾式电解槽。槽中水流方向与极板面平行, 水流在槽中极板间作上下翻腾流动。这种槽

型电极利用率较高,施工、检修、更换极板都很方便。极板分组悬挂于槽中,极板(主要是阳极板)在电解消耗过程中不会引起变形,可避免极板与极板、极板与槽壁互相接触,从而减少了漏电现象。实际生产中多采用这种槽型。

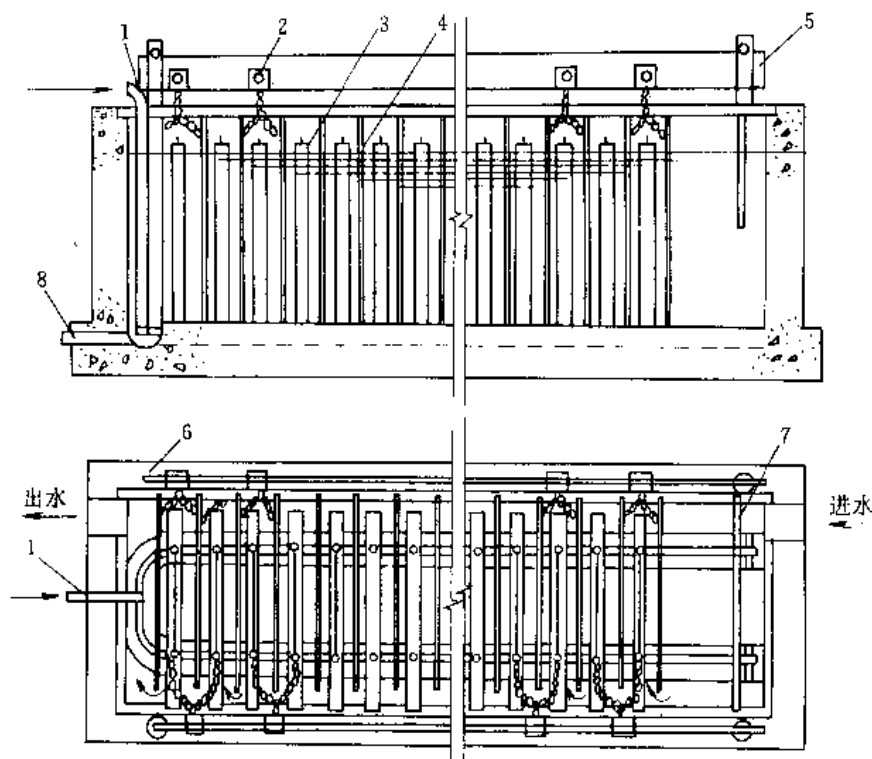


图 2.10.15 单电极回流式电解槽

1—压缩空气管; 2—螺钉; 3—阳极板; 4—阴极板; 5—母线; 6—母线支座; 7—水封板; 8—排空阀

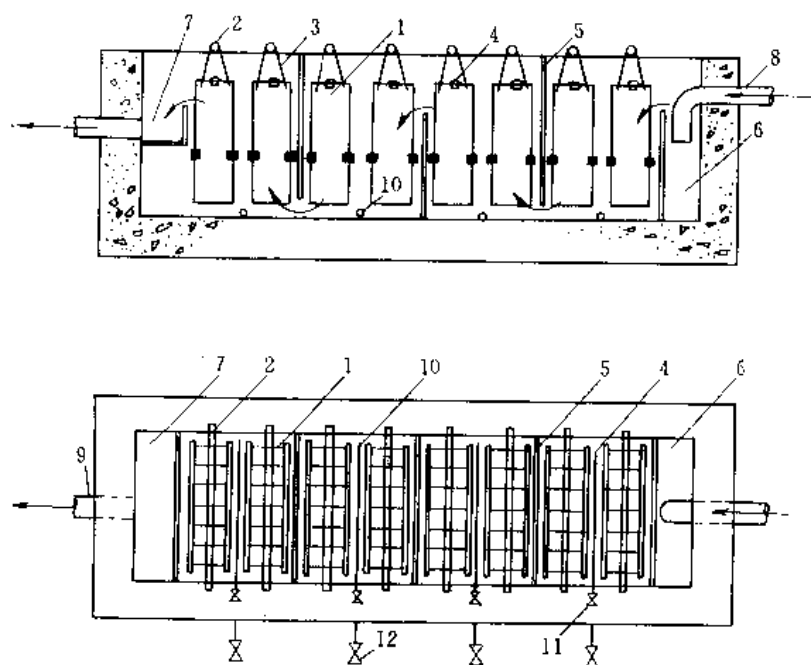


图 2.10.16 翻腾式电解槽

1—电极板; 2—吊管; 3—吊钩; 4—固定卡; 5—导流板; 6—在水槽; 7—集水槽;
8—进水管; 9—出水管; 10—空气管; 11—空气阀; 12—排空阀

电解槽电源的整流设备应根据电解所需的总电流和总电压进行选择。电解所需的电压和电流,既取决于

电解反应,也取决于电极与电源的连接方式。

对单极式电解槽,当电极串联后,也可用高电压、小电流的电源设备,若电极并联,则要用低电压,大电流的电源设备。采用双极式电解槽仅两端的极板为单电极,与电源相连。中间的极板都是感应双电极,即极板的一面为阳极,另一面为阴极。双极式电解槽的槽电压决定于相邻两单电极的电位差和电极对的数目。电流强度决定于电流密度以及一个单电极(阴极或阳极)的表面积,与双电极的数目无关。因此,可采用高电压,小电流的电源设备,投资少。另外,在单极式电解槽中,有可能由于极板腐蚀不均匀等原因造成相邻两极板接触,引起短路事故。而在双极式电解槽中极板腐蚀较均匀,即使相邻极板发生接触,则变为一个双电极,也不会发生短路现象。因此采用双极式电极可缩小板间距,提高极板的有效利用率,降低造价和运行费用。

(2) 电解槽的工艺设计 电解槽的设计,主要是根据废水流量及污染物种类和浓度,合理选定板水比、极距、电流密度、电解时间等参数,从而确定电解槽的尺寸和整流器的容量。

① 电解槽有效容积 V :

$$V = \frac{QT}{60}$$

式中 Q ——废水设计流量, m^3/h ;

T ——操作时间, min 。

对连续式操作, T 即为电解时间,一般为 $20 \sim 30\text{min}$ 。对间歇式操作, T 为轮换周期,包括注水时间,沉淀排空时间和电解时间,一般为 $2 \sim 4\text{h}$ 。

② 阳极面积 A 阳极面积 A 可由选定的板水比和已求出的电解槽有效容积 V 推得,也可由选定的电流密度 i 和总电流 I 推得。

③ 电流 I 电流 I 应根据废水情况和要求的处理程度由试验确定。对含 Cr^{6+} 废水,也可用下式计算:

$$I = KQc/S$$

式中 K ——每克 Cr^{6+} 还原 Cr^{3+} 所需的电量, Ah/gCr , 一般为 4.5Ah/gCr 左右;

c ——废水含 Cr^{6+} 浓度, mg/L ;

S ——电极串联数,在数值上等于串联极板数减 1。

④ 电压 V 电解槽的槽电压等于极间电压和导线上的电压降之和,即:

$$V = SV_1 + V_2(V)$$

式中 V_1 ——极间电压,一般 $3 \sim 7.5\text{V}$,应试验确定;

V_2 ——导线上的电压降,一般为 $1 \sim 2\text{V}$ 。

选择整流设备时,电流和电压值应分别比计算值放大 $30\% \sim 40\%$,用以补偿极板的钝化和腐蚀等原因引起的整流器效率降低。

⑤ 电能消耗 N :

$$N = \frac{IV}{1000\eta}$$

式中 η ——整流器效率,一般取 0.8 左右;其余符号意义同上。

最后对设计的电解槽作核算,使

$$A_{\text{实际}} > A_{\text{计算}}, i_{\text{实际}} > i_{\text{选定}}, t_{\text{实际}} > t_{\text{选定}}$$

除此之外,设计时还应考虑下列问题。

① 电解槽长宽比取 $5 \sim 6:1$,深宽比取 $1 \sim 1.5:1$ 。电解槽进出水端要有配水和稳流措施,以均匀布水并维持良好流态。

② 冰冻地区的电解槽应设在室内,其他地区可设在棚内。

③ 空气搅拌可减少浓差极化,防止槽内积泥,但增加 Fe^{2+} 的氧化,降低电解效率。因此空气量要适当,一般每 m^3 废水用空气量 $0.1 \sim 0.3\text{m}^3/\text{min}$ 。空气入池前要除油。

④ 阳极在氧化剂和电流的作用下,会形成一层致密的不活泼而又不溶解的钝化膜,使电阻和电耗增加。可以通过投加适量 NaCl ,增加水流速度或采用机械去膜以及电极定期(如 2d)换向等方法防止钝化。

⑤ 耗铁量主要与电解时间、 pH 值、盐浓度和阳极电位有关,还与实际操作条件有关。如 i 太高, t 太短,均使耗铁量增加。电解槽停用时,要放清水浸泡,否则极板氧化加剧,增加耗铁量。

2.10.5 光化学氧化

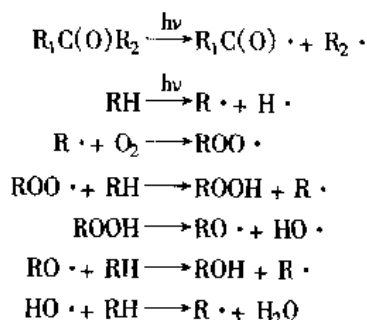
2.10.5.1 特点

① 氧化能力强, 可有效分解难生物降解的有毒有机物和微生物; ② 利用光照射可以加强某些氧化剂的氧化能力; ③ 通常不产生二次污染; ④ 工艺简单, 操作方便; ⑤ 投资大, 适于小规模深度处理。

2.10.5.2 基本原理

(1) 光氧化机理 水中很多有机物可通过直接吸收光而变为激发态分子, 也可直接与 O_2 作用或裂解成自由基再与 O_2 作用, 这种氧化称为光氧化作用。光氧化与化学氧化的主要区别是, 光氧化速率决定于有机物对光的吸收系数、量子产率及光通量大小; 而化学氧化的速率决定于氧化剂或自由基 (如 $RO_2\cdot$, $HO\cdot$ 及 O_3) 浓度。水中有机物的光氧化过程常涉及到 O_2 分子的参加。由光诱导有机物分子产生自由基则是光氧化最简单的机理之一。在某些反应中涉及到三线态氧 (3O_2) 或自由基负离子 ($O_2^{\cdot-}$) 参加的复杂途径。

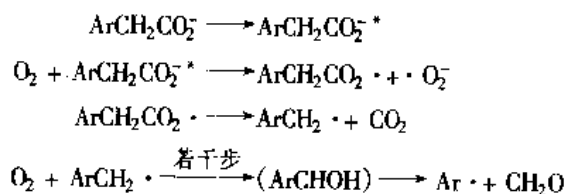
对光氧化机理尚不完全清楚, 只有那些涉及到第一步生成自由基的机理比较清楚。如丙酮和乙醛在阳光作用下可进行 C—C 键的 α —断裂形成自由基对, 即



后继的反应途径为自由基与 O_2 结合形成 $RO_2\cdot$, 不再直接受光影响。在上式中如 R_1 或 R_2 为芳香烃基或 H (醛类), 则首先在 C—烷基断裂。其他如亚硝酸酯、烷基卤化物及酰基卤化物也可以断裂形成双自由基, 只有氟化物和偶氮链烷除外。

有些光氧化过程明显涉及到三线态氧与有机物的激发三线态作用形成相应的单线态氧 (猝灭作用), 或者形成 \cdot 中间的过氧自由基。

酚盐和芳基羧酸盐的阴离子受光激发后可将电子转移给氧而形成自由基, 以后自由基再继续氧化下去。如苯乙酸和氯苯氧基乙酸盐溶液直接受 300nm 以下的光照射后的反应如下:



式中 Ar——苯基或氯苯氧基。

(2) 光激发氧化 有机物分子吸收紫外光或可见光, 其低能轨道的电子向高能轨道跃迁而成为激发态分子。有机物主要有三种类型的价电子, 即 σ 键电子、 π 键电子和 n 电子。由于有机物结构不同, 所含的价电子类型也不同, 从而产生的电子跃迁类型也不同。① 饱和烃类分子中只有 σ 键电子, 只能产生 $\sigma \rightarrow \sigma^*$ 跃迁, 所需吸收峰波长 150nm 以下; ② 不饱和烃类分子中既含有 σ 键电子, 又有 π 键电子, 可能发生 $\pi \rightarrow \pi^*$ (孤立双键吸收峰波长 200nm) 及 $\pi \rightarrow \sigma^*$ (吸收峰波长 200~400nm) 跃迁; 也可能发生 $\sigma \rightarrow \pi^*$ 及 $\sigma \rightarrow \sigma^*$ 跃迁; ③ 含杂原子的有机物分子上有未成键电子 (n 电子), 容易发生 $n \rightarrow \sigma^*$ 及 (吸收峰波长 200nm) $n \rightarrow \pi^*$ (吸收峰波长 200~400nm) 跃迁。④ 多个双键共轭时, 吸收峰波长增大。

在光激发氧化工艺中采用的紫外光波长为 200~400nm, 所以只有产生 $\pi \rightarrow \pi^*$ 及 $n \rightarrow \pi^*$ 跃迁的有机物才能有较好的光激发氧化效果。氯苯、五氯酚、六氯苯既有杂原子 Cl, 又有共轭双键, 可同时产生这两类跃迁; 甲苯、乙苯、二甲苯、苯酚、苯胺等上有共轭双键和助色团; 则比苯更易激发。

激发分子键长变大、键能减小, 键角、极化率、偶极距和酸碱性都发生变化。

(3) 光催化氧化 光催化氧化是在水中加入一定量的半导体催化剂 (TiO_2 或 CdS), 催化剂在紫外光辐照下产生自由基, 氧化有机物。见图 2.10.17。

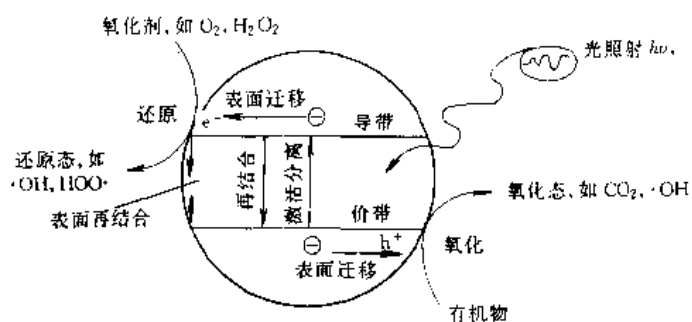


图 2.10.17 半导体光催化剂氧化有机物示意

(4) 光敏化氧化 某种物质 M 在某一波长光照射下往往不起光化学反应, 如加入另一种物质 S, 则 M 可发生反应, 称 S 为光敏化剂。S 首先吸收光能而激发, 再将激发能量传递给 M 或氧, 使 M 起反应; 或者 S 吸收光能后, 起光化学反应生成自由基, 自由基再与 M 作用, 还原成敏化剂。

很多废水中有机物吸收可见光后并不能降解, 可是当有敏化剂 (如染料) 存在时, 染料吸收可见光导致有机物氧化、分解。

在光敏化过程中, 敏化剂染料吸收可见光后首先跃迁到单线态激发态 ($^1\text{Sens}$), 再通过系间窜越转变到三线态激发态 ($^3\text{Sens}$)。由于三线态寿命较单线态长, 因此, 敏化剂吸光后, 三线态激发态是其最初产物。除了少数例外, 光敏化氧化过程是通过三线态敏化剂进行的。最有效的敏化剂是那些能给出量子产率高、寿命长的三线态。很多染料 (亚甲蓝、孟加拉红、曙红)、颜料 (叶绿素、血卟啉、核黄素) 和芳香族碳氢化合物 (红萤烯和某些萘类) 都是有效的敏化剂。这些化合物大多数吸收可见光或近紫外光, 所以对阳光敏化氧化是有效的。

2.10.5.3 光氧化工艺

(1) 光源 太阳光是可以利用的自然光源, 但短波长范围的光强度低; 日照强度随时随地变化。汞灯是用得最多的光源。紫外灯管除了由石英玻璃制成并且在管内表面涂无磷涂层外, 与荧光灯管相类似, 管内充以汞蒸气和氙。按压力大小分为 3 种: ①低压汞灯, 汞蒸气压为 1.33 ~ 133 Pa, 辐射波长 95% 是 253.7 nm, 少量是 184.9 nm, 最佳操作温度 40℃; ②中压汞灯, 压力 0.1 ~ 1 MPa, 辐射的主要波长是 265.4、310、365 nm, 操作前要预热; ③高压汞灯, 压力达 20 MPa, 辐射连续谱线。中高压紫外灯可在较高温度下运行 (> 500℃), 一般采用石英玻璃或聚四氟乙烯等将灯管和水流隔开, 但当灯管温度过高时, 会使最靠近灯管的石英玻璃或聚四氟乙烯表面结垢而污染。除汞灯外, 还有高压氙灯、低压钠灯和镉灯等。

国产电光源产品中, 有四种紫外灯的辐射波长在近紫外区, 见表 2.10.15。国产灯管的预计有效寿命约为 1500 ~ 3000 h, 连续运行和使用电子稳压器可以延长灯管寿命。

表 2.10.15 紫外灯型号与参数

电光源名称及型号	输出功率/W	辐射波长/nm
低压汞灯, ZSZ 系列, ZWS 系列	15, 30	353.7
紫外线荧光灯	15, 30	365
高压紫外灯, ZSZ 系列	125, 300, 500	314, 365, 406, 436 等
金属卤化物紫外灯	150 ~ 500	230 ~ 400 连续光谱或特定范围光谱

为了获得所需波长的狭窄光, 在光源和辐照物间设滤波器。用窗玻璃或 2 mm 厚 Pyrex 化学玻璃滤波, 可得 > 300 nm 光; 用 10 mm 厚石英玻璃或 Corning 9863 玻璃滤波, 可得 200 ~ 300 nm 光; 用 10 mm 厚 Suprasil 玻璃滤波, 可得 184.9 nm 光。

灯管点燃功率与周围介质温度有密切关系。通常把灯管安置于石英套管内, 灯管与石英套管间留有环状空气层, 既可散热, 又可避免低温介质温度的影响。

(2) 水的紫外光吸收系数和穿透深度 紫外线的穿透能力较低, 当一束平行的紫外光透过水溶液时, 由于水的吸收, 辐射强度随辐射距离的增大而下降。吸收系数可实测或按比尔-朗伯定律计算:

$$I_1 = I_0 \times 10^{-\alpha z}$$

式中 I_0 ——光源强度, $\mu\text{W}/\text{cm}^2$;

I_1 ——距离 z (cm) 处测定的光强度, $\mu\text{W}/\text{cm}^2$;

α ——水吸收系数, cm^{-1} 。

紫外光在水中透射时, 受水质和水深两个因素的影响。水中的 SS 能散射紫外光而降低光强度。因此,

一般要求原水色度 < 15 度, 浊度 < 5 度, 总铁 < 0.3mg/L。不同水质下紫外线的穿透深度见表 2.10.16。

表 2.10.16 254nm 处标准水质数据的比较

水 样	吸收系数/ (cm^{-1})	下列水深时的透射率/%			有效穿透 深度/cm
		100mm	50mm	10mm	
蒸馏水	0.000	100	100	100	∞
	0.005	90	94.8	99.0	217
	0.010	80	89.4	97.8	103
给水管中的自来水	0.016	70	83.7	96.5	65
	0.022	60	77.4	95.0	45
	0.030	50	70.7	93.3	33
	0.040	40	63.2	91.2	25
	0.052	30	54.8	88.7	19
	0.070	20	44.7	85.1	14
	0.100	10	31.6	79.4	10
污水厂二级出水	0.2 ~ 0.3				3.3 ~ 2.5

(3) 光强度和剂量 灯管的光强度取决于灯的大小和输出功率。某系统输入为 36W, 但平均输出光强度为 10.4W。灯管表面处的光强度可按有效弧长计算。长度为 914mm 的灯管其有效弧长约为 813mm, 直径为 19mm。将灯管表面输出功率 10.4W 除以灯管有效表面积得 $I_0 = 21430 \mu\text{W}/\text{cm}^2$ 。

UV 剂量的含义为一定时间内作用于单位面积上的能量, 等于光强度与辐照时间 (即水从反应器一端流到另一端的时间) 的乘积。实验表明, 纯水杀菌所需剂量大多在 $6000 \sim 13000 \mu\text{Ws}/\text{cm}^2$, 美国曾规定不小于 $16000 \mu\text{Ws}/\text{cm}^2$ 。如按最远点的剂量为 $16000 \mu\text{Ws}/\text{cm}^2$ 计算, 当采用 36W 灯管, 90% UV 吸收系数为 0.2cm^{-1} 时, 由式 2.10.12 可求得环形水层的厚度为 5cm。

(4) 反应器构型与选材 水处理用光氧化反应器有两种基本型式, 即环形内管式 (见图 2.10.18 和图 2.10.19) 和同轴外管式。反应器可用不锈钢或硬质玻璃制成。反射面应有很高的光洁度。壳体及套管应满足承压要求。

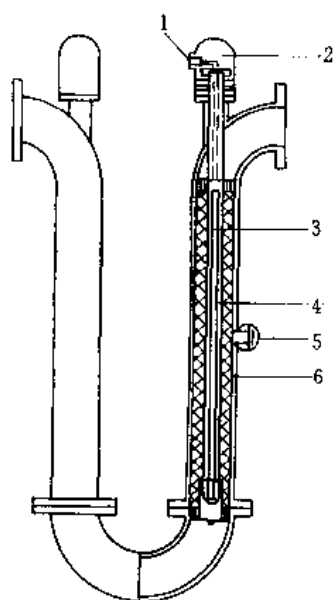


图 2.10.18 环形内管式 UV 装置

- 1—塞头; 2—保护罩; 3—UV 灯;
4—石英套管; 5—光电管;
6—反应器

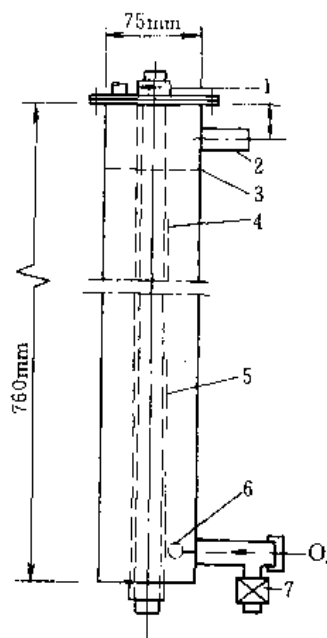


图 2.10.19 UV- O_3 氧化试验反应器

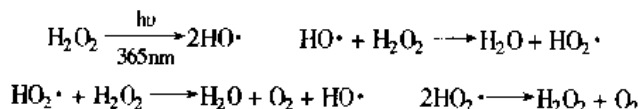
- 1—进水口; 2—尾气出口; 3—水位线;
4—40W 紫外灯管; 5—石英套管;
6—多孔管; 7—排水或取样口

(5) 反应器的水力要求 反应器中的水力条件应尽量接近于推流, 灯管与水流方向平行布置, 管长与水力半径之比宜大于 50。纵向分散会引起短流, 使有机物或微生物得不到最小 UV 剂量。

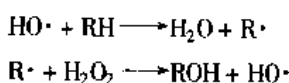
2.10.5.4 光氧化处理水

单纯用紫外光来处理水由于量子产率不高, 价格是比较昂贵的。为了加速光解速率和提高量子产率, 常加入氧化剂。研究表明, 紫外光能强烈地加速水中氯气对淀粉和其他有机物的氧化速率。

(1) $UV + H_2O_2$ 自由基的氧化能力很强, 但在天然水中自由基 (如 $HO\cdot$) 很少, 如果能用某种方法获得 $HO\cdot$, 则可显著提高氧化有机物的速度。因而出现了 $UV + H_2O_2$ 和 $UV + O_3$ 处理的方法。 H_2O_2 在水中经 UV 照射发生 $O-O$ 键 (键能 213.4kJ/mol) 断裂而产生 $HO\cdot$ 和氧原子。再通过链反应进行光解:



一般 $HO\cdot$ 进攻有机物时, 是将有机物分子上的 H 提取出来, 使之成为一个有机自由基, 再由它来引发链反应。



采用 H_2O_2 , 1mol 氧化剂受光引发时, 将放出最高浓度的 $HO\cdot$, 而且有机物完全分解的最终产物不造成二次污染。即使从经济上考虑, 不将某些难降解的有机物完全光解到最终产物, 能将它们先氧化成易于降解的中间产物也足够了。

应用不同氧化剂和 UV 辐射剂量对给水中 TOC 和色度的处理效果见表 2.10.17。

表 2.10.17 UV 辐射对水生腐殖质的去除率/%

氧化剂	TOC				色度			
	辐射时间/min				辐射时间/min			
	1	5	20	60	1	5	20	60
空气	6	13	23	41	-2	-6	13	41
空气 (pH7)	6	9	16	19	-12	-10	-8	25
空气 (pH3)	0	3	14	15	-5	4	14	35
H_2O_2	43	73	92	100	45	97	98	99
连续曝气	2	2	10	—	6	6	21	—

硝基炸药是一类难降解的物质, 含炸药的废水可用 $UV + H_2O_2$ 处理。被处理的炸药有三硝基甲苯 (TNT)、1,3,5-三硝基-1,3,5 三氮杂环己烷 (RDX, 黑索金)、环四亚甲基四硝胺 (HMX, 奥克托金)、二硝基甲苯 (2,4-DNT 和 2,6-DNT) 以及苦味酸铵等稀水溶液。实验结果表明, $UV +$ 氧化剂联合作用比单独 UV 或单独氧化剂处理的效果都好。炸药光解速率大为增加, 例如单独用 UV 光解需 312h 才能达到用 $UV + H_2O_2$ 联合作用 1~2h 达到的效果。各种炸药 (RH) 在 $UV + H_2O_2$ 联合作用下, 其机理并不单纯是 UV 引发 H_2O_2 生成 $HO\cdot$, 而后由 $HO\cdot$ 进攻有机物 (炸药), 而是在 UV 光作用下, H_2O_2 与炸药同时吸收光, 可能是 $HO\cdot$ 与炸药光解中间产物作用导致其光解加速的。通过比较用活性炭吸附、 $UV + O_3$ 和 $UV + H_2O_2$ 处理 TNT 废水三方法的经济成本, 结果表明三种方法中以 $UV + H_2O_2$ 费用最省。

(2) $UV + O_3$ 水中的腐殖酸和优先污染物, 单独用 O_3 难以氧化, 用 UV 可以强化臭氧氧化能力。此过程光的作用可认为有 2 个: 一是光照射能激发臭氧的活性, 或是污染组分经光解后的物质变得容易氧化, 但由于各种物质对光的敏感性和光分解程度不一, 所以这方面的作用不具一般性, 只在特殊条件下对特定的物质有效; 另一方面光的作用是激发臭氧分解成活性更强的氧化剂, 这一作用具有一般性。

用 $UV + O_3$ 处理含少量乙醇、乙酸、甘氨酸、甘油和棕榈酸的水, 可比 O_3 氧化速率提高 100~1000 倍。 $UV + O_3$ 可以有效氧化难降解的多氯联苯、狄氏剂、七氯环氧化物、氯丹、高丙体六六六、DDT、马拉硫磷等。对饮用水中多种微量有机物进行 $UV + O_3$ 处理研究表明, 作用 2h, 有机物去除 65%, 还显著降低 200~320nm 的有机物 UV 消光值。

图 2.10.20 为 UV + O₃ 处理含有机物废水的效果。由图可以看出, 甲醇、乙醇的总有机碳降解曲线呈 S 型, 这是由于反应开始阶段这两种物质生成了比较难于氧化的酮和羧酸。乙酸和丙酮是极稳定的抗氧化物质, 经紫外光照射和臭氧氧化并用, 可使它们完全氧化分解。

(3) 均相染料光敏化氧化处理污水 将染料溶解成溶液, 投放到待处理水中, 所用染料为孟加拉红和亚甲蓝 (0.5%), 在连续通入空气下利用 450W 高压汞灯或阳光照射, 处理城市污水氧化塘的出水。因为高压汞灯是一种连续光谱, 在实验中又经过玻璃过滤, 实际照射的为可见光。曝光后污水中的染料 (亚甲蓝) 用膨润土: 染料 = 8:1 的比例使之絮凝沉淀, 这样染料可回收使用。实验室研究结果表明, 污水中 COD 去除 2/3, 亚甲蓝活性物质 (MBAS) 去除 99% 以上, 胶体和悬浮物造成的浊度下降一倍多并且完全没有大肠杆菌。

对难降解的酚类工业废水用阳光、空气和染料进行均相光敏化氧化处理, 可以获得较好效果。很多染料可作空气、阳光 (可见光) 的光敏化剂, 孟加拉红、亚甲蓝、中性红、天青蓝、亮甲苯基蓝、甲苯胺蓝和吡啶橙等都是有效的敏化剂。对一定浓度的甲酚 (50mg/L) 水溶液, 选用不同敏化剂的空气氧化速率如表 2.10.18 所示。

光解速率与介质的 pH 值、染料浓度、废水浓度、光强度和液层厚度有关。当光强度与液层厚度一定时, 对一定浓度染料, 废水有一最大光解速率的浓度 (50mg/L); 而当废水浓度一定时, 光解速率也随染料浓度变化; 如 50mg/L 的甲酚溶液, 当亚甲蓝的浓度为 5mg/L 时, 光降解速率最大。

(4) 非均相染料光敏化氧化处理酚类废水 在均相染料光敏化氧化系统中, 最贵的为敏化剂染料。所以工业上都注意染料的回收或重复使用。因为亚甲蓝为阳离子染料, 可以把它粘附在离子交换树脂上来作敏化剂, 但敏化效率降低, 因而导致人们寻求一种染料非均相光敏化氧化剂, 其效率应不低于均相染料光敏化氧化。例如可用一种海藻酸盐 (Ca²⁺、Sr²⁺、Ba²⁺ 和 Al³⁺) 的胶体小球代替离子交换树脂或高聚物, 浸染上染料作为非均相光敏化氧化剂来处理酚类废水。采用这种非均相光敏化氧化剂不需要将染料与处理过的水分开, 且不引入新的毒性物质到处理水中, 因为海藻酸盐是无毒、可生物降解的碳水化合物, 实际上它是一种食品添加剂。这种胶体小球与上述离子交换树脂颗粒不同, 它能稳定染料使之处于活性状态, 并延长使用寿命。胶体小球的机械性能和化学性能, 在使用条件下都不致受到损害, 因而可回收再生和重新使用若干次而不严重损害其效率。

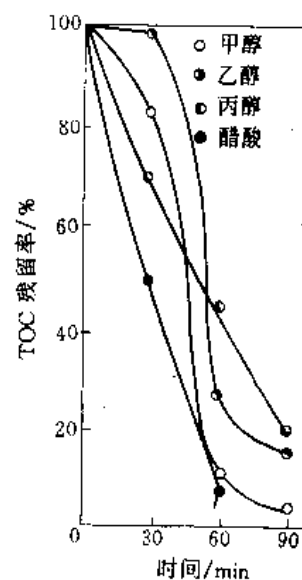


图 2.10.20 紫外光照射与臭氧并用效果

试验条件: 水溶液各 1000 毫升, 其中含各有机物 200mg/L, 100W 高压汞灯照射。O₃ 浓度 24mg/L, 通气速度 1m³/min

表 2.10.18 甲酚 (50mg·L⁻¹) 用不同光敏化剂的空气氧化速率

敏化剂/(5mg·L ⁻¹)	反应速率常数 k/min ⁻¹	半衰期/min	敏化剂/(5mg·L ⁻¹)	反应速率常数 k/min ⁻¹	半衰期/min
亚甲蓝	0.283	2.45	孔雀绿	0.038	18.23
孟加拉红	0.253	2.74	血红卟啉 D-L 盐酸盐	0.193	3.59
2,7-二氯荧光素	0.005	138.6	吡啶橙	0.027	25.7

2.10.5.5 废水的辐射处理简介

电离辐射产生的 α 粒子、 β 粒子、中子、 γ 射线、X 射线以及经加速器加速的电子、质子、氘核等, 其能量比紫外线高很多倍。辐照作用与最强的化学氧化剂的作用相似。利用辐射技术可以处理不同领域的废水, 降低 COD, 破坏有毒化合物, 杀死微生物, 改善污泥沉降和过滤性能。辐射法的成本约十倍于常规方法, 利用废核燃料元件作辐射源可以达到以废治废, 降低成本的目的。

一般认为, 电离辐射作用于水时, 依次经历 3 个阶段, 即物理、物理化学和化学阶段。在物理阶段, 水分子中的电子快速吸收辐射能, 如果电子得到的能量足以克服水分子中核电场的束缚, 水分子就电离生成 H₂O⁺ 和次级电子 e⁻。这些次级电子还可以继续电离和激发其他分子, 本身逐渐慢化成热电子。如果水分子

中的电子得到的能量不足以克服水分子核电场的束缚,电子就从低能态向高能态跃迁,生成激发分子。在物理化学阶段,通过解离、慢电子俘获、离子中和和分解、激发分子的离解、离子-分子反应以及激发分子的双分子反应等各种过程生成自由基和水合电子。在化学阶段,各种活性粒子发生反应。

辐射法适用范围广,在射线作用下,任何有机物都可以变成氧化物,只是氧化作用的速度不同。因此,对那些不能被生物降解的物质,如酚类、氰酚或含萘醌染料的废水,原则上都可以用辐射法破坏。当含有 0.0033mol/L 2,4-二氯酚和 0.0037mol/L 4-氯-对-甲酚的废水,用 ^{60}Co 的 γ 射线照射(供给量 $1.84 \times 10^5 \text{rad/h}$),在吸收 6mrad 射线后,有机氯完全降解为无机氯化物,酚基消失并生成 H_2O_2 ,溶液的 pH 值从 7 降至 2,生成的产物更容易用生物法降解。

废水中的表面活性物质妨碍生物净化,用辐射法处理,并不需要完全破坏表面活性物质,而只要把它们变成没有活性的中间产物就足够了。

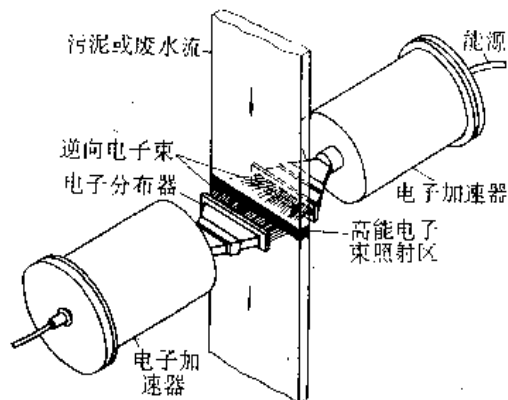


图 2.10.21 供照射废水或污泥用的高能电子束装置简图

辐射出水的 COD 或 BOD 变化随水质而异。对较易氧化的溶液,随吸收剂量增加其耗氧量减少;对难氧化有机物,其耗氧量可能增加。对二丁基苯磺酸钠和组分非常复杂的工业废水进行辐射的结果都表明,它们的可生化性增高。对含有氰化物、苯酚、有机染料和其他物质的污水和模拟溶液的辐射研究发现,所有这些污染物质在辐射时都被破坏,而且在大多数情况下,氧能加速辐射分解。在有氧存在下,苯酚和氰化物的浓度很高 (10^{-2}mol/L) 时,用剂量很小的辐射,每吸收 100eV 时的分解产额为数十或数百个分子。

当辐射含有天然有色杂质(如腐殖酸)的有色水或带有各种合成染料的废水时,发现辐照有退色效应,其退色能力取决于染料的性质、剂量的大小和氧的存在与否。辐

射还可以消除天然水的不良气味。总之,可以认为对污水进行辐射是破坏有机物的通用方法。在辐照作用下,过滤和沉淀有所改善,当吸收剂量约为 $5 \times 10^2 \sim 10^3 \text{J/kg}$ ($0.5 \sim 0.1\text{Mrad}$) 时,过滤和沉淀改善 $20\% \sim 50\%$ 。此外,辐射还能对污水和污泥消毒,其杀菌效果取决于剂量。

电离辐射对人体有害,必须注意安全防护。

用于照射废水或污泥的一种高能电子束装置如图 2.10.21。

2.11 化学沉淀法

2.11.1 化学沉淀法作用

- (1) 适合于处理废水中的重金属离子(如 Hg 、 Pb 、 Zn 、 Ni 、 Cr 、 Cu)及某些非金属(As 、 F 、 S 、 B)。
- (2) 用于水质软化,去除碱土金属(如 Ca 和 Mg)盐和二氧化硅。
- (3) 废水除磷。

2.11.2 基本原理

化学沉淀法是指向水投加某种化学药剂,使之与水中的某些溶解物质发生直接的化学反应,形成难溶的固体物(沉淀物),然后进行固液分离,从而除去水中污染物的一种处理方法。物质在水中的溶解度主要取决于物质和溶剂的本性,也与温度、盐效应、晶体结构和大小等有关。习惯上把溶解度大于 $1/100\text{g}$ 的物质称为可溶物,小于 $0.1/100\text{g}$ 的称为难溶物,介于两者之间的,称为微溶物。利用化学沉淀法处理水所形成的化合物都是难溶物。

在一定温度下,难溶化合物 A_mB_n 的饱和溶液中,其沉淀-溶解平衡可表示为:



$$K_{sp} = [\text{A}^{n+}]^m [\text{B}^{m-}]^n$$

令 A_mB_n 的溶解度为 $S(\text{mol/L})$, 则 $[\text{A}^{n+}] = mS$, $[\text{B}^{m-}] = nS$

故

$$K_{sp} = (mS)^m (nS)^n$$

式中 K_{sp} 称为溶度积常数(简称溶度积)。部分难溶化合物的溶度积见表 2.11.1。

表 2.11.1 溶度积简表(18~25℃)

化合物	颜色	K_{sp}	化合物	颜色	K_{sp}
$Al(OH)_3$	白	1.3×10^{-33}	$Fe(OH)_2$	淡绿	8.0×10^{-16}
$AgBr$	淡黄	5.0×10^{-13}	$Fe(OH)_3$	红棕	4.0×10^{-38}
$AgCl$	白	1.8×10^{-10}	FeS	黑棕	6.3×10^{-18}
Ag_2CO_3	淡黄	8.1×10^{-12}	$FeCO_3$	灰	3.2×10^{-11}
Ag_2CrO_4	暗红	1.1×10^{-12}	Hg_2Br_2	黄白	5.6×10^{-23}
AgI	淡黄	8.3×10^{-17}	Hg_2Cl_2	白	1.3×10^{-18}
Ag_2S	黑	6.3×10^{-50}	Hg_2I_2	黄	4.5×10^{-29}
$AgCN$	白	1.2×10^{-16}	HgS	红	$4.0 \times 10^{-53} - 2 \times 10^{-49}$
Bi_2S_3	暗棕	1.0×10^{-97}	Hg_2S	黑	1.0×10^{-47}
$BaCO_3$	白	5.1×10^{-9}	$MgCO_3$	白	3.5×10^{-8}
$BaCrO_4$	黄	1.2×10^{-10}	MgF_2	无色	6.5×10^{-9}
BaF_2	无色	1.0×10^{-6}	$Mg(OH)_2$	无色	1.8×10^{-11}
$BaSO_4$	白	1.1×10^{-10}	$Mn(OH)_2$	淡粉红	1.9×10^{-13}
$CaCO_3$	无色	6.0×10^{-9}	MnS	绿	2.5×10^{-15}
$CaCrO_4$	黄	7.1×10^{-4}	$MnCO_3$	红棕	1.8×10^{-11}
CaF_2	无色	5.3×10^{-9}	NiS	黑	3.2×10^{-19}
$Ca_3(PO_4)_2$	白	2.0×10^{-29}	$Ni(OH)_2$	绿	2.5×10^{-15}
$CaSO_4$	无色	9.1×10^{-6}	$PbCO_3$	无色	7.4×10^{-14}
CdS	黄	8.0×10^{-27}	$PbCrO_4$	黄	2.8×10^{-13}
CoS	红白	4.0×10^{-21}	PbF_2	无色	2.7×10^{-8}
$CuBr$	白	5.3×10^{-9}	PbI_2	黄	7.1×10^{-9}
$CuCl$	白	1.2×10^{-6}	PbS	黑	8.0×10^{-28}
CuI	棕灰	1.1×10^{-12}	$Pb(OH)_2$	白	1.2×10^{-15}
CuS	黑	8.5×10^{-45}	$PbSO_4$	白	1.6×10^{-8}
Cu_2S	黑	2.5×10^{-48}	SnS	灰黑	1.0×10^{-25}
$Cu(OH)_2$	蓝绿	5.6×10^{-20}	$Sn(OH)_2$	—	1.4×10^{-28}
$Cd(OH)_2$	白	3.9×10^{-15}	$Ti(OH)_3$	—	1.0×10^{-40}
$Co(OH)_2$	红	1.6×10^{-15}	$Zn(OH)_2$	无色	1.2×10^{-17}
$Cr(OH)_3$	绿黑	6.3×10^{-31}	ZnS	白	1.6×10^{-24}
$Cr(OH)_2$	黄棕	2.0×10^{-16}	$ZnCO_3$	无色	1.4×10^{-11}

注：摘自《兰氏化学手册》，科学出版社，1991年。

根据溶度积可以判断沉淀的生成与溶解，判断水中离子是否能用化学沉淀法处理以及分离的程度：① $[A^{n+}]^m [B^{m-}]^n < K_{sp}$ ，溶液为不饱和溶液，无沉淀析出，难溶物继续溶解；② $[A^{n+}]^m [B^{m-}]^n = K_{sp}$ ，溶液为饱和溶液，无沉淀产生，溶解与沉淀之间建立了多相离子动态平衡；③ $[A^{n+}]^m [B^{m-}]^n > K_{sp}$ ，沉淀从溶液中析出，沉淀后溶液中所余离子浓度仍保持 $[A^{n+}]^m [B^{m-}]^n = K_{sp}$ 关系。

降低水中某种有害离子 A 浓度，可采取下列方法：①可向水中投加沉淀剂离子 C，以形成溶度积很小的化合物 AC，而从水中分离出去；②利用同离子效应向水中投加同离子 B，使 A 与 B 的离子积大于其溶度积，此时式 (2.11.1) 表达的平衡向左移动；③若水中有数种离子共存，加入沉淀剂时，离子积先达到溶度积的优先沉淀，这种现象称为分步沉淀。显然，各种离子分步沉淀的次序取决于溶度积和有关离子的浓度。

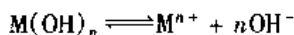
废水处理中常用的化学沉淀法有氢氧化物沉淀法、硫化物沉淀法、铁氧体沉淀法和其他化学沉淀法。最常用的沉淀剂是石灰，其他如氢氧化钠、碳酸钠、硫化氢、碳酸钡等也有应用。

化学沉淀法的工艺流程和设备与混凝法相类似，主要步骤包括：①化学沉淀剂的配制与投加；②沉淀剂与原水混合反应；③固液分离，设备有沉淀池、气浮池等；④泥渣处理与利用。

2.11.3 氢氧化物沉淀法

水中金属离子很容易生成各种氢氧化物，其中包括氢氧化物沉淀及各种羟基络合物，显然，它们的生成

条件和存在状态与溶液 pH 值有直接关系。如果水中的金属离子以 M^{n+} 表示, 则其氢氧化物的溶解平衡为



其溶度积为

$$K_{sp} = [M^{n+}][OH^-]^n$$

因而

$$[M^{n+}] = K_{sp}/[OH^-]^n$$

这是与氢氧化物沉淀共存的饱和溶液中的金属离子浓度, 也就是溶液在任一 pH 值条件下, 可以存在的最大金属离子浓度。

因为水的离子积为(25℃): $K_w = [H^+][OH^-] = 1 \times 10^{-14}$

所以

$$[M^{n+}] = K_{sp} / \left(\frac{K_w}{[H^+]} \right)^n$$

将上式两边取对数得到

$$\begin{aligned} -\lg[M^{n+}] &= -\lg K_{sp} + n \lg K_w + n \text{pH} \\ &= n\text{pH} + pK_{sp} - 14n \end{aligned}$$

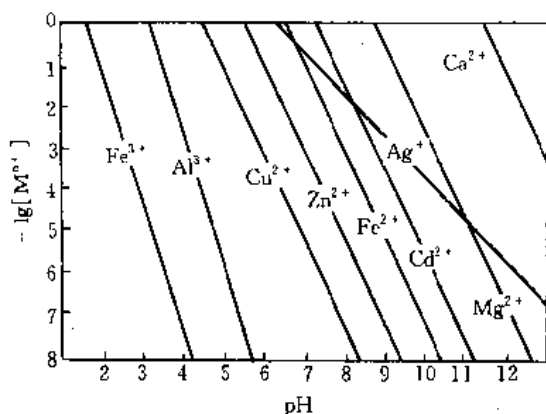


图 2.11.1 金属氢氧化物的溶解度对数图

由此可见: (1) 金属离子浓度相同时, 溶度积愈小, 则开始析出氢氧化物沉淀的 pH 值愈低; (2) 同一金属离子, 浓度愈大, 开始析出沉淀的 pH 值愈低。

根据各种金属氢氧化物的 K_{sp} 值, 可计算出某一 pH 值时溶液中金属离子的饱和浓度, 如图 2.11.1 所示。

许多金属离子和氢氧根离子不仅可以生成氢氧化物沉淀, 而且还可以生成各种可溶性羟基络合物。在与金属氢氧化物呈平衡的饱和溶液中, 不仅有游离的金属离子, 而且有配位数不同的各种羟基络合物, 它们都参与沉淀-溶解平衡。显然, 各种金属羟基络合物在溶液中存在的数量和比例都直接同溶液 pH 值有关, 根据各种平衡关系可以进行综合计算。

以 $Zn(H)$ 为例, 其羟基络合物的生成反应平衡常数 K_1 、 K_2 、 K_3 、 K_4 如下:

$$K_1 = [Zn(OH)^+] / ([Zn^{2+}][OH^-]) = 5 \times 10^5$$

$$K_2 = [Zn(OH)_2(\text{液})] / ([Zn(OH)^+][OH^-]) = 2.7 \times 10^4$$

$$K_3 = [Zn(OH)_3^-] / ([Zn(OH)_2(\text{液})][OH^-]) = 1.26 \times 10^4$$

$$K_4 = [Zn(OH)_4^{2-}] / ([Zn(OH)_3^-][OH^-]) = 1.82 \times 10$$

与 $Zn(OH)_2(\text{固})$ 呈平衡的各种离子、羟基络合物与 pH 值关系如下:

- (1) $Zn(OH)_2(\text{固}) \rightleftharpoons Zn^{2+} + 2OH^-$
 $K_{sp} = [Zn^{2+}][OH^-]^2 = 7.1 \times 10^{-8}$
 $-\lg[Zn^{2+}] = 2\text{pH} + pK_{sp} - 2pK_w = 2\text{pH} - 10.85$
- (2) $Zn(OH)_2(\text{固}) \rightleftharpoons Zn(OH)^+ + OH^-$
 $K_{s1} = [Zn(OH)^+][OH^-] = K_{sp}K_1 = 3.55 \times 10^{-12}$
 $-\lg[Zn(OH)^+] = \text{pH} + pK_{s1} - pK_w = \text{pH} - 2.55$
- (3) $Zn(OH)_2(\text{固}) \rightleftharpoons Zn(OH)_2(\text{液})$
 $K_2 = [Zn(OH)_2(\text{液})] = K_{s1}K_2 = 9.8 \times 10^{-8}$
 $-\lg[Zn(OH)_2(\text{液})] = pK_2 = 7.02$
- (4) $Zn(OH)_2(\text{固}) + OH^- \rightleftharpoons Zn(OH)_3^-$
 $K_3 = [Zn(OH)_3^-] / [OH^-] = K_2K_3 = 1.2 \times 10^{-3}$
 $-\lg[Zn(OH)_3^-] = -\text{pH} + pK_3 + pK_w = -\text{pH} + 16.92$
- (5) $Zn(OH)_2(\text{固}) + 2OH^- \rightleftharpoons Zn(OH)_4^{2-}$
 $K_4 = [Zn(OH)_4^{2-}] / [OH^-]^2 = K_{s1}K_4 = 2.19 \times 10^{-2}$
 $-\lg[Zn(OH)_4^{2-}] = -2\text{pH} + pK_4 + 2pK_w = -2\text{pH} + 29.66$

根据以上各式, 可以作出如图 2.11.2 所示的 $-\lg[Zn(II)]$ 与 pH 值关系图。图中阴影线所围的区域代表生成固体 $Zn(OH)_2$ 沉淀的区域。由图可见, 当 $pH < 10.2$ 时, $Zn(OH)_2(固)$ 的溶解度随 pH 值升高而降低; 当 $pH > 10.2$ 以后, 随 pH 值升高而增大。其他可生成两性氢氧化物的金属也具有类似的性质, 如 Cr^{3+} 、 Al^{3+} 、 Fe^{3+} 、 Fe^{2+} 、 Cd^{2+} 、 Cu^{2+} 、 Pb^{2+} 等, 见图 2.11.3。

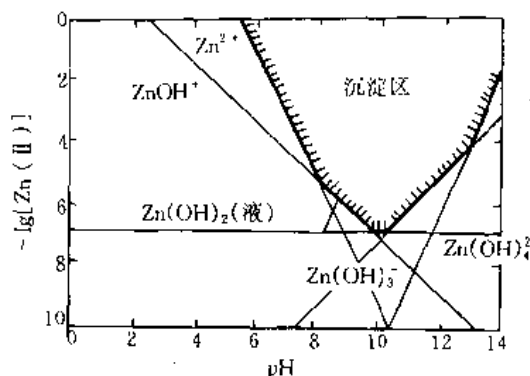


图 2.11.2 氢氧化锌溶解平衡区域图

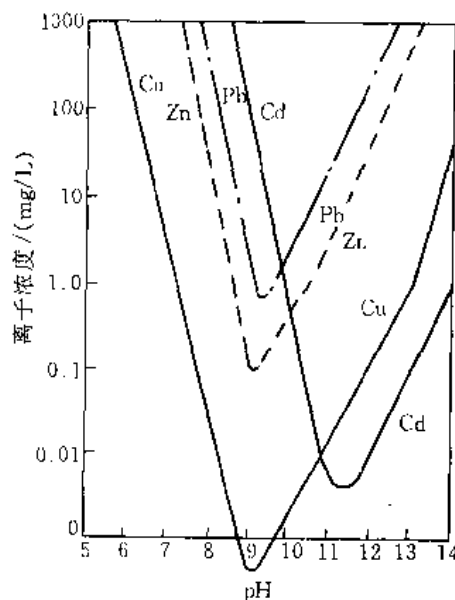


图 2.11.3 铜、锌、铅、镉的氢氧化物的溶解平衡图

实际水处理中, 共存离子体系复杂, 影响氢氧化物沉淀的因素很多, 必须控制 pH 值, 使其保持在最优沉淀区域内。表 2.11.2 给出了某些金属氢氧化物沉淀析出的最佳 pH 值范围, 对具体废水最好通过试验确定。

表 2.11.2 某些金属氢氧化物沉淀析出的最佳 pH 范围

金属离子	Fe^{3+}	Al^{3+}	Cr^{3+}	Cu^{2+}	Zn^{2+}	Sn^{2+}	Ni^{2+}	Pb^{2+}	Cd^{2+}	Fe^{2+}	Mn^{2+}
沉淀的最佳 pH 值	6~12	5.5~8	8~9	>8	9~10	5~8	>9.5	9~9.5	>10.5	5~12	10~14
加碱溶解的 pH 值		>8.5	>9		>10.5			>9.5		>12.5	

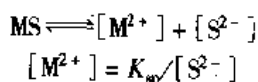
当水中存在 CN^- 、 NH_3 、 S^{2-} 及 Cl^- 等配位体时, 能与金属离子结合成可溶性络合物, 增大金属氢氧化物的溶解度, 对沉淀不利, 应通过预处理去除。

采用氢氧化物沉淀法去除金属离子时, 沉淀剂为各种碱性物料, 常用石灰、碳酸钠、氢氧化钠、石灰石、白云石、电石渣等。可根据金属离子的种类、废水性质、pH 值、处理水量等因素来选用。石灰沉淀法的优点是经济、简便、药剂来源广, 因而应用最多, 但石灰品质不稳定, 消化系统劳动条件差, 管道易结垢 ($CaSO_4$ 、 CaF_2) 与腐蚀, 沉渣量大且多为胶体状态, 含水率高达 95%~98%, 极难脱水。当处理水量小时, 采用氢氧化钠可以减少沉渣量。用碳酸钠生成的碳酸盐沉渣比氢氧化物沉渣易脱水。

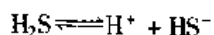
2.11.4 硫化物沉淀法

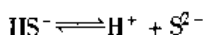
金属硫化物比氢氧化物的溶度积更小, 所以在水处理中也用生成硫化物的方法除去金属离子。通常采用的沉淀剂有 H_2S 、 Na_2S 、 $NaHS$ 、 CaS 、 $(NH_4)_2S$ 、 MnS 、 FeS 等。 H_2S 有恶臭, 又是一种无色剧毒气体, 因此使用时必须注意安全。

金属硫化物的溶解平衡式为



以硫化氢为沉淀剂时, 硫化氢分两步电离, 其电离方程式如下:





电离常数分别为

$$K_1 = \frac{[\text{H}^+][\text{HS}^-]}{[\text{H}_2\text{S}]} = 9.1 \times 10^{-8}$$

$$K_2 = \frac{[\text{H}^+][\text{S}^{2-}]}{[\text{HS}^-]} = 1.2 \times 10^{-15}$$

由以上两式得

$$\frac{[\text{H}^+]^2[\text{S}^{2-}]}{[\text{H}_2\text{S}]} = 1.1 \times 10^{-22}, [\text{S}^{2-}] = \frac{1.1 \times 10^{-22}[\text{H}_2\text{S}]}{[\text{H}^+]^2}$$

因此

$$[\text{M}^{2+}] = \frac{K_{sp}[\text{H}^+]^2}{1.1 \times 10^{-22}[\text{H}_2\text{S}]}$$

在 0.1MPa、25℃的条件下, 硫化氢在水中的饱和浓度为 0.1mol/L (pH < 6), 因此有

$$[\text{M}^{2+}] = \frac{K_{sp}[\text{H}^+]^2}{1.1 \times 10^{-23}}$$

$$[\text{S}^{2-}] = \frac{1.1 \times 10^{-23}}{[\text{H}^+]^2}$$

由上式可见, 用硫化物沉淀法处理含金属离子的废水时, 水中剩余金属离子的饱和浓度也与 pH 有关, 随 pH 值增高而降低。见图 2.11.4。

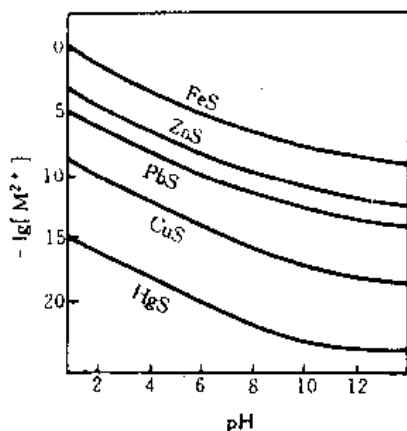


图 2.11.4 金属硫化物溶解度和 pH 值的关系

采用硫化物沉淀法处理重金属废水, 去除率高, 可分步沉淀, 泥渣中金属品位高, 便于回收利用, 适用 pH 值范围大。但过量 S^{2-} 造成二次污染; 当 pH 值降低时, 可产生 H_2S 。有时金属硫化物的颗粒很小, 分离困难, 此时可投加适量絮凝剂 (如聚丙烯酰胺) 进行共沉。

2.11.5 碳酸盐沉淀法

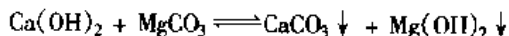
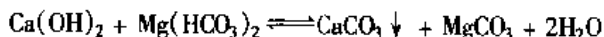
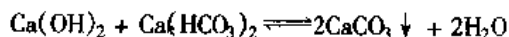
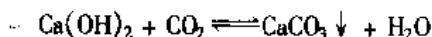
2.11.5.1 方法分类

碳酸盐沉淀法有 3 种不同的应用方式, 适用于不同的处理对象: ①投加难溶碳酸盐 (如碳酸钙), 利用沉淀转化原理, 使水中金属离子 (如 Pb^{2+} 、 Cd^{2+} 、 Zn^{2+} 、 Ni^{2+} 等) 生成溶解度更小的碳酸盐而析出沉淀。②投加可溶性碳酸盐 (如碳酸钠), 使水中金属离子生成难溶碳酸盐而沉淀析出。这种方式可去除水中的重金属离子和非碳酸盐硬度。③投加石灰, 与水中碳酸盐硬度生成难溶的碳酸钙和氢氧化镁而沉淀析出。这种方式可去除水中的碳酸盐硬度。

2.11.5.2 水的化学软化

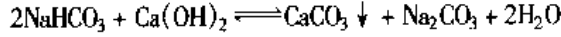
化学软化大多是和混凝、沉淀或澄清过程同时进行的, 也称沉淀软化过程。水中含有的硬度或碱性物质, 在添加化学药剂后, 转变成难溶的化合物, 形成沉淀而除去。可根据原水水质和对出水水质的要求, 并结合当地当时的有关规定可选用一种药剂或同时使用几种药剂。最常用的化学药剂为石灰 (CaO), 有时还辅以纯碱 (Na_2CO_3)、石膏 (CaSO_4) 等。

(1) 石灰软化法 当原水的非碳酸盐硬度较小时, 可采用石灰软化法, 软化反应如下:



熟石灰加入水中, 首先与 CO_2 反应, 然后再与 $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$ 和 $\text{Mg}(\text{HCO}_3)_2$ 反应。由于 MgCO_3 的溶解度比 CaCO_3 大得多, 故要使 Mg^{2+} 沉淀下来, 必须增加石灰生成 $\text{Mg}(\text{OH})_2$, 所以石灰用量需增大 1 倍。

当水中碱度大于硬度 (即出现负硬度) 时, 此时水中含有钠盐碱度, 如 NaHCO_3 。在石灰软化的同时, 还可以降低钠盐碱度, 反应如下:



理论上,经石灰软化后,硬度可降低至 CaCO_3 和 $\text{Mg}(\text{OH})_2$ 溶解度的数值,但实际上 Ca^{2+} 和 Mg^{2+} 的残留量常高于理论值,这是因为总有少量沉淀物呈胶体状态悬浮于水中。为此常常需要投加混凝剂,一般采用铁盐。石灰投量的计算方法如下。

① 不加混凝剂,只要求去除 $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$, 不要求去除 $\text{Mg}(\text{HCO}_3)_2$ 。石灰主要与 CO_2 及 $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$ 起反应,则石灰加量为 D_1 ($[\text{H}^+]$ mmol/L)

$$D_1 = [\text{CO}_2] + [\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2]$$

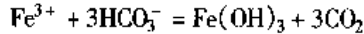
式中 $[\text{CO}_2]$ 、 $[\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2]$ 分别为各自在原水中的浓度, $[\text{H}^+]$ mmol/L (物质的量的基本单元为 $[\text{H}^+]$, 即能提供或接受 1molH^+ 的物质称为 $1[\text{H}^+]$ mol, 这样一个氢离子摩尔实际上就等于过去所说的一个当量)。

② 不加混凝剂,要求去除 $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$ 和 $\text{Mg}(\text{HCO}_3)_2$ (原水中碱度大于硬度)。石灰除与 CO_2 和 $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$ 反应外,还与 $\text{Mg}(\text{HCO}_3)_2$ 及 NaHCO_3 起反应。石灰加量 D_2 ($[\text{H}^+]$ mmol/L):

$$D_2 = [\text{CO}_2] + [\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2] + [\text{NaHCO}_3] + 2[\text{Mg}(\text{HCO}_3)_2] + \alpha$$

式中 $[\text{CO}_2]$ 、 $[\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2]$ 、 $[\text{NaHCO}_3]$ 、 $[\text{Mg}(\text{HCO}_3)_2]$ 分别为各自在水中的浓度, $[\text{H}^+]$ mmol/L。 α 为过剩石灰加量,一般可按 $0.2[\text{H}^+]$ mmol/L 计。

③ 同时加混凝剂,只要求去除 $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$ 。铝或铁盐混凝剂 (以铁为例) 与原水中 HCO_3^- 发生以下反应。



如果加入的 Fe^{3+} 为 $x[\text{H}^+]$ mmol/L, 则水中 HCO_3^- 减少量为 $x[\text{H}^+]$ mmol/L, CO_2 增加量为 $x[\text{H}^+]$ mmol/L。则石灰加量按以下两种情况估算:

第一,原水中 $\text{Ca}^{2+}[\text{H}^+]$ mmol/L 近似等于 $\text{HCO}_3^- [\text{H}^+]$ mmol/L 时,约为:

$$D_{3a} = D_1 + D_A$$

第二,原水中 $\text{HCO}_3^- [\text{H}^+]$ mmol/L $\geq (\text{Ca}^{2+} + D_A)[\text{H}^+]$ mmol/L 时,约为:

$$D_{3b} = D_1 + 2D_A$$

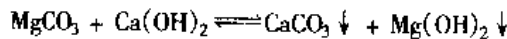
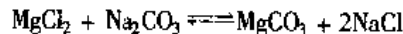
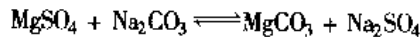
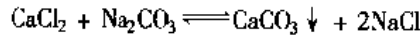
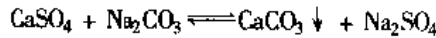
式中 D_A 为混凝剂加量,以 Al^{3+} 或 Fe^{3+} 计 $[\text{H}^+]$ mmol/L。

④ 同时加混凝剂,要求去除 $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$ 和 $\text{Mg}(\text{HCO}_3)_2$ (原水碱度大于硬度)。石灰加量约为:

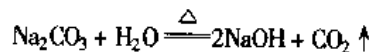
$$D_4 = D_2 + D_A$$

以上的 D_1 、 D_2 、 D_{3a} 、 D_{3b} 、 D_4 、石灰加量是以 100% CaO 计的,需按石灰产品的纯度折合成实际加量。石灰用量为 1m^3 原水 $28D_g$ 。

(2) 石灰-纯碱软化法 对于非碳酸盐硬度较高的水,可采用石灰-纯碱软化法,即同时投加石灰和纯碱。石灰-纯碱软化法可以是冷法、温热法或热法。冷法温度为生水温度;热法温度 $\geq 98^\circ\text{C}$;温热法温度介于两者之间,通常 50°C 。纯碱软化反应如下:



用石灰-纯碱法时,加药量必须正确, $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 或 Na_2CO_3 过量会发生自反应而增加水中 NaOH 含量。过量的纯碱本身在蒸汽锅炉中会发生如下水解反应:



水解生成的 NaOH 可能成为锅炉苛性脆化或碱性腐蚀的一个因素。 CO_2 则会导致凝结水管路发生腐蚀。一般根据软化出水水质控制药剂过剩程度加药量。石灰控制: 2 倍酚酞碱度与甲基橙碱度之差 $= 0.1 \sim 0.3 [\text{H}^+]$ mmol/L。纯碱控制: 甲基橙碱度与硬度之差 $= 0.4 \sim 0.8 [\text{H}^+]$ mmol/L。

在含 CO_2 高的生水中用此法时,可在软化前先进行曝气处理,就更为经济。

采用石灰-纯碱软化法,同时加混凝剂,其药剂用量 (g/m^3 原水) 为

$$\text{CaO} = 28(\text{CO}_2 + H_T + H_{Mg} + D_A + 0.2)$$

$$\text{Na}_2\text{CO}_3 = 53(H_F + D_A + A_C)$$

式中 CO_2 ——原水中 CO_2 量, $[\text{H}^+]$ mmol/L;

H_T ——原水碳酸盐硬度, $[\text{H}^+]$ mmol/L;

H_{Mg} ——原水镁硬度, $[\text{H}^+]$ mmol/L;

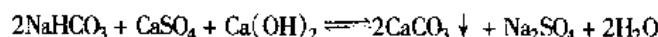
D_A ——混凝剂投量, $[\text{H}^+]$ mmol/L;

H_F ——原水中非碳酸盐硬度, $[\text{H}^+]$ mmol/L;

A_C ——残余碱度, 一般为 $0.5 \sim 0.75$ $[\text{H}^+]$ mmol/L;

石灰-纯碱软化法所产生的碳酸钙和氢氧化镁, 虽然是难溶的, 但实际上还会有少量钙、镁残留于溶液中。出水硬度在冷法时通常为 $0.5 \sim 0.8$ mmol/L ($1.0 \sim 1.6$ $[\text{H}^+]$ mmol/L); 温热法时为 $0.3 \sim 0.6$ mmol/L ($0.6 \sim 1.2$ $[\text{H}^+]$ mmol/L); 热法时为 $0.05 \sim 0.2$ mmol/L ($0.1 \sim 0.4$ $[\text{H}^+]$ mmol/L)。硬度还可能更高, 这与所用药量及软化要求达到的程度有关。非碳酸盐硬度一般采用离子交换法去除。

(3) 石灰-石膏软化法 当原水的碱度大于硬度时, 水中无非碳酸盐硬度, 而有 NaHCO_3 存在。对于这种水, 采用石灰-石膏 (或 CaCl_2) 软化法比较好。其反应如下:



2.11.6 钡盐沉淀法

钡盐沉淀法仅限于含 Cr(VI) 废水处理, 采用的沉淀剂有 BaCO_3 、 BaCl_2 和 BaS 等, 生成铬酸钡 (BaCrO_4)。铬酸钡的溶度积 $K_{sp} = 1.2 \times 10^{-10}$ 。

钡盐法处理含铬废水要准确控制 pH 值。铬酸钡的溶解度与 pH 值有关, pH 愈低, 溶解度愈大, 对去除铬不利, 而 pH 值太高, CO_2 气体难于析出, 也不利于除铬反应进行。采用 BaCO_3 作沉淀剂时, 用硫酸或乙酸调 pH 4.5~5, 反应速度快, 除铬效果好, 药剂用量少, 而不用 HCl, 防止残氯影响。采用 BaCl_2 作沉淀剂, 生成的 HCl 会使 pH 值降低, pH 值应控制高些 (6.5~7.5)。

为了促进沉淀, 沉淀剂常加过量, 而出水中含过量的钡, 也不能排放, 一般通过一个以石膏碎块为滤料的滤池, 使石膏的钙离子置换水中的钡离子生成硫酸钡沉淀。

钡盐法形成的沉渣中, 主要含铬酸钡, 最好回收利用。可向泥渣中投加硝酸和硫酸, 反应产物有硫酸钡和铬酸, 铬酸的比例约为沉渣:硝酸:硫酸 = 1:0.3:0.08。

钡盐法除铬流程见图 2.11.5。

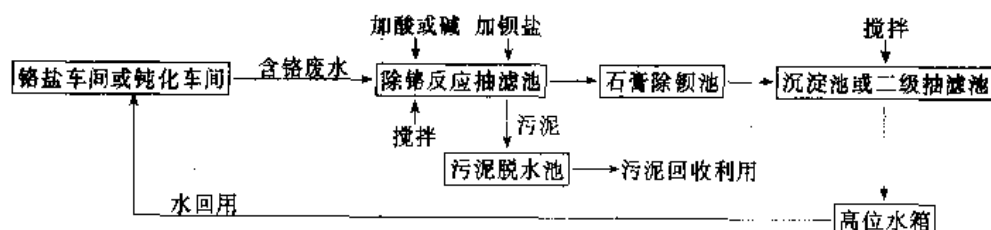


图 2.11.5 钡盐法除铬工艺流程示意图

2.11.7 卤化物沉淀法

(1) 氯化银沉淀法除银 含银废水主要来源于镀银和照相工艺, 加氯化物可以沉淀回收银。氰化银镀槽中的含银浓度高达 $13 \sim 45$ g/L, 一般先用电解法回收银, 将银浓度降至 $100 \sim 500$ mg/L, 然后再用氯化物沉淀法, 将银浓度进一步降至几 mg/L。如果在碱性条件下与其他金属氢氧化物共沉, 银浓度可降至 0.1 mg/L。当出水中氯离子浓度为 0.5 mg/L 时, 理论计算的银离子最大浓度为 1.35 mg/L。氯浓度越高, 银浓度越低。但氯离子过量太多时, 会生成 AgCl_2^- 络离子, 使沉淀又重新溶解。

废水中含有多种金属离子时, 调 pH 值至碱性, 同时加氯化物, 则其他金属离子形成氢氧化物沉淀, 银形成氯化银沉淀。用酸洗沉渣, 将氢氧化物沉淀溶出, 仅剩下氯化银, 实现分离和回收银。镀银废水中常含氰, 一般先加氰氧化铜, 放出的氯离子又可以与银生成沉淀。据报道, 当银和氰重量相等时, 投药量为 3.5 mg/mg (CN^-), 氯化 10 min 后, 调 pH 至 6.5, 氰完全氧化, 再加氯化铁, 以石灰调 pH 至 8, 沉淀分离后出水银由最初的 $0.7 \sim 40$ mg/L 降至几乎为 0。

(2) 氟化物沉淀法 当废水中含有比较单纯的氟离子时, 投加石灰, 调 pH 值至 10~12, 生成 CaF_2 沉淀, 可使氟浓度降至 10~20mg/L。若水中还含有其他金属离子, 由于吸附共沉淀作用, 可使氟浓度降至 8mg/L 以下。如果加石灰的同时, 加入磷酸盐 (如过磷酸钙、磷酸氢二钠), 则与氟形成难溶的磷灰石沉淀。当石灰投量为理论量的 1.3 倍, 过磷酸钙投量为理论量的 2~2.5 倍时, 可使氟浓度降至 2mg/L。

2.11.8 铁氧体沉淀法

废水中各种金属离子形成不溶性的铁氧体晶粒而沉淀的方法称为铁氧体沉淀法。铁氧体是指一类具有一定晶体结构的复合氧化物, 它不溶于水, 也不溶于酸、碱、盐溶液, 具有高的导磁率和高电阻率 (其电阻比铜大 $10^{13} \sim 10^{14}$ 倍), 是一种重要的磁性介质。其制造过程和机械性能颇类似陶瓷品, 因而也称磁性瓷。铁氧体的磁性强弱及其他特性, 与其化学组成和晶体结构有关。铁氧体的晶格类型有 7 种, 组成通式为 $(\text{B}_x'\text{B}_y'')_x\text{O} \cdot (\text{A}_x'\text{A}_y'')_y\text{O}_3$ 。尖晶石型铁氧体最为人们所熟悉, 其组成可表示为 $\text{BO} \cdot \text{A}_2\text{O}_3$, 其中 B 代表 2 价金属, 如 Fe、Mg、Zn、Co、Ni、Ca、Cu、Hg、Bi、Sn 等, A 代表 3 价金属, 如 Fe、Al、Cr、Mn、V、Co、Bi、Ga、As 等。磁铁矿 ($\text{FeO} \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3$) 就是一种天然的尖晶石型铁氧体。由于阳离子的种类及数量不同, 铁氧体有上百种之多。

铁氧体沉淀法具有以下优点: ①能一次脱除废水中的多种金属离子, 出水能达到排放标准; ②设备简单, 操作方便; ③硫酸亚铁的投量范围大, 对水质的适应性强; ④沉渣易分离、易处置 (回收利用或贮存)。缺点是: ①不能单独回收有用金属; ②需要消耗相当多的硫酸亚铁、一定数量的氢氧化钠及热能, 处理成本较高; ③出水硫酸盐浓度高。用铁氧体沉淀法处理废水的工艺流程见图 2.11.6。

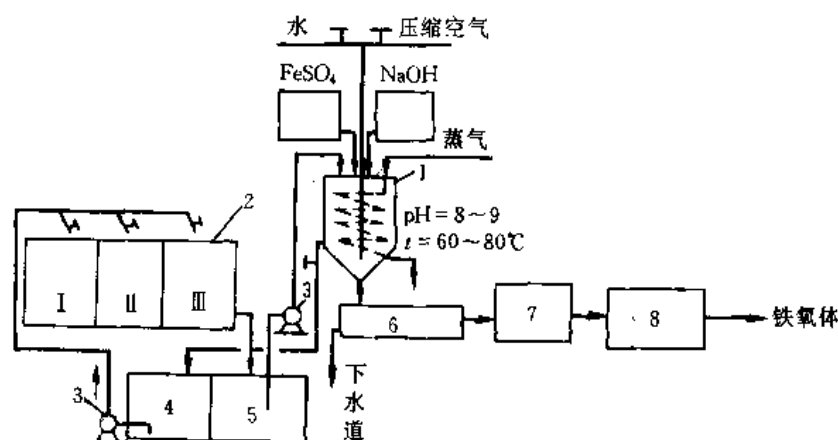


图 2.11.6 铁氧体沉淀法处理含铬废水

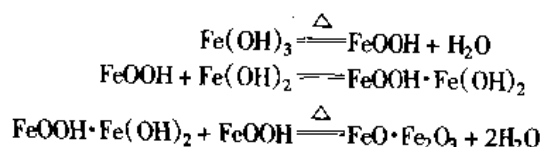
1—反应槽; 2—清洗槽; 3—泵; 4—清水池; 5—调节池; 6—废渣池; 7—离心脱水; 8—烘干

工艺过程包括 5 步:

(1) 投加亚铁盐 为了形成铁氧体, 需要有足量的 Fe^{2+} 和 Fe^{3+} 。投加亚铁盐 (FeSO_4 或 FeCl_2) 的作用有 3 个: ①补充 Fe^{2+} ; ②通过氧化, 补充 Fe^{3+} ; ③如水中含 Cr^{6+} , 则将其还原为 Cr^{3+} , 作为形成铁氧体的原料之一。如在含铬废水所形成的铬铁氧体中, Fe^{2+} 和 $\text{Fe}^{3+} + \text{Cr}^{3+}$ 的摩尔比为 1:2, 而在还原 Cr^{6+} 时 Fe^{2+} 的耗量为 $3\text{molFe}^{2+} : 1\text{molCr}^{6+}$ 。因此, 废水含 1molCr^{6+} , 理论需要加亚铁盐为 5mol, 实际投加量稍大于理论值, 约 1.15 倍。

(2) 加碱沉淀 pH 值控制在 8~9 时, 各种难溶金属氢氧化物可同时沉淀析出。含重金属的废水常呈酸性, 投加亚铁盐后, 由于水解使 pH 进一步下降, 应用 NaOH 调整 pH 值, 但不可用石灰调 pH, 因石灰的溶解度小和杂质多, 未溶解的颗粒及杂质混入沉淀中, 会影响铁氧体的质量。

(3) 充氧加热, 转化沉淀 为了调整 2 价和 3 价金属离子的比例, 通常向废水中通入空气, 使部分 Fe (II) 转化为 Fe (III)。此外, 加热可促进反应的进行, 同时使氢氧化物胶体破坏和脱水分解, 逐渐转化为具有尖晶石结构的铁氧体:



废水中的其他金属氢氧化物的反应大致与此相同。2价金属离子占据部分 Fe(II) 的位置, 3价金属离子占据部分 Fe(III) 的位置, 从而使其他金属离子均匀地混杂到铁氧体晶格结构中去, 形成特性各异的铁氧体。

加热温度 $60 \sim 80^\circ\text{C}$, 时间 20min, 比较合适。

充氧加热的方式有 2 种: 一是对全部废水加热充氧, 二是先充氧, 然后将组成调整好的氢氧化物沉淀分离出来, 再对沉淀物加热。

(4) 固液分离 分离铁氧体沉渣的方法有 3 种: ①沉淀过滤; ②离心分离; ③磁分离。由于铁氧体的密度较大 ($4.4 \sim 5.2$), 采用沉淀过滤和离心分离都能迅速分离。铁氧体微粒多少带点磁性, 也可以采用磁力分离机 (如高梯度磁分离机) 进行分离。

(5) 沉渣处理 根据沉渣组成、性能及用途的不同, 处理方式也不同。若废水成分单纯, 浓度稳定, 则沉渣可作铁渣氧磁体的原料, 此时, 沉渣应进行水洗, 除去硫酸钠等杂质。

2.11.9 磷酸盐沉淀法

含可溶性磷酸盐的废水可以通过加入铁盐或铝盐生成不溶性的磷酸盐沉淀除去。加入铁盐除去磷酸盐时会伴随如下过程发生: ①铁的磷酸盐 $[\text{Fe}(\text{PO}_4)_x(\text{OH})_{3-x}]$ 沉淀; ②在部分胶体状的氧化铁或氢氧化物表面上磷酸盐被吸附。③多核氢氧化铁(III)悬浮体的凝聚作用, 生成不溶于水的金属聚合物。

利用加入 $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ 、 $\text{FeCl}_3 + \text{Ca}(\text{OH})_2$ 、 $\text{AlCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ 和 $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ 来处理含磷酸盐废水已经进行了研究并用于实际的生产。

沉淀剂的加入量根据亚磷酸的总量来调整, 即以亚磷酸对铁或对铝的化学比为基础。如果加入的 FeCl_3 或 AlCl_3 水合物的化学计量比为 1.5, 则可去除 90% 以上的磷酸盐, 加入 2 倍化学计量的 $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ 也可以得到同样的结果。利用 $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O} + \text{Ca}(\text{OH})_2$ 组成的混合沉淀剂, 用 0.8 倍化学计量的铁与 100mg/L $\text{Ca}(\text{OH})_2$, 可将废水中的磷酸盐去除 90% 以上, 此种沉淀法的沉淀物可用作肥料。

pH 对沉淀剂有影响, 当用铁盐来沉淀正磷酸盐时, 最好的反应 pH 值是 5; 当用铝盐作沉淀剂时, pH 为 6; 而用石灰时, pH 在 10 以上。这些 pH 值也与相应的纯磷酸盐的最小溶解度一致。

也可以采用其他一些盐作沉淀剂。工业上采用连续沉淀工艺, 可使废水中残留磷酸盐达到 $4\mu\text{g/L}$ 。

2.12 吸 附

固体表面的分子或原子因受力不均衡而具有剩余的表面能, 当某些物质碰撞固体表面时, 受到这些不平衡力的吸引而停留在固体表面上, 这就是吸附。这里的固体称为吸附剂。被固体吸附的物质称为吸附质。吸附的结果是吸附质在吸附剂上浓集, 吸附剂的表面能降低。

吸附法主要用以脱除水中的微量污染物, 应用范围包括脱色, 除臭味, 脱除重金属、各种溶解性有机物、放射性元素等。在处理流程中, 吸附法可作为离子交换、膜分离等方法的预处理, 以去除有机物、胶体物及余氯等; 也可以作为二级处理后的深度处理手段, 以保证回用水的质量。

利用吸附法进行水处理, 具有适应范围广、处理效果好、可回收有用物料、吸附剂可重复使用等优点, 但对进水预处理要求较高, 运转费用较贵、系统庞大, 操作较麻烦。

2.12.1 吸附的基本理论

2.12.1.1 吸附机理及分类

溶质从水中移向固体颗粒表面, 发生吸附, 是水、溶质和固体颗粒三者相互作用的结果。引起吸附的主要原因在于溶质对水的疏水特性和溶质对固体颗粒的高度亲合力。溶质的溶解程度是确定第一种原因的重要因素。溶质的溶解度越大, 则向表面运动的可能性越小。相反, 溶质的憎水性越大, 向吸附界面移动的可能性越大。吸附作用的第二种原因主要由溶质与吸附剂之间的静电引力、范德华引力或化学键力所引起。与此相对应, 可将吸附分为三种基本类型。

(1) 交换吸附 指溶质的离子由于静电引力作用聚集在吸附剂表面的带电点上, 并置换出原先固定在这些带电点上的其他离子。通常离子交换属此范围 (见 2.13)。影响交换吸附势的重要因素是离子电荷数和水合半径的大小。

(2) 物理吸附 指溶质与吸附剂之间由于分子间力 (范德华力) 而产生的吸附。其特点是没有选择性, 吸附质并不固定在吸附剂表面的特定位置上, 而多少能在界面范围内自由移动, 因而其吸附的牢固程度不如化学吸附。物理吸附主要发生在低温状态下, 过程放热较小, 约 42kJ/mol 或更少, 可以是单分子层或多分子

层吸附。影响物理吸附的主要因素是吸附剂的比表面积和细孔分布。

(3) 化学吸附 指溶质与吸附剂发生化学反应, 形成牢固的吸附化学键和表面络合物, 吸附质分子不能表面自由移动。吸附时放热量较大, 与化学反应的反应热相近, 约 $84 \sim 420 \text{ kJ/mol}$ 。化学吸附有选择性, 即一种吸附剂只对某种或特定几种物质有吸附作用, 一般为单分子层吸附。通常需要一定的活化能, 在低温时, 吸附速度较小。这种吸附与吸附剂的表面化学性质和吸附质的化学性质有密切的关系。

物理吸附后再生容易, 且能回收吸附质。化学吸附因结合牢固, 再生较困难, 必须在高温下才能脱附, 脱附下来的可能还是原吸附质, 也可能是新的物质。利用化学吸附处理毒性很强的污染物更安全。

在实际的吸附过程中, 上述几类吸附往往同时存在, 难于明确区分。例如某些物质分子在物理吸附后, 其化学键被拉长, 甚至拉长到改变这个分子的化学性质。物理吸附和化学吸附在一定条件下也是可以互相转化的。同一物质, 可能在较低温度下进行物理吸附, 而在较高温度下所经历的往往又是化学吸附。

2.12.1.2 吸附平衡与吸附等温式

吸附过程中, 固、液两相经过充分的接触后, 最终将达到吸附与脱附的动态平衡。达到平衡时, 单位吸附剂所吸附的物质的数量称为平衡吸附量, 常用 q_e (mg/g) 表示。对一定的吸附体系, 平衡吸附量是吸附质浓度和温度的函数。为了确定吸附剂对某种物质的吸附能力, 需进行吸附试验: 将一组不同数量的吸附剂与一定容积的已知溶质初始浓度的溶液相混合, 在选定温度下使之达到平衡。分离吸附剂后, 测定液相的最终溶质浓度。根据其浓度变化, 分别按下式算出平衡吸附量:

$$q_e = \frac{V(c_0 - c_e)}{W} \quad (2.12.1)$$

式中 V ——溶液体积, L;

c_0 、 c_e ——分别为溶质的初始和平衡浓度, mg/L ;

W ——吸附剂量, g。

显然, 平衡吸附量越大, 单位吸附剂处理的水量越大, 吸附周期越长, 运转管理费用越少。

将平衡吸附量 q_e 与相应的平衡浓度 c_e 作图, 得吸附等温线。

根据试验, 可将吸附等温线归纳为如图 2.12.1 所示的五种类型。I 型的特征是吸附量有一极限值, 可以理解为吸附剂的所有表面都发生单分子层吸附, 达到饱和时, 吸附量趋于定值。II 型是非常普通的物理吸附, 相当于多分子层吸附, 吸附质的极限值对应于物质的溶解度。III 型相当少见, 其特征是吸附热等于或小于纯吸附质的溶解热。IV 型及 V 型反映了毛细管冷凝现象和孔容的限制, 由于在达到饱和浓度之前吸附就达到平衡, 因而显出滞后效应。

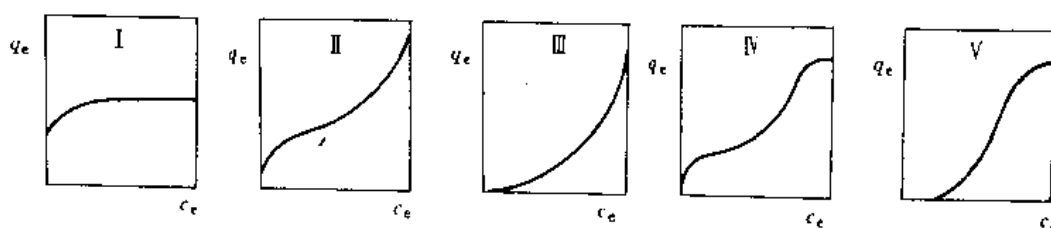


图 2.12.1 物理吸附的五种吸附等温线

描述吸附等温线的数学表达式称为吸附等温式。常用的有 Langmuir 等温式、B.E.T. 等温式和 Freundlich 等温式。

(1) Langmuir 等温式 Langmuir 假设吸附剂表面均一, 各处的吸附能相同; 吸附是单分子层的, 当吸附剂表面为吸附质饱和时, 其吸附量达到最大值; 在吸附剂表面上的各个吸附点间没有吸附质转移运动; 达动态平衡状态时, 吸附和脱附速度相等。

由动力学方法推导出平衡吸附量 q_e 与液相平衡浓度 c_e 的关系为:

$$q_e = \frac{abc_e}{1 + bc_e} \quad (2.12.2)$$

式中 a ——与最大吸附量有关的常数;

b ——与吸附能有关的常数。

为计算方便, 变换式 (2.12.2) 得两种线性表达式:

$$\frac{1}{q_e} = \frac{1}{ab} \frac{1}{c_e} + \frac{1}{a} \quad (2.12.3)$$

$$\frac{c_e}{q_e} = \frac{1}{a} c_e + \frac{1}{ab} \quad (2.12.4)$$

根据吸附实验数据,按上式作图[如图 2.12.2 (a) 所示]可求 a 、 b 值。式 (2.12.3) 适用于 c_e 值小于 1 的情况,而式 (2.12.4) 则适用于 c_e 值较大的情况,因为这样便于作图。

由式 (2.12.2) 可见,当吸附量很少时,即当 $b \cdot c_e \ll 1$ 时, $q_e = abc_e$, 即 q_e 与 c_e 成正比,等温线近似于一直线。

当吸附量很大时,即当 $b \cdot c_e \gg 1$ 时, $q_e \approx a$, 即平衡吸附量接近于定值,等温线趋向水平。

朗格茂尔模型适合于描述图 2.12.1 中第 I 类等温线。应当指出,推导该模型的基本假定并不是严格正确的。它只能解释单分子层吸附(化学吸附)的情况。尽管如此,Langmuir 等温式仍不失为一个重要的吸附等温式,它的推导第一次对吸附机理作了形象的描述,为以后的吸附模型的建立起了奠基的作用。

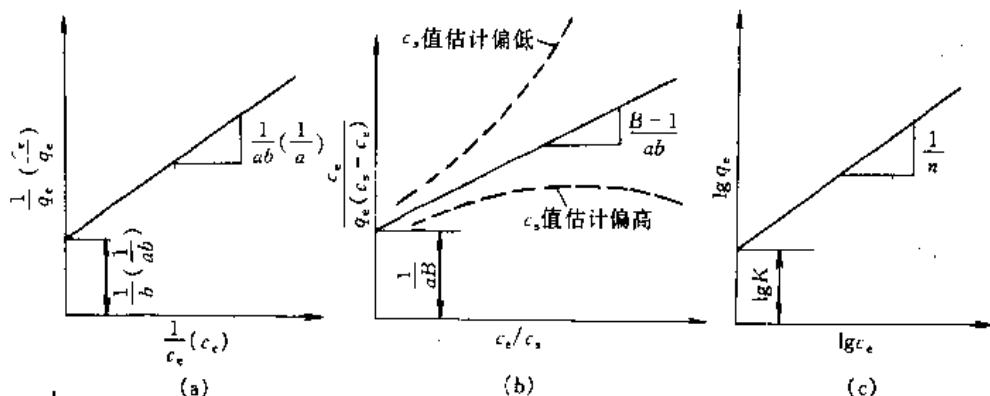


图 2.12.2 吸附等温式常数图解法

(a) Langmuir 模型; (b) BET 模型; (c) Freundlich 模型

(2) B.E.T. (Brunauer, Emmett, Teller) 等温式 与 Langmuir 的单分子层吸附模型不同, B.E.T. 模型假定在原先被吸附的分子上面仍可吸附另外的分子, 即发生多分子层吸附; 而且不一定等第一层吸满后再吸附第二层; 对每一单层却可用 Langmuir 式描述; 第一层吸附是靠吸附剂与吸附质间的分子引力, 而第二层以后是靠吸附质分子间的引力, 这两类引力不同, 因此它们的吸附热也不同。总吸附量等于各层吸附量之和。由此导出的二常数 B.E.T. 等温式为:

$$q_e = \frac{Bac_s}{(c_s - c_e)[1 + (B-1)c_e/c_s]} \quad (2.12.5)$$

式中 c_s ——吸附质的饱和浓度;

B ——常数, 与吸附剂和吸附质之间的相互作用能有关。

将式 (2.12.5) 改写成如下线性形式:

$$\frac{c_e}{q_e(c_s - c_e)} = \frac{1}{aB} + \frac{(B-1)c_e}{aB c_s} \quad (2.12.6)$$

由吸附实验数据,按上式作图(见图 2.12.2b)可求常数 a 和 B 。作图时需要知道饱和浓度 c_s , 如果有足够的数据按图 2.12.1 作图得到准确的 c_s 值时, 可以通过一次作图即得出直线来。当 c_s 未知时, 则需通过假设不同的 c_s 值作图数次才能得到直线。当 c_s 的估计值偏低, 则画成一条向上凹的曲线, 当 c_s 的估计值偏高时, 则画成一条向下凹的曲线。只有估计值正确, 才能画出一条直线来。

B.E.T. 模型适用于图 2.12.1 中各种类型的吸附等温线。当平衡浓度很低时, $c_e \ll c_s$, 并令 $B/c_s = b$, B.E.T. 模型可简化为 Langmuir 等温式。

(3) Freundlich 等温式 此为指数函数型式的经验公式:

$$q_e = Kc_e^{1/n} \quad (2.12.7)$$

式中 K 称为 Freundlich 吸附系数, n 为常数, 通常大于 1。式 (2.12.7) 虽为经验式, 但与实验数据颇为吻

合。通常将该式绘制在双对数纸上以便于判断模型准确性并确定 K 和 n 值。将式 (2.12.7) 两边取对数, 得

$$\lg q_e = \lg K + \frac{1}{n} \lg c_e \quad (2.12.8)$$

由实验数据按上式作图得一直线 (见图 2.12.2 (c)), 其斜率等于 $\frac{1}{n}$, 截距等于 $\lg K$ 。一般认为, $\frac{1}{n}$ 值介于 0.1~0.5, 则易于吸附, $\frac{1}{n} > 2$ 时难以吸附。利用 K 和 $\frac{1}{n}$ 两个常数, 可以比较不同吸附剂的特性。

Freundlich 式在一般的浓度范围内与 Langmuir 式比较接近, 但在高浓度时不像后者那样趋于一定值; 在低浓度时, 也不会还原为直线关系。

应当指出, ①上述吸附等温式, 仅适用于单组分吸附体系; ②对于一组吸附试验数据, 究竟采用哪一公式整理, 并求出相应的常数来, 只能运用数学的方式来选择。通过作图, 选用能画出最好的直线的那一个公式, 但也有可能出现几个公式都能应用的情况, 此时宜选用形式最为简单的公式。

(4) 多组分体系的吸附等温式 多组分体系吸附和单组分吸附相比较, 又增加了吸附质之间的相互作用, 所以问题更为复杂。此时, 计算吸附量时可用两类方法。

①用 COD 或 TOC 综合表示溶解于废水中的有机物浓度, 其吸附等温式可用单组分吸附等温式表示。但吸附等温线可能呈曲线或折线, 如图 2.12.3 所示。

②假定吸附剂表面均匀, 混合溶液中的各种溶质在吸附位置上发生竞争吸附, 被吸附的分子之间的相互作用可忽略不计。如果各种溶质以单组分体系的形式进行吸附, 则其吸附量可用 Langmuir 竞争吸附模型来计算。一般在 m 组分体系吸附中, 组分 i 的吸附量为

$$q_i = \frac{a_i b_i c_i}{1 + \sum_{j=1}^m b_j c_j} \quad (2.12.9)$$

式中常数 a 、 b 均由单组分体系吸附试验测出。用活性炭吸附十二烷基苯磺酸酯 (DBS) 和硝基氯苯双组分体系进行试验, 结果与式 (2.12.9) 吻合。

研究指出, 吸附处理多组分废水时, 实测吸附量往往与按式 (2.12.9) 的计算值不符。如用活性炭吸附安息香酸的吸附量略小于计算值, 而 DBS 的吸附量比计算值大。考虑到还有其他一些导致选择性吸附的因素的存在, 人们又提出了局部竞争吸附模型。

对二组分吸附体系, 当 $a_i > a_j$ 时, 优先吸附 i , 竞争吸附在 a_j 部位上发生, 而在 $a_i - a_j$ 部位上发生选择性吸附, 则

$$q_i = \frac{(a_i - a_j) b_i c_i}{1 + b_i c_i} + \frac{a_j b_i c_i}{1 + b_i c_i + b_j c_j} \quad (2.12.10)$$

$$q_j = \frac{a_j b_j c_j}{1 + b_i c_i + b_j c_j} \quad (2.12.11)$$

式 (2.12.10) 中的第一项描述优先被吸附的那部分溶质, 第二项描述以 Langmuir 式与第二种溶质 j 竞争吸附的部分。式 (2.12.11) 则代表了溶质 j 的竞争吸附量。实验证实, 对硝基苯酚和阴离子型苯磺酸等双组分体系吸附的实测平衡吸附量和按式 (2.12.10、2.12.11) 计算值吻合。

2.12.1.3 影响吸附的因素

影响吸附的因素是多方面的, 吸附剂结构、吸附质性质、吸附过程的操作条件等都影响吸附效果。认识和了解这些因素, 对选择合适的吸附剂, 控制最佳的操作条件都是重要的。

(1) 吸附剂结构

①比表面积。单位重量吸附剂的表面积称为比表面积。吸附剂的粒径越小, 或是微孔越发达, 其比表面积越大。吸附剂的比表面积越大, 则吸附能越强。图 2.12.4 表明, 苯酚吸附量与吸附剂的比表面积成正比关系, 而且斜率很大。当然, 对于一定的吸附质, 增大比表面的效果是有限的。对于大分子吸附质, 比表面积过大的效果反而不好, 微孔提供的表面积不起作用。

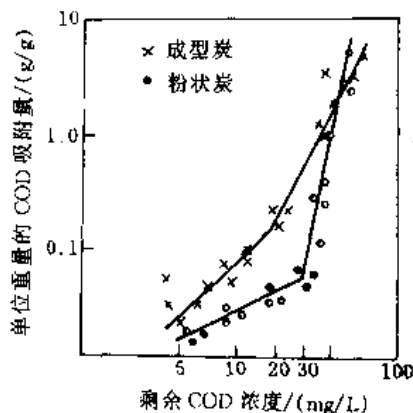


图 2.12.3 COD 吸附等温线

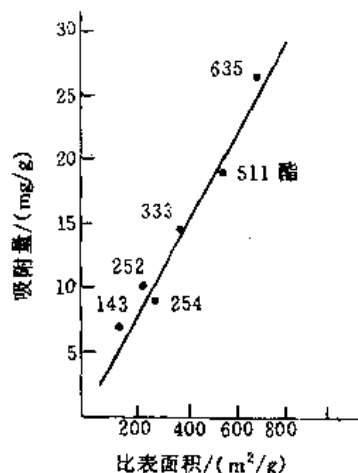


图 2.12.4 不同比表面吸附剂
对苯酚的吸附

(苯酚浓度 100mg/L; 图中数码代表以 m^2/g 为单位的树脂; 511 是丙烯酸酯类树脂)

成。对于碱性氧化物的说法尚有分歧, 有的认为是如氧苯的结构, 有的则认为类似吡喃酮的结构。碱性氧化物在高温 ($800 \sim 1000^\circ\text{C}$) 活化时形成, 在溶液中吸附酸性物。

表面氧化物成为选择性的吸附中心, 使吸附剂具有类似化学吸附的能力, 一般说来, 有助于对极性分子的吸附, 削弱对非极性分子的吸附。

(2) 吸附质的性质 对于一定的吸附剂, 由于吸附质性质的差异, 吸附效果也不一样。通常有机物在水中的溶解度随着链长的增长而减小, 而活性炭的吸附容量却随着有机物在水中溶解度的减少而增加, 也即吸附量随有机物分子量的增大而增加。如活性炭对有机酸的吸附量按甲酸 < 乙酸 < 丙酸 < 丁酸的次序而增加。

活性炭处理废水时, 对芳香族化合物的吸附效果较脂肪族化合物好, 不饱和链有机物较饱和和链有机物好, 非极性或极性小的吸附质较极性强的吸附质好。应当指出, 实际体系的吸附质往往不是单一的, 它们之间可以互相促进、干扰或互不相干。

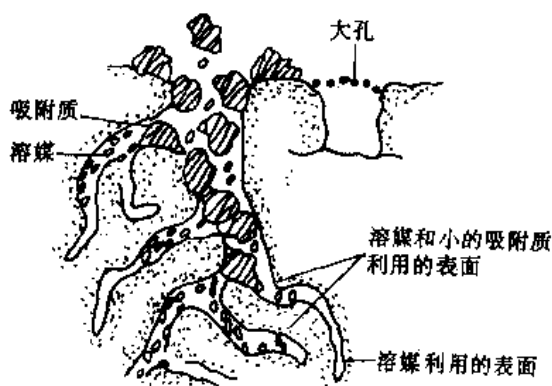


图 2.12.5 活性炭细孔分布及作用图

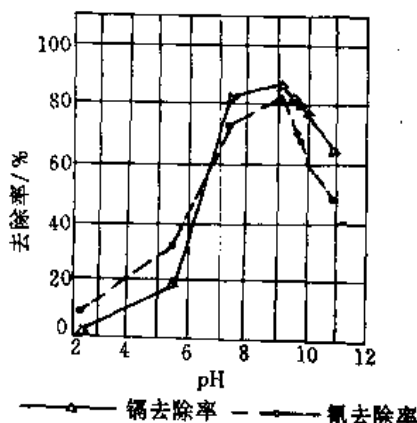


图 2.12.6 ZJ-15 活性炭在铅-氰络合物
溶液中吸附铅与氰的值影响效应

(水样 200ml, $C_{\text{Pb}^{2+}} = 22.5\text{mg/L}$,
 $C_{\text{CN}^-} = 33.7\text{mg/L}$, 投炭量 5g/L, 水温 23°C)

(3) 操作条件 吸附是放热过程, 低温有利于吸附, 升温有利于脱附。溶液的 pH 值影响到溶质的存在状态 (分子、离子、络合物), 也影响到吸附剂表面的电荷特性和化学特性, 进而影响到吸附效果, 国内用

太原 8[#] 炭吸附 Cd-CN 络合物的试验结果如图 2.12.6 所示。

由图可见, 在 pH7.5~9.5 的范围内, 吸附去除率较高。

在吸附操作中, 应保证吸附剂与吸附质有足够的接触时间。流速过大, 吸附未达平衡, 饱和吸附量小; 流速过小, 虽能提高一些处理效果, 但设备的生产能力减小。一般接触时间 0.5~1.0h。

另外, 吸附剂的脱附再生, 溶液的组成和浓度及其他因素也影响吸附效果。

2.12.1.4 吸附动力学

吸附过程基本上可分为三个连续的阶段。第一阶段为吸附质扩散通过水膜而到达吸附剂表面 (膜扩散); 第二阶段为吸附质在孔隙内扩散; 第三阶段为溶质在吸附剂内表面上发生吸附。通常吸附阶段反应速度非常快, 总的过程速度由第一、二阶段速度所控制。在一般情况下, 吸附过程开始时往往由膜扩散控制, 而在吸附接近终了时, 内扩散起决定作用。

(1) 水膜内的物质迁移速度 由 Fick 定律, 水膜内的传质速度 N_A 由下式给出:

$$N_A = \frac{D}{\delta} (c - c_i) = k_f (c - c_i) \quad (2.12.12)$$

式中 D ——溶质在水膜中的扩散系数, m^2/h ;

δ ——水膜厚度, m ;

k_f ——水膜传质系数, m/h ;

c ——水中溶质的浓度, kg/m^3 ;

c_i ——颗粒表面的溶质浓度, kg/m^3 。

固定床填充层单位容积的吸附速度为

$$\rho_b \frac{dq}{dt} = k_f a_v (c - c_i) \quad (2.12.13)$$

式中 ρ_b ——填充层的表观密度, kg/m^3 ;

a_v ——填充层单位容积的颗粒外表面积, m^2/m^3 。

由此可见, 膜扩散吸附速度与吸附剂比表面积成正比, 即与粒径成反比。

关于传质系数 k_f , 曾提出了各种实验公式, 如 Carberry 公式为

$$\frac{k_f}{u/\varepsilon} \left(\frac{\mu}{\rho D} \right)^{2/3} = 1.15 \left(\frac{d_p u \rho}{\mu \varepsilon} \right)^{-0.5} \quad (2.12.14)$$

式中 u ——空塔水流速度, m/h ;

ε ——填充层的孔隙率;

μ ——水溶液的动力粘滞系数, $\text{kgF}/(\text{m} \cdot \text{h})$;

ρ ——水溶液密度, kg/m^3 ;

d_p ——吸附剂粒径, m 。

(2) 内孔扩散速度 多孔性物质内部的扩散现象极为复杂, 受到细孔扩散和细孔壁表面扩散两方面的影响, 但类似于分子扩散, 均以扩散物质的浓度梯度作为推动力。其中通过细孔内液相向颗粒内部扩散的速度为

$$N_p = -D_p \frac{\partial c}{\partial r} \quad (2.12.15)$$

式中 N_p ——细孔内的扩散速度, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$;

D_p ——细孔内有效扩散系数, m^2/h ;

c ——细孔内溶液浓度, kg/m^3 ;

r ——扩散方向的距离, m 。

细孔壁上的表面扩散以吸附量梯度为推动力, 沿表面从吸附量大处向小处作二维移动。表面扩散系数与吸附质分子的大小、温度、吸附质与吸附剂之间的结合能有关。其速度为

$$N_s = -\rho_s D_s \frac{dq}{dr} \quad (2.12.16)$$

式中 N_s ——表面扩散系数, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$;

ρ_s ——吸附剂的表观密度, kg/m^3 ;

D_s ——表面扩散系数, m^2/h 。

颗粒内总扩散速度为式 (2.12.15) 与 (2.12.16) 之和

$$N = N_p + N_s = - \left(D_p \frac{dc}{dr} + \rho_s D_s \frac{dq}{dr} \right) \quad (2.12.17)$$

假定在细孔内某一位置处表面吸附量与溶液浓度之间呈平衡状态, 则有

$$\frac{dq}{dr} = \frac{dq}{dc} \frac{dc}{dr} \quad (2.12.18)$$

将上式代入式 (2.12.17) 得

$$\begin{aligned} N &= - \left(D_p + \rho_s D_s \frac{dq}{dc} \right) \frac{dc}{dr} \\ &= - D_i \left(\frac{dc}{dr} \right) \end{aligned} \quad (2.12.19)$$

式中 D_i 是以溶液浓度为基准的颗粒内有效扩散系数, m^2/h , 其测定方法参阅有关文献。

在溶质浓度很高, 吸附前后浓度变化不大的条件下, Boyd 导出以下近似式估计颗粒内有效扩散系数和吸附速度:

$$\frac{q_t}{q_e} = \frac{6}{r_0} \sqrt{\frac{D_i' t}{\pi}} \quad (2.12.20)$$

式中 q_t —— t 时间后的吸附量, mg/g ;

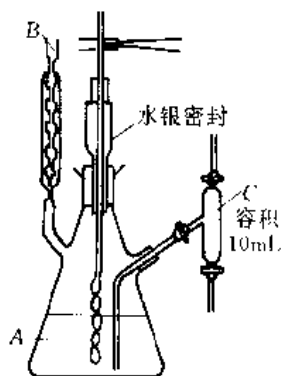
r_0 ——吸附剂颗粒半径, m ;

D_i' ——以吸附量为基础的颗粒内有效扩散系数, m^2/h 。

由式 (2.12.20) 可知, 内扩散吸附速度与颗粒粒径的平方成反比。

(3) 吸附速度的测定 吸附速度的测定装置如图 2.12.7 所示。将 200 目以下的一定量的吸附剂加入反应瓶 A 中, 一边搅拌一边从 B 处注入被吸附溶液, 经过一段时间接触后, 每隔一定时间取一次悬浮液送入 C 内, 使吸附剂与溶液立即分离, 测定液相溶质浓度, 求出吸附量和去除率, 从而确定吸附速度。取样时要搅拌 A, 使溶液均匀, 吸附剂保持悬浮状态。

图 2.12.7 吸附速度测定装置



对粒状吸附剂, 由于内扩散速度随粒径变化, 因而其吸附速度也有较大差别。在设计吸附装置时, 除测定平衡吸附量, 还必须采用静态试验及通水试验, 测定吸附速度。也可以将其粉碎成粉状吸附剂, 通过测定粉状吸附剂的吸附速度, 大致了解粒状吸附剂的吸附速度。

2.12.2 吸附剂及其再生

2.12.2.1 吸附剂

广义而言, 一切固体物质都有吸附能力, 但是只有多孔物质或磨得极细的物质由于具有很大的表面积, 才能作为吸附剂。工业吸附剂还必须满足下列要求: ①吸附能力强; ②吸附选择性好; ③吸附平衡浓度低; ④容易再生和再利用; ⑤机械强度好; ⑥化学性质稳定; ⑦来源广; ⑧价廉。一般工业吸附剂难于同时满足这八个方面的要求, 因此, 应根据不同的场合选用。

目前在废水处理中应用的吸附剂有: 活性炭、活化煤、白土、硅藻土、活性氧化铝、焦炭、树脂吸附剂、炉渣、木屑、煤灰、腐殖酸等。

(1) 活性炭 活性炭是一种非极性吸附剂。外观为暗黑色, 有粒状和粉状两种, 目前工业上大量采用的是粒状活性炭。活性炭主要成分除碳以外, 还含有少量的氧、氢、硫等元素, 以及水分、灰分。它具有良好的吸附性能和稳定的化学性质, 可以耐强酸、强碱, 能经受水浸、高温、高压作用, 不易破碎。

活性炭可用动植物 (如木材、锯木屑、木炭、椰子壳、脱脂牛骨)、煤 (如泥煤、褐煤、沥青煤、无烟煤)、石油 (石油残渣、石油焦)、纸浆废液、废合成树脂及其他有机残物等作原料制作。原料经粉碎及加粘合剂成型后, 经加热脱水 ($120 \sim 130^\circ\text{C}$)、炭化 ($170 \sim 600^\circ\text{C}$)、活化 ($920 \sim 960^\circ\text{C}$) 而制得。在制造过程中, 活化是关键, 有药剂活化 (化学活化) 和气体活化 (物理活化) 两类方法。药剂活化法是把原料与适当的药剂, 如 ZnCl_2 、 H_2SO_4 、 H_3PO_4 、碱式碳酸盐等混合, 再升温炭化和活化。由于 ZnCl_2 等的脱水作用, 原料里的氢和氧主要以水蒸气的形式放出, 形成了多孔性结构发达的炭。该烧成物中含有相当多的 ZnCl_2 , 因此要加 HCl 以回收 ZnCl_2 , 同时除去可溶性盐类。与气体活化法相比, ZnCl_2 法的固碳率高, 成本较低, 几乎被用

气体接触,利用这些活化气体进行碳的氧化反应(水煤气反应),并除去挥发性有机物,使微孔更加发达。活化温度对活性炭吸附性能影响很大,当温度在1150℃以下时,升温可使吸附容量增加,而温度超过1150℃时,升温反而不利。

活性炭种类很多,可以根据原料、活化方法、形状及用途来分类和选择。

与其他吸附剂相比,活性炭具有巨大的比表面和特别发达的微孔。通常活性炭的比表面积高达500~1700m²/g,这是活性炭吸附能力强,吸附容量大的主要原因。当然,比表面积相同的炭,对同一物质的吸附容量有时也不同,这与活性炭的内孔结构和分布以及表面化学性质有关。一般活性炭的微孔容积约为0.25~0.9mL/g,表面积占总表面积的95%以上;过渡孔容积约为0.02~0.1mL/g,除特殊活化方法外,表面积不超过总表面积的5%;大孔容积约为0.2~0.5mL/g,而表面积仅为0.2~0.5m²/g。在液相吸附时,吸附质分子直径较大,如着色成分的分子直径多在 3×10^{-9} m以上,这时微孔几乎不起作用,吸附容量主要取决于过渡孔。

活性炭的吸附以物理吸附为主,但由于表面氧化物存在,也进行一些化学选择性吸附。如果在活性炭中渗入一些具有催化作用的金属离子(如渗银)可以改善处理效果。

活性炭是目前水处理中普遍采用的吸附剂。其中粒状炭因工艺简单,操作方便,用量最大。国外使用的粒状炭多为煤质或果壳质无定型炭,国内多用柱状煤质炭。水处理适用的粒状炭参考性能如表2.12.1所示。

表 2.12.1 水处理适用的粒状炭参考性能

序号	项 目	数 值	序号	项 目	数 值
1	比表面积/(m ² /g)	950~1500	5	空隙容积/(cm ³ /g)	0.85
2	密度		6	碘值(最小)/(mg/g) ^①	900
	堆积密度/(g/cm ³)	0.44	7	磨损值(最小)/%	70
	颗粒密度/(g/cm ³)	1.3~1.4	8	灰分(最大)/%	8
	真密度/(g/cm ³)	2.1	9	包装后含水率(最大)/%	2
3	粒径		10	筛径(美国标准)	
	有效粒径/mm	0.8~0.9		大于8号(最大)/%	8
	平均粒径/mm	1.5~1.7		小于30号(最大)/%	5
4	均匀系数	≤1.9			

① 碘值反映活性炭对小分子有机物的吸附能力。

国产活性炭型号命名已有国家标准 GB 12495—90,规定用大写汉语拼音字母和一组或二组阿拉伯数字表示。如 MWY15 表示煤质原料,经物理活化,直径为1.5mm的圆柱状活性炭(原太原新华8#炭)。

纤维活性炭是一种新型高效吸附材料。它是有机炭纤维经活化处理后形成的。具有发达的微孔结构,巨大的比表面积,以及众多的官能团,因此,吸附性能大大超过目前普通的活性炭。

(2) 树脂吸附剂 树脂吸附剂也称吸附树脂,是一种新型有机吸附剂。具有立体网状结构,呈多孔海绵状,加热不熔化,可在150℃下使用,不溶于一般溶剂及酸、碱,比表面积可达800m²/g。

按照基本结构分类,吸附树脂大体可分为非极性、中极性、极性和强极性四种类型。常见产品有美国 Amberlite XAD 系列,日本 HP 系列。国内一些单位也研制了性能优良的大孔吸附树脂。

树脂吸附剂的结构容易人为控制,因而它具有适应性大、应用范围广、吸附选择性特殊、稳定性高等优点,并且再生简单,多数为溶剂再生。在应用上它介于活性炭等吸附剂与离子交换树脂之间,而兼具它们的优点,既具有类似于活性炭的吸附能力,又比离子交换剂更易再生。树脂吸附剂最适宜于吸附处理废水中微溶于水,极易溶于甲醇、丙酮等有机溶剂,分子量略大和带极性的有机物。如脱酚、除油、脱色等。

如制造 TNT 炸药的废水毒性很大,使用活性炭能去除废水中 TNT,但再生困难。采用加热再生时容易引起爆炸。而用树脂吸附剂 Amberlite XAD-2 处理,效果很好。当原水含 TNT34mg/L 时,每个循环可处理 500 倍树脂体积的废水,用丙酮再生,TNT 回收率可达 80%。

树脂的吸附能力一般随吸附质亲油性的增强而增大。

(3) 腐殖酸系吸附剂 腐殖酸类物质可用于处理工业废水,尤其是重金属废水及放射性废水,除去其中

的离子。腐殖酸的吸附性能,是由其本身的性质和结构决定的。一般认为腐殖酸是一组芳香结构的、性质相似的酸性物质的复合混合物。它的大分子约由 10 个分子大小的微结构单元组成,每个结构单元由核(主要由五员环或六员环组成)、联结核的桥键(如—O—、—CH₂—、—NH—等)、以及核上的活性基团所组成。据测定,腐殖酸含的活性基团有羟基、羧基、羰基、胺基、磺酸基、甲氧基等。这些基团决定了腐殖酸对阳离子的吸附性能。

腐殖酸对阳离子的吸附,包括离子交换、螯合、表面吸附、凝聚等作用,既有化学吸附,又有物理吸附。当金属离子浓度低时,以螯合作用为主,当金属离子浓度高时,离子交换占主导地位。

用作吸附剂的腐殖酸类物质有两大类,一类是天然的富含腐殖酸的风化煤、泥煤、褐煤等,直接作吸附剂用或经简单处理后作吸附剂用。另一类是把富含腐殖酸的物质用适当的粘结剂作成腐殖酸系树脂,造粒成型,以便用于管式或塔式吸附装置。

腐殖酸类物质吸附重金属离子后,容易脱附再生,常用的再生剂有 1~2mol/L 的 H₂SO₄、HCl、NaCl、CaCl₂等。

据报道,腐殖酸类物质能吸附工业废水中的各种金属离子,如 Hg、Zn、Pb、Cu、Cd 等,其吸附率可达 90%~99%。存在形态不同,吸附效果也不同,对 Cr(Ⅲ)的吸附率大于 Cr(VI)。

2.12.2.2 吸附剂再生

吸附剂在达到饱和和吸附后,必须进行脱附再生,才能重复使用。脱附是吸附的逆过程,即在吸附剂结构不变化或者变化极小的情况下,用某种方法将吸附质从吸附剂孔隙中除去,恢复它的吸附能力。通过再生使用,可以降低处理成本;减少废渣排放;同时回收吸附质。

目前吸附剂的再生方法有加热再生、药剂再生、化学氧化再生、湿式氧化再生、生物再生等。重要方法的分类如表 2.12.2 所示。在选择再生方法时,主要考虑三方面的因素:①吸附质的理化性质;②吸附机理;③吸附质的回收价值。

表 2.12.2 吸附剂再生方法分类

种 类		处 理 温 度	主 要 条 件
加热再生	加热脱附	100~200℃	水蒸气、惰性气体
	高温加热再生 (炭化再生)	750~950℃ (400~500℃)	水蒸气、燃烧气体、CO ₂
药剂再生	无机药剂	常温~80℃	HCl、H ₂ SO ₄ 、NaOH、氧化剂
	有机药剂(萃取)	常温~80℃	有机溶剂(苯、丙酮、甲醇等)
生物再生		常 温	好气菌、厌气菌
湿式氧化分解		180~220℃、加压	O ₃ 、空气、氧化剂
电解氧化		常 温	O ₂

(1) 加热再生 即用外部加热方法,改变吸附平衡关系,达到脱附和分解的目的。在水处理中,被吸附的污染物种类很多,由于其理化性质不同,分解和脱附的程度差别很大。根据饱和吸附剂在惰性气体中的热重曲线(TGA),可将其分为三种类型。①易脱附型。简单的低分子碳氢化合物和芳香族有机物即属于这种类型,由于沸点较低,一般加热到 300℃即可脱附。②热分解脱附型。即在加热过程中易分解成低分子有机物,其中一部分挥发脱附,另一部分经炭化残留在吸附剂微孔中,如聚乙二醇(PEG)等。③难脱附型。在加热过程中重量变化慢而少,有大量的炭化物残留在微孔中,如酚、木质素、萘酚等。

对于吸附了浓度较高的①型污染物的饱和炭,可采用低温加热再生法,控制温度 100~200℃,以水蒸气作载气,直接在吸附柱中再生,脱附后的蒸汽经冷却后可回收利用。

废水中的污染物因与活性炭结合较牢固,需用高温加热再生。再生过程主要可分为三个阶段。干燥阶段:加热温度 100~130℃,使含水率达 40%~50%的饱和炭干燥,干燥所需热量约为再生总能耗的 50%,所需容积占总再生装置的 30%~40%。炭化阶段:水分蒸发后,升温至 700℃左右,使有机物挥发、分解、炭化,升温速度和炭化温度应根据吸附质类型及特性而定。活化阶段:升高温度至 700~1000℃;通入水蒸气、CO₂等活化气体,将残留在微孔中的炭化物分解为 CO、CO₂、H₂等,达到重新造孔的目的。

同活性炭制造一样，活化也是再生的关键。必须严格控制以下活化条件。

① 最适宜的活化温度与吸附质的种类、吸附量以及活性炭的种类有较密切的关系，一般范围 800 ~ 950℃。

② 活化时间要适当，过短活化不完全，过长造成烧损，一般以 20 ~ 40min 为宜。

③ 氧化性气体对活性炭烧损较大，最好用水蒸气作活化气体，其注入量 0.8 ~ 1.0kg/kgC。

④ 再生尾气希望是还原性气氛，其中 CO 含量在 2% ~ 3% 为宜，氧气含量要求在 1% 以下。

⑤ 对经反复吸附-再生操作，积累了较多金属氧化物的饱和炭，用酸处理后进行再生，可降低灰分含量，改善吸附性能。

高温加热再生是目前废水处理中粒状活性炭再生的最常用方法。再生炭的吸附能力恢复率可达 95% 以上，烧损在 5% 以下。适合于绝大多数吸附质，不产生有机废液，但能耗大，设备造价高。

目前用于加热再生的炉型有立式多段炉、转炉、立式移动床炉、流化床炉以及电加热再生炉等。因为它们的构造、材质、燃烧方式及最适再生规模都不相同，所以选用时应考虑具体情况。

① 立式多段炉 炉外壳用钢板焊制成圆筒型，内衬耐火砖。炉内分 4 ~ 8 段，各段有 2 ~ 4 个搅拌耙，中心轴带动搅拌耙旋转。饱和炭从炉顶投入，依次下落至炉底。在活化段设数个燃料喷嘴和蒸汽注入口。热气和蒸汽向上流过炉床。在立式多段炉中上部干燥、中部炭化、下部活化，炉温从上到下依次升高。这种炉型占地面积小，炉内有效面积大，炭在炉内停留时间短、再生炭质量均匀，烧损一般在 5% 以下，适合于大规模活性炭再生。但操作要求严格，结构较复杂，炉内一些转动部件要求使用耐高温材料。

② 转炉 转炉为一卧式转筒，从进料端（高）到出料端（低）炉体略有倾斜，炭在炉内停留时间靠倾斜度及炉体转速来控制。在炉体活化区设有水蒸气进口，进料端设有尾气排出口。转炉有内热式、外热式以及内热外热并用三种型式。内热式转炉再生损失大，炉体内衬耐火材料即可，外热式再生损失小，但炉体需用耐高温不锈钢制造。

转炉设备简单，操作容易，但占地面积大，热效率低，适于较小规模（3t/d 以下）再生。

③ 电加热再生装置 电加热再生包括直接电流加热再生、微波再生和高频脉冲放电再生，是近年开发的新方法。直接电流加热再生是将直流电直接通入饱和炭中，利用活性炭的导电性及自身电阻和炭粒间的接触电阻，将电能变成热能，利用焦耳热使活性炭温度升高。达到再生温度时，再通入水蒸气进行活化。这种加热再生装置设备简单、占地面积小，操作管理方便。能耗低（1.5 ~ 1.9kWh/kgC）。但当活性炭被油等不良导体包裹或累积较多无机盐时，要首先进行酸洗或水洗预处理。

一般用于粒状炭加热再生方法见表 2.12.3。

表 2.12.3 粒状活性炭加热再生法

再生方式	概 要	图 示
多 层 式	<p>(1) 由炉顶供给失效炭，用耙式推移器将炭逐渐往下层推送，由上至下共 6 层</p> <p>① 干燥（1~3 层，停留 15min，温度约 700℃）</p> <p>② 焙烧（4 层，停留 5min，温度约 800℃）</p> <p>③ 活化（5~6 层，停留 10min，温度 800 ~ 950℃）</p> <p>(2) 燃烧轻油或丙烷直接加热，水蒸气活化</p>	

再生方式	概 要	图 示
回 转 式	<p>(1) 卧式转筒, 有一段或二段式, 有内燃式直接加热或外燃式间接加热</p> <p>(2) 二段炉的干燥段在炉内直接燃气加热 (或用活化段炉体热空气回收作干燥热源) 活化段用外热式炉筒, 断绝空气用水蒸汽活化, 活化温度达 $800 \sim 950^{\circ}\text{C}$</p> <p>(3) 再生时间 3~4h</p>	
流 化 床 式	<p>(1) 燃烧重油或煤气</p> <p>(2) 高温气体通过炉隔层或由炉底与水蒸气通入, 使活性炭呈流化状态。可一段或多段</p> <p>(3) 活性炭自上而下流动完成干燥、焙烧、活化 ($800 \sim 950^{\circ}\text{C}$)</p> <p>(4) 再生时间 6~13h</p> <p>(5) 温度与水蒸气调节困难</p>	
移 动 床 式	<p>(1) 外层燃烧煤气, 活性炭在内层由上至下连续移动</p> <p>(2) 燃气温度: 入口 1000°C, 出口 $70 \sim 80^{\circ}\text{C}$</p> <p>(3) 干燥 (1~1.5h) 焙烧 (1~1.5h) 活化 (18~30h) 冷却 (2~2.5h)</p>	

续表

再生方式	概 要	图 示
直接通电加热式	<p>(1) 炉二端系石墨电极, 电极间由失效炭通过。利用活性炭导电及炭自身电阻、炭粒间接触电阻使炭温度上升</p> <p>(2) 活性炭在炉内自上至下移动, 完成干燥、焙烧 (400℃), 活化 (850℃), (也可以在炉外干燥后进入再生炉)</p> <p>(3) 再生时间: 15~30min</p>	

微波再生是用频率 900~4000MHz 的微波照射饱和炭, 使活性炭温度迅速升高至 500~550℃, 保温 20min, 即可达到再生要求。用这种再生装置, 升温速度快, 再生效率高、损失小。

高频脉冲放电再生装置是利用高频脉冲放电, 将饱和炭微孔中的有机物瞬间加热到 1000℃以上 (而活性炭本身的温度不高), 使其分解、炭化。与放电同时产生的紫外线、臭氧和游离基对有机物产生氧化作用, 吸附水在瞬间成为过热水蒸气, 也与炭进行水煤气反应。据报道, 用这种再生装置, 效率高 (恢复率 98%), 电耗低 (0.3~0.4kWh/kgC), 炭损失小于 2%, 而且时间短, 不需通入水蒸气, 操作方便。

颗粒炭和粉状炭也可用湿式氧化过程在高温高压下再生, 见 2.10。国内几种活性炭加热再生方法应用概况见表 2.12.4。

表 2.12.4 国内几种活性炭热再生法应用概况

项目 \ 炉型	沸腾炉	立式移动床炉	转 炉	立式多段炉	盘式炉	直接电流加热炉	微波加热炉
使用(实验)单位	沈阳自来水公司	兰州炼油厂	长岭炼油厂	东方红炼油厂	兵器部五院	白银有色金属公司	北京环保所
加热方式	直接	间接	间接	直接	间接	直接	直接微波加热
热源	城市煤气	液化石油气	液化石油气	液化石油气	渣油	直流电	
再生规模/(kg/h)	62	80~100	60~70	20	54~90	65~87	10~30kg/h
构造、尺寸		内管 φ426×8760 外管 φ600×9980	φ0.7×15.7m	外径 1400mm 内径 700mm 六段炉盘	炉膛 φ1276 高 3100	生产断面 0.11×0.11 高 3.4m	炉体 φ408×719 石英管 φ80
进炉要求炭含水率/%		<50(湿基)	<50(湿基)	<50(湿基)	<30	<10	
活化段温度/℃	700	704~794	700~750	750~850	850	850	850
炭在炉内停留时间/h	0.5	~4.31	2~3	0.4~0.5	0.75~1.25	0.23	0.2
消耗指标	煤气耗量/(kg/kg)	2.88m ³ /kg	0.85	1.2	0.23	0.3(油)	1.0
	蒸汽耗量/(kg/kg)	4.8	0.14	0.5~1.2	1.0	1.0~1.2	
	电耗/(kWh/kg)	0.16	1.8			空气 3.2	
	总能耗/(kcal/kg)	11341				m ³ /kg 1400~1600	
炭再生损失/%	15	2	2.95	3.1	8.2	3~5.8	

续表

项目		炉型	沸腾炉	立式移动床炉	转 炉	立式多段炉	盘式炉	直接电流加热炉	微波加热炉
再生恢复率	碘	新炭/(mg/g)		745	738		540	580	
	值	饱和炭/(mg/g)		673	674			521	
		再生炭/(mg/g)		740	737		336	555	
		恢复率/%		99.4	99.9	90~95	62	96	90左右
		糖值恢复率/%			113	>100			100~110

(2) 药剂再生 在饱和吸附剂中加入适当的溶剂, 可以改变体系的亲水-憎水平衡, 改变吸附剂与吸附质之间的分子引力, 改变介质的介电常数。从而使原来的吸附崩解, 吸附质离开吸附剂进入溶剂中, 达到再生和回收的目的。

常用的有机溶剂有苯、丙酮、甲醇、乙醇、异丙醇、卤代烷等。树脂吸附剂从废水中吸附酚类后, 一般采用丙酮或甲醇脱附; 吸附了 TNT, 采用丙酮脱附; 吸附了 DDT 类物, 采用异丙醇脱附。无机酸碱也是很好的再生剂, 如吸附了苯酚的活性炭可以用热的 NaOH 溶液再生, 生成酚钠盐回收利用。

对于能电离的物质最好以分子形式吸附, 以离子形式脱附, 即酸性物质宜在酸里吸附, 在碱里脱附; 碱性物质在碱里吸附, 在酸里脱附。

溶剂及酸碱用量应尽量节省, 控制 2~4 倍吸附剂体积为宜。脱附速度一般比吸附速度慢一倍以上。药剂再生时吸附剂损失较小, 再生可以在吸附塔中进行, 无需另设再生装置, 而且有利于回收有用物质。缺点是再生效率低, 再生不易完全。

经过反复再生的吸附剂, 除了机械损失以外, 其吸附容量也会有一定损失, 因灰分堵塞小孔或杂质除不去, 使有效吸附表面积孔容减小。

2.12.3 吸附工艺与设计

在设计吸附工艺和装置时, 应首先确定采用何种吸附剂, 选择何种吸附和再生操作方式以及水的预处理和后处理措施。一般需通过静态和动态试验来确定处理效果、吸附容量、设计参数和技术经济指标。

吸附操作分间歇和连续两种。前者是将吸附剂(多用粉状炭)投入水中, 不断搅拌, 经一定时间达到吸附平衡后, 用沉淀或过滤的方法进行固液分离。如果经过一次吸附, 出水达不到要求时, 则需增加吸附剂投量和延长停留时间或者对一次吸附出水进行二次或多次吸附。间歇工艺适合于小规模、应急性处理。当处理规模大时, 需建较大的混合池和固液分离装置, 粉状炭的再生工艺也较复杂。故目前在生产上很少采用。

连续式吸附操作是废水不断地流进吸附床, 与吸附剂接触, 当污染物浓度降至处理要求时, 排出吸附柱。按照吸附剂的充填方式, 又分固定床、移动床和流化床三种。

还有一些吸附操作不单独作为一个过程, 而是与其他操作过程同时进行, 如在生物曝气池中投加活性炭粉, 吸附和氧化作用同时进行。

2.12.3.1 间歇吸附

间歇吸附反应池有两种类型: 一种是搅拌池型, 即是在整个池内进行快速搅拌, 使吸附剂与原水充分混合; 另一种是泥渣接触型, 池型与操作和循环澄清池相同。运行时池内可保持较高浓度的吸附剂, 对原水浓度和流量变化的缓冲作用大, 不需要频繁地调整吸附剂的投量, 并能得到稳定的处理效果。当用于废水深度处理时, 泥渣接触型的吸附量比搅拌池型增加 30%。为防止粉状吸附剂随处理水流失, 固液分离时常加高分子絮凝剂。

(1) 多级平流吸附 如图 2.12.8 所示, 原水经过 n 级搅拌反应池得到吸附处理, 而且各池都补充新吸附剂。当废水量小时可在一个池中完成多级平流吸附。

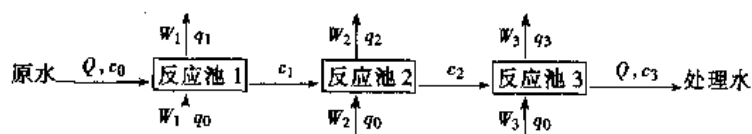


图 2.12.8 平流多级吸附示意图

第 i 级的物料衡算式:

$$W_i(q_i - q_0) = Q(c_{i-1} - c_i) \quad (2.12.21)$$

式中 W_i ——供应第 i 级的吸附剂量, kg/h;

Q ——废水流量, m^3/h ;

q_0, q_i ——分别为新吸附剂和离开第 i 级吸附剂的吸附量, kg/kg;

c_{i-1}, c_i ——分别为第 i 级进水和出水浓度, kg/m^3 。

若 $q_0 = 0$, 则式 (2.12.21) 变为:

$$W_i q_i = Q(c_{i-1} - c_i) \quad (2.12.22)$$

若已知吸附平衡关系 $q_i = f(c_i)$, 则可与式 (2.12.22) 联立, 逐级计算出最小投炭量 W_i 。

按图 2.12.8, 由式 (2.12.22) 得:

$$c_1 = c_0 - q_1 \frac{W_1}{Q} \quad (2.12.23)$$

$$c_2 = c_1 - q_2 \frac{W_2}{Q} = c_0 - q_1 \frac{W_1}{Q} - q_2 \frac{W_2}{Q} \quad (2.12.24)$$

同理, 经 n 级吸附后:

$$c_n = c_{n-1} - q_n \frac{W_n}{Q} \quad (2.12.25)$$

当各级投炭量相同时, 即 $W_1 = W_2 = \dots = W_n = W$, 则

$$c_2 = c_0 - \frac{W}{Q}(q_1 + q_2) \quad (2.12.26)$$

$$c_n = c_0 - \frac{W}{Q} \sum_{i=1}^n q_i \quad (2.12.27)$$

若令 q_m 为各级吸附量的平均值, 则

$$c_n = c_0 - \frac{W}{Q} n q_m \quad (2.12.28)$$

由此可得将 c_0 降至 c_n 所需的吸附级数 n 和吸附剂总量 G :

$$n = \frac{Q(c_0 - c_n)}{W \cdot q_m} \quad (2.12.29)$$

$$G = nW = \frac{Q(c_0 - c_n)}{q_m} \quad (2.12.30)$$

如果溶液浓度很低, $q_i = K' c_i$, 则上述计算式可简化为:

$$c_n = c_0 \left(\frac{Q}{Q + K' W} \right)^n \quad (2.12.31)$$

$$n = \frac{\lg c_0 - \lg c_n}{\lg(Q + K' W) - \lg Q} \quad (2.12.32)$$

$$G = n \frac{Q}{K'} (\sqrt[n]{c_0/c_n} - 1) \quad (2.12.33)$$

由式 (2.12.28) 和 (2.12.31) 知, 吸附级数愈多, 出水 c_n 愈小, 但吸附剂总量增加, 而且操作复杂。一般以 2~3 级为宜。

(2) 多级逆流吸附 由吸附平衡关系知, 吸附剂的吸附量与溶质浓度呈平衡, 溶质浓度越高, 平衡吸附量就越大。因此, 为了使出水中的杂质最少, 应使新鲜吸附剂与之接触; 为了充分利用吸附剂的吸附能力, 又应使接近饱和的吸附剂与高浓度进水接触。利用这一原理的吸附操作即是多级逆流吸附, 如图 2.12.9 所示。

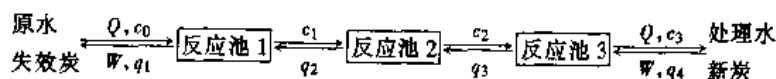


图 2.12.9 逆流多级吸附示意图

经 n 级逆流吸附的总物料衡算式为:

$$W(q_1 - q_n + 1) = Q(c_0 - c_n) \quad (2.12.34)$$

对二级逆流吸附, 设各级吸附等温式可用 Freundlich 式表示, 即 $q_i = Kc_i^{1/n}$; 且 $q_3 = 0$, 则可推得:

$$\frac{c_0}{c_2} - 1 = \left(\frac{c_1}{c_2} \right)^{1/n} \left(\frac{c_1}{c_2} - 1 \right) \quad (2.12.35)$$

若给定原水浓度 c_0 , 处理水浓度 c_2 及吸附等温线的常数 $\frac{1}{n}$, 则由式 (2.12.35) 可求出 c_1 ; 再代入吸附等温式可求得各级吸附量, 利用这些数据由式 (2.12.34) 可求出最小投炭量 W 。计算结果表明, 达到同样的处理效果, 逆流吸附比平流吸附少用吸附剂。

对 n 级逆流吸附, 如果 $q_i = K'c_i$, 则有以下近似公式:

$$c_n = c_0 \frac{K' \frac{W}{Q} - 1}{\left(K' \frac{W}{Q} \right)^{n+1} - 1} \quad (2.12.36)$$

$$n = \frac{\lg \left[c_0 \left(K' \frac{W}{Q} - 1 \right) + c_n \right] - \lg \left(c_n K' \frac{W}{Q} \right)}{\lg \left(K' \frac{W}{Q} \right)} \quad (2.12.37)$$

2.12.3.2 固定床吸附

在水处理中常用固定床吸附装置。其构造与快滤池大致相同。见图 2.12.10 吸附剂填充在装置内, 吸附时固定不动, 水流穿过吸附剂层。根据水流方向可分为升流式和降流式两种。采用降流式固定床吸附, 出水水质较好, 但水头损失较大, 特别在处理含悬浮物较多的污水时, 为防止炭层堵塞, 需定期进行反冲洗, 有时还需在吸附剂层上部设表面冲洗设备; 在升流式固定床中, 水流由下而上流动。这种床型水头损失增加较慢, 运行时间较降流式长。当水头损失增大后, 可适当提高进水流速, 使充填层稍有膨胀 (不混层), 就可以达到自清的目的。但当进水量波动较大或操作不当时, 易流失吸附剂, 处理效果也不好。升流式固定床吸附塔的构造与降流式基本相同, 仅省去表面冲洗设备。吸附装置通常用钢板焊制, 并作防腐处理。

根据处理水量、原水水质及处理要求, 固定床可分为单床和多床系统, 一般单床使用较少, 仅在处理规模很小时采用。多床又有并联与串联两种, 前者适于大规模处理, 出水要求较低, 后者适于处理流量较小, 出水要求较高的场合。

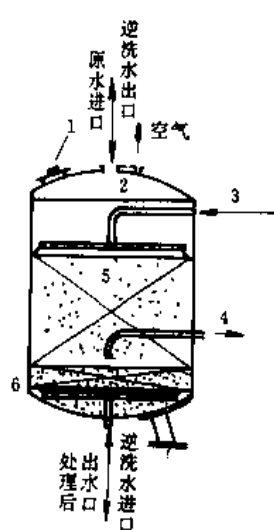


图 2.12.10 降流式固定床型

吸附塔构造示意图

- 1—检查孔; 2—整流板; 3—表洗水进口;
4—饱和炭出口; 5—活性炭; 6—垫层

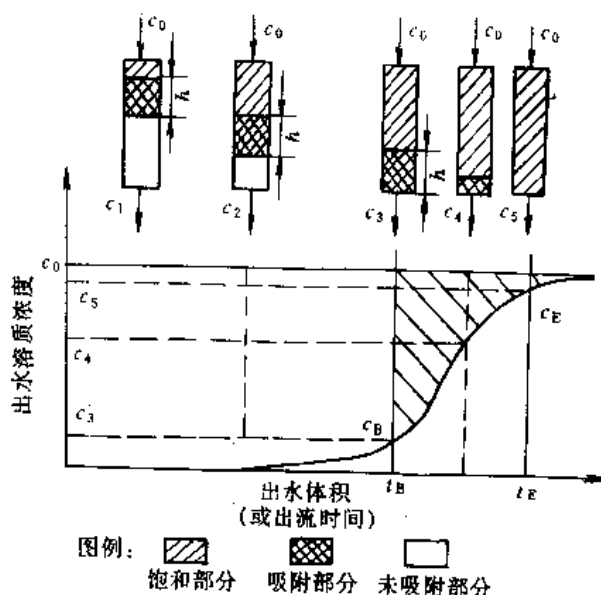


图 2.12.11 固定床穿透曲线

(1) 穿透曲线 当原水连续通过吸附剂层时, 运行初期出水中溶质几乎为零。随着时间的推移, 上层吸附剂达到饱和, 床层中发挥吸附作用的区域向下移动。吸附区前面的床层尚未起作用。出水中溶质浓度仍然很低。当吸附区前沿下移至吸附剂层底端时, 出水浓度开始超过规定值, 此时称床层穿透。以后出水浓度迅速增加, 当吸附区后端面下移到床层底端时, 整个床层接近饱和, 出水浓度接近进水浓度, 此时称床层耗竭。将出水浓度随时间变化作图, 得到的曲线称穿透曲线, 如图 2.10.11。

吸附床的设计及运行方式的选择, 在很大程度上取决于穿透曲线。由穿透曲线可以了解床层吸附负荷的分布, 穿透点和耗竭点。穿透曲线愈陡, 表明吸附速度愈快, 吸附区愈短。理想的穿透曲线是一条垂直线。实际的穿透曲线是由吸附平衡线 and 操作线决定的, 大多呈 S 形。影响穿透曲线形状的因素很多。通常进水浓度愈高, 水流速度愈小, 穿透曲线愈陡; 对球形吸附剂, 粒度愈小, 床层直径与颗粒直径之比愈大, 穿透曲线愈陡。对同一吸附质, 采用不同的吸附剂, 其穿透曲线形状也不同。随着吸附剂再生次数增加, 其吸附剂性能有所劣化, 穿透曲线渐趋平缓。

对单床吸附系统, 由穿透曲线可知, 当床层达到穿透点时 (对应的吸附量为动活性), 必须停止进水, 进行再生; 对多床串联系统, 当床层达到耗竭点时 (对应的吸附量为饱和吸附量), 也需进行再生。显然, 在相同条件下, 动活性 < 饱和吸附量 < 静活性 (平衡吸附量)。

(2) 穿透曲线的计算 穿透曲线计算包括确定穿透曲线方程、吸附区厚度和移动速度、穿透时间等。为此, 在吸附床中任取单位截面厚度为 dZ 的微元层作物料衡算 (如图 2.12.12)。

设水流的空塔速度为 u , 流经 Z 段面的溶质浓度为 c , 床层密度为 ρ_b , 空隙率为 ϵ 。则在 dt 时间, 流入与流出该微元的吸附质变化量应等于吸附剂的吸附量与孔隙中的溶质量之和。即

$$-\frac{\partial(uc)}{\partial Z} = \rho_b \frac{\partial q}{\partial t} + \epsilon \frac{\partial c}{\partial t} \quad (2.12.38)$$

因为 $q = f(c)$ 表示吸附等温线, 而流动相浓度 c 又是吸附时间 t 和床层位置 Z 的函数, 故有

$$\frac{\partial q}{\partial t} = \frac{dq}{dc} \cdot \frac{\partial c}{\partial t} \quad (2.12.39)$$

将式 (2.12.39) 代入 (2.12.38), 可得

$$u \frac{\partial c}{\partial Z} + \left(\epsilon + \rho_b \frac{dq}{dc} \right) \frac{\partial c}{\partial t} = 0 \quad (2.12.40)$$

设在 dt 时间内, 吸附区从 Z 段面下移至 $Z + dZ$ 段面, 流动相中溶质浓度为常数 c , 则 $\left(\frac{\partial Z}{\partial t} \right)_c$ 表示吸附区的推移速度 v_a 。根据偏微分性质:

$$v_a = \left(\frac{\partial Z}{\partial t} \right)_c = - \left(\frac{\partial c}{\partial t} \right)_Z / \left(\frac{\partial c}{\partial Z} \right)_t \quad (2.12.41)$$

将式 (2.12.40) 代入 (2.12.41), 整理得

$$v_a = \frac{u}{\epsilon + \rho_b \left(\frac{dq}{dc} \right)} \quad (2.12.42)$$

由上式可见, ①对不同的浓度 c , 吸附区有不同的推移速度; ②对 u 和 ϵ 为定值的床层来说, 吸附区推移速度取决于 $\frac{dq}{dc}$, 即取决于吸附等温线的变化率。对上凸形吸附等温线, $\frac{dq}{dc}$ 随 c 增大而减小, 吸附区高浓度一端推移速度比低浓度一端快, 从而使吸附区在推移过程中逐渐变短, 即发生吸附区的“缩短”现象。相反, 对下凸形吸附等温线, 则发生吸附区“延长”现象。显然, 为提高床层利用率, 吸附区缩短是有利的。但从传质速度分析, 在吸附区上端吸附量高, 浓度梯度小, 传质速度亦小; 吸附区下端吸附量低, 浓度梯度大, 传质速度亦大, 导致吸附区在推移过程中逐渐变宽。上述两个倾向的作用结果, 使吸附区厚度和穿透曲线形状在推移过程中基本保持不变。

因此, 在实际操作中, 式 (2.12.42) 中的 $\frac{dq}{dc}$ 可看作定值, 设为 A_1 , 即:

$$\frac{dq}{dc} = A_1$$

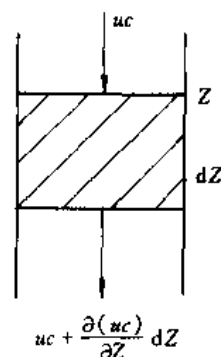


图 2.12.12 固定床物料衡算图

积分得

$$q = A_1 c + A_2$$

其边界条件为 $c=0, q=0$; $c=c_0, q=q_0$ 。由此可得操作线方程为:

$$q = \frac{q_0}{c_0} c \text{ 或 } \frac{dq}{dc} = \frac{q_0}{c_0} \quad (2.12.43)$$

将式 (2.12.43) 代入 (2.12.42), 并由 $\varepsilon \ll \rho_b \frac{q_0}{c_0}$ 简化得

$$v_a = \frac{u}{\varepsilon + \rho_b (q_0/c_0)} \doteq \frac{uc_0}{\rho_b q_0} \quad (2.12.44)$$

若引入总传质系数 k_t , 则填充层内的吸附速度可表示为

$$\rho_b \frac{dq}{dt} = k_t a_v (c - c^*) \quad (2.12.45)$$

式中 c^* 是与吸附量成平衡的浓度。

将式 (2.12.43) 代入 (2.12.45), 并积分, 求出出水浓度从 c_B 增至 c_E 所需的操作时间为:

$$t_E - t_B = \frac{\rho_b q_0}{k_t a_v c_0} \int_{c_B}^{c_E} \frac{dc}{c - c^*} \quad (2.12.46)$$

$t_E - t_B$ 相当于推移一个吸附区所需的时间。而吸附区的厚度 Z_a 可用 v_a 与 $t_E - t_B$ 的乘积来表示, 即

$$Z_a = v_a (t_E - t_B) \doteq \frac{u}{k_t a_v} \int_{c_B}^{c_E} \frac{dc}{c - c^*} \quad (2.12.47)$$

式中, $u/(k_t a_v)$ 称为传质单元高度, 具有长度量纲; 积分项称为传质单元数 (N_{Of}), 其值由吸附等温线与操作线图解积分得出。当吸附等温式可用 Langmuir 式 (2.12.2) 或 Freundlich 式 (2.12.8) 表示时, 传质单元数可分别用式 (2.12.48) 和式 (2.12.49) 计算。

$$N_{Of} = \frac{2 + bc_0 \ln \frac{c_E}{c_B}}{bc_0} \quad (2.12.48)$$

$$N_{Of} = \ln \frac{c_E}{c_B} + \frac{1}{n-1} \ln \frac{1 - (c_B/c_0)^{(n-1)}}{1 - (c_E/c_0)^{(n-1)}} \quad (2.12.49)$$

根据式 (2.12.46), 可写出穿透开始后的时间 t 与出水浓度 c 的关系:

$$t - t_B = \frac{\rho_b q_0}{k_t a_v c_0} \int_{c_B}^c \frac{dc}{c - c^*} \quad (2.12.50)$$

只要知道 $k_t a_v$ 和吸附平衡关系, 便可由式 (2.12.50) 求出任意时间 t 和出水浓度 c 的关系, 以此作图, 即可得到穿透曲线。

通常穿透曲线为 S 形, 且以 $\frac{c}{c_0} = 0.5$ 为对称中心。假定从起始到 $\frac{c}{c_0} = 0.5$ 的时间为 $t_{1/2}$, 床层厚度为 Z , 则有

$$Z = v_a t_{1/2} \doteq \frac{uc_0}{\rho_b q_0} t_{1/2} \quad (2.12.51)$$

以 $t_{1/2}$ 代替式 (2.12.50) 中的 t , 并加以整理得床层穿透的时间为:

$$\begin{aligned} t_B &= \frac{\rho_b q_0}{uc_0} \left(Z - \frac{u}{k_t a_v} \int_{c_B}^{\frac{1}{2}c_0} \frac{dc}{c - c^*} \right) \\ &= \frac{\rho_b q_0}{uc_0} \left(Z - \frac{1}{2} Z_a \right) \end{aligned} \quad (2.12.52)$$

根据穿透曲线, 可计算吸附区的饱和程度, 通常用剩余吸附容量分率 f 表示, 其值为穿透曲线上部阴影部分面积 (见图 2.12.12) 与整个吸附区面积之比, 即

$$f = \frac{\int_{t_B}^{t_E} (c_0 - c) dt}{c_0 (t_E - t_B)} \quad (2.12.53)$$

根据处理水量、水质及处理后水质的要求, 固定床可分为单塔和多塔, 多塔可以串联或并联使用。见图 2.12.13。

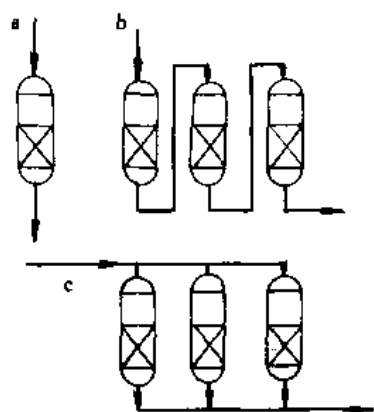


图 2.12.13 固定床吸附操作示意图
(a) 单塔式；(b) 多塔串联式；(c) 多塔并联式

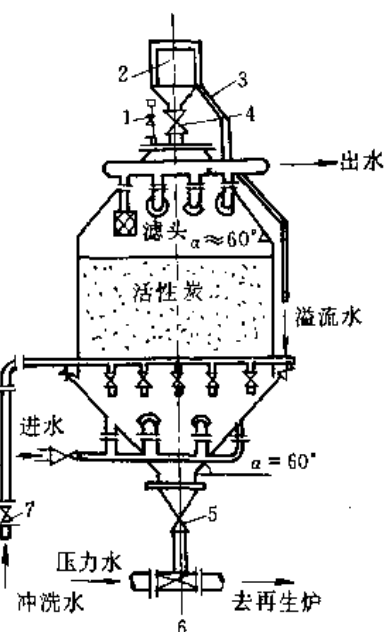


图 2.12.14 移动床吸附塔构造示意图
1—通气阀；2—进料斗；3—溢流管；4、5—直流式衬胶阀；6—水射器；7—截止阀

2.12.3.3 移动床

图 2.2.14 为移动床构造图。原水从下而上流过吸附层，吸附剂由上而下间歇或连续移动。间歇移动床处理规模大时，每天从塔底定时卸炭 1~2 次，每次卸炭量为塔内总炭量的 5%~10%；连续移动床，即饱和和吸附剂连续卸出，同时新吸附剂连续从顶部补入。理论上连续移动床层厚度只需一个吸附区的厚度。直径较大的吸附塔的进出水口采用井筒式滤网。

移动床较固定床能充分利用床层吸附容量，出水水质良好，且水头损失较小。由于原水从塔底进入，水中夹带的悬浮物随饱和炭排出，因而不需要反冲洗设备，对原水预处理要求较低，操作管理方便。目前较大规模废水处理时多采用这种操作方式。

移动床与固定床特点比较见表 2.12.5。

表 2.12.5 吸附装置特点比较

比较项目		固定床	移动床
设计条件	空塔体积流速 V_L , L/h	~2.0	~5.0
	空塔线速度 V_s , m/h	5~10	10~30
吸附过程	吸附容量 kg COD/kg C	0.2~0.25	较前者低
	活性炭耗量——必要量	多	少
	活性炭耗量——损失量	少	少
再生过程	排炭方式	间歇式	可间歇也可连续
	再生损失	少	少
	再生炉运转率	低	高
处理费		处理规模大时高	处理规模大时低

2.12.3.4 流化床

流化床构造示意如图 2.12.15 所示。原水由底部升流式通过床层，吸附剂由上部向下移动。由于吸附剂

表 2.12.6 C_{11} 去除有机物的设计参数

流速/(m/h)	运行时间/h	进水耗氧量/ (mg/L)	进水有机物 浓度/(mg/L)	通水倍数	体积吸附容量/ (mgO ₂ /mlC)	重量吸附容量/ (mgO ₂ /gC)
11	360	2.82	1.18	6714	13.09	17.93

2.12.4 应用

2.12.4.1 活性炭用于饮用水净化

由于饮用水水质逐渐变差和对饮用水质的要求不断提高,国内外都把活性炭吸附作为主要的深度处理手段。在家庭用净水器中也主要采用活性炭过滤或膜过滤。

(1) 粉状活性炭的应用 粉状炭适用于含低浓度有机物和氨污染水源的除臭、除味,尤其适于季节性短期高峰负荷污染水源的净化。一般不需增加特殊设备和大量投资。

粉状炭以 5%~10% 的悬浮液投加,其投加量根据原水水质和水处理厂的流程而异。一般投加量为 3~10mg/L。炭与水的接触时间为 15~30min。投加点有两种:①在原水泵附近,混凝沉淀之前;②混凝加药之后,澄清之前。

粉状炭用于给水净化的实例如表 2.12.7。

表 2.12.7 粉状活性炭净化污染源实例

国别及水厂名称	产水量/ (10 ⁴ m ³ /d)	净水工艺及投加点	平均投加量/ (mg/L)	活性炭 的作用	去除效果	
					进 水	出 水
美国阿林顿水厂	27.4	投入吸水井,然后经过约 12 公里的输水管,接触时间 10min	1.5~3.0	去除由于 藻类的臭味	40 (嗅阈)	2~5 (嗅阈)
法国奥利水厂	30.0	在混凝沉淀池前投加	0~20	除味		
美国查尔斯顿的 卡那瓦河谷净水厂		在氯处理之前投加	21.6	去除 THM (三卤甲烷)		<100mg/L
日本柏井净水厂		在原小井投加,在加药池 混合搅拌 40min,投加 3mg/ LO ₂	20.0			臭气浓度 <10mg/L(TO)
法国巴黎克罗西水厂	12.0	原水+硫酸铝+活化硅 混凝→粉状炭→曝气砂滤 →回灌	10	去除洗涤剂		

对受生物和化学污染的水源,在净水工艺中,由于加氯使水中氯化物的种类及浓度都有变化,见表 2.12.8。活性炭是脱除水中微量有机氯最有效的方法。美国一水厂在加氯处理前投加 21.6mg/L 的粉状炭,结果对 THM (三卤甲烷)和异臭味都有较好的去除效果。

表 2.12.8 有机氯化物在净水过程中浓度的变化

水 样	有 机 氯 含 量			
	游离氯/(mg/L)	三氯甲烷/ (μg/L)	一溴二氯甲烷/ (μg/L)	二溴一氯甲烷/ (μg/L)
河水(水厂的原水)	0.0	0.9	<0.1	<0.1
加氯预处理水	6	22.1	6.3	0.7
沉淀水	2	60.8	18.0	1.1
二次加氯处理水	2.2	127	21.9	2.4
活性炭出水		83.9	18.0	1.7
净水厂出水	1.75	94.0	20.8	2.0

利用粉状炭去除 ABS, 虽效果好但投加量很高, 当原水中 ABS 为 5mg/L 时, 需投加粉状炭 100mg/L。

(2) 粒状活性炭的应用 目前欧美一些国家的水厂, 用混凝沉淀-粒状活性炭吸附过滤系统除臭、除味。活性炭使用寿命可在 2~3 年以上, 但对去除水中色度及总有机物的使用寿命较短。

粒状活性炭滤池的通水速度一般为 $17.5\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$, 水头损失较小, 反冲强度也较低。最常用的是降流重力式活性炭滤池, 炭层厚一般为 0.7~1.5m, 空塔接触时间为 6~20min, 大多数采用压缩空气和水联合冲洗。

活性炭滤池的使用方式有三种:

① 用粒状炭替换部分砂粒, 成为双层滤料滤池。采用这种滤池可提高净化效果, 降低反冲强度, 减少反冲次数。但换炭较困难, 因此, 只可作为应急措施。

② 用粒状炭替换全部砂粒, 成为活性炭吸附兼过滤池。

③ 砂滤之后建独立的活性炭滤池。这样可以延长活性炭对杀虫剂、酚等有机物去除的使用寿命, 特别在原水中含铁和锰时更为重要。

粒状活性炭净化污染源实例示于表 2.12.9。

表 2.12.9 粒状活性炭用于污染源净化的实例

水厂名称	处理量/ (m^3/d)	处理工艺流程	活性炭滤池的 个数与参数	再生装置情况	活性炭的作用
美国新英格兰曼彻斯特市水厂	114000	高速混合、混凝沉淀、砂滤和活性炭滤池	4 个滤池, $4.9 \times 33.6\text{m}$ 炭层 1.2m		除味及有机物
美国丘吉威林水厂	9120	澄清反应池、快速滤池、活性炭吸附池	12 个滤池	水厂内设有再生炉 (2~3t/d)	除味及有机物
日本柏井净水厂	750000	流化床活性炭吸附装置		设流化床再生炉	除味及有机物
苏联秋明市水厂		混凝沉淀、活性炭吸附、双层滤料滤池			除味及有机物
法国梅利水厂	100000	预氯化、混凝沉淀、粒状活性炭、臭氧消毒、后氯化	6 个滤池, 接触时间 15min	再生周期 12 个月	除味、氯及有机物
法国巴黎阿那纳水厂	25000	混凝沉淀、活性炭过滤、臭氧氧化、后氯化	2 个滤池, 接触时间 13min	36 个月再生一次	除味及有机物
中国某有色金属公司动力厂	30000	砂滤池、活性炭吸附塔	6 个吸附塔, 直径 4.5m, 高 7.6m	1kg 炭处理 11~14 m^3 水直接电流法再生	除味及有机物

2.12.4.2 吸附法处理工业废水

在废水处理中, 吸附法处理的主要对象是废水中用生化法难于降解的有机物或用一般氧化法难于氧化的溶解性有机物, 包括木质素、氯或硝基取代的芳烃化合物、杂环化合物、洗涤剂、合成染料、除莠剂、DDT 等。当用活性炭对这类废水进行处理时, 它不但能够吸附这些难分解的有机物, 降低 COD, 还能使废水脱色、脱臭, 把废水处理到可重复利用的程度。所以吸附法在废水的深度处理中得到了广泛的应用。

在处理流程上, 吸附法可与其他物理化学法联合, 组成所谓物化流程。如先用混凝沉淀过滤等去除悬浮物和胶体, 然后用吸附法去除溶解性有机物。吸附法也可与生化法联合, 如向曝气池投加粉状活性炭; 利用粒状吸附剂作为微生物的生长载体或作为生物流化床的介质; 或在生物处理之后进行吸附深度处理等, 这些联合工艺都在工业上得到应用。

美国于1972年在 Carson 炼油厂建成了第一套用活性炭处理炼油废水的工业装置,处理能力为 $16000\text{m}^3/\text{d}$, COD 去除率达 95%。随后其他炼油厂也相继采用。除此之外,活性炭吸附法还较广泛地用于其他工业废水的深度处理和城市污水的高级处理以及污染水源的净化,其具体例子如表 2.12.10 所示。

表 2.12.10 部分工业废水吸附处理实例

处理能力/ (m^3/d)	1859	567	720	378.5	16000
除去的污染物	染料	杀虫剂	酚	多元醇	炼油废水 COD
进水中有机物浓度/ (mg/L)	200	50~200	400~2500	700	250
出水浓度/ (mg/L)	无颜色	酚 < 1	< 1	≤ 2	< 30
流速/ (m^3/min)	1.33	0.38	0.5	0.26	11
接触时间/min	40~44	53	75	20~24	50
活性炭规格/mm	12×40	12×40	8×30	—	8×30
活性炭用量/ m^3	56.6	8 吨/塔	36.8	384~578(kg/d)	260 吨
吸附床(池)尺寸/m	$\phi 2.9$	$\phi 2.44 \times 10.7$ (2 个)	$\phi 3.25 \times 9.3$	$\phi 1.2 \times 4.6$	$3.6 \times 3.6 \times 7.8$
装置类型	升流式移动床	升流式移动床串联	降流式固定床	升流式移动床	降流式吸附滤池

我国于 1976 年建成第一套大型的炼油废水活性炭吸附处理的工业装置,其工艺流程如图 2.12.16 所示。

炼油废水经隔油、气浮、生化、砂滤后,由下而上流经吸附塔活性炭层,到集水井 4,由水泵 6 送到循环水场,部分水作为活性炭输送用水。进水 COD80~120mg/L,挥发酚 0.4mg/L,油含量 40mg/L 以下,处理后 COD30~70mg/L,挥发酚 0.05mg/L,油含量 4~6mg/L,主要指标达到或接近地面水标准。

吸附塔 4 台, $\phi 4.4 \times 8\text{m}$,每台处理水量 $150\text{m}^3/\text{h}$,塔下部为 45° 的圆锥,内涂大漆防腐,进水采用 6 根滤筒配水,出水采用穿孔管集水,出口外装有箱式粉炭过滤器。为了避免塔内下炭不均,塔下部锥体装有直径 1.9m 的带孔塑料圆盘挡料板。每塔内装 $\phi 1.5 \times (2\sim 4)\text{mm}$ 的柱炭 42t,炭层高 5m,空塔流速 $10\text{m}/\text{h}$,水炭比 6000:1,全负荷每天每塔卸炭 600kg。

吸附塔为移动床型,塔内炭自上而下脉冲式定时排出,用 DN65 水射器水力输送至脱水罐 7,脱水后用真空泵吸入储料罐 8,然后进入沸腾干燥炉 10,干炭进入干燥罐 13,再由螺旋输送机定量加入回转式再生炉 16,再生后的活性炭落入急冷罐,再用 DN32 水射器送到冲洗罐 2,洗去粉炭后,再用 DN65 水射器送回吸附塔循环使用。部分新炭由 3 经 DN32 水射器补入系统,再生炉废气,送入烟囱内氧化后排放。

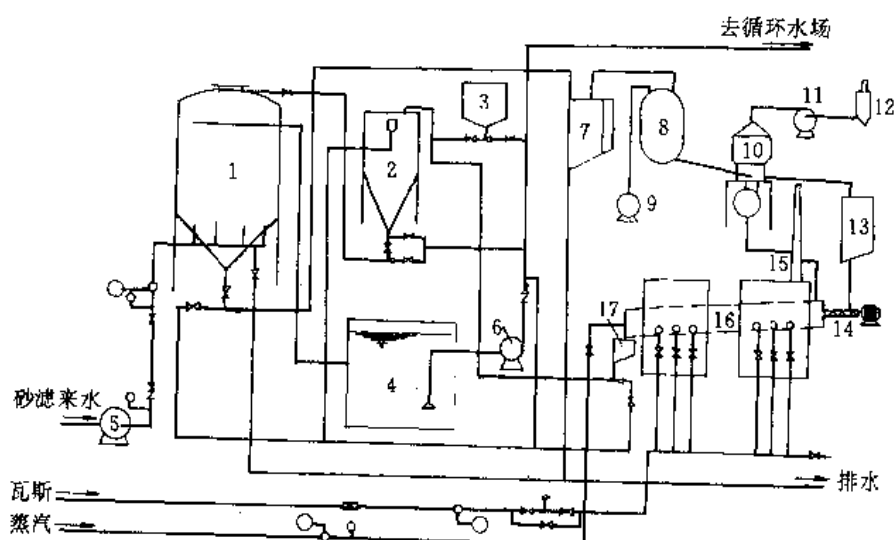


图 2.12.16 活性炭吸附流程示意图

- 1—吸附塔; 2—冲洗罐; 3—新炭投加斗; 4—集水井; 5、6—泵; 7—脱水罐; 8—储料罐;
9—真空泵; 10—沸腾干燥炉; 11—引风机; 12—旋风分离器; 13—干燥罐;
14—进料机; 15—烟囱; 16—再生炉; 17—急冷罐

再生炉为外热式回转炉, $\phi 0.7 \times 15.7\text{m}$, 由 1Cr18Ni9Ti 钢板 ($\delta = 12$) 卷焊而成, 转速 $1 \sim 2\text{r/min}$, 再生温度(活化段) 750°C , 活化段停留时间 $20 \sim 30\text{min}$, 处理能力 100kg/h , 再生后碘值恢复率 95% , 炭再生损失率(包括输送等机械磨损)为 6% 左右。

国内某染料厂也采用活性炭吸附法处理二硝基氯苯废水。生产废水经冷却结晶后仍含二硝基氯苯 700mg/L , 流量 8t/h , 送活性炭吸附塔。吸附塔 3 台, $\phi 0.9 \times 5\text{m}$, 两塔串联, 一塔切换再生。空塔流速 $14 \sim 15\text{m/h}$, 停留时间 0.25h 。处理后出水含二硝基氯苯在 5mg/L 以下, 经中和后排放。吸附饱和后, 用氯苯脱附, 蒸汽吹扫再生。氯苯经预热至 $90 \sim 95^\circ\text{C}$ 后, 用泵抽入吸附塔, 氯苯与活性炭的重量比为 10, 氯苯流量 2t/h 。脱附后用蒸汽吹扫 10h , 蒸汽温度 250°C , 流量 500kg/h , 蒸汽量与活性炭的重量比为 5。

吸附法除对含有机物废水有很好的去除作用外, 据报道对某些金属及化合物也有很好的吸附效果。研究表明, 活性炭对汞、镉、铊、锡、钴、镍、铬、铜、镉等都有很强的吸附能力。国内已应用活性炭吸附法处理电镀含铬、含氟废水。

2.13 离子交换法

离子交换法是用离子交换剂上的离子和水中离子进行交换而除去水中有害离子的方法。在工业用水处理中, 通过离子交换可以制取软化水、脱盐水和纯水。在工业废水处理中, 主要用以回收贵重金属离子, 也用于放射性废水和有机废水的处理。

离子交换法去除率高, 可浓缩回收有用物质, 设备简单, 操作控制容易。但目前应用范围还受到离子交换剂品种、性能、成本的限制; 对预处理要求较高; 离子交换剂的再生和再生液的处理有时也是一个难题。

2.13.1 基本原理

2.13.1.1 离子交换平衡

离子交换反应是一个可逆过程, 以 A 型树脂交换溶液中的 B 离子为例, 动态平衡反应可用下式表示:



上式自左向右正向进行时为交换反应, 而自右向左方向进行时为再生反应, 离子交换对不同组分显示出的不同平衡特性, 是离子交换分离的基础。

此交换反应达到动态平衡时, A 交换 B 的选择性系数 K_A^B 为

$$K_A^B = \frac{[\text{RB}]^{Z_A} (\text{A})^{Z_B}}{[\text{RA}]^{Z_B} (\text{B})^{Z_A}} = \left(\frac{\text{A}}{\text{RA}} \right)^{Z_B} / \left(\frac{\text{B}}{\text{RB}} \right)^{Z_A} \quad (2.13.1)$$

式中 (i) 表示 i 离子的活度, Z_A, Z_B 分别为 A、B 离子的价数。显然, 若 $K_A^B = 1$, 则树脂对任一离子均无选择性; 若 $K_A^B > 1$, 树脂对 B 有选择性, 数值越大, 选择性越强; 若 $K_A^B < 1$, 树脂对 A 有选择性。

在稀溶液中, 各种离子的活度系数接近于 1, 式 (2.13.1) 中的 (A)、(B) 均可用各自的摩尔浓度表示。若将树脂内液相中离子的活度系数的影响也归并入选择性系数 K 中, 则式 (2.13.1) 可写为:

$$K = \frac{[\text{RB}]^{Z_A} [\text{A}]^{Z_B}}{[\text{RA}]^{Z_B} [\text{B}]^{Z_A}} \quad (2.13.2)$$

式中 $[i]$ 代表 i 离子浓度。

设反应开始时, 树脂中的可交换离子全部为 A, $[\text{A}]$ 等于树脂总交换容量 q_0 (mmol/g 干树脂), $[\text{RB}] = 0$, 水中 $[\text{B}] = c_0$ (初始浓度, mmol/L), $[\text{A}] = 0$; 当交换反应达到平衡时, 水中 $[\text{B}]$ 减小到 c_B , 树脂上交换了 q_B 的 B, 即 $[\text{RB}] = q_B$, 则树脂上的 $[\text{RA}] = q_0 - q_B$, 水中的 $[\text{A}] = c_0 - c_B$ 。由式 (2.13.2) 可得到:

$$K \left(\frac{q_0}{c_0} \right)^{Z_B - Z_A} = \frac{\left(1 - \frac{c_B}{c_0} \right)^{Z_B}}{(c_B/c_0)^{Z_A}} \cdot \frac{(q_B/q_0)^{Z_A}}{(1 - q_B/q_0)^{Z_B}} \quad (2.13.3)$$

式中 q_0, c_0 和 Z_B, Z_A 已知, 只要测定溶液中的 $[\text{A}]$ 或 $[\text{B}]$, 即可由上式求得 K 。

式 (2.13.3) 适用于各种离子之间的交换。当 $Z_A = Z_B = 1$ 时, 上式简化为:

$$\frac{q_B/q_0}{1 - q_B/q_0} = K \cdot \frac{c_B/c_0}{1 - c_B/c_0} \quad (2.13.4)$$

式中 q_B/q_0 称为树脂的失效度； c_B/c_0 为溶液中离子残留率。若以 q_B/q_0 为纵坐标，以 c_B/c_0 为横坐标，作图可得某一 K 值下的等价离子交换理论等温平衡线，如图 2.13.1 所示。

虽然实际等温平衡线因浓度的影响而与上述理论等温平衡线有一定的差别，但仍然可以利用平衡线图来判断交换反应进行的方向和大致程度以及估算去除一定量离子所需的树脂量。

在图 2.13.1 中， D 点表示初始状态，若 K 为 0.5，则体系达到平衡时， D 点应移动到 K 为 0.5 的平衡线上。根据树脂和溶液量的不同，平衡点应处在 D_S 和 D_R 两点之间，如 D' 点。移动结果， c_B/c_0 减小， q_B/q_0 增大，反应 $RA + B \rightleftharpoons RB + A$ 向右进行。如果初始点为 D'' ，平衡时也移动到 D' 点，则 q_B/q_0 减小， c_B/c_0 增大，反应向左进行（再生）。

由图 (2.13.1) 可见，当 q_B/q_0 相同时， K 值愈大， c_B/c_0 愈小，即水中目的离子浓度愈低，交换效果愈好。当 $K > 1$ 时，平衡线上的 $q_B/q_0 > c_B/c_0$ ，说明目的离子 B 易于交换到树脂上去，树脂对 B 有选择性，此种平衡称有利平衡；反之，当 $K < 1$ 时，平衡线上的 $q_B/q_0 < c_B/c_0$ ，称不利平衡；当 $K = 1$ 时，称线性平衡。

2.13.1.2 离子交换速度

离子交换过程可以分为 5 个连续的步骤：①电解质离子由溶液向树脂表面扩散，穿过液膜至树脂表面；②电解质离子进入树脂内部的交联网孔，并在内孔中扩散至某一活性基团位置；③电解质离子与交换剂上可交换离子进行离子交换反应；④交换下来的离子从树脂结构内部向外扩散；⑤交换下来的离子扩散穿过液膜进入水流主体。

因上述第③步速度很快，而第①②④⑤步即离子扩散过程的速度一般较慢，故离子交换过程速度主要取决于离子扩散速度。第②④步是离子通过交换剂内部的孔道，即孔道扩散；第①⑤步为液膜扩散。

由 Fick 定律，膜扩散速度可写成

$$dq/dt = D^o(c_1 - c_2)/\delta \quad (2.13.5)$$

式中 c_1 、 c_2 ——分别表示扩散界面层两侧的离子浓度， $c_1 > c_2$ ；

δ ——界面层厚度，相当于总扩散阻力的厚度；

D^o ——总扩散系数。

单位时间单位体积树脂内孔扩散的离子量是上述扩散速度与单位体积树脂表面积 S 的乘积，即

$$\frac{dq}{dt} = D^o(c_1 - c_2)S/\delta \quad (2.13.6)$$

式中 S 与树脂颗粒有效直径 ϕ 、孔隙率 ϵ 有关，

$$S = B \frac{1 - \epsilon}{\phi} \quad (2.13.7)$$

式中 B 是与粒度均匀程度有关的系数。由式 (2.13.6)，式 (2.13.7) 得

$$\frac{dq}{dt} = D^o B(c_1 - c_2)(1 - \epsilon)/(\phi \cdot \delta) \quad (2.13.8)$$

据此，可以分析影响离子交换扩散速度的因素。

① 树脂的交联度越大，网孔越小，孔隙度越小，则内扩散越慢。大孔树脂的内孔扩散速度比凝胶树脂快得多。

② 树脂颗粒越小，由于内扩散距离缩短和液膜扩散的表面积增大，使扩散速度越快。研究指出，液膜扩散速度与粒径成反比，内孔扩散速度与粒径的高次方成反比。但颗粒不宜太小，否则会增加水流阻力，且在反洗时易流失。

③ 溶液离子浓度是影响扩散速度的重要因素，浓度越大，扩散速度越快。一般来说，在树脂再生时， $c_0 > 0.1 \text{ mol/L}$ ，整个交换速度偏向受内孔扩散控制；而在交换制水时， $c_0 < 0.003 \text{ mol/L}$ ，过程偏向受膜扩散

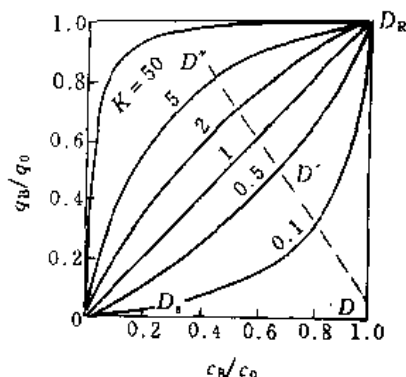


图 2.13.1 等价离子交换的理论等温平衡线

控制。

④ 提高水温能使离子的动能增加, 水的粘度减小, 液膜变薄, 这些都有利于离子扩散。

⑤ 交换过程中的搅拌或流速提高, 使液膜变薄, 能加快液膜扩散, 但不影响内孔扩散。

$$\delta = \frac{0.2r_0}{1 + 70v_0} \quad (\text{m}) \quad (2.13.9)$$

式中 r_0 ——颗粒半径, m;

v ——空塔流速, m/h。

⑥ 被交换离子的电荷数和水合离子的半径越大, 内孔扩散速度越慢。试验证明: 阳离子每增加一个电荷, 其扩散速度就减慢到约为原来的 1/10。

根据上述对扩散速度影响因素的分析, E. Helfferich 提出判断扩散控制步骤的准数 He :

$$He = \frac{D'q_0\delta}{Dc_0r_0} (5 + 2\alpha) \quad (2.13.10)$$

在上式中 $Dc_0/(r_0\delta q_0)$ 表征液膜扩散速度; D'/r_0^2 表征内孔扩散速度; K 为选择性系数, D 和 D' 分别为液膜和内孔扩散系数。 α 称为分离系数, 当 A、B 离子的价数相等时, $\alpha = 1/K$ 。当 $He \gg 1$, 过程为液膜扩散控制; 当 $He \ll 1$, 过程为内孔扩散控制; 当 $He \approx 1$, 两种扩散同时控制。判断速度控制步骤的目的是为工程上寻求强化传质的措施提供指导。根据上述分析, 树脂高交换容量, 低交联度 (即 D' 大), 小粒径, 溶液低浓度, 低流速 (即 δ 大), 均为倾向于液膜扩散控制的条件。

2.13.2 离子交换剂

2.13.2.1 离子交换剂的结构与分类

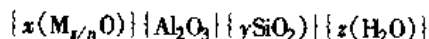
离子交换剂的种类很多, 通常根据母体材质和活性基团分类, 见表 2.13.1。

表 2.13.1 离子交换剂分类

名 称	无 机		有 机				
	天然	合成	碳质	合 成			
	海绿	合成	磺化	阳离子交换树脂		阴离子交换树脂	
	砂	沸石	煤	强酸性	弱酸性	强碱性	弱碱性
活 性 基 团	钠交 换 基 团		阳 离 子 交 换 基 团	磺酸基 —SO ₃ H	羧基 —COOH	季铵基	
						I 型	II 型
						—N(CH ₃) ₃	—N(CH ₃) ₂ C ₂ H ₄ OH
						伯胺基—NH ₂ 仲胺基—NH 叔胺基 ≡N	—CH ₂ SH Ar(OH) ₂ —NR ₂ + COOH

注: I 型比 II 型的碱性强, 热稳定性好, 抗氧化, 除硅能力强; II 型交换容量大得多, 易再生, 不受水中氟离子影响。

(1) 无机离子交换剂 天然无机离子交换剂最常见的是沸石, 又称结晶性金属铝硅酸盐, 其化学式为:



式中 M ——金属;

n ——金属 M 的原子价;

x 、 y 、 z ——分别是各成分的系数。

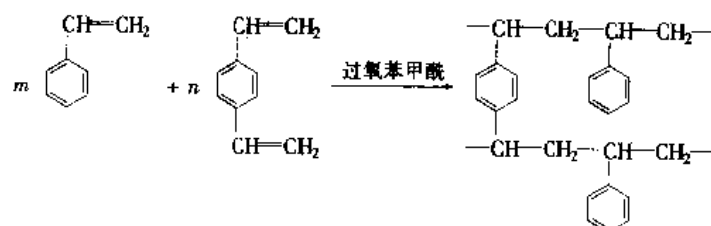
沸石的构造是位于 (SiAl) O₄ 四面体 4 个顶点的所有氧原子均为硅和铝所共有, 形成了在三维空间内互相联结的结构, 而且在晶格中形成了有规则的空隙。钠、钾、钙等离子即存在于这种空间中。与水中离子交换时, 只有那些能通过晶格空间的离子才能向颗粒内扩散, 所以利用这种细孔也能对水中的特定成分进行分离。沸石类的矿物有方沸石、菱沸石、斜发沸石、交沸石、片沸石、钠沸石等。沸石不适用于酸性水质。

合成沸石与天然沸石类似, 由于它们能够用其均匀的孔隙结构筛除大分子, 因此又称为分子筛, 大规模应用的分子筛有 Linde AW 400 (合成毛沸石)、Linde AW 500 (合成菱沸石)、Linde AW 300 (合成丝光沸石) 等。此外, 现已用磷酸铝盐及锡、钛、钽的化合物制备出许多很有希望的离子交换剂。

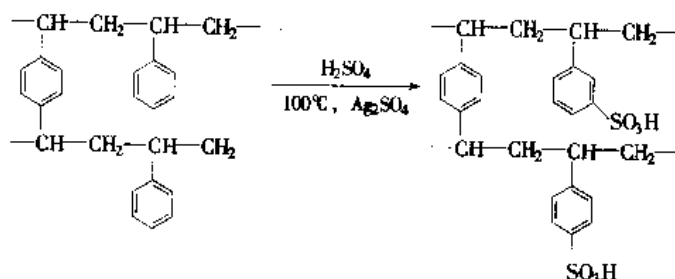
(2) 有机离子交换剂 天然有机阳离子交换剂主要是磺化煤, 系用浓硫酸磺化处理烟煤或褐煤制成, 它成本适中, 但交换容量低, 机械强度和化学稳定性较差。目前在水处理中广泛使用的是有机合成的离子交换树脂, 它是一种高分子聚合物, 具有多孔状结构, 外形为小球。这种高聚物的主要特征是带有许多可以在水中电离的可交换基团, 如含有一 SO_3^-H^+ 、 $-\text{COO}^-\text{H}^+$ 等, 称为阳树脂; 含有一 $\text{N}(\text{CH}_3)_3^+\text{OH}^-$ 、 $-\text{N}(\text{CH}_3)_2\text{C}_2\text{H}_4^+\text{OH}^-$ 等, 称为阴树脂。与其他离子交换剂相比, 树脂的交换容量大 (是沸石和磺化煤的 8 倍以上), 阻力小, 交换速度快, 机械强度高, 化学稳定性好, 但成本较高。

离子交换树脂的化学结构可分为不溶性树脂母体和活性基团两部分。树脂母体为有机化合物和交联剂组成的高分子共聚物。交联剂的作用是使树脂母体形成主体的网状结构。交联剂与单体质量比的百分数称为交联度。活性基团由起交换作用的离子和与树脂母体联结的固定离子组成。

制造离子交换树脂的方法有两种。①直接聚合有机电解质, 如由异丁烯酸和二乙烯苯 (交联剂) 直接聚合合成羧酸型阳离子交换树脂。这种方法制备的树脂质量均匀。②先聚合单体有机物, 然后在聚合物上接入活性基团。如由苯乙烯和二乙烯苯 (交联剂) 共聚得交联聚苯乙烯:



此种聚合物没有活性基团, 称为白球。将白球用浓硫酸磺化, 可得磺酸型阳离子交换树脂 (RSO_3H):



其中 $-\text{SO}_3\text{H}$ 是活性基团, H^+ 是可交换离子。如将白球氯甲基化和胺化, 则得到阴离子交换树脂。由此可见, 采用②法制备离子交换树脂可以灵活选择活性基团, 不受单体性质限制, 且易于控制交联度。

阳离子交换树脂内的活性基团是酸性的, 而阴离子交换树脂内的活性基团是碱性的。根据其酸碱性的强弱, 可将树脂分为强酸 (RSO_3H)、弱酸 (RCOOH)、强碱 (R_4NOH)、弱碱 ($\text{R}_n\text{NH}_3\text{OH}$, $n=1\sim3$) 四类。活性基团中的 H^+ 和 OH^- 可分别用 Na^+ 和 Cl^- 替换, 因此, 阳离子交换树脂又有氢型和钠型之分; 阴离子交换树脂又有氢氧型和氨型之分。有时也把钠型和氨型称为盐型。

此外, 还有一些具有特殊活性基团的离子交换树脂。如氧化还原树脂, 含巯基、氢醌基; 两性树脂, 同时含羧基和叔胺基; 螯合树脂, 含胺羧基等。

离子交换树脂具有立体网状结构, 按其孔隙特征, 可分凝胶型和大孔型。两者的区别在于结构中孔隙的大小。凝胶型树脂不具有物理孔隙, 只有在浸入水中时才显示其分子链间的网状孔隙, 而大孔树脂无论在干态或湿态, 用电子显微镜都能看到孔隙, 其孔径为 $(200\sim10000)\times10^{-10}\text{m}$, 而凝胶型孔径仅 $(20\sim40)\times10^{-10}\text{m}$ 。因此, 大孔树脂吸附能力大, 交换速度快, 溶胀性小。

2.13.2.2 离子交换树脂的命名和型号

国际上离子交换树脂的品种很多, 型号不一。我国早期也存在这种情况, 用户极不方便。为此, 国家颁发了《离子交换树脂分类、命名及型号》GB 1631-79, 对命名原则规定如下:

离子交换树脂的全名称由分类名称、骨架 (或基团) 名称、基本名称组成。孔隙结构分凝胶型和大孔型两种, 凡具有物理孔结构的称大孔型树脂, 在全名称前加“大孔”。分类属酸性的应在名称前加“阳”, 分类属碱性的, 在名称前加“阴”。如, 大孔强酸性苯乙烯系阳离子交换树脂。

离子交换产品的型号以三位阿拉伯数字组成, 第一位数字代表产品的分类, 第二位数字代表骨架的差异, 第三位数字为顺序号用以区别基团、交联剂等的差异。第一、第二位数字的意义, 见表 2.13.2。

表 2.13.2 树脂型号中第一、二位数字的意义

代 号	0	1	2	3	4	5	6
分类名称	强酸性	弱酸性	强碱性	弱碱性	螯合性	两性	氧化还原性
骨架名称	苯乙烯系	丙烯酸系	酚醛系	环氧系	乙烯吡啶系	脲醛系	氯乙烯系

大孔树脂在型号前加“D”，凝胶型树脂的交联度值可在型号后用“×”号连接阿拉伯数字表示。如 011×7，表示强酸性苯乙烯系阳离子交换树脂，其交联度为 7。

2.13.2.3 离子交换树脂的性能

(1) 物理性能

① 外观。常用凝胶型离子交换树脂为透明或半透明球体，大孔树脂为乳白色或不透明球体，颜色有黄、白、赤褐等。优良的树脂圆球率高，无裂纹，颜色均匀，无杂质。

② 粒度。一般为 0.3~1.2mm（相当于 50~16 目），有效粒径（ d_{10} ）为 0.36~0.61mm，均匀系数（ K ）为 1.22~1.66。所谓有效粒径是指 10% 的树脂颗粒通过，90% 的树脂颗粒保留在筛上的筛孔直径，均匀系数是指通过 60% 的筛孔直径 d_{60} 与 d_{10} 的比值，即

$$K = \frac{d_{60}}{d_{10}}$$

均匀系数一般大于 1，愈接近于 1，则粒度组成愈均匀。

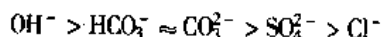
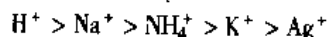
树脂粒度对交换速度、水流阻力和反洗有很大影响。粒度大，交换速度慢，交换容量低；粒度小，水流阻力大；粒度不均匀，小颗粒夹在大颗粒孔隙中，会增大水流阻力，也不利于反洗。因此粒度要适当，分布要均匀。

③ 密度。树脂的密度一般用含水状态下的湿视密度（堆积密度）和湿真密度来表示。湿视密度 = 湿树脂质量/湿树脂的堆积，各种商品树脂的湿视密度约为 0.6~0.86g/ml。湿真密度 = 湿树脂质量/湿树脂颗粒本身体积（不包括颗粒间孔隙体积），一般为 1.04~1.3g/ml。通常阳树脂为 1.3，阴树脂为 1.10g/ml。树脂在使用过程中，因基团脱落，骨架中链的断裂，其密度略有减小。

④ 含水率。含水率一般为每克湿树脂所含水分的百分数。含水率主要取决于树脂的交联度、活性基团的类型和数量等，交联度越小，孔隙率越大，含水率也越大。一般为 50% 左右。

⑤ 溶胀性。树脂由于吸水或转型等条件改变，而引起的体积变化称溶胀性。溶胀是由于活性基团因遇水而电离出的离子起水合作用而生成水合离子，从而使交联网孔张大所致。干树脂接触溶剂后的体积增大称绝对溶胀度，而湿树脂由一种离子式转成为另一种离子式时的体积变化称相对溶胀度。溶胀度 = 溶胀前后的体积差/溶胀前的体积。

树脂交联度越小，活性基团越易电离，交换容量越大，溶胀度越大；树脂上可交换离子的水合半径越大，水中电解质浓度越小，树脂溶胀度越大。强酸阳树脂和强碱阴树脂在不同离子形态时溶胀度大小顺序为



⑥ 孔隙度和比表面积。目前使用的 D001×14~20 系列树脂，其平均孔径为 10~15.4nm，孔隙度（指单位树脂颗粒内所具有的孔隙体积）为 0.09~0.21ml/g，比表面积为 16~36.4m²/g（干）。凝胶型树脂的比表面积不到 1m²/g。

⑦ 交联度。在商品树脂中，交联度通常为 8%~12%。交联度对树脂的许多性能具有决定性的影响。交联度越大，树脂机械强度越大，在水中越不易溶胀。交联度的改变将引起树脂交换容量、含水率、溶胀度、机械强度等性能的改变。

⑧ 机械强度。反映树脂保持颗粒完整性的能力。树脂在使用中受到冲击、碰撞、摩擦以及溶胀作用，会发生破碎。因此，树脂应有足够强度，要求树脂的年损耗量 < 3%~7%。

⑨ 耐热性。各种树脂均有一定的工作温度范围，超过上限，树脂会发生热分解，低至 0℃，树脂内水分冻结，使颗粒破碎。通常控制树脂的贮藏和使用温度为 5~40℃。

⑩ 导电性。干树脂不导电，湿树脂因有解离的离子可以导电。

(2) 化学性质

① 交换容量。交换容量是指一定量树脂中所含交换基团或可交换离子的摩尔数, 以每 kg (或 ml) 湿树脂的摩尔数表示。交换容量可分为全交换容量 (理论交换容量) E_T 和工作交换容量 E_W 两种。

在实际使用中, E_W 更为重要, 其值随使用条件而变化, 一般可由试验确定, 也可参考下式计算:

$$E_W = E_T n$$

$$n = [n_1 - (1 - n_2)] = [n_2 - (1 - n_1)]$$

式中 n ——树脂利用率, 等于交换后与前饱和程度之差, 一般 $n = 60\% \sim 70\%$;

n_1 ——树脂交换后的饱和程度;

n_2 ——树脂再生度。

② 酸碱性。H 型和 OH 型在水中电离后, 表现出酸碱性。强酸、强碱树脂的活性基团电离能力强, 其交换容量基本上与溶液的 pH 值无关。强酸性树脂在水中 pH 值低时不电离或仅有部分电离, 只有在碱性溶液中才会有较高的交换能力。弱碱性树脂则相反, 各种树脂在使用时都有适当的 pH 值范围, 见表 2.13.3。

表 2.13.3 各种类型树脂有效 pH 值范围

树脂类型	强酸阳树脂	弱酸阳树脂	强碱阴树脂	弱碱阴树脂
有效 pH 范围	1 ~ 14	5 ~ 14	1 ~ 12	0 ~ 7

③ 选择性。树脂对水中某种能优先交换的性能称为选择性, 它是决定离子交换法处理效率的一个重要因素, 本质上取决于交换离子与活性基团中固定离子的亲和力大小。在常温 and 稀溶液中, 离子价数越高, 选择性越好; 原子序数越大, 即离子水合半径越小, 选择性越好。

根据以上规律, 由文献报道的资料, 排列出离子交换的选择性顺序为:

阳离子: $\text{Th}^{4+} > \text{La}^{3+} > \text{Ni}^{3+} > \text{Co}^{3+} > \text{Fe}^{3+} > \text{Al}^{3+} > \text{Ra}^{2+} > \text{Hg}^{2+} > \text{Ba}^{2+} > \text{Pb}^{2+} > \text{Sr}^{2+} > \text{Ca}^{2+} > \text{Ni}^{2+} > \text{Cd}^{2+} > \text{Cu}^{2+} > \text{Co}^{2+} > \text{Zn}^{2+} > \text{Mg}^{2+} > \text{Ba}^{2+} > \text{Ti}^{+} > \text{Ag}^{+} > \text{Cs}^{+} > \text{Rb}^{+} > \text{K}^{+} > \text{NH}_4^{+} > \text{Na}^{+} > \text{Li}^{+}$

当采用 RSO_3H 树脂时, Ti^{+} 和 Ag^{+} 的选择性顺序将分别提前至 Pb^{2+} 左右。

阴离子: $\text{C}_6\text{H}_5\text{O}_7^{-} > \text{Cr}_2\text{O}_7^{2-} > \text{SO}_4^{2-} > \text{C}_2\text{O}_4^{2-} > \text{C}_4\text{H}_4\text{O}_6^{2-} > \text{AsO}_4^{3-} > \text{PO}_4^{3-} > \text{MoO}_4^{2-} > \text{ClO}_4^{-} > \text{I}^{-} > \text{NO}_3^{-} > \text{CrO}_4^{2-} > \text{Br}^{-} > \text{SCN}^{-} > \text{CN}^{-} > \text{HSO}_4^{-} > \text{NO}_2^{-} > \text{Cl}^{-} > \text{HCOO}^{-} > \text{CH}_3\text{COO}^{-} > \text{F}^{-} > \text{HCO}_3^{-} > \text{HSiO}_3^{-}$

应当指出, 由于实验条件不同, 各研究者所得出的选择性顺序不完全相同。

H^{+} 和 OH^{-} 的选择性决定于树脂活性基团的酸碱性强弱。对强酸性阳树脂, H^{+} 的选择性介于 Na^{+} 和 Li^{+} 之间。但对弱酸性阳树脂, H^{+} 的选择性最强。同样, 对强碱性阴树脂, OH^{-} 的选择性介于 $\text{CH}_3\text{COO}^{-}$ 与 F^{-} 之间, 但对弱碱性阴树脂, OH^{-} 的选择性最强。

离子的选择性, 除上述同它本身及树脂的性质有关外, 还与温度、浓度及 pH 值等因素有关。

在水处理中常用的国产离子交换树脂的规格及性能见表 2.13.4。

2.13.2.4 离子交换树脂的选择

选择树脂时应综合考虑原水水质、处理要求、交换工艺以及投资和运行费用等因素。

① 应选择交换容量大的树脂, 单位设备体积交换的离子多, 一个交换周期的制水量大。弱树脂比强树脂的交换容量大。

② 要根据原水中要去除离子的性质来选择树脂。当分离无机阳离子或有机碱性物质时, 宜选用阳树脂; 分离无机阴离子或有机酸时, 宜采用阴树脂; 对氨基酸等两性物质的分离, 既可选用阳树脂, 也可选用阴树脂; 对某些贵金属和有毒金属离子 (如 Hg^{2+}) 可选用螯合树脂交换回收; 对有机物 (如酚), 宜选用低交联度的大孔树脂, 当去除交换性弱的离子时, 必须选用强树脂。当水中多种离子共存时, 可利用交换性的差别进行多级回收, 如不需回收, 可用阴阳树脂混床处理。

有些特殊类型的树脂对某种或某几种离子有特殊的选择性, 如在聚苯乙烯树脂母体中引入一个共振的胺基形成的新树脂, 与贵金属铂、金等离子有很强的结合力, 而可使其他金属如铜、铁、钙、钠等离子漏过。又如带有亚胺二乙酸官能团的聚苯乙烯型螯合树脂, 对 Hg^{2+} 、 Cu^{2+} 有特殊选择性, 所以当溶液中有一价阳离子与 Cu^{2+} 共存时, 用螯合树脂就很容易把 Cu^{2+} 分离浓缩出来, 达到回收铜的目的。

表 2.13.4 国产离子交换树脂主要产品规格及性能

牌 号	产 品 名 称	功 能 基	交 换 容 量		外 观	粒 度 (%) (0.3~1.2mm)	水 分 (%)	湿 真 密 度 20℃ (g/ml)	湿 视 密 度 (g/ml)	形 变 膨 胀率 (%)	出 厂 型 式	最 高 使 用 温 度 (%)	pH 使 用 范 围	国 外 参 照 产 品	主 要 用 途	生 产 厂		
001 × 7 ^① (732)	强酸性阳树脂	—SO ₃ ⁻	≥4.2	≥1.7	棕黄或棕褐色	≥95	45~55	1.23~1.28	0.75~0.85	H→Na 9	Na ⁺	H 100 Na 120	1~14	(美) Amberlite Dowex 50	水处理及稀 有元素分离	南 开 化 工 厂		
001 × 7			Na	Na	棕黄色至棕褐色		37~41	1.30~1.35	0.84~0.88						水处理			
D72			≥3.5	≥1.3	浅棕色		50~55		0.75~0.80	H→Na 9				(美) Amberlite-15 (日) Diaion HFK-16	有机反应催化, 水处理			
D61			Na	Na	浅棕色		50~60	1.20~1.30	0.75~0.85	H→Na 9					食品工业, 水处理			
742	大孔强酸性阳树脂		4.3	1.75	球状颗粒	≥90 (0.45~0.60mm)	47~52		0.85						纯水制备, 催化剂提纯, 精制化工原料	上 海 树 脂 厂		
D631 (733)			Na	Na	灰褐色球粒	≥95		1.2~1.3	0.75~0.85						水处理	塘 栖 争 光 化 工 厂		
110 ^②	弱酸阳树脂		—COOH	≥12	≥4	乳白色透明球粒	≥95	50~60		0.7~0.8	H→Na 70	H ⁺	100	5~14	(美) Amberlite IRC-84	水处理, 电镀 含镍废水	南 开 化 工 厂	
D151	H			H	乳白色球粒	≥95		1.1~1.15	0.70~0.75	H→Na 75	(美) Amberlite IRC-72				水处理, 制药工业, 食品工业等			
D152	大孔弱酸性阳树脂			≥80	≥3	乳白色球粒	≥95			0.75~0.85	H→Na 90				(法) Duolite-464	水处理, 三废 酸碱中和等		
D161				H	H	棕褐色球粒	≥95	45~55		0.65~0.75	H→Na 10					制药工业, 维生素吸附等		
D131			—COOH	≥8.5		乳白色半透明球粒	≥90	50~60	1.1~1.2	0.67~0.78	H→Na 80			(美) Amberlite IRC-84	水处理, 电镀 含镍废水	塘 栖 争 光 化 工 厂		
201 × 4 ^③	强碱性阴树脂	—N(CH ₃) ₃	≥3.8	≥1.0	浅黄色球粒	≥95	55~65	1.04~1.06	0.60~0.70	Cl→OH 25~30	Cl ⁻	OH 40 Cl 100	1~14	(美) Amberlite IRA-401 Dowex × 4 (日) Diaion SA-11A	水处理, 制药, 食品工业等	南 开 化 工 厂		

续表

牌 号	产 品 名 称	功 能 基	交 换 容 量		外 观	粒 度 (%) (0.3~1.2mm)	水 分 (%)	湿 真 密 度 20℃ (g/ml)	湿 视 密 度 (g/ml)	形 变 膨 胀 率 (%)	出 厂 型 式	最 高 使 用 温 度 (%)	pH 使 用 范 围	国 外 参 照 产 品	主 要 用 途	生 产 厂
201×7	强碱阴树脂	—N(CH ₃) ₃	≥3.0 Cl	≥1.3 Cl	浅黄色至金黄色球粒	≥95	40~50	1.06~1.11		Cl→OH 18~22	Cl ⁻	OH 40 Cl 100	1~14	(美) Amberlite IRA-400 (日) Diaion SA-10A	高纯水、放射性元素提取等	南开化工厂
D296	大孔强碱阴树脂		≥3.6 Cl	≥1.2 Cl	浅黄至透明球粒	16~50目 ≥90	50~60	1.05~1.10	0.65~0.75	Cl→OH 18~20				(美) Amberlite IRA-900C	水处理、高速混床	上海树脂厂
763			≥3.3 Cl		淡黄色球粒	16~50目 ≥95	48~58	1.06~1.10						(美) Amberlite IRA-400 Dowex-1	高纯水及连续床	
717	强碱阴树脂		≥3.0 Cl		淡黄色至金黄色球粒	16~50目 ≥95	40~50	1.06~1.11		在水溶液中 22.5%		<60	1~12	(美) Amberlite IRA-910	高纯水	塘栖争光化工厂
D252	大孔强碱阴树脂	—N(CH ₃) ₂ CH ₂ C ₆ H ₄ OH	≥4.0	≥1.4	乳黄色至透明球粒	≥95	50~60	1.08~1.10	0.70~0.75		碱型	盐 40 碱 100		(美) Amberlite IRA-93	水处理电镀锌废水	南开化工厂
D370			≥3.5		半透明乳黄色球粒	16~50目 ≥95	40~50	1.04~1.12	0.64~0.74	碱→氯 15~20			1~9		水处理含铬废水	上海树脂厂
710-A	大孔弱碱阴树脂		≥4.0		乳白色球粒			1.02~1.10	0.62~0.72	碱→氯 40~60					水处理含铬废水	
710-B					半透明球粒		58~68	1.03~1.08	0.62~0.70	碱→氯 10~20					污水处埋电镀废水	塘栖争光化工厂
D336		—N(CH ₃) ₂ CH ₂ COONa CH ₂ COONa			淡黄色球粒	≥95	45~55	1.10~1.15	0.70~0.80	Na→H 30~40	Na ⁺	100	1~5	(美) Dowex A-1 (日) Diaion CR-10	二价金属离子去除	南开化工厂
D401	大孔混合型树脂			≥0.6												

① 强酸型阳树脂均指苯乙烯系阳离子交换树脂；

② 弱酸型阳树脂均指丙烯酸系阳离子交换树脂(DI61 为苯乙烯系)；

③ 强碱或弱碱阴树脂系强(或弱)碱、苯乙烯系阴树脂。

树脂的选择还要考虑有毒或有害物质在废水中的形态,如六价铬在废水中是以 $\text{Cr}_2\text{O}_4^{2-}$ 和 $\text{Cr}_2\text{O}_7^{2-}$ 的形态存在的,所以去除六价铬要选择阴树脂。弱碱性阴树脂交换容量大,再生容易,对 $\text{Cr}_2\text{O}_7^{2-}$ 的交换效果也很好。但凝胶型树脂在强氧化剂(如 $\text{H}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$)的作用下,稳定性差,而大孔型的抗氧化能力则很强,所以在有条件的地方,以选用大孔型弱碱性阴树脂去除六价铬为宜。

③ 要根据出水水质要求来选择树脂。如果只需部分除盐,可以选用强酸性阳树脂和弱碱性阴树脂配合使用。对于必须完全脱盐的纯水或离纯水系统,要选用强阳树脂和强阴树脂配合使用。

④ 要考虑原水中杂质成分,如有机物较多或要去除的离子半径较大,应选用交联网孔较大的树脂。

⑤ 对于混合床的树脂,比较多的是强酸-强碱树脂组合。但要考虑混合床树脂再生时分层容易,因此要求两种树脂的湿真密度差 $\geq 15\% \sim 20\%$ 。还要考虑混合床运行时流速较大,要选用耐磨性好的树脂。

⑥ 要根据交换工艺来选树脂。对双室床,选用强弱树脂组合,因为弱树脂容易再生,对再生剂的质量要求也低,可以利用强树脂再生后的再生液来再生弱树脂。

2.13.2.5 树脂保存

树脂宜在 $0 \sim 40^\circ\text{C}$ 下存放,当环境温度低于 0°C ,或发现树脂脱水后,应向包装袋内加入饱和食盐水浸泡。对长时期停运而闲置在交换器中的树脂应定期换水。

通常强性树脂以盐型保存,弱酸树脂以氢型保存。弱碱树脂以游离胺型保存,性能最稳定。

2.13.2.6 新树脂使用

新树脂在使用前应进行适当的预处理,以除去杂质。最好分别用水、5% HCl 、2%~4% NaOH 反复浸泡清洗2次,每次4~8h,溶液体积约为树脂体积的2倍。如采用3m/h流速的流动方式处理,效果更好。有的树脂在使用前尚需转型。

2.13.2.7 树脂鉴别

水处理中常用的四大类树脂往往不能从外观鉴别。根据其化学性能,可用表2.13.5方法区分。

表 2.13.5 未知树脂的鉴别

操作①	取未知树脂样品2ml,置于30ml试管中			
操作②	加1mol/L HCl 15ml,摇1~2min,重复2~3次			
操作③	水洗2~3次			
操作④	加10% CuSO_4 (其中含1% H_2SO_4) 5ml,摇1min,放5min			
检查	浅绿色为阳树脂		不变色为阴树脂或白球	
操作⑤	加5mol/L氨液2ml,摇1min;水洗		加1mol/L NaOH 5ml 摇1min,水洗,加酚酞,水洗	
检查	深蓝	颜色不变	红色	不变色,加1mol/L HCl
结果	强酸性阳树脂	弱酸性阳树脂	强碱性阴树脂	弱碱性阴树脂(桃红色)白球(不变色)

2.13.3 离子交换工艺

2.13.3.1 进水水质要求

浊度:逆流再生 <2 ,顺流再生 <5 ;色度 <5 ;水温 $<40^\circ\text{C}$; $\text{COD} < 2 \sim 3\text{mg/L}$;游离氯 $<0.1\text{mg/L}$;总铁 $<0.3\text{mg/L}$;表面活性剂 $<0.5\text{mg/L}$ 。

2.13.3.2 处理流程

(1) 软化与除碱 含有硬度成分(Ca^{2+} 和 Mg^{2+})的水常用 Na 和 H 离子交换器软化。如果原水碱度不高,软化的目的只是为了降低 Ca^{2+} 、 Mg^{2+} 含量,则可以采用单级或二级 Na 离子交换系统。一级钠离子交换可将硬度降至 0.5mmol/L 以下,二级则可降至 0.005mmol/L 以下。当原水碱度比较高,必须在降低 Ca^{2+} 、 Mg^{2+} 的同时降低碱度。此时,多采用 H-Na 离子器联合处理工艺。

H (强酸) — Na 并联系系统如图 2.13.2 所示。经强酸性 H 交换器后, 水中产生与原水中强酸阴离子含量 ($\text{Cl}^- + \text{SO}_4^{2-}$) 相当量的强酸, Na 交换器出水中含有 NaHCO_3 、 NaCl 和 Na_2SO_4 , 两者中和可降低碱度, 中和产生的 CO_2 和 H 及交换生成的 CO_2 用除 CO_2 器除去。为了保证出水中有一定的残留碱度, 应使两个交换器的处理水量按一定比例。该比例可用下式计算:

$$x = \frac{C + A_{\text{ch}}}{C + A} \times 100\%$$

式中 x —— Na 交换器处理水量占总水量的百分数, %;

A 、 A_{ch} ——进水和混合后出水的碱度, mmol/L;

C ——进水中强酸阴离子的总含量, mmol/L。

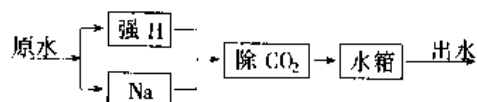


图 2.13.2 强 H-Na 并联系系统

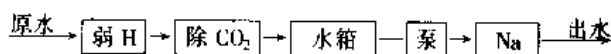


图 2.13.3 弱 H-Na 串联系统

H (弱酸) - Na 串联系统如图 2.13.3 所示。弱酸性 H 交换剂只能与水中的重碳酸盐交换, 而不能交换中性盐的阳离子, 但其交换容量比强酸树脂高得多, 且容易再生。弱 H 交换后不产生强酸, 产生的 H_2CO_3 用除 CO_2 器除去。水中的非碳酸盐硬度 (CaCl_2 、 MgCl_2 、 CaSO_4 、 MgSO_4) 在 Na 交换器中除去。

磺化煤是一种混合型离子交换剂, 在上述系统中可取代弱酸 H 树脂。失效后用理论量的再生剂再生 (贫再生), 使上层的磺化煤再生为 H 型, 而下层仍有相当量的 Ca、Mg、Na 型。运行时, 当水流过上层时, 所有阳离子都被交换, 生成强酸和弱酸, 当水流至下层时, 水中的强酸发生交换, 而碳酸不交换, 结果只去除碳酸盐硬度, 而非碳酸盐由 Na 交换器除去。

贫再生 H 交换器再生用 HCl 量 G (kg) 可按下式计算:

$$G = \frac{36.5 E_A V}{1000} = \frac{36.5 Q (A - A_{\text{ch}})}{1000}$$

式中 36.5 —— HCl 的等 mol 量 (如用 H_2SO_4 , 则为 49);

E_A ——磺化煤去除碱度时的工作交换容量, mol/L;

Q ——周期制水量, m^3 ;

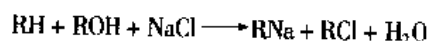
A 、 A_{ch} ——进出水碱度, mmol/L;

V ——磺化煤体积, m^3 。

(2) 复床、混床除盐 当需要对原水进行除盐处理时, 则流程中既要有阳离子交换器, 又要有阴离子交换器。以去除所有阳离子和阴离子。原水依次经过一次阳离子交换器和一次阴离子交换器处理, 称为一级复床除盐。通过一级复床除盐处理, 出水电导率可达 $10\mu\text{S}/\text{cm}$ 以下, $\text{SiO}_2 < 0.1\text{mg}/\text{L}$ 。当处理水质要求更高时, 则需要二级复床处理。除盐系统都采用强型树脂。弱碱性树脂只能交换强酸阴离子, 而不能交换弱酸阴离子 (如硅酸根), 也不能分解中性盐。但它对 OH^- 的吸附能力很强, 所以极易用碱再生, 不论用强碱还是弱碱作再生剂, 都能获得满意的再生效果, 而且它抗有机污染的能力也较强碱性树脂强。因此对含强酸阴离子较多的原水, 采用弱碱性树脂去除强酸阴离子, 再用强碱性树脂去除其他阴离子, 不仅可以减轻强碱性树脂的负荷, 而且还可以利用再生强碱性树脂的废碱液来再生弱碱性树脂, 既节省用碱量 (25% ~ 50%), 又减少了废碱的排放量。

复床除盐的出水水质达到初级纯水, 如果要制取纯度更高的水, 可续接混床除盐, 混床出水电导率达 $0.2\mu\text{S}/\text{cm}$ 以下, $\text{SiO}_2 < 20\mu\text{g}/\text{L}$, 流速约 $20\text{m}/\text{h}$ 。

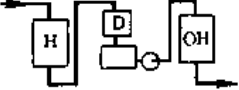
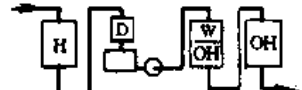
混床是将 H、OH 离子交换树脂 (体积比例一般为 1:2) 置于同一交换器中, 混合均匀后运行。水通过混床, 同时完成阳、阴离子交换, 即



消除了逆反应的影响, 使交换进行得更彻底。混床流速可选用 $40 \sim 60\text{m}/\text{h}$ 。

表 2.13.6 例举了常用的固定床离子交换流程, 可作参考。

表 2.13.6 常用的固定床离子交换除盐系统

序号	流 程	适用范围	出水水质		备 注
			电导率 ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	SiO_2 (mg/L)	
1		进水总阳离子量 $150\text{mg}/\text{L}$; 强酸性阴离子 总量 $< 37.5\text{mg}/\text{L}$; 硅酸 根含量 $< 15\text{mg}/\text{L}$	< 10	$0.03 \sim 0.1$	当进水碱度 $< 15\text{mg}/\text{L}$ 或有石灰预 处理时, 可不设除二 氧化碳器
2		1. 进水总阳离子量 $< 600\text{mg}/\text{L}$; 强酸性阴离子 总量 $< 37.5 \sim 75\text{mg}/\text{L}$ 2. 要求出水水质较好 时	$0.2 \sim 0.5$	< 0.02	系统较简单, 出水 水质稳定
3		进水碱度 $> 100\text{mg}/\text{L}$ 含钠量、含硅量不高	< 10	$0.03 \sim 0.1$	1. 该系统酸耗低 2. 当进水水质条 件适合时, 可采用阳 双层床
4		1. 进水碱度 $> 100\text{mg}/\text{L}$, 含钠量较低 2. 要求出水水质较好	$0.2 \sim 0.5$	< 0.02	1. 水质稳定 2. 运行经济性好
5		1. 当进水强酸阴离子 总量 $> 37.5\text{mg}/\text{L}$ 时 2. 有机污染物浓度较 高	< 10	$0.03 \sim 0.1$	1. 碱耗较低 2. 弱碱交换柱也 可置于除二氧化碳器 之前 3. 进水水质条件 适合时, 亦可采用阴 双层床
6		进水水质条件同 5 系 统, 当出水水质要求高 时	$0.2 \sim 0.5$	< 0.02	水质稳定设备多
7		当进水碱度高, 强酸 根离子含量大时	< 10	$0.03 \sim 0.1$	1. 酸碱耗低 2. 弱碱交换柱也 可置于除二氧化碳器 之前 3. 进水水质条件 合适时, 可采用阳、阴 双层床

续表

序号	流 程	适用范围	出水水质		备 注
			电导率 ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	SiO_2 (mg/L)	
8		当进水碱度大, 强酸根离子含量高, 出水水质要求较高时	0.2~0.5	0.01~0.02	
9		1. 进水碱度较高 2. 要求出水电导率及氧化硅含量均较低时	0.2~1	0.01~0.05	1. 可采用串联, 再生酸碱耗较低 2. 第二级除盐设备树脂的装填量约占总量的 $1/4 \sim 1/3$, 可采用较高流速(60m/h)
10		进水碱度较高, 出水水质好	0.1~0.2	0.005~0.01	
11		1. 进水中性盐含量大 2. 出水水质好	0.2~0.5	0.02~0.1	

注: 1. 表中, H——强酸阳离子交换柱; OH——强碱阴离子交换柱; $\frac{W}{H}$ ——弱酸阳离子交换柱, $\frac{W}{OH}$ ——弱碱阴离子交换柱; D——除二氧化碳器; $\frac{H}{OH}$ ——强酸强碱混合床。

2. 表中除盐系统的出水质量为顺流再生时的出水终点控制水质, 实际运行时, 系统出水水质比上述指标稍好, 如一级复床除盐系统选用顺流再生固定床时, 出水电导率小于 $5\mu\text{S}/\text{cm}$, 二氧化硅含量小于 $50\mu\text{g}/\text{L}$; 采用逆流再生固定床时, 系统的实际电导率小于 $1 \sim 2\mu\text{S}/\text{cm}$, 二氧化硅含量小于 $20\mu\text{g}/\text{L}$; 采用浮动床出水的电导率约 $2 \sim 5\mu\text{S}/\text{cm}$, 二氧化硅含量 $< 50\mu\text{g}/\text{L}$ 。
3. 弱酸、强酸(弱碱、强碱)的系统可采用串联再生方式, 以降低酸(碱)耗量。
4. 进水的总含盐量 $> 500\text{mg}/\text{L}$ 时, 是否采用离子交换除盐, 需进行技术经济比较后确定。
5. 进水总阳离子量 $> 50\text{mg}/\text{L}$ 时, 宜采用逆流再生, 以提高出水品质, 节省酸碱耗量, 提高经济性。

当要求制取高纯水时, 必须采用反渗透—复床—混床流程, 见图 2.13.4。

(3) 工业废水处理流程及应用 离子交换法处理工业废水的重要用途是回收有用金属。从电镀清洗水中回收铬是其中一个成功的例子。代表性流程如图 2.13.5 所示。

每升含铬数十至数百毫克的废水首先经过滤除去悬浮物, 再经阳离子 (RSO_3H) 交换器, 除去金属离子 (Cr^{3+} 、 Fe^{3+} 、 Cu^{2+} 等), 然后进入阴离子 (ROH) 交换器, 除去 $\text{Cr}_2\text{O}_7^{2-}$ 和 CrO_4^{2-} , 出水含 $\text{Cr}^{6+} < 0.5\text{mg}/\text{L}$ 。可再作为清洗水循环使用。阳树脂用 1N HCl 再生, 阴树脂用 $12\% \text{NaOH}$ 再生。阴树脂再生液含铬可达 $17\text{g}/\text{L}$, 将此再生液再经过一个 H 型阳离子交换器使 Na_2CrO_4 转变成铬酸, 再经蒸发浓缩 7~8 倍, 即可返回电镀槽使用。

当含B浓度为 c_0 的原水自上而下通过 RA 树脂层时, 顶层树脂中 A 首先和 B 交换, 达到交换平衡时, 这层树脂被 B 饱和而失效。此后进水中的 B 不再和失效树脂交换, 交换作用移至下一树脂层。在交换区内, 每个树脂颗粒均交换部分 B, 因上层树脂接触的 B 浓度高, 故树脂的交换量大于下层树脂。经过交换区, B 自 c_0 降至接近于 0。 c_0 是与饱和树脂中 B 浓度呈平衡的液相 B 浓度, 可视同 c_0 。因流出交换区的水流中不含 B, 故交换区以下的床层未发挥作用, 是新鲜树脂。水质也不发生变化。继续运行时, 失效区逐渐扩大, 交换区向下移动, 未用区逐渐缩小。当交换区下缘到达树脂层底部时 (图 c), 出水中开始有 B 漏出, 此时称为树脂层穿透。再继续运行, 出水中 B 浓度迅速增加, 直至与进水 c_0 相同。此时, 全塔树脂饱和。

从交换开始到穿透为止, 树脂所达到的交换容量称为工作交换容量, 其值一般为树脂总交换容量的 60%~70%。

在床层穿透以前, 树脂分属于饱和区、交换区和未用区, 真正工作的只有交换区内树脂。交换区的上端面处液相 B 浓度为 c_0 , 下端面处为 0。如果同时测定各树脂层的液相 B 浓度, 可得交换区内的浓度分布曲线 (图 2.13.6b)。浓度分布曲线也是交换区中树脂的负荷曲线。曲线上面的面积 Ω_1 表示利用了交换容量, 而曲线下面的面积 Ω_2 则表示尚未利用的交换容量。 Ω_1 与总面积 $(\Omega_1 + \Omega_2)$ 之比称为树脂的利用率。

交换区的厚度取决于所用的树脂、B 离子种类和浓度以及工作条件。当前两者一定时, 则主要取决于水流速度。这可用离子供应速度和离子交换速度的相对大小来解释。单位时间内流入某一树脂层的离子数量称为离子供应速度 v_1 。在进水浓度一定时, 流速愈大, 则离子供应愈快。单位时间内交换的离子数量称为离子交换速度 v_2 。对给定的树脂和 B, 交换速度基本上是一个常数。当 $v_1 \leq v_2$ 时, 交换区的厚度小, 树脂利用率高; 当 $v_1 > v_2$ 时, 进入的 B 离子来不及交换就流过去了, 故交换区厚度大, 树脂利用率低。合适的水流速度通常由实验确定, 一般为 10~30m/h。交换区厚度除可实测以外, 也常用经验公式估算。如用磺化煤作交换剂进行水质软化, 其交换区厚度 h (m) 为:

$$h = 0.015 v d_{90}^2 \lg \frac{c_H}{c_n}$$

式中 v ——水通过树脂层的空塔速度, m/h;
 d_{90} ——80%重量的树脂能通过筛孔孔径, mm;
 c_H 、 c_n ——分别为进水和出水的硬度, mmol/L。

上述讨论仅限于原水中只含 B 一种离子, 实际原水中常含有多种可与树脂交换的离子。天然原水中常见的阳离子有 Ca^{2+} 、 Mg^{2+} 、 Na^+ 。如用 RH 树脂处理, 这些阳离子都可以与之交换。按照选择性顺序 $Ca^{2+} > Mg^{2+} > Na^+$, 树脂依次交换 Ca^{2+} 、 Mg^{2+} 、 Na^+ 。某一时刻树脂层液相中三种离子的浓度分布曲线如图 2.13.6 (e) 所示。交换器出水浓度随时间变化如图 2.13.6 (f) 所示。随着进水量增加, 穿透离子的顺序依次为 Na^+ 、 Mg^{2+} 、 Ca^{2+} 。

图 2.13.6 (f) 表明, 制水初期, 进水中所用阳离子均交换出 H^+ , 生成相当量的无机酸, 出水酸度保持定值。运行至 a 点时, Na^+ 首先穿透, 且迅速增加, 同时酸度降低, 当 Na^+ 泄漏量增大到与进水中强酸阴离子含量总和相当时, 出水开始呈现碱性; 当 Na^+ 增加到与进水阳离子含量总和相等时, 出水碱度也增加到与进水碱度相等。至此, H 离子交换结束, 交换器开始进行 Na^+ 交换, 稳定运行至 b 点之后, 硬度离子开始穿透, 出水 Na^+ 含量开始下降, 最后出水硬度接近进水硬度, 出水 Na^+ 接近进水 Na^+ , 树脂层全部饱和。

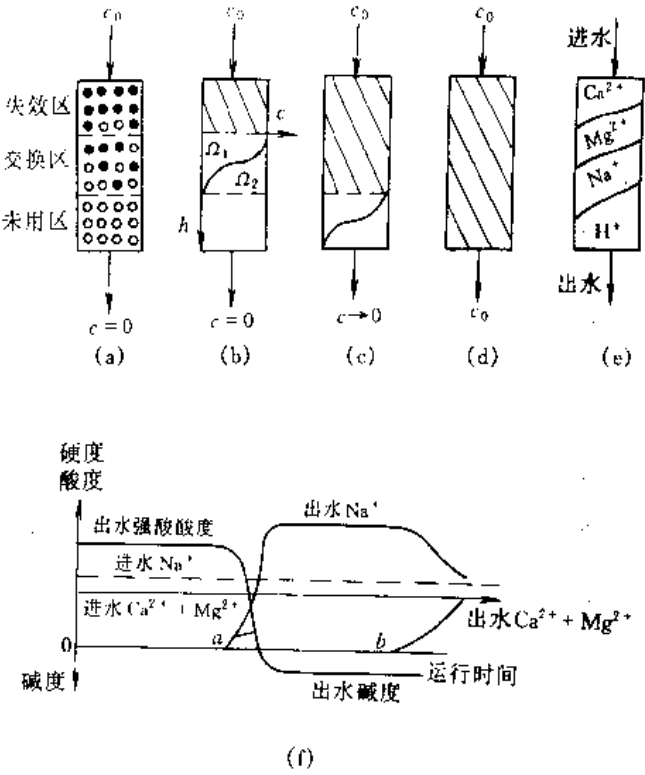


图 2.13.6 离子交换柱工作过程

② 再生。在树脂失效后，必须再生才能再使用。通过树脂再生，一方面可恢复树脂的交换能力，另一方面可回收有用物质。化学再生是交换的逆过程。根据离子交换平衡式： $RA + B \rightleftharpoons RB + A$ ，如果显著增加 A 离子浓度，在浓差作用下，大量 A 离子向树脂内扩散，而树脂内的 B 则向溶液扩散。反应向左进行，从而达到树脂再生的目的。

固定床再生操作包括反洗，再生和正洗三个过程。反洗是逆交换水流方向通入冲洗水和空气，以松动树脂层，清除杂物和破碎的树脂。经反洗后，将再生剂以一定流速（4~8m/h）通过树脂层，再生一定时间（不小于 30min），当再生液中 B 浓度低于某个规定值后，停止再生，通水正洗，正洗时水流方向与交换时水流方向相同。有时再生后还需要对树脂作转型处理。下述因素对再生效果和处理费用有很大影响。

a. 再生剂的种类。对于不同性质的原水和不同类型的树脂，应采用不同的再生剂。选择的再生剂既要有利于再生液的回收利用，又要求再生效率高，洗脱速度快，价廉易得。如用 Na 型阳树脂交换纺丝酸性废水中的 Zn^{2+} ，用芒硝（ $Na_2SO_4 \cdot 10H_2O$ ）作再生剂，再生液的主要成分是浓缩的 $ZnSO_4$ ，可直接回用于纺丝的酸浴工段。再如用烟道气（ CO_2 ）作为弱酸性阳树脂的再生剂也可以得到很好的再生效果。一般对强酸性阳树脂用 HCl 或 H_2SO_4 等强酸及 NaCl、 Na_2SO_4 再生；对弱酸性阳树脂用 HCl、 H_2SO_4 再生；对强碱性阴树脂用 NaOH 等强碱及 NaCl 再生；对弱碱性阴树脂用 NaOH、 Na_2CO_3 、 $NaHCO_3$ 等再生。弱树脂可用 NH_3 再生，虽然再生效率低，但价廉。

b. 再生剂用量。树脂的交换和再生均按等当量进行。理论上，1mol 的再生剂可以恢复树脂 1mol 的交换容量，但实际上再生剂的用量要比理论值大得多，通常为 2~5 倍。实验证明，再生剂用量越多，再生效率越高。但当再生剂用量增加到一定值后，再生效率随再生剂用量增长不大。因此再生剂用量过高既不经济也无必要。图 2.13.7 为用 2% NaOH 对交换了 Cr^{6+} 的强碱性树脂的再生情况。由图可知，以控制 95% 的再生效率较为合适。

c. 再生液浓度。当再生剂用量一定时，适当增加再生剂浓度，可以提高再生效率。但再生剂浓度太高，会缩短再生液与树脂的接触时间，反而降低再生效率，因此存在最佳浓度值。如用 NaCl 再生 Na 型树脂，最佳盐浓度范围在 10% 左右。一般顺流再生时，酸液浓度以 3%~4%，碱液浓度以 2%~3% 为宜。

d. 再生时间。通常不少于 0.5h，再生液流速以 4~8m/h 为宜。

e. 再生剂纯度。目前离子交换树脂常用工业盐酸和工业液碱再生，其中含有大量杂质。尤以工业液碱为甚（含有 3%~5% NaCl），这些杂质在再生中起了反离子的作用，影响再生效果。因此水质要求高的部门可选用纯度较高的药剂，这样不仅能提高水质，树脂的交换容量也有较大幅度的提高。

f. 再生液温度。实验证明再生液温度的提高可强化再生过程，这在阴树脂的再生中表现得更为明显，考虑到阴树脂的热稳定性，再生液温度以不超过 40℃ 为宜。

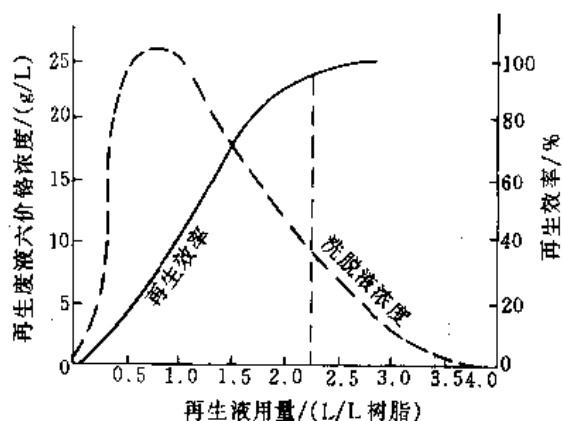


图 2.13.7 再生液用量与再生效率、含铬浓度的关系

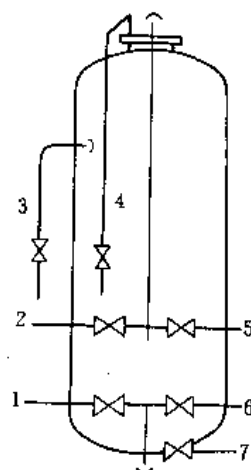


图 2.13.8 顺流再生固定床管阀示意
1—反洗进水；2—进水；3—进再生液；4—排气；
5—反洗排水；6—出水；7—正洗排水

g. 再生方式。固定床的再生主要有顺流和逆流两种方式。再生剂流向与交换时水流方向相同者,称为顺流再生,反之称为逆流再生。顺流再生的优点是设备简单,操作方便,工作可靠。缺点是再生剂用量多,再生效率低,交换时,出水水质较差;逆流再生时,再生剂耗量少(比顺流法少40%左右),再生效率高,而且能保证出水质量,但设备较复杂,操作控制较严格。采用逆流再生,切忌搅乱树脂层,应避免进行大反洗,再生流速通常小于 2m/h 。也可采用气顶压、水顶压或中间排液法操作。

图2.13.8为固定床顺流再生示意图。

几种逆流再生操作方法比较见表2.13.8。

以气顶压法为例,逆流再生操作步骤如图2.13.9。

表2.13.8 逆流再生几种操作方法的比较

操作方法	条 件	优 点	缺 点
气顶压法	1. 压缩空气压力 $0.03 \sim 0.05\text{MPa}$,压力应稳定 2. 气量 $0.2 \sim 0.3\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{min})$ 3. 再生液流速 5m/h 左右	1. 不易乱层 2. 操作容易掌握 3. 耗水量少	需设置净化压缩 空气系统
水顶压法	1. 水压 $0.01 \sim 0.03\text{MPa}$ 2. 顶压水量为再生液流量的 $1 \sim 1.5$ 倍	操作简单	再生废液量大,增 加处理的工作量
低流速法	再生液流速 2m/h 左右	设备及辅助系统简单	再生时间长
无顶压法	1. 中排液装置小孔流速应不大于 0.1m/s 2. 再生流速 5m/h 左右	1. 操作简单 2. 外部管系简单 3. 不需任何顶压系统	

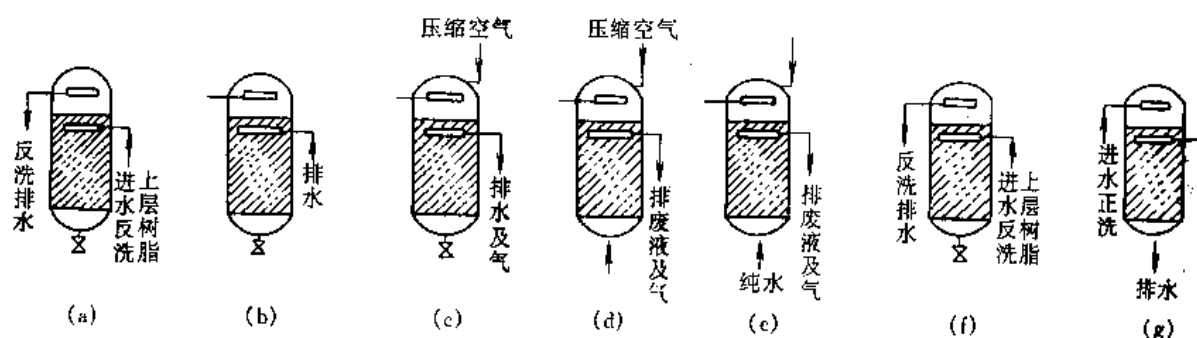


图2.13.9 逆流再生操作步骤

(a) 小反洗; (b) 放水; (c) 顶压; (d) 进再生液; (e) 置换; (f) 小反洗; (g) 正洗

各步骤要点如下:

(a) 小反洗。目的是清洗压脂层中的悬浮杂质,反洗水从中排进入交换器,从交换器上部排出。小反洗时,中排以下床层呈压实状态,压脂层膨胀呈悬浮状态,反洗至出水澄清,一般需 $10 \sim 15\text{min}$ 。

(b) 放水。打开进气阀,将中排管以上的水由中排管放出,直至中排管中无水排出为止。此时压脂层内及以上空间的水全部排尽,保证压实效果。

(c) 顶压。排水后从交换器顶部送入经过净化的压缩空气,使气压维持在 $0.03 \sim 0.05\text{MPa}$,顶压一直维持到置换结束。其间气压应稳定。

(d) 进再生液。以大约 5m/h 的流速,将再生液自下而上流过树脂层,由中排管排出。由于逆流再生所用药剂的量比顺流再生少,因此药液浓度应略低,以保证进液时间不少于30分钟。复床再生液应采用除盐水配制。

(e) 置换。置换时水的流速和流向与再生时相同，阳床置换至出水酸度小于 $3 \sim 5 \text{ mmol/L}$ ，阴床置换至出水碱度小于 $0.3 \sim 0.5 \text{ mmol/L}$ ，置换结束后应先关进水阀停止进水，然后停止顶压，防止乱层。

(f) 小反洗。操作方法同 (a)。在进再生液时不可避免地有少量再生废液进入压脂层，再次采用小反洗的目的是将这部分废液自交换器上部排出，而不致于在下一步正洗时污染树脂层。此步骤也可改为小正洗，即从上部进水，中排水。

(g) 正洗。关闭中排阀门，正洗水由交换器上部进入，流经树脂床层，由底部排水阀排出。流速可与运行时相同，直至出水水质符合要求。

小反洗和正洗可采用前级水，即阳床可用清水，阴床可用阳床出水。

混合床再生有两种方法：体外再生和体内再生。体外再生即是在混合床失效后，将树脂用水力移送到交换器外的专用再生装置中进行再生，树脂再生后再移回交换器中。树脂失效后在交换器内进行再生的称体内再生。但无论是体外再生还是体内再生，其基本点是相同的。在再生前首先要将混合在一起的阳、阴树脂分离，然后再用酸、碱分别对其进行再生、清洗，然后再将阳、阴树脂进行混合。下面以体内再生为例进行分析，图 2.13.10 为混合床再生步骤示意图。

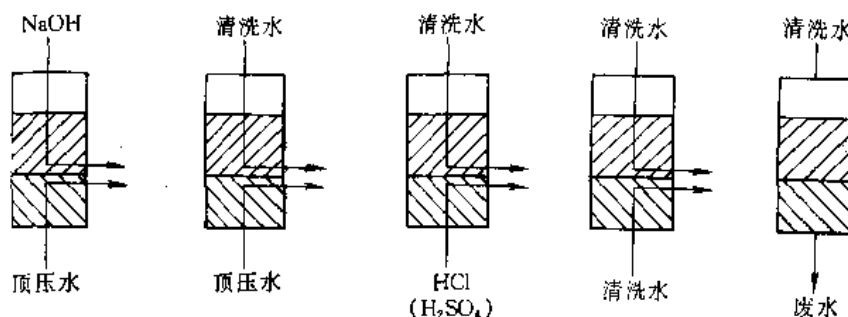


图 2.13.10 混合床再生步骤示意

失效后的混合树脂可用水流反洗的方法，利用阳、阴树脂湿真密度的差异在反洗和沉降中分离。反洗分层是混合床再生的关键步骤，如分离效果不佳，混杂在阳树脂中的阴树脂会在再生时受到酸的污染，混杂在阴树脂中的阳树脂受到碱的污染。

开始反洗时，由于树脂床层在运行中压得很紧，车速应小些，待树脂层松动后，逐渐加大车速至全部床层松动，并展开 $50\% \sim 80\%$ ，大约 $10 \sim 15 \text{ min}$ 后，阳、阴树脂就可分离，反洗停止后，阳、阴树脂自然沉降，形成一清晰的界面层，阳树脂在下，阴树脂在上。

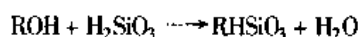
为提高分层效果，可在分层前通以 $6\% \sim 10\% \text{ NaOH}$ 对树脂转型，以增大阳、阴树脂的密度差，同时消除静电相吸现象。

将交换器内的水放至阴树脂表面约 10 cm ，然后从上部进碱液，少量顶压水从下部进，防止碱液进入阳树脂层，一起从中排管排出。以除盐水清洗置换阴树脂，直至排水 OH^- 碱度 $< 0.5 \text{ mmol/L}$ 。从底部进酸液，顶部进少量清洗水。以除盐水清洗阳树脂至排水酸度 $< 0.5 \text{ mmol/L}$ 。串联清洗直至排水电导率 $< 1.5 \mu\text{S/cm}$ 。将器内水放至距树脂层表面 $10 \sim 15 \text{ cm}$ ，从下部通入已净化的压缩空气 ($0.1 \sim 0.15 \text{ MPa}$) 约 5 min 。树脂混匀后，从底部迅速排水，最后以 15 m/h 的除盐水正洗，直至电导率 $< 0.2 \mu\text{S/cm}$ ，硅根 $< 20 \mu\text{g/L}$ 。

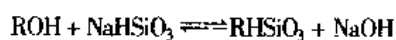
(2) 一级复床的工作过程 阳床的工作过程见图 2.13.6 (e) 和 (f)。阴床的工作与阳床的状态有关。出水水质见图 2.13.11。

当阴床先失效时，如图 2.13.11 (a)，由于硅酸根离子在强碱阴树脂的选择顺序中排于最后，也就是说阴树脂对它的吸着能力最差。因此最先泄漏的是 H_2SiO_3 ，随后才会有 H_2CO_3 漏出，最后是各种强酸， H_2SiO_3 的酸性很弱，所以在失效的初期，水质 pH 的变化不大，但很快就会明显下降。电导率先略有下降，而后再上升，这是由于在正常运行时，水中有微量 OH^- ，pH 值呈弱碱性，失效初期水质 pH 下降， OH^- 为其他阴离子所取代，电导率下降。当 pH 达到中性时，电导率下降至最低点，当 pH 继续下降， H^+ 浓度增加，电导率迅速增高。

阳床先失效时,如图 2.13.11 (b),出水中钠离子含量首先升高,于是阴交换器出水中就会含有相应数量的 NaOH, pH 值、电导率也同步上升。从图 2.13.11 (b) 中可看出,当阳床失效时,虽然阴树脂并未失效,但出水的 SiO_2 的含量却上升了。分析阴树脂对 H_2SiO_3 的交换过程,当阴床进水中的阳离子仅为 H^+ 时,阴树脂对硅酸化合物的交换可用下式表示:



这个反应就像中和反应那样,生成电离度很小的水,因此除硅很完全。当阴床进水中含有 Na^+ 时,上述反应式为



由于产物 NaOH 为强电解质,导致交换反应向左移动,使出水 SiO_2 含量增高。阳床漏 Na 量越大,阴床出水 SiO_2 含量也越大。

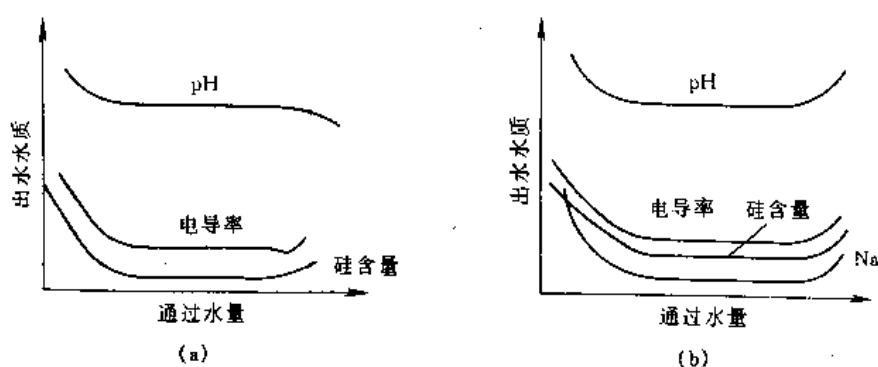


图 2.13.11 一级复床的出水水质
(a) 阴床先失效; (b) 阳床先失效

目前复床运行终点的控制指标主要是电导率和含硅量,电导率测定简单易行,监控十分方便。

在工业废水处理中,对于浓集了大量有毒而又有用物质的树脂再生洗脱液,有的可直接回收利用;有的需做进一步的浓缩分离处理(如蒸发浓缩、结晶分离等)才能回收利用。对有些没有回收利用价值的,则必须进行妥善处置,使其不再在环境中扩散污染。如用离子交换法处理放射性废水时,对于高浓度放射性裂变产物的废液,有的采用密封直至埋入地下或废矿井中,有的则制成混凝土块弃之海底等。

(3) 连续式离子交换器工作过程 固定床离子交换器内树脂不能边饱和边再生,因树脂层厚度比交换区厚度大得多,故树脂和容器利用率都很低;树脂层的交换能力使用不当,上层的饱和程度高,下层低,而且生产不连续,再生和冲洗时必须停止交换。为了克服上述缺陷,发展了连续式离子交换设备,包括移动床和流动床。

图 2.13.12 为三塔式移动床系统,由交换塔、再生塔和清洗塔组成。运行时,原水由交换塔下部配水系统流入塔内,向上快速流动,把整个树脂层承托起来并与之交换离子。经过一段时间以后,当出水离子开始穿透时,立即停止进水,并由塔下排水。排水时树脂层下降(称为落床),由塔底排出部分已饱和的树脂,同时浮球阀自动打开,放入等量已再生好的树脂。注意避免塔内树脂混层。每次落床时间很短(约 2min)。之后又重新进水,托起树脂层,关闭浮球阀。失效树脂由水流输送至再生塔。再

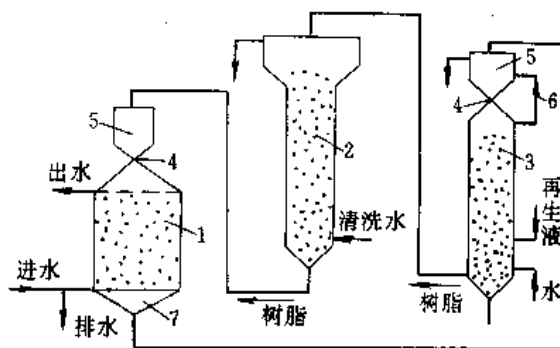


图 2.13.12 三塔式移动床

1—交换塔; 2—清洗塔; 3—再生塔; 4—浮球阀;
5—贮树脂斗; 6—连通管; 7—排树脂部分

生塔的结构及运行与交换塔大体相同。

经验表明,移动床的树脂用量比固定床少,在相同产水量时,约为后者的 $\frac{1}{3} \sim \frac{1}{2}$,但树脂磨损率大。能连续产水,出水水质也较好,但对进水变化的适应性较差,设备小,投资省,但自动化程度要求高。

移动床操作,有一段落床时间,并不是完全的连续过程。若让饱和树脂连续流出交换塔,由塔顶连续补充再生好的树脂,同时连续产水,则构成流动床处理系统。流动床内树脂和水流方向与移动床相同,树脂循环可用压力输送或重力输送。为了防止交换塔内树脂混层,通常设置2~3块多孔隔板,将流化树脂层分成几个区,也起均匀配水作用。

流动床是一种较为先进的床型,树脂层的理论厚度就等于交换区厚度,因此树脂用量少,设备小,生产能力大;而且对原水预处理要求低。但由于操作复杂,目前运用不多。

2.13.4 离子交换设备

工业用离子交换设备主要有固定床、移动床和流化床,尤以固定床使用最多,包括单床、多床、复床、混床。

2.13.4.1 固定床

逆流再生固定床离子交换器基本构造见图2.13.13。

(1) 筒体 筒体高度应包括树脂层、压脂层占有的高度和树脂层反洗膨胀高度。膨胀高度一般应为树脂层与压脂层高度的50%~80%。筒体材料应满足交换柱强度及耐柱内构造液腐蚀的要求。常用的材料有有机玻璃、硬PVC、内涂防腐涂料或衬橡胶碳钢等。一般前两种适用于较小口径、构造压力较低场合,内涂涂料碳钢一般用于钠型软化系统。

筒体上的附件有进水管、排气管、树脂装卸口、视镜、人孔等,均根据工艺操作的需要布置。如视镜的位置应能观察树脂下部动态及颜色变化情况,树脂层面是否波动和树脂层反洗膨胀后的层面等。

(2) 上布水装置 常用形式见图2.13.14。

① 漏斗式。结构简单,制作方便,适用于小型设备。漏斗的角度一般为60°或90°,漏斗的顶部距设备上封头约200mm,漏斗口直径为进水管的1.5~3倍。安装时要防止倾斜,否则易发生偏流,操作时应注意控制树脂层的膨胀高度,防止树脂流失。

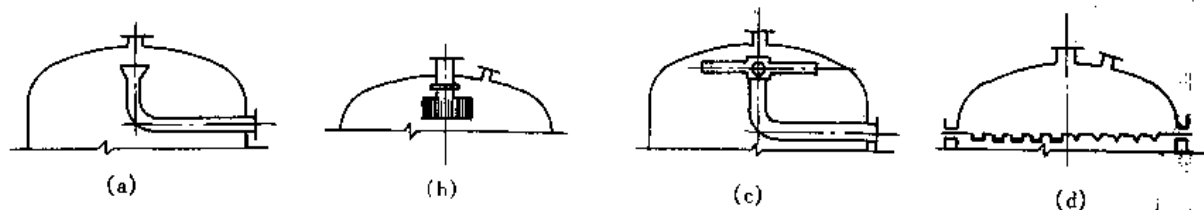


图2.13.13 逆流再生固定床的结构

- 1—壳体; 2—排气管; 3—上布水装置;
4—交换剂装卸口; 5—压脂层;
6—中排液管; 7—离子交换剂层;
8—视镜; 9—下布水装置;
10—出水管; 11—底脚

图2.13.14 进水装置的常用型式
(a) 漏斗型; (b) 喷头型; (c) 十字管型; (d) 多孔板水帽型

② 喷头式。有多孔外包滤网及开细缝隙两种。常用材料为不锈钢或工程塑料。进水管内流速为1.5m/s左右,小孔或缝隙流速1~1.5m/s。

③ 十字穿孔管式。穿孔管有多孔外包滤网及开细缝隙式(0.3~0.4mm)两种,布水较前2种均匀。设计流速、常用材料同前。

④ 多孔板排水帽式。布水均匀性好,但构造复杂,一般用于中小型交换设备,常用排水帽有塔式(K型)、水草型、片叠式等,多孔板材料有碳钢耐防腐涂料,碳钢内衬橡胶或工程塑料等。

(3) 中排水装置 中排水装置是逆流再生固定床内部的主要部件,对交换柱的实际运行效果有很大影

响。对中排水装置的要求是：能均匀排除再生废液，防止树脂流失，具有足够的机械强度。安装时必需在交换柱内呈水平状态。常用的中排水装置形式见图 2.13.15。

母管支管式是目前中排水装置中用得最多的形式，有母管、支管处于同一平面与在不同平面、总管在上或在下几种形式。图 2.13.15a 为母支管处于不同平面，总管在上的中排水装置。常用材料有硬 PVC 与不锈钢，在钠离子交换柱中也有用碳钢涂防腐涂料。

为防止离子交换树脂流失，支管有细缝（0.3~0.4mm）与多孔外包滤网二种形式。常用滤网为 40~60 目，滤网材料有不锈钢丝网、涤纶丝网（有良好的耐酸性能，适用于盐酸再生的 H 型阳离子交换柱）、锦纶丝网（有良好的耐碱性能，适合于 OH 型阴离子交换柱）等。

管插式：插入树脂层的支管长度一般与压脂层厚度相同，其所用材料及防止树脂流失的方式、材料与母管支管式相同。

支管式：一般均用于小直径离子交换柱（ $\phi 600\text{mm}$ 以下），支管的数量可用 1~3 根，该交换柱直径选择、所用材料及防止树脂流失的方式均与母管支管式相同。

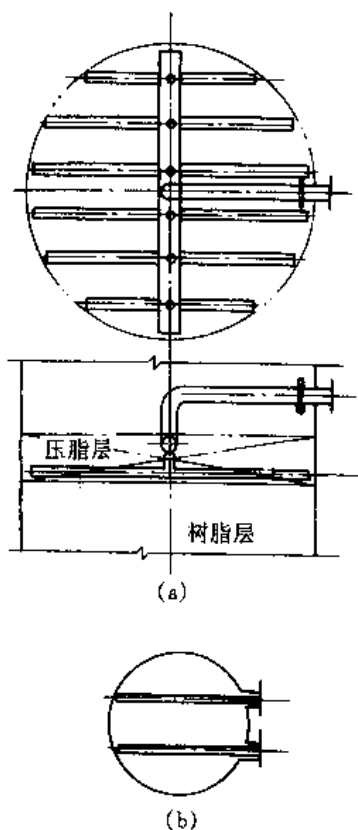


图 2.13.15 中排装置

(a) 母管支管式；(b) 支管式

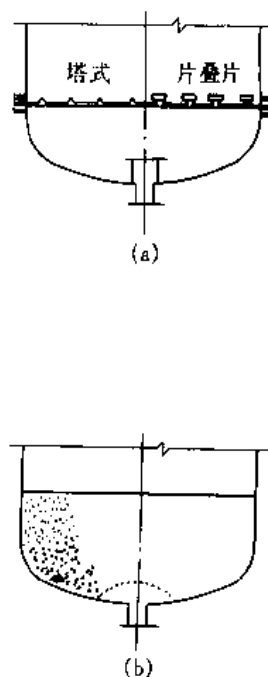


图 2.13.16 排水装置

(a) 多孔板排水帽式；(b) 石英砂垫层式

(4) 下布水装置 下布水装置的配水均匀性影响设备的运行及再生效果，在选用时应予以重视。常用形式见图 2.13.16。

① 多孔排水帽式。与上布水装置中的多孔板排水帽式相同。

② 石英砂垫层式。支撑石英砂垫层的装置有穹形多孔板与大排水帽两种形式，两者的布水均匀性都好。图 2.13.16b 中石英砂垫层的支撑装置为穹形多孔板式。石英砂垫层的级配与层高见表 2.13.9。在支撑穹形多孔板直径为交换柱直径的 $1/3$ 时，上述级配组成的石英砂垫层均匀性可达 95%。在反冲洗流速 $15 \sim 30\text{m/h}$ 的条件下，上述级配的石英砂垫层稳定，面层砂粒不浮动。对石英砂的要求： SiO_2 含量须大于 99%，使用前应用 10%~20% 盐酸浸泡 12~24h；实践表明，此种垫层当再生碱液温度在 40°C 以下时硅成分稳定，对出水中 SiO_2 泄漏量没有影响。支撑装置材料：穹形多孔板常用材料有碳钢涂防腐涂料，碳钢衬胶、不锈钢等，大排水帽常用硬 PVC 等工程塑料，均应根据设备耐腐蚀要求选择。

表 2.13.9 石英砂垫层的级配与层高

石英砂粒径 d/mm	砂层高度/mm		
	交换柱直径 $\phi 1600$	交换柱直径 $\phi 1600 \sim 3200$	交换柱直径 $\phi 3200$
1~2	200	200	200
2~4	100	150	150
4~8	100	100	100
8~16	100	150	200
16~32	250	250	300
砂层总厚度	750	850	950

2.13.4.2 顺流再生固定床

顺流再生固定床的外形及内部基本结构与逆流再生固定床相同,可参见图 2.13.17。构造中的不同点如下。

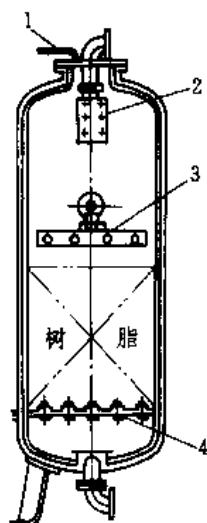


图 2.13.17 顺流再生固定床的结构

1—放气管；2—进水装置；
3—进再生液装置；4—排水装置

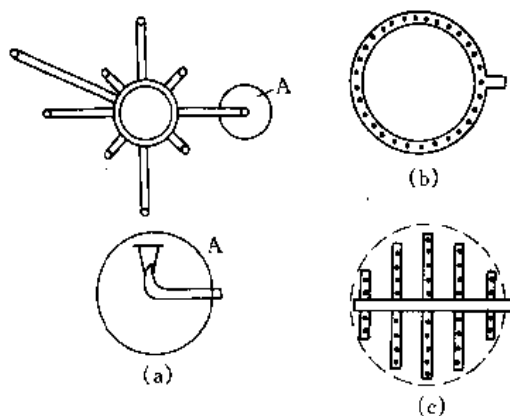


图 2.13.18 进再生液装置

(a) 辐射型；(b) 圆环型；(c) 母管支管型

顺流再生固定床无中排液装置及压脂层；在较大内径的顺流再生固定床中，树脂层面上 150~200mm 处设有再生液分布装置，常用的再生液分布装置有环形管式与母管支管式两种。其简图见图 2.13.18。在内径较小的顺流固定床中，再生液通过交换柱顶部的上布水装置分布，不再设再生液分布装置。

2.13.4.3 体内再生混床

体内再生混合床的结构与逆流再生固定床相似，见图 2.13.19。不同之处有以下几点。

- ① 筒体高度应保证在反洗时树脂有 50%~80% 以上的展开空间，以保证反洗分层的效果。
- ② 中排装置应处于阳、阴树脂的交界面，采用母管支管式为多。
- ③ 大中型装置应在树脂层面以上 150~200mm 处设置碱再生液分布装置，一般也采用母管支管式，小型装置碱液由进水装置进入。酸液由底部排水装置进入，毋需另设装置。

④ 大中型混床底部的树脂与垫层交界处，设有压缩空气分布装置，用于树脂的混合，常用母管支管型。采用多孔板排水装置的混合床，排水装置兼作空气分配。

2.13.4.4 其他离子交换器

(1) 浮动床 在浮动床内树脂层上填充一层惰性树脂，下部填充一层级配石英砂。原水由底部以约

30m/h 的速度穿孔砂层, 将树脂浮起, 在砂层与树脂层间形成一浮动树脂层, 在浮动层上至顶部出水装置为压缩树脂层。浮动床交换流速高, 逆流再生, 出水水质好, 再生剂耗量小, 自用水量小于 5%, 操作简便, 但要求进水 $SS < 3\text{mg/L}$, 树脂强度高。

(2) 双层床 将两种不同密度、粒度和交换特性的树脂 (如强树脂与弱树脂) 放在同一个交换器中, 形成双层床。一般弱树脂层高为总树脂层高的 30% 以上。如果树脂分层困难, 可在两树脂中间用隔板分开而成双室双层床。双层床可以充分利用强弱树脂的性能; 提高了树脂的利用率、交换容量和出水水质; 节约再生剂量, 再生剂先经过强树脂层, 再到弱树脂层; 防止树脂遭有机污染; 减少设备和占地。

(3) 三室床 用两块多孔隔板将床层分成 3 室, 上下两室装阳树脂, 中间室装阴树脂, 构成三室床。三室床渗透冲击压力小; 阴树脂可高价离子的污染小; 树脂受力较小, 流速可达 300m/h。

(4) 三层混床 在强酸强碱树脂中间加一层惰性树脂 (白球), 形成三层混床。加入白球后, 避免了阳阴树脂在再生时的交叉污染, 即阳树脂不受 NaOH 、阴树脂不受 HCl (H_2SO_4) 的污染, 保证了交换时的出水质量。白球也起到均匀布水的作用。

2.13.5 离子交换装置的计算与设计

2.13.5.1 设计依据

根据用户要求确定出水水质和水量; 根据进出口水质和水量, 进行技术经济分析后确定最佳处理系统和设备; 通过工艺计算确定设备的工艺尺寸、规格、树脂用量、交换柱工作周期, 估算再生时反洗、正洗水量, 再生剂消耗量及其他技术经济指标。

2.13.5.2 系统的参数计算

(1) 产水量 根据用户要求和系统自用水量并考虑到最大用水量, 确定产水量 Q 。

(2) 离子交换设备参数

① 设备总工作面积 F/m^2

$$F = Q/v$$

式中 Q ——设备总产水量, m^3/h ;

v ——交换柱中水流速度, m/h 。

一般阳床的正常流速为 20m/h, 瞬时最大流速可达 30m/h; 混合床流速为 40m/h, 瞬时最大流速可达 60m/h。

② 一台设备工作面积 f/m^2

$$f = F/n$$

式中 n ——设备台数。

为保证系统安全和正常运行, 复床除盐系统的离子交换设备宜不少于 2 台, 当一台设备再生或检修时, 另一台的供水量应能满足正常供水和自用水量的要求。

③ 设备直径 D/m

$$D = 1.13 \sqrt{f} = 1.13 \sqrt{\frac{QC_0T}{nE_0h_R}}$$

④ 一台设备一个工作周期离子交换容量 E_c

$$E_c = Q_1 C_0 T$$

式中 Q_1 ——1 台设备的产水量, m^3/h ;

C_0 ——进水中需除去的离子总量;

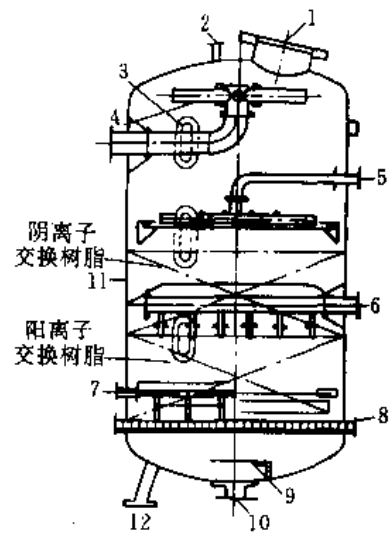


图 2.13.19 体内再生混合床的结构

- 1—人孔；2—排气管；3—视镜；
4—进水装置；5—进碱装置；6—中
间排水装置；7—进压缩空气装置；
8—下布水装置；9—挡水板；
10—出水口；11—壳体；12—底部

T ——交换柱运行一个周期的工作时间, h。

⑤ 一台设备装填树脂量 V_R (m^3)

$$V_R = \frac{E_r}{E_0}$$

式中 E_0 ——树脂的工作交换容量。

⑥ 交换床内树脂层装填高度 h_R/m

$$h_R = \frac{V_R}{f} (\geq 1.2)$$

(3) 反洗水流量 $q/(m^3/h)$

$$q = v_2 f$$

式中 v_2 ——反洗流速, m/h, 阳树脂 15m/h, 阴树脂 6~10m/h。

反洗耗水量

$$v_2 = \frac{qt}{60}$$

式中 t ——反洗时间, min, 一般取 15min。

(4) 再生剂需要量 G/kg

$$G = \frac{V_R E_0 N \omega}{1000} = V_R L$$

式中 N ——再生剂当量值;

ω ——再生剂比耗, 即实际用量与理论值之比;

L ——单位体积树脂的再生剂用量, kg/m^3 。

(5) 正洗水量 V_Z/m^3

$$V_Z = \alpha V_R$$

式中 α ——正洗水的比耗, m^3/m^3 。一般强酸树脂 $\alpha = 4 \sim 6$, 强碱树脂 $\alpha = 10 \sim 12$, 弱树脂 $\alpha = 8 \sim 15$ 。

交换器筒体的高度包括树脂层高、底部排水区高和上部水垫层高三部分。设计时应首先确定交换剂层高度。树脂层越高, 树脂的交换容量利用率越高, 出水水质好, 但阻力损失大, 投资增多。通常树脂层高可选用 1.5~2.5m。塔径越大, 层高越高, 一般层高不得低于 0.7m。对于进水含盐量较高的场合, 塔径和层高都应适当增加, 以保证运行周期不低于 24h。树脂层上部水垫层的高度主要取决于反冲洗时的膨胀高度和保证配水的均匀性, 顺流再生时膨胀率一般采用 40%~60%。逆流再生时这个高度可以适当减小。底部排水区高度与排水装置的形式有关, 一般取 0.4m 左右。

离子交换树脂的重量, 可以由上述树脂层高、塔截面积和树脂密度计算得到。如果测定了离子交换的平衡线 and 操作线, 也可以由传质速率方程积分求解。

根据计算得出的塔径和塔高选择合适尺寸的离子交换器, 然后进行水力核算。

2.13.6 离子交换树脂的变质、污染及其防止

离子交换树脂在使用过程中, 其性能往往会有所变化, 其原因有两种, 一是交换树脂的化学结构受到破坏, 二是外来杂质的污染, 前一种情况称为变质, 是无法恢复的, 后一种可采用适当的方法进行树脂的复苏。但污染严重时, 树脂的性能往往也难以恢复。下面介绍几种常见的情况。

2.13.6.1 树脂的变质

(1) 老化 离子交换树脂是一种高分子化合物, 随着使用时间的增加, 会发生老化现象。阳树脂的稳定性要优于阴树脂。而树脂的离子型态与稳定性有关, 如对强酸性阳树脂来说, 盐型的稳定性要优于氢型, 而盐型中又以钠型为最好。对强碱性阴树脂来说, 盐型的稳定性比氢氧型好。树脂的老化速度与运行温度有关, 温度越高, 老化速度越快。因此对运行温度要有所规定。

(2) 氧化 进水中含有氧化剂 (如 Cl_2 、 O_3 、 H_2O_2 、 HNO_3 等), 会使树脂氧化变质。在除盐系统中, 受害的主要是阳树脂。水中的氧化剂主要为游离氯和硝酸根, 如水中含有重金属离子, 会加快氧化变质的过程。阳树脂的氧化结果会发生碳链断裂、降解。表现为树脂的体积增大并破碎, 树脂的交换容量下降, 水流

阻力增大。同时会产生一些低分子可溶性有机物,污染后面的阴树脂。因此应规定进水游离氯的含量,并须有防止重金属离子污染的措施。

阴树脂氧化的危害程度一般比阳树脂轻,氧化的结果会使季铵基逐渐转变为叔、仲、伯胺基,从而使它的碱性减弱。

2.13.6.2 树脂的污染

(1) 悬浮物污染 悬浮物污染也以阳树脂为多见,树脂颗粒被悬浮物包住,会降低它的交换能力,严重时树脂会产生结块现象,产生偏流,造成部分树脂的交换能力未被利用,使周期制水量减少。悬浮物污染还会增大水流阻力,降低产水量。防止悬浮物污染主要应加强生水的预处理,减少交换器进水的悬浮物含量。其次,应做好交换器的反洗工作,必要时可送入压缩空气,对树脂层进行空气擦洗。特别要指出的是交换器进水装置不能因担心在反洗时跑树脂而加装网套,这会使陆续进入交换器的悬浮物无法在反洗时清除掉。

(2) 高价金属离子污染 铝、铬、铁污染可能发生在软化系统的阳树脂,也可能发生在除盐系统的阴树脂。其原因是因为管道锈蚀,胶态或悬浮态的金属氧化物将树脂表面包裹起来。再生用碱中如含有金属氧化物也会污染阴树脂。被铁污染后的树脂外观颜色变深,工作交换容量下降。判断树脂是否被铁污染,可取出200~300g再生后的树脂,放在烧杯中,加入10% HCl,浸泡一昼夜,并定期搅拌,然后测定溶液中的铁,如100g阳树脂中有150mg的铁,可认定树脂已被污染。当预处理系统中用铝盐作混凝剂,加药量过大时,也会使树脂遭受铝的污染,其后果与铁污染相似。避免铁污染的措施主要是防止水站管道和设备的锈蚀,降低进水的含铁量。当采用含铁量高的水源时,应采取除铁措施。清除树脂中铁的化合物的方法是用高浓度的盐酸(10%~15%)浸泡数小时,用柠檬酸、EDTA等络合剂进行处理也有较好的效果。

(3) 有机物污染 有机物污染往往发生在强碱阴树脂,其污染源主要来自进水中的有机物,此外阳树脂的裂解产物也会造成阴树脂的污染。树脂被有机物污染的机理比较复杂,有分子间的作用力,有离子交换作用,也有大分子堵塞离子交换通道的作用。树脂吸附了有机物后,在再生过程中不能将它们洗脱下来,以至在树脂内部越积越多。阴树脂污染后表现为工作交换容量下降,正洗水量增加。防止有机物污染的措施有以下几点。

① 采用抗有机物污染的大孔树脂和丙烯酸系强碱阴树脂,这些树脂之所以能抗有机污染是因为它们吸附的有机物易于在再生时解吸。

② 采用弱、强阴树脂的组合系统,弱阴树脂的吸附有机物的能力虽然不如强阴树脂,但很容易洗脱,因此保护了强阴树脂不受或少受污染。

③ 加强除盐系统的预处理,如在除盐系统前加设活性炭装置或大孔吸附剂,降低进水的有机物含量。

④ 采用复苏的方法,将有机物清洗出离子交换树脂,恢复其物理化学性能。

最常用的方法为NaOH(1%~4%)和NaCl(5%~12%)的混合溶液浸泡树脂层24h。如果将盐碱液加热到40℃效果会更好。也有资料表明,在盐碱液中加入少许表面活性剂可增加复苏的效果。表面活性剂的种类和剂量应通过实验室试验确定,其作用是增加树脂颗粒表面的亲水性,使复苏液的作用更有效。

2.14 膜分离法

最常用的水处理膜分离法有电渗析、反渗透、超滤和微孔膜过滤等,其基本特性如表2.14.1。

膜分离技术有以下共同特点:①分离过程不发生相变,因此能量转化的效率高,例如在现行的各种海水淡化方法中,反渗透法能耗最低;②分离过程在常温下进行,因而特别适于热敏性物料如果汁、酶、药物等的分离、分级和浓缩;③适用范围广,分离效率高;④装置紧凑,占地省,操作简单,易于自动化。

2.14.1 电渗析

目前电渗析技术已成为一个大规模的化工单元过程,广泛地用于各个行业,既可提供化工、医药、电子、轻工、食品和冶金等工业用水,又可用于苦咸水、海水淡化制取生活饮用水。在现阶段电渗析的适用范围大致是:

① 当进水含盐量在500~4000mg/L时,采用电渗析是技术可行、经济合理的;

② 当进水含盐量小于500mg/L时,应结合具体条件,通过技术经济比较确定是采用电渗析还是采用离子交换或者两者联合;

表 2.14.1 膜分离法的基本特性

过 程	分离目的	透过组分	截留组分	膜类型	分离机理	推动力
电渗析 (ED)	水脱盐、离子浓缩	小离子 $0.0004 \sim 0.1 \mu\text{m}$	水和非电解质大分子	离子交换膜	反离子经离子交换膜的定向迁移	电场力
反渗透 (RO)	水脱盐、溶质浓缩	水 $0.0004 \sim 0.06 \mu\text{m}$	盐、溶质、SS	非对称膜或复合膜	水优先吸附毛细管流动溶解-扩散	压力差 $1 \sim 10 \text{MPa}$
微滤 (MF)	去除 SS、高分子物质	溶液	$0.02 \sim 10 \mu\text{m}$ 粒子、SS	多孔膜	机械筛分	压力差 $\sim 0.1 \text{MPa}$
超滤 (UF)	脱除大分子	小分子溶液	$10 \sim 200$ 大分子溶质	非对称膜	筛分及表面作用	压力差 $0.1 \sim 1 \text{MPa}$
渗析 (D)	大分子溶质溶液脱小分子	小分子溶质、离子	水, $> 0.02 \mu\text{m}$	非对称膜或离子交换膜	筛分微孔膜内的溶质受阻扩散	浓度差
乳化液膜 (ELM)	混合物分离、富集, 特殊组分脱除	在液膜中有高溶解度或能反应的组分	在液膜中难溶解组分	液膜	促进传递和扩散	化学反应和浓度差

③ 在进水含盐量波动较大, 酸碱来源和废水排放困难等特殊情况下, 可采用电渗析法。

电渗析的淡水含盐量不宜低于 $10 \sim 50 \text{mg/L}$; 对离解度小的盐类难于去除; 某些高价金属离子和有机物会污染膜。

2.14.1.1 电渗析过程

(1) 主要过程 当含盐水通过电渗析器时, 水中的带电离子在直流电场的作用下定向迁移, 阳离子向负极迁移, 阴离子向正极迁移, 而离子交换膜具有选择透过性能, 即阳膜只能透过阳离子, 阴膜只能透过阴离子, 结果形成交替的淡水室和浓水室, 分别得到脱盐淡水和浓缩盐水, 见图 2.14.1。这就是电渗析器的除盐过程。

膜对离子的选择透过性优劣决定了电渗析的分离效能。膜对离子的选择透过性主要来自 2 个方面: ①膜中孔隙, 只有水合半径小于膜孔 (孔径 $10^{-7} \sim 10^{-6} \text{m}$, 且弯曲) 的离子才可能通过膜; ②基膜上带固定电荷的活性基团对水中离子的选择性吸引或排斥。

在直流电场中, 电解质溶液中阳、阴离子定向迁移共同传递电量, 而在膜中只允许一种离子透过来传递电量。通常把某种离子传递的电量与总电量之比称为该离子的迁移数 (t_i)。显然, 离子在膜中的迁移数 (\bar{t}_i) 大于在溶液中的迁移数 (t_i)。如在 NaCl 稀溶液中, $t_{\text{Na}^+} \approx 0.4$, $t_{\text{Cl}^-} \approx 0.6$, 而在阳膜中, $\bar{t}_{\text{Na}^+} \rightarrow 1$, $\bar{t}_{\text{Cl}^-} \rightarrow 0$ 。

膜的选择透过度 P_i 定义为 i 离子在膜中迁移数的增加值与该离子在理想膜中的迁移数的增加值之比, 即

$$P_i = \frac{\bar{t}_i - t_i}{\bar{t}_i^0 - t_i} = \frac{\bar{t}_i - t_i}{1 - t_i} \quad (2.14.1)$$

式中 \bar{t}_i^0 是 i 离子在理想膜中的迁移数, $\bar{t}_i^0 = 1$ 。 t_i 取膜两侧溶液平均浓度下的迁移数, 可查物理化学手册得

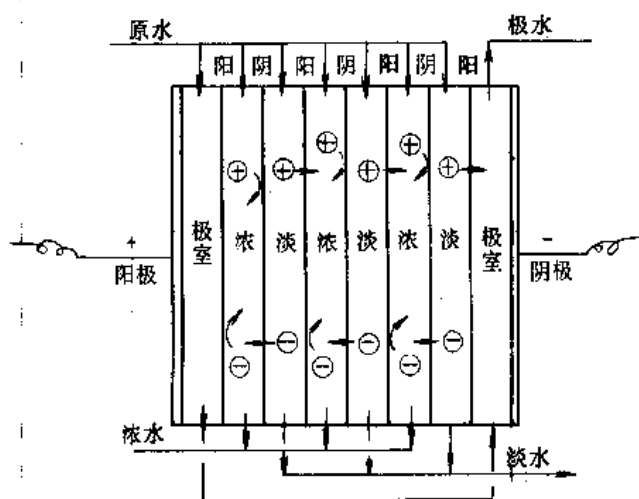


图 2.14.1 电渗析分离原理图

到。 \bar{t}_i 可通过测定膜电位,由下式估算得到

$$\bar{t}_i = \frac{E_m + E_m^\circ}{2E_m^\circ} \quad (2.14.2)$$

式中 E_m 即为实际测定的膜电位,而 E_m° 是在测定 E_m 的条件下理想膜的膜电位。如在 25℃,用 0.1N KCl 溶液测定膜电位时, E_m° 约为 1.61mV。

为什么会产生膜电位呢?因为在电渗析运行过程中,在膜的两侧分别富集了电位不同的两种电荷,由此产生一个电位差即膜电位。以阳膜为例(如图 2.14.2 所示)。由于阳离子透过膜使得在膜的浓侧富集了高电位的阳离子,而在淡侧富集了低电位的阴离子,此电位差即膜电位的极性与外加电位的极性相反。对阴膜亦然。

(2) 反过程 在电渗析过程中,除了上述离子电迁移和电极反应两主要过程以外,同时还发生一系列反过程,如下所述。

① 反离子的迁移。因为离子交换膜的选择性不可能达到 100%,所以也有少量与离子交换膜解离离子电荷相反的离子透过膜,即阴离子透过阳膜,阳离子透过阴膜。当膜的选择性固定后,随着浓室盐浓度增加,这种反离子迁移影响加大。

② 电解质浓差扩散。由于膜两侧溶液浓度不同,在浓度差作用下,电解质由浓室向淡室扩散,扩散速度随浓度差的增高而增长。

③ 水的渗透。由于浓、淡水室存在浓度差,又是由半透膜隔开,在水的渗透压作用下,水由淡水室向浓水室渗透。浓度差愈大,水的渗透量也愈大。

④ 水的电渗透。溶液中离子实际上都是以水合离子形式存在,在其电迁移过程中必然携带一定数量的水分子迁移,这就是水的电渗透。随着溶液浓度的降低,水的电渗透量急剧增加。

⑤ 水的压渗。当浓室和淡室存在着压力差时,溶液由压力高的一侧向压力低的一侧渗漏。

⑥ 水的电离。在不利的操作条件下,由于电流密度与液体流速不匹配,电解质离子未能及时地补充到膜的表面,而造成膜的淡水侧发生水的电离,生成 H^+ 和 OH^- 离子,以补充淡水侧离子之不足。

综上所述,电渗析器在运行时,同时发生着多种复杂过程。主要过程是电渗析处理所希望的,而反过程却对处理不利。例如,反离子迁移和电解质浓差扩散将降低除盐效果;水的渗透、电渗和压渗会降低淡水产量和浓缩效果;水的电离会使耗电量增加,导致浓水室极化结垢等,因此,在电渗析器的设计和操作中,必须设法消除或改善这些次要过程的不利影响。

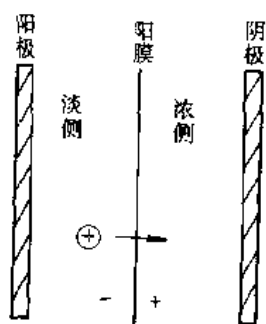


图 2.14.2 膜电位示意图

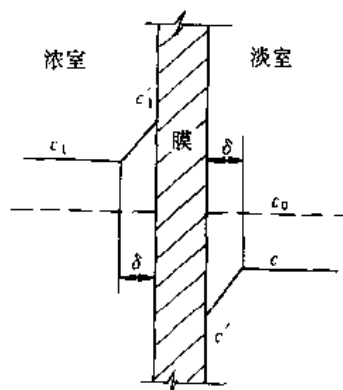


图 2.14.3 极化示意图

(3) 极化现象 在电渗析中,电流的传导是靠阴、阳离子的定向迁移来完成的。由于离子在膜中的迁移数大于在溶液中的迁移数,使得在膜的淡水侧,溶液主体的离子浓度大于相界面处的离子浓度,而在膜的浓水侧,相界面处的离子浓度大于溶液主体离子浓度。这样,在膜两侧都产生了浓度梯度。显然,通入的电流强度越大,离子迁移的速度越快,浓度梯度也就越大。如果电流提高到相当程度,就会出现 c' 值趋于零的情况,此时在淡水侧的边界层中就会发生水分子的电离,产生 H^+ 和 OH^- ,参与传导电流,以补充离子的不足。这种情况称为浓差极化,此时的电流密度称为极限电流密度,见图 2.14.3。

极化现象出现的结果,在阴膜浓水一侧,由于 OH^- 离子富集起来,水的 pH 值增高,便产生氢氧化物沉淀,造成膜面附近结垢,在阳膜的浓水一侧,由于膜表面处的离子浓度 c'_1 比 c_1 大得多,也容易造成膜面附近结垢。结垢的结果必然导致膜电阻增大,电流效率降低,膜的有效面积减小,寿命缩短,影响电渗析过程的正常进行。防止极化最有效的方法是控制电渗析器在极限电流密度以下运行。另外,定期倒换电极和酸洗,可将膜上积累的垢层溶解下来。

极限电流密度可由物料衡算求出,在临界极化状态下,离子在膜中的迁移量等于离子在溶液中的电迁移量与浓差扩散迁移量之和,即

$$\frac{i_{\text{lim}}}{F} = t \frac{i_{\text{lim}}}{F} + D \frac{c}{\delta} \quad (2.14.3)$$

由此得

$$i_{\text{lim}} = \frac{FDc}{(\bar{t} - t) \cdot \delta} \quad (2.14.4)$$

式中 i_{lim} ——极限电流密度, A/cm^2 ;

c ——淡水室溶液主体对数平均浓度, mmol/L ;

δ ——扩散边界层厚度, cm ;

D ——离子扩散系数, cm^2/s ;

F ——法拉第常数, $F = 96500 \text{C}/\text{mol}$ 。

对于扩散层厚度 δ , 威尔逊 (Wilson 1960) 提出如下计算式:

$$\delta = \frac{K'}{v \cdot d} \quad (2.14.5)$$

式中 v ——淡水室中水流线速度, cm/s ;

K' ——试验常数;

d ——淡水室(隔板)厚度, cm 。

将式 (2.14.5) 代入式 (2.14.4) 中, 并令

$$K = \frac{FDd}{(\bar{t} - t) K'} \quad (2.14.6)$$

得

$$i_{\text{lim}} = K \cdot v \cdot c \quad (2.14.7)$$

此式常被称为威尔逊公式。更一般的威尔逊公式为

$$i_{\text{lim}} = Kv^m c \quad (2.14.8)$$

式中 m 为流速指数, 其值在 0.33 ~ 0.90 范围内, K 是一个反映电渗析器特性的综合经验常数。 K 和 m 值需由试验确定。

威尔逊公式表示了极限电流密度与流速、浓度之间的关系。由此可知, ①当水质条件不变时, 即 c 值不变时, 如果淡化室流速改变, 极限电流密度应随之作正向变化。②当处理水量不变时, 即 v 不变时, 如果净化水质变化, 工作电流密度也应随之调整; 对一台多级串联电渗析器, 当处理水量一定时, 各级净水的浓度依次降低, 各级的极限电流密度也是依次降低的。③当其他条件不变时, 不能靠提高工作电流密度或降低水流速度来提高水质, 否则, 必然使工作电流密度超过极限电流密度, 电渗析出现极化。

测定极限电流密度的方法有①电流-电压曲线法; ②电流-溶液 pH 值法; ③电阻-电流倒数法等, 其中第一种方法最常用, 这种方法较灵敏可靠, 测定方法是: 保持电渗析溶液浓度、温度及隔室内流速恒定, 逐渐升高操作电压 V (测膜堆电压), 记录相应的电流值 I , 在直角坐标上作出 $V-I$ 曲线 (图 2.14.4)。拐点 C 对应的电流密度即为极限电流密度。

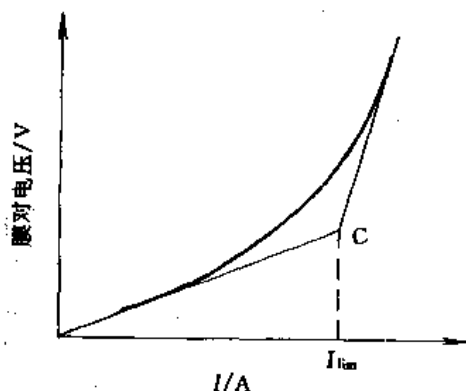


图 2.14.4 $V-I$ 法确定极限电流

极限电流密度是电渗析器工作电流密度的上限。在实际操作中,工作电流密度还有一个下限。因为实际使用的膜,不能完全防止浓水层中离子向淡水层反电渗析方向扩散,离子的这种扩散量,随浓水层及淡水层浓差的增大而增加。因此,电渗析所消耗的电能,实际有一部分是消耗于补偿这种扩散造成的损失,假如实际工作电流密度小到仅能补偿这种损失,电渗析作用即停止了。这个电流密度就是最小电流密度,其值随浓、淡水层浓差的增大而增大。电渗析的工作电流密度只能在极限电流密度和最小电流密度之间选择,取电流效率最高的电流密度作工作电流密度,一般为极限电流密度的70%~90%。

2.14.1.2 电渗析器

电渗析器由膜堆、极区和夹紧装置3部分组成。膜堆包括若干膜对,膜对是电渗析的基本单元。1张阳膜、1张浓(淡)室隔板、1张阴膜、1张淡(浓)室隔板组成1个膜对。极区包括电极、极框等。夹紧装置由盖板和螺杆组成。见图2.14.5。

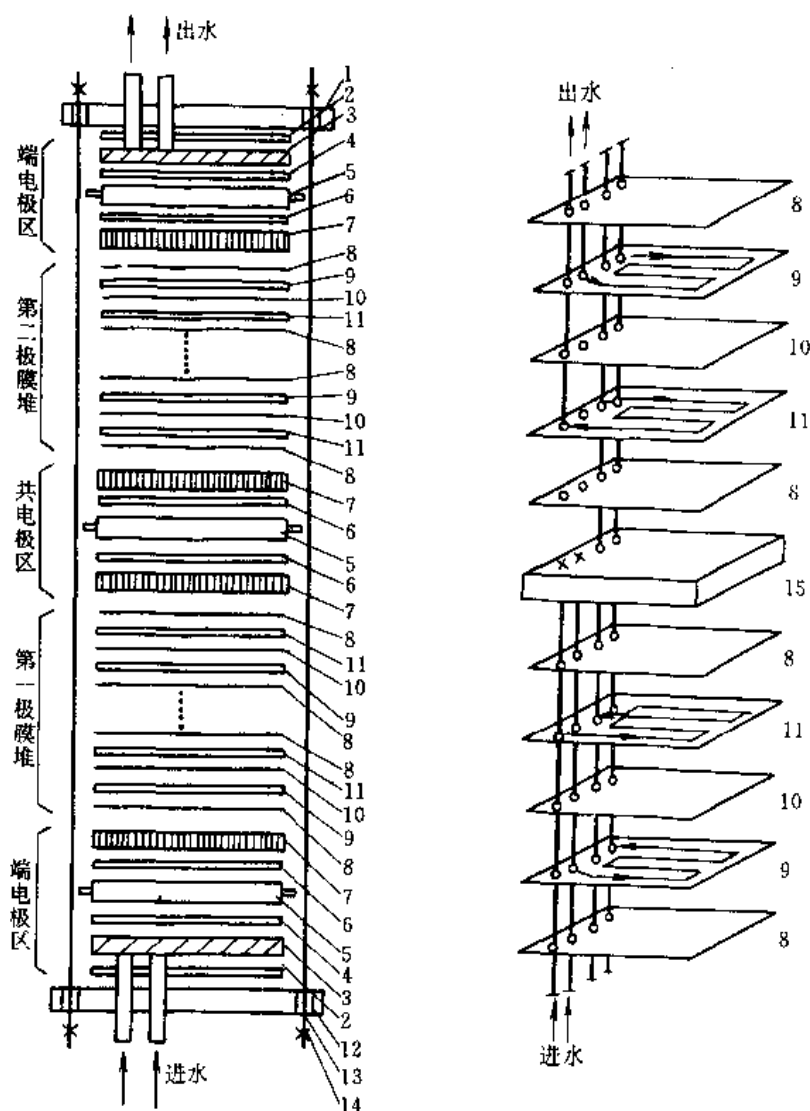


图 2.14.5 电渗析器组装示意图

1—上压板; 2—垫板甲; 3—电极托板; 4—垫板乙; 5—石墨电极; 6—垫板丙; 7—极框; 8—阳膜;
9—隔板甲; 10—阴膜; 11—隔板乙; 12—下压板; 13—螺杆; 14—螺母; 15—共电极区

(1) 离子交换膜 离子交换膜的化学结构同离子交换树脂。按活性基团种类分为3大类,见图2.14.6。按活性基团在基膜中的分布情况分为异相膜、半均相和均相膜,性能比较见表2.14.2。

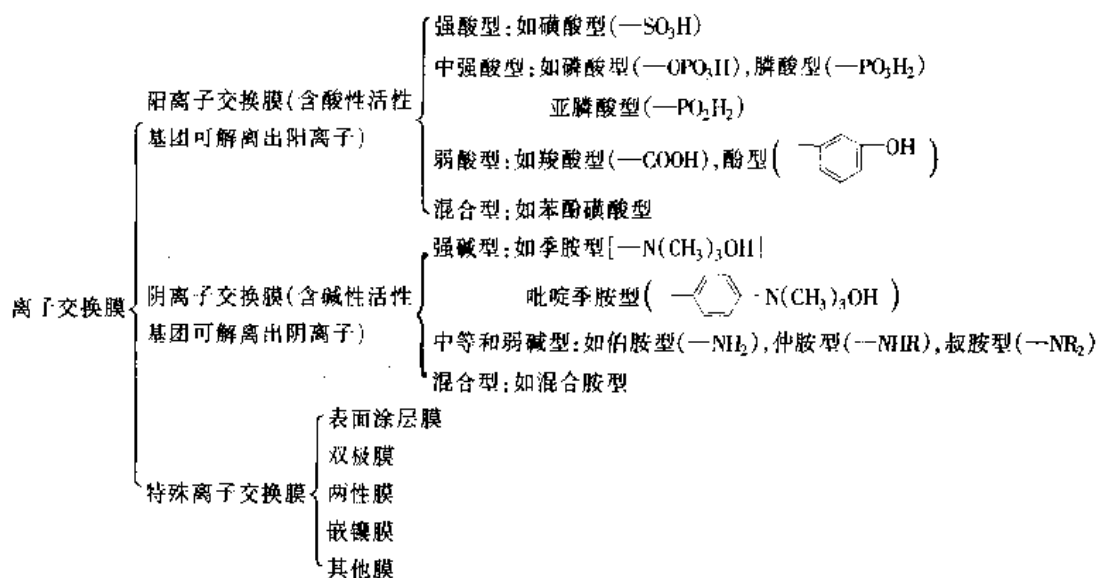


图 2.14.6 离子交换膜的分类

表 2.14.2 均相膜与异相膜的性能比较

性 能	均 相 膜	异 相 膜	性 能	均 相 膜	异 相 膜
各部分性质	相同(都是由树脂组成)	不同(除树脂外还有粘合剂)	耐温性	好(可达 $50 \sim 65^\circ\text{C}$)	差(低于 40°C)
孔隙率	小	大(易渗漏)	机械强度	小(改进后大为提高)	大(指有网膜)
厚度	小	大	制作难易程度	较复杂	简单
膜电阻	小	大	制作成本	低	高

注: 平均相膜的性能介于二者之间

主要要求: ①平整、光滑(洁)、无针孔, 并具有一定的机械强度和柔韧性; ②高离子选择透过度(一般应 $\geq 90\%$), 高交换容量; ③面电阻低; ④尺寸稳定性好, 溶胀或收缩小(一般应 $\leq 5\%$); ⑤化学稳定性好, 耐酸碱, 抗氧化和污染。

国产部分离子交换膜性能见表 2.14.3。

表 2.14.3 国产部分离子交换膜性能表

膜的种类	厚度/mm	交换容量/ (mol/kg 干膜)	含水率/%	面电阻/ ($\Omega \cdot \text{cm}^2$)	离子选择 透过度/%	爆破强度/MPa
聚乙烯异相阳膜	0.38~0.5	≥ 2.8	≥ 40	8~12	≥ 90	≥ 0.4
聚乙烯异相阴膜	0.38~0.5	≥ 1.8	≥ 35	8~15	≥ 90	≥ 0.4
聚乙烯醇异相阳膜	0.7~1.0	2.0~2.6	47~53	~10	≥ 90	≥ 0.3
聚乙烯醇异相阴膜	0.7~1.0	≥ 2.0	47~53	≥ 15	≥ 85	≥ 0.3
聚乙烯半均相阳膜	0.25~0.45	2.4	38~40	5~6	> 95	≥ 0.5
聚乙烯半均相阴膜	0.25~0.45	2.5	32~35	8~10	> 95	≥ 0.5
聚氯乙烯半均相阳膜	0.25~0.45	1.3~1.8	35~45	≥ 15	≥ 90	> 0.1
聚氯乙烯半均相阴膜	0.25~0.45	1.3~1.8	25~35	≥ 15	≥ 90	> 0.1
聚乙烯含浸法均相阳膜	0.3	≈ 2.0	35	< 5	≥ 95	> 0.35
氯醇橡胶均相阴膜	0.28~0.32	0.8~1.2	25~45	~6	≥ 85	> 0.6
氯丙烯异相阳膜	0.38~0.40	2.91	45.7	10~15	> 95	> 0.7
聚丙烯异相阴膜	0.38~0.40	1.75	29.7	12~16	> 94	> 0.7
涂浆法聚乙烯均相阳膜	0.18~0.22	1.68~2.01	22~25	≤ 5	> 95	> 0.3

注: 主要生产厂有上海化工厂、四川晨光化工研究院三分厂、北京市顺义水处理设备厂、浙江湖州化工厂等。

(2) 隔板 隔板放在阳、阴膜之间, 其作用一是作为膜的支撑体, 使两层膜之间保持一段距离; 二是作为水流通道的, 使两层膜之间的流体均匀分布, 同时依靠水流的涡动作用, 减薄膜表面的滞流层, 以提高净化

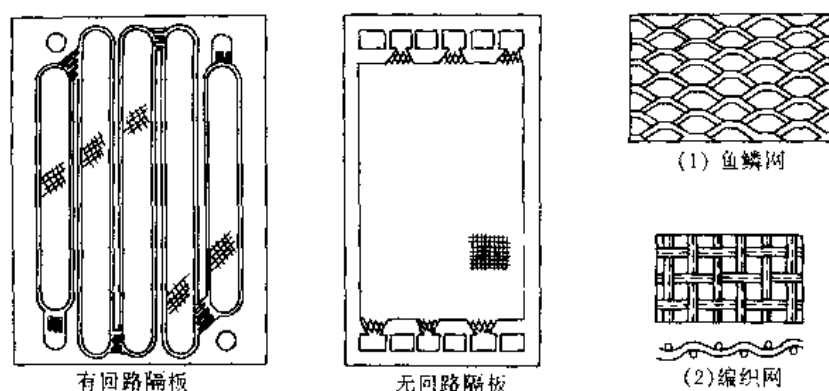


图 2.14.7 隔板与隔网

效果和减少耗电量。隔板上有进出水孔、配水槽及过水道，其结构如图 2.14.7 所示。

为了支撑膜和加强搅拌作用，使液体产生紊流，在大部分隔板的流道中，均粘贴或热压上一定形式的隔网。常用的隔网类型有：鱼鳞网、编织网、冲膜网、挤塑网、离子交换导电隔网等。常用的隔板材料有聚氯乙烯、聚丙烯、合成橡胶等。隔板厚度一般 0.5~2.0mm，且均匀平整。

按水流方式的不同，隔板可分为有回路隔板和无回路隔板两种。前者依靠弯曲而细长的通道，达到以较小流量提高平均流速的效果，除盐率高；后者是使液流沿整个膜面流过，流程短，产水量大。

按隔板的作用不同，又可将隔板分为浓、淡室隔板、极框和倒向隔板三种。浓室隔板和淡室隔板结构完全一样，只是在组装时放置的方向不同，使进出水孔位置不一样。极框是供极水流通的隔板，放在电极和膜之间。由于电极反应产生气体和沉淀物，必须尽快地排除，避免阻挡水流和增大电阻，所以极框的流程短、厚度大 (7~10mm)。倒向隔板形状与浓、淡室隔板相同，只是缺少一只过水孔，其作用是截断水流迫使水流改变方向，以增加处理流程长度，提高废水脱盐率。

隔板应有尽可能大的通电面积 (即有效的除盐面积)。隔板材料应当有良好的化学稳定性，耐酸碱和氧化剂的腐蚀，耐一定温度，绝缘性能好，并且有一定刚度和弹性，不易变形。如用以制取生活饮用水、食品及医药用水时，材质应无毒性。一般常用的隔板规格有 400mm×800mm，800mm×800mm，400mm×1600mm，800mm×1600mm 等。每张隔板的厚薄差 $\leq \pm 15\%$ ，长度差 $\leq \pm 2\text{mm}$ 。

(3) 电极 电极设在膜堆两端，连接直流电源，提高电渗析的推动力。通电后在电极处会发生电极反应，阳极处产生初生态氧和氯，溶液呈酸性；阴极处产生氢，溶液呈碱性，并易产生污垢。要求电极化学和电化学稳定性好，耐腐蚀；导电性能好，过电位低，分解电压小；机械强度高；价格适宜。我国常用的电极材料有 3 种：钛涂钎、石墨和不锈钢，既可作阳极又可作阴极。①钛涂钎或钛镀铂电极可加工成丝 ($\phi 2\text{mm}$)、网或板，有好的导电性和耐腐蚀性能，允许电流密度最高 $20\text{mA}/\text{cm}^2$ 。②石墨电极应选用经石墨或树脂浸渍处理过的相对密度为 1.8 以上的致密石墨，宜采用厚度为 10~20mm 的板，在苦咸水和海水淡化中，使用寿命较长。③不锈钢电极应选用 1Cr18Ni9Ti，适用于 $\text{Cl}^- < 100\text{mg}/\text{L}$ 的重碳酸盐或硫酸盐型水质，一般宜采用板状，厚度 $\geq 20\text{mm}$ 。④铅电极一般用于含盐量低或硫酸盐型水的除盐。但极水排水中可能含有 Pb^{2+} ，不宜用于制饮用水。

(4) 压紧装置 压紧装置常用的有两种：一是钢板和槽钢组合形，用螺栓锁紧，另一种是铸铁压板用螺杆或液压锁紧。压紧时受力应确保均匀。

(5) 其他部件及附属设备 为防止极室电极反应产物对膜的腐蚀和污染，常在极室与膜堆之间加设一保护室。它由一保护膜 (一般用阳膜) 和一块保护框组成。另外，膜堆两侧还应配备导水板，多采用电极框兼作，将浓淡水和极水引入和导出电渗析器。

直流电可通过整流器或直流电机供应，国内大都用整流器。考虑到原水水质的变化和调整的灵活性，整流器应选用从 0 起的物级调压硅整流器或可控硅整流器。选用可控硅整流器时，其额定电压和电流宜比电渗析器的工作电流和电压大 1 倍左右。多级并联供电时，总电压应选取最大的计算极间电压值；多级串联组装的电渗析器，最好每级由各自的整流器分别供电，以便可随时调整设备的工作参数，使之在最佳状态下工作。

附属设备还包括水泵、水箱、电流表、电压表、压力表、流量计、电导仪等。

(6) 电渗析器的组装和安装 电渗析器的组装方式有几种,如图 2.14.8 所示。一对正、负电极之间的膜堆称为一级,具有同一水流方向的并联膜堆称为一段。一台电渗析器分为几级的原因在于降低两个电极间的电压,分为几段的原因是为了使几个段串联起来,加长水的流程长度。对多段串联的电渗析系统,又可分为等电流密度或等水流速度两种组装形式。前者各段隔板数不同,沿淡水流动方向,隔板数按极限电流密度公式规律递减,而后的每段隔板数相等。

安装方式有立式(隔板和膜竖立)和卧式(隔板和膜平放)两种。有回路隔板的电渗析器都是卧式的,无回路隔板大多数是立式安装的。一般认为立式的电渗析器具有水流流动和压力都比较均匀,容易排除隔板中气体等优点。但卧式组装方便,占地面积小,对于高含盐量来说电流密度比立式安装要低些。对于高矿化度的水则应采用立式安装,水流方向自下而上,以便于排气。防止设备停止运行时内部形成负压,应在适当位置安装真空破坏装置。

我国电渗析器型号为 DSA (或 B、C...)—I (或 II、III、IV) 一级数×段数—膜对数,其中 DS 表示电渗析;A、B、C 分别表示 0.9mm 厚无回路式、0.5mm 厚无回路式和 1.0mm 厚冲模式隔板;I、II、III、IV 分别表示隔板尺寸为 800mm×1600mm、400mm×1600mm、400mm×1200mm、400mm×800mm。

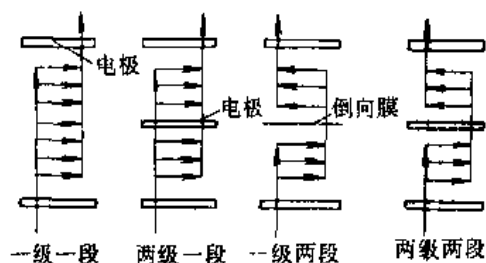


图 2.14.8 电渗析器的级与段

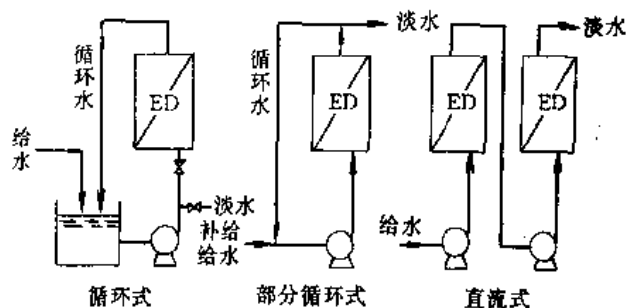


图 2.14.9 电渗析器本体的三种工艺系统示意图

2.14.1.3 工艺流程及设计计算

(1) 电渗析器本体的脱盐系统 有直流式、循环式和部分循环式 3 种,见图 2.14.9。直流式可以连续制水,多台串联或并联,管道简单,不需要淡水循环泵和淡水箱,但对原水含盐量变化的适应性稍差,全部膜对不能在同一最佳的工况下运行。循环式为间歇运行,对原水变化的适应性强,适用于规模不大,除盐率要求较高的场合,但需设循环泵和水箱。部分循环式常用多台串联,可用不同型号的设备来适应不同的水质水量,它综合了直流式和循环式的特点,但管路复杂。

(2) 电渗析与其他设备组合工艺系统 用得较多的 4 种工艺系统为

- ① 原水→预处理→电渗析→除盐水
- ② 原水→预处理→电渗析→消毒→除盐水
- ③ 原水→预处理→软化→电渗析→除盐水
- ④ 原水→预处理→电渗析→离子交换→纯水或高纯水

以上①是制取工业用脱盐水和初级纯水的最简单流程;②用于由海水、苦咸水制取饮用水或从自来水制取食品、饮料用水;③适于处理高硬度、高硫酸盐水或低硬度苦咸水;④将电渗析与离子交换结合,充分利用了电渗析适于处理较高盐浓度水,而离子交换适于处理较低盐浓度水的特点,先用电渗析脱盐 80%~90%,再用离子交换处理(也可在淡水室填充离子交换树脂),这样既可保证出水质量,又使系统运行稳定,耗酸碱少,适于各种原水。

(3) 工艺参数

① 流速。每台电渗析器都要有一定的额定流量范围。如果水流速度过低,进水中的悬浮物将在隔板中沉积,造成阻力损失增大;局部产生死角,使配水不均匀,这样容易发生局部极化;流速过大将容易使电渗析器产生漏水和变形;水力停留时间缩短,出水水质下降。流速大小主要取决于隔板形式。无回路隔板的流程短,水流速度一般较低,而有回路隔板流程长,水流速度可采用较高的数值。对有回路的填网式隔板:当厚度 > 1mm,取 10~15cm/s;当厚度 ≤ 1mm,取 5~15cm/s。对冲模式隔板:有回路取 15~20cm/s,无回路取

10 ~ 15 cm/s。

② 工作电流。工作电流应根据极限电流（含淡水浓度和流速因素）、原水水质和温度等情况来选择。如原水为碳酸盐型水质，则可选择较高的工作电流。原水含盐量高，可以选用较大的电流密度，表 2.14.4 是根据原水含盐量的大小，选取电流密度的经验数值。温度升高，水中离子迁移速度增大，工作电流也可以提高。实践证明，水温在 40℃ 以内每升高 1℃，脱盐率大约提高 1%。因此，有条件时可利用废热适当提高水温。一般电渗析器进水温度应在 5 ~ 40℃ 范围内。

表 2.14.4 电流密度经验值

进水含盐量/(mg/L)	< 500	500 ~ 2000	2000 ~ 5000
电流密度/(mA/cm ²)	0.5	1 ~ 3	3 ~ 10

③ 浓水循环的浓缩倍率 B 。应用电渗析淡化水，要排除一部分浓水和极水，如果极水和浓水全部由原水供给，就增加了前处理设备的负担和水处理费用。一般采用减少浓水流量、浓水另作它用、从浓水中回收淡水和浓水循环等方法来提高原水的利用率。浓水循环后水电阻降低，耗电量减少，但设备增加，操作管理麻烦，尤其是随着浓缩程度的增高，带来了沉淀结垢、效率降低等问题。国内一般在循环水中加阻垢剂或酸，控制浓水 pH3 ~ 6。

浓水循环工艺的关键是正确控制浓缩倍率 B ，即浓水浓度与原水浓度之比。可通过改变给水的补充量来达到。影响浓缩倍率的因素很多，如原水含盐量、水的离子组分，pH 值以及离子交换膜的性能等。盐含量、硬度、碱度较高的原水，浓缩倍率要控制得低一些，国内有些厂的浓缩倍率大约 4 ~ 5，水的利用率约 75% ~ 85%。

$$B = 1 + Qf_N/q \quad (2.14.9)$$

式中 Q ——淡水产量，m³/h；
 q ——浓水排放量，m³/h；
 f_N ——电渗析出盐率，%。

$$f_N = (c_{dj} - c_{de})/c_{dj} \times 100\%$$

式中 c_{dj} 、 c_{de} ——分别为淡水进、出口浓度，mmol/L。

(4) 设计计算 计算内容包括根据原水水质和所要求的淡水含盐量及淡水量，确定电渗析器的台数、膜对数、段数、级数、总供水量、水头损失、电流电压值等。

① 电流效率 η

$$\eta = \frac{(c_{dj} - c_{de})vdF}{iL} = 26.8 \frac{Q(c_{dj} - c_{de})}{nI} \quad (2.14.10)$$

式中 F ——法拉第常数，96.5c/mmol；
 v ——水流线速度，cm/s；
 d ——淡水室隔板厚度，cm；
 L ——除盐流程长度，cm；
 n ——总膜对数；
 i ——平均电流密度，约为 (0.7 ~ 0.9)，mA/cm²；
 I ——工作电流，A；
 η ——一般取 80% ~ 95%。

② 除盐流程长度 L (cm)

$$L = \frac{(c_{dj} - c_{de})Fvd}{i\eta} \quad (2.14.11)$$

极限电流状态下运行时的除盐流程长度 L_{lim} (cm)：

$$L_{lim} = \frac{2.3dFv(1-m)}{\eta K} \lg \frac{c_{dj}}{c_{de}} \quad (2.14.12)$$

③ 串联段数 N (段)

$$N = L/l \quad (2.14.13)$$

式中 l ——每张隔板流程长度，cm。

④ 每段的膜对数 n_p (对)

$$n_p = 278 \frac{Q}{dbn} \quad (2.14.14)$$

式中 278——单位换算系数;

b ——隔板流水道宽度, cm。

⑤ 各段淡水出口含盐量的计算

当各段水流速度相同, 并均在相应的极限电流下运行时, 各段出口的含盐量

$$C_{den} = C_{din} e^{-\left[\frac{KLy}{Fdx(1-n)}\right]} \quad (2.14.15)$$

式中 C_{din} 、 C_{den} ——分别为 N 段淡水进出口含盐量, mmol/L。

⑥ 水流速度 v 计算与校核

$$v = 278Q/dbn_p \quad (2.14.16)$$

⑦ 电流、电压和电耗计算

电流 I (A)

$$I = iS \times 10^{-3} \quad (2.14.17)$$

式中 S ——离子交换膜的有效面积, cm^2 ;

i ——一般采用平均电流密度, 若以经济电流密度计算更好。

经济电流密度 i_{ej} (mA/cm^2)

$$i_{ej} = \left(\frac{22.9 \epsilon d_{mv}}{\gamma \beta p_m d_p} \right)^{1/2} \quad (2.14.18)$$

式中 d_{mv} ——阴膜和阳膜(膜对)的平均价格, 元/ m^2 ;

ϵ ——整流器效率, 约为 95% ~ 98%;

γ ——膜的使用年限, a;

β ——膜面积利用率, %;

d_p ——电价, 元/kWh;

p_m ——膜对的面电阻, $\Omega \cdot \text{cm}^2$ 。

$$\rho_m = k_{mo} k_s d (\rho_d + \rho_n) \quad (2.14.19)$$

式中 k_s ——水层电阻系数, 采用鱼鳞网时, 对苦咸水淡化 $k_s = 1.7$, 对淡水脱盐 $k_s = 1.9$;

k_{mo} ——膜电阻系数, 上海化工厂聚乙烯异相膜为 $k_{mo} = 1.2 \sim 1.4$;

ρ_n 、 ρ_d ——分别为浓水、淡水平均电阻率, $\Omega \cdot \text{cm}$ 。

水的电阻率 ρ ($\Omega \cdot \text{cm}$) 与含盐量 c (mg/L) 的换算可查有关手册, 当水温为 20°C 时, 也可近似按 $\rho = 13300/c$ 计算。

电压 U (V)

$$U = U_j + U_m \quad (2.14.20)$$

式中 U_j ——极区电压降, V, 约为 15 ~ 20V;

U_m ——膜堆电压降, V。

$$U_m = k_{mo} k_s d_j (\rho_d + \rho_n) n i \times 10^{-3} \quad (2.14.21)$$

式中 n ——1 级的膜对数。

在膜电压的计算中, k_{mo} 、 k_s 等经验数据的选取对计算结果影响较大, 如选取不当, 误差较大。在极限电流密度条件下运行时, 膜对电压经验数值可按表 2.14.5 选用。

表 2.14.5 膜对电压经验数值

用 途	进水含盐量范围/(mg/L)	不同隔板厚度的膜对电压/(V/对)	
		0.5 ~ 1.0mm	1 ~ 2mm
苦咸水淡化	4000 ~ 2000	0.3 ~ 0.6	0.5 ~ 1.2
	2000 ~ 500	0.4 ~ 0.8	0.8 ~ 1.6
水的深度除盐	500 ~ 100	0.6 ~ 1.2	1 ~ 2

若电渗析器全部并联组装有一中间电极（即2级1段），电路并联连接则2级电压相等，总电流为2级电流之和。

单位体积成品水的直流电耗 W (kWh/m^3 淡水)

$$W = \frac{UI}{\omega Q} \times 10^{-3} + W_{\text{泵}} \quad (2.14.22)$$

式中 ω ——整流器效率， $\omega \approx 0.95 \sim 0.98$ ；

$W_{\text{泵}}$ ——水泵耗电， kWh/m^3 淡水。

⑧ 耗水量

设计时，直流式的流量比，可按淡水：浓水：极水 = 1:1:0.2 的比例确定。此时，水的利用率为 45% ~ 55%。浓水循环时耗水量可以大幅度降低，它取决于浓缩倍率。

⑨ 电渗析器总水头损失 Δp (MPa)

$$\Delta p = \alpha^b N \times 0.1 \quad (2.14.23)$$

式中， α 、 b 为与设备构造、加工有关的系数（由制造厂提供），对 $400\text{mm} \times 1600\text{mm} \times 0.9\text{mm}$ 无回路网式隔板， $\alpha = 0.106$ ， $b = 0.854$ ；0.1—单位换算系数。要求 $\Delta p \leq 0.2\text{MPa}$ 。

此外，也可以根据制造厂提供的经验资料来选择电渗析器，但应注意，制造厂所提供的数据是在某些水质条件下获得的，而水中离子的组分，预处理程度都将影响电渗析器的除盐率，故在选用时应留有适当的裕度。

2.14.1.4 运行管理

(1) 进水水质 《电渗析技术》国家标准中规定进水水质为：① $5 \sim 40^\circ\text{C}$ ；② $\text{COD}_{\text{Mn}} < 3\text{mg/L}$ ；③ 游离氯 $< 0.1\text{mg/L}$ ；④ $\text{Fe} < 0.3\text{mg/L}$ ；⑤ $\text{Mn} < 0.1\text{mg/L}$ ；⑥ 浊度 $< 3\text{mg/L}$ （ $1.5 \sim 2\text{mm}$ 厚隔板），浊度 $< 1\text{mg/L}$ （ $0.5 \sim 0.9\text{mm}$ 厚隔板）；⑦ 污染指数 FI 或淤积密度指数 SDI < 10 。

注：FI 或 SDI 的测定方法是用直径 47mm ，孔径 $0.45\mu\text{m}$ 的混合纤维素微孔滤膜，在 0.21MPa 恒压下过滤，记录开始滤过 500ml 水所需的时间 t_1 ，然后继续通水 15min (T)，再记录滤过 500ml 水所需的时间 t_2 ，按下式计算

$$\text{FI(或 SDI)} = (1 - t_1/t_2) \times 100/T \quad (2.14.24)$$

为了满足进水要求，应进行必要的预处理，预处理方法视原水水质而定。深井水一般水质透明，悬浮物较少，采用简单过滤和精密过滤（孔径 $5 \sim 25\mu\text{m}$ ）即可。如地下水硬度高则需软化。 Fe 和 Mn 会使膜中毒污染，一般采用氧化法、沉淀法或锰砂过滤法除去。自来水中常含有 SS、有机物和游离氯，可用活性炭或大孔离子交换树脂预处理。对地面水一般需混凝沉淀或消毒过滤处理。

(2) 倒电极 定期将阴极阳极倒换，同时切换浓淡水室，是使电渗析器稳定运行、防止极化和结垢的有效措施。倒极后改变了离子迁移方向，原来的浓水室的阴极侧生成的沉淀，由于现在淡水室的离子浓度和 pH 值下降会溶解。倒电极的间隔时间应根据水质而定，一般 $1 \sim 8\text{h}$ ，发展趋势是自动频繁倒极 (EDR)，每 $15 \sim 30\text{min}$ 倒换 1 次。倒极的操作要注意勿使浓水进入淡水室而污染水质，应先将淡水出口切换入浓水箱或排放，然后将电压降低至 0，切换极向，再缓慢升高电压，待淡水水质符合要求后切换入淡水室。

(3) 清洗 电渗析运行一段时间后，总会出现局部极化、有机物污染、泥渣沉积等现象，使除盐率下降，需要定期酸洗和冲洗。用 1% ~ 3% 盐酸循环清洗 $0.5 \sim 1\text{h}$ ，再用给水清洗至出水呈中性。对于受有机物污染的膜，可先用 10% NaCl 和 2% NaOH 循环清洗，再酸洗。清洗周期半月到 3 个月不等。

(4) 电渗析器的故障分析及排除方法 见表 2.14.6。

表 2.14.6 故障现象分析及排除方法

故障现象	可能原因	排除方法
有压力、不出水	级、段间的换向隔板或多孔板装错或进出水孔堵塞	拆机重装
流量不稳、电流波动	水泵或泵前管路漏水或器本体内有气泡未排出	检修水泵，本体排气
漏水，甚至局部喷水	1. 膜堆隔板框和膜间有异物 2. 隔板、夹紧板、导水板有厚薄不均或变形 3. 未夹紧或夹紧力不均匀	1. 消除异物 2. 更换掉不合格或变形部件 3. 重新均匀夹紧

续表

故障现象	可能原因	排除方法
隔板边框内凹或外凸,引起漏水或电流效率下降	1. 运行时开启进水阀或水泵太快的冲击 2. 停机时关闭阀门太快引起虹吸使设备内部产生真空	1. 严重时需拆开重新装,变形的隔板更换 2. 夹紧放松,将膜堆推整齐再锁紧 3. 注意开启、关闭缓慢进行
电流偏高,除盐率偏低	1. 浓、淡水隔板装错或膜破裂 2. 进水、循环水混淆或进错	1. 检查各阀门 2. 拆框检查,重新组装
电流不稳,除盐率偏低	电路系统接触不良	拧紧接线柱,检修电路
压力升高、流量降低,除盐率降低	隔板进出水孔、配集水槽或流水道中有杂质或污垢堵塞	1. 检查预处理是否符合进水要求 2. 定期酸洗或反冲洗间隔太久 3. 上两项加强后仍无效,则需拆机检查
除盐率降低,压力未升高	1. 膜破裂,造成浓淡水互漏 2. 膜老化 3. 器外浓淡水换向阀门互漏	1. 检查换向阀门 2. 拆框检修 3. 更换破裂膜或污染严重发脆膜
膜发生张缩、尺寸不稳定、通常是阳膜缩短,阴膜伸长(拆框所见)拆框前除盐率不正常	膜和隔板上配集水孔对不齐、可能是膜在开孔前浸泡时间不足、浸泡膜液和运行时进水液浓度变化大	膜短者可在稀盐酸或纯水中浸泡,伸长的可在较浓盐水中浸泡
膜面有沉淀物、粘状物等,阴膜呈棕褐色;阳膜呈棕黄色(拆框所见)拆框前运行已不正常	1. 极化沉淀 2. 胶体、有机大分子污染膜或使膜中毒 3. 高价铁、锰使膜中毒	1. 将流水道的变色膜和隔板框压到处的膜平行进行膜性能分析,从结果决定是否换膜 2. 增加预处理措施 3. 加强洗涤处理膜

2.14.1.5 应用

(1) 海水淡化 我国西沙永兴岛海水淡化站于1981年投入运行,采用工艺:海水→泵→无阀滤池→过滤→海水池→泵→纤维布过滤器→第1组ED(5台串联)→中间水池→第2组ED(5台串联)→成品水池→脱硼装置→饮用水。日产淡水200m³。含盐量从35000mg/L淡水到500mg/L,含硼量从4.7mg/L降至0.5mg/L以下。总耗电为16.7kWh/m³淡水(本耗耗电10~12kWh/m³淡水)。电渗析隔板尺寸为400mm×1600mm×0.9mm,200对/台,异相膜,钛丝涂钉电极。立式安装,每24h倒极1次。淡水成本为4.16元/m³,比用船运水节省80%费用。利用电渗析处理苦咸水作饮用水是电渗析的主要应用方面。某示范工程将含盐量5000mg/L的苦咸水淡化到500~800mg/L,总电耗在5kWh/m³淡水以内。

(2) 废水处理 在废水处理中,根据工艺特点,电渗析操作有两种类型,一种是由阳膜和阴膜交替排列而成的普通电渗析工艺,主要用于从废水中单纯分离污染物离子,或者把废水中的污染物离子和非电解质污染物分离开,再用其他方法处理;另一种是由复合膜与阳膜构成的特殊电渗析工艺,利用复合膜中的极化反应和极室中的电极反应以产生H⁺和OH⁻离子,从废水中制取酸和碱。用于废水处理的典型实例有:①处理碱法造纸废液,从浓液中回收碱,从淡液中回收木质素;②从芒硝废液中制取硫酸和氢氧化钠;③从酸洗废液中制取硫酸和沉积重金属离子;④从放射性废水中分离放射性元素,然后将其浓缩液掩埋;⑤处理电镀废水和废液,含Cu²⁺、Ni²⁺、Zn²⁺、Cr⁶⁺等金属离子的废水都适宜用电渗析处理,其中含镍废水处理技术最为成熟,回收的NiSO₄浓液可返回电镀槽,设备投资可在2年内收回。

2.14.2 反渗透

2.14.2.1 反渗透分离原理

反渗透是用足够的压力使溶液中的水通过反渗透膜而分离出来,因为它和自然渗透的方向相反,故称反渗透,见图2.14.10。根据各种物料的不同渗透压,就可以使用大于渗透压的反渗透方法达到分离、提取、纯化和浓缩等目的。渗透压是区别溶液与纯水性质之间差别的标志,它以压力来表示,与溶质的性质无关,其值为:

$$\pi = \phi RT \sum_i c_i \quad (2.14.25)$$

式中 π ——溶液的渗透压力, Pa;
 R ——理想气体常数, $8.314 \text{ J}/(\text{mol} \cdot \text{K})$;
 c_i ——溶质 i 的浓度, mol/m^3 ;
 T ——绝对温度, K;
 ϕ ——范特霍夫常数, 它表示溶质的离解状态, 对于电解质溶液, 当它完全离解时, ϕ 等于离解的阴、阳离子的总数, 对非电解质溶液, $\phi = 1$ 。

如温度为 25°C 时, 0.5 mol/L 的 NaCl 溶液的渗透压为

$$\pi = \phi RTc = 2 \times 8.314 \times (273 + 25) \times 500 = 24.8 \times 10^5 \text{ Pa}$$

(实验值为 $22.8 \times 10^5 \text{ Pa}$)

渗透压的大小取决于溶液的种类、浓度和温度。若干常见溶液的渗透压见表 2.14.7。

表 2.14.7 几种水溶液的渗透压 (25°C)

组 分	浓度/(mg/L)	渗透压/MPa	组 分	浓度/(mg/L)	渗透压/MPa
NaCl	1000	0.078	Na_2SO_4	1000	0.043
NaCl	2000	0.16	MgSO_4	1000	0.028
NaCl	35000	2.8	MgCl_2	1000	0.071
海水	32000(NaCl)	2.4	CaCl_2	1000	0.057
苦咸水	2 ~ 5000(NaCl)	0.105 ~ 0.28	蔗糖	1000	0.007
NaHCO_3	1000	0.092	葡萄糖	1000	0.014

图 2.14.11 描述了反渗透膜的分离机理。在反渗透膜的表皮层布满了许多极细的微孔孔径 $(8 \sim 20) \times 10^{-10} \text{ m}$, 当盐的水溶液与膜表面接触时, 在膜的溶液界面上选择吸附一层水分子, 在反渗透压力的作用下, 通过膜的毛细管作用连续地流出纯水, 盐类溶质则被膜排斥。大分子有机物和微生物因其比膜孔大而被筛除。绿浓杆菌 ($3000 \times 10^{-10} \text{ m}$)、流感病毒 ($800 \times 10^{-10} \text{ m}$)、脑膜炎病毒 ($200 \times 10^{-10} \text{ m}$) 等都可以用反渗透滤除。

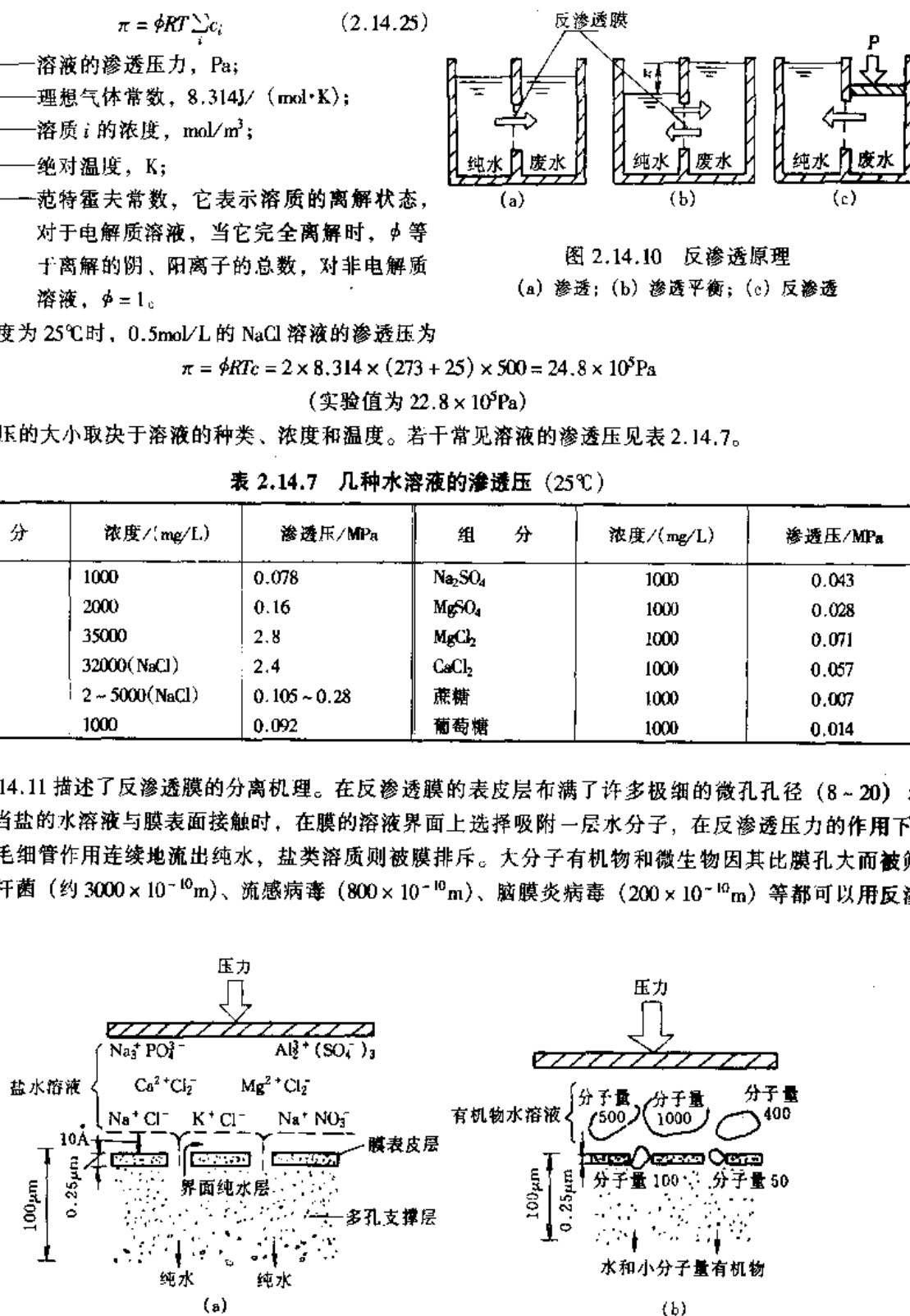


图 2.14.10 反渗透原理

(a) 渗透; (b) 渗透平衡; (c) 反渗透

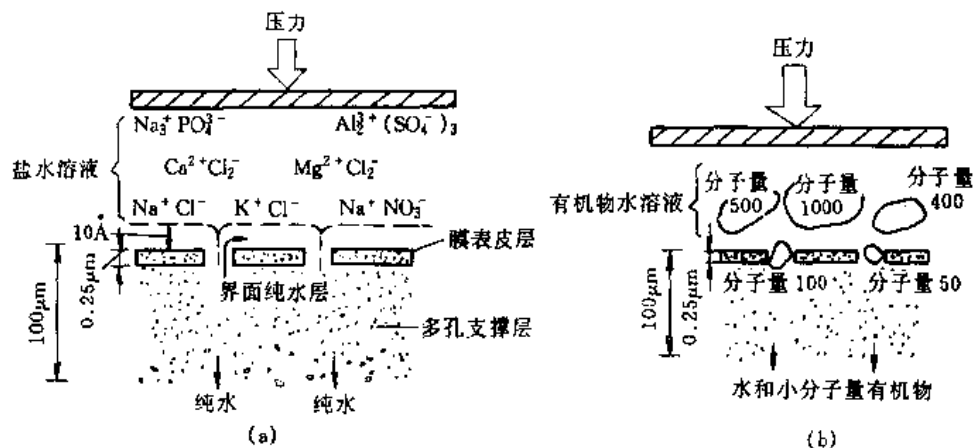


图 2.14.11 反渗透膜分离机理示意图

2.14.2.2 反渗透膜

反渗透膜的品种很多, 以成膜材料分主要有纤维素酯类膜和非纤维素酯类膜两大类, 少数是用无机材料制成的。

(1) 二醋酸纤维素膜 由乙酰基含量为 39.8% 或置换度 2.46 的醋酸纤维素材料作骨架制成的膜, 称为二醋酸纤维素膜 (简称 CA 膜)。CA 膜是目前国内外广泛使用的膜品种, 具有透水速度快、脱盐率高、耐氯

性好、价格便宜等特点。缺点是易受微生物侵蚀、易水解和对某些有机物分离率低。CA膜的制作要经过铸膜液的配制、过滤脱泡、刮膜、蒸发、冷凝固化及热处理等多道工序。CA膜的结构示意图见图 2.14.12。

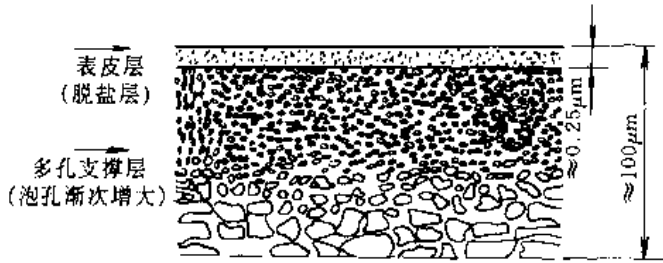
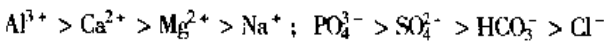


图 2.14.12 醋酸纤维素膜断面示意图

CA膜对溶质具有不同的选择透过性。对于电解质，离子价越高，或同价离子时水合半径越大，截留率越好，其次序如下：



对一般水溶性好、非离解性的有机化合物，分子量在 200 以下者，截留效果差，反之则较高，如：

柠檬酸 > 酒石酸 > 醋酸；丙醇 > 乙醇 > 甲醇

同类有机化合物，当分子量相同时，随分子链增多，截留率增大，如：

异丙醇 > 正丙醇；异丁醇 > 正丁醇

表 2.14.8 列出了 CA 膜对一些常见离子和有机物的去除率范围。

表 2.14.8 CA 膜对某些物质的去除率范围

名 称	去除率/%	名 称	去除率/%	名 称	去除率/%
Mn ⁴⁺ ·Mn ⁶⁺	~ 100	SO ₄ ²⁻	90 ~ 99	硬脂酸钙	99.5
Fe ²⁺ ·Fe ³⁺	~ 100	CO ₃ ²⁻	80 ~ 99	DDT	97
Al ³⁺	95 ~ 99	HCO ₃ ⁻	80 ~ 98	可溶淀粉	91
Ca ²⁺	92 ~ 99	F ⁻	80 ~ 97	葡萄糖	99
Si ⁴⁺	85 ~ 95	Cl ⁻	85 ~ 95	蛋白质	98 ~ 100
Na ⁺	75 ~ 93	NO ₃ ⁻	58 ~ 86	染料	100
NH ₄ ⁺	70 ~ 90	油酸钠	99.5	蔗糖	98 ~ 99
PO ₄ ³⁻	~ 100				

CA膜易水解，在不同 pH 和不同温度下的水解速度见图 2.14.13。由图可见，该膜适用的 pH 范围为 3 ~ 8，工作温度应低于 35℃。

(2) 醋酸纤维素复合膜及中空纤维膜 已经商品化的最主要的醋酸纤维素复合膜是美国 UOP 公司的二醋酸纤维素 (CTA) 复合膜。该膜用于卷式组件进行海水脱盐，在操作压力 5.3MPa 时，水通量为 0.11m³/(m²·d)；在 8.0MPa 时，水通量为 0.21m³/(m²·d)，分离率为 99%。

CTA 中空纤维主要生产家有美国道氏化学公司等。我国采用熔融纺丝法制作的低压 CTA 中空纤维反渗透膜，可应用于低盐度苦咸水淡化和电子工业超纯水制备。在 1.5MPa 压力下，对 3000mg/L NaCl 水溶液可获得 85% 的分离率和 0.12m³/(m²·d) 的水通量。

(3) 芳香族聚酰胺膜 目前广泛使用的芳香族聚酰胺是美国杜邦公司的“B-9”、“B-10”中空纤维组件。“B-9”适用于 10000mg/L 以下的苦咸水淡化。使用温度 0 ~ 35℃，pH4 ~ 11。“B-10”适于海水一级脱盐，对 3000mg/L NaCl 水溶液，在 5.5MPa，25℃时，脱盐率 > 98.5%，同时能在 5.5 ~ 7MPa，0 ~ 35℃，pH4 ~ 9 范围内使用。

(4) 聚苯并咪唑酮 (PBIL) 膜 PBIL 膜是近年国际公认的、具有优良化学稳定性和热稳定性的膜之一。膜使用 pH 范围为 1 ~ 12。在 10 ~ 70℃内，溶质分离率几乎不变。对 35 000mg/L 的 NaCl 水溶液，在操作压力为 8MPa 时，膜脱盐率 > 98%，水通量为 0.36m³/(m²·d)。PBIL 膜主要应用于碱性或酸性废水的处理及电镀废水的处理。

(5) PEC-1000 复合膜 PEC-1000 复合膜具有极高的脱盐率和耐温性,膜的 pH 适用范围为 1~13,同其他反渗透复合膜一样,PEC-1000 复合膜对有机溶剂有优良的分性能。

(6) NS-100 复合膜 NS-100 复合膜的超薄脱盐致密层是由聚乙烯亚胺(PEI)和 2,4-二异氰酸甲代亚苯基(TDI)进行界面缩合交联制作。NS-100 复合膜对 3.5% 的合成海水,在 10MPa 下,能获得 99.52% 的脱盐率和 $0.673\text{ m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ 的水通量。NS-100 复合膜最高使用温度为 55℃,pH 使用范围为 0.5~13,对有机溶剂有很好的分离特性和很好的耐微生物侵蚀性。

在高压下用于海水脱盐的反渗透膜的分离性能示于图 2.14.14。

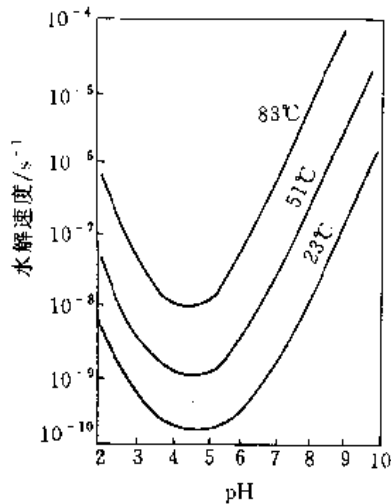


图 2.14.13 CA 膜水解速度与 pH 和温度关系

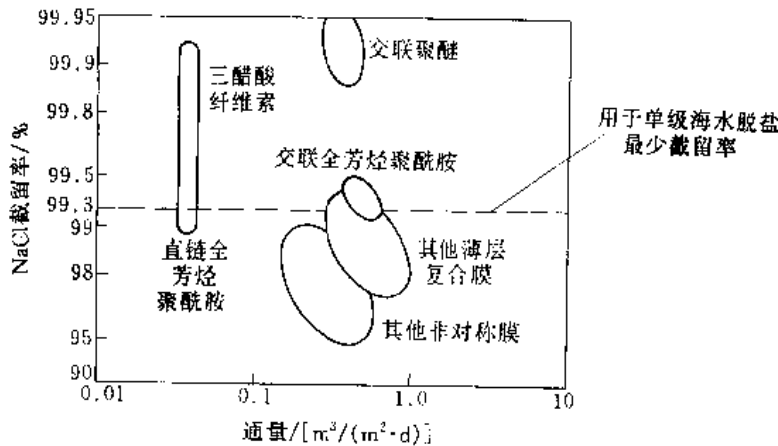


图 2.14.14 高压反渗透膜的分离性能
(在压力为 6.5MPa, 温度 25℃ 下进行海水脱盐)

CA 膜与聚酰胺复合膜性能比较见表 2.14.9。

表 2.14.9 CA 膜与聚酰胺复合膜比较

醋酸纤维素膜	聚酰胺复合膜
<div>(1) 不可避免地会发生水解,脱盐率会下降</div> <div>(2) 脱盐率 95%,逐年递减</div> <div>(3) 易受微生物侵袭</div> <div>(4) 只能在 pH4~7 范围内运行</div> <div>(5) 在运行中膜会被压紧,因而产水量会不断下降</div> <div>(6) 膜透水速度较小,要求工作压力高,耗电量也较高</div> <div>(7) 膜使用寿命一般为 3 年</div> <div>(8) 价格较便宜</div>	<div>化学稳定性好,不会发生水解,脱盐率基本不变</div> <div>脱盐率高,>98%</div> <div>生物稳定性好,不受微生物侵袭</div> <div>可在 pH3~11 范围内运行</div> <div>膜不会被压紧,因此产水量不变</div> <div>膜透水速度高,故工作压力低,耗电量也较低</div> <div>一般使用 5 年以上性能基本不变</div> <div>抗氯性较差,价格较高</div>

2.14.2.3 反渗透器

工业上应用的反渗透膜组件主要有板式、管式、螺旋卷式及中空纤维式 4 种。

(1) 板式(板框式) 板式由几十块承压板、微孔透水板和膜重叠组成,承压板外两侧盖透水板,再贴膜,每 2 张膜四周用聚氨酯胶和透水板外环粘合,外环用“O”形密封圈支撑,用长螺栓固定。如图 2.14.15。高压水由上而下折流通过每块板,净化水由每块膜中透水板引出。装置牢固,能承受高压,但水流状态差,易形成浓差极化,设备费用大。近年制成的聚苯醚薄型承压板,强度极高,采用复合膜,膜间距仅 6mm,装置紧凑,产水量大,除盐率高。

(2) 管式 管式把膜衬在耐压微孔管内壁或将制膜浆液直接涂刷在管外壁。有单管式和管束式、内压式和外压式多种。耐压管径一般为 0.6~2.5cm,常用多孔性玻璃纤维环氧树脂增强管、陶瓷管、不锈钢管等。管式水力条件好,但单位体积中膜面积小。图 2.14.16a 为内压管式反渗透器除盐示意图。

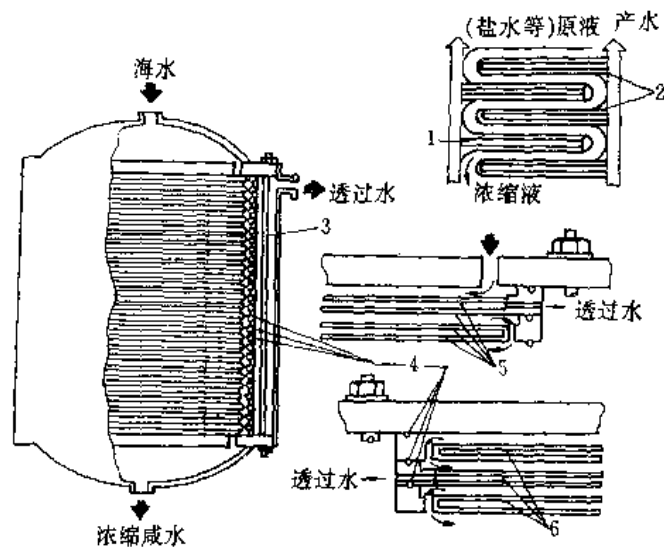
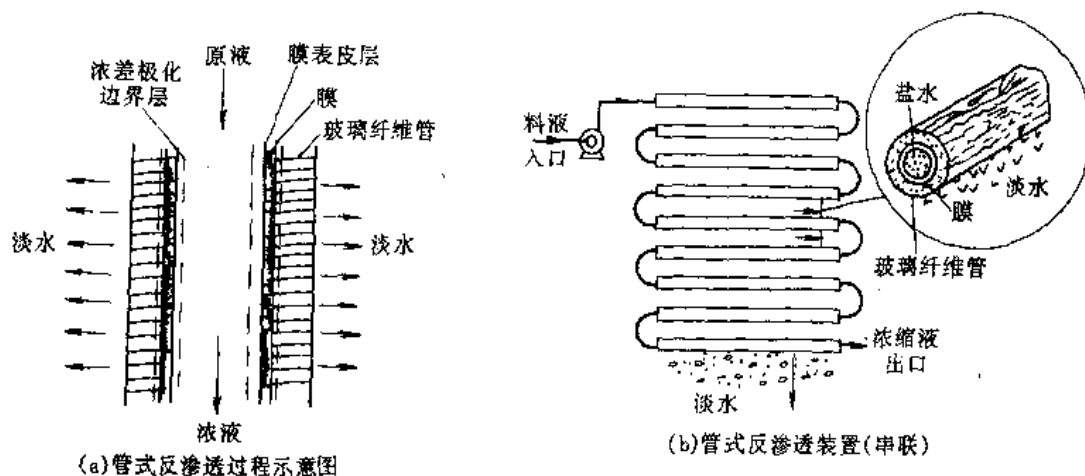


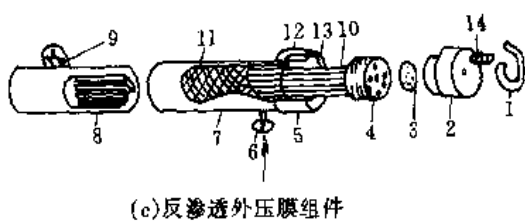
图 2.14.15 耐压板框构造型膜组件

1—承压板；2—膜；3—紧固螺栓；4—环形垫圈；5—膜；6—多孔板

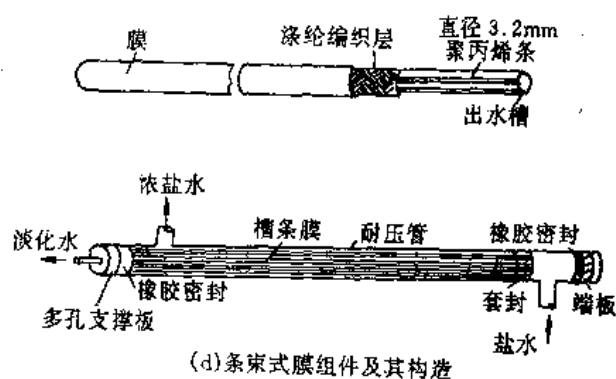


(a) 管式反渗透过程示意图

(b) 管式反渗透装置(串联)



(c) 反渗透外压膜组件



(d) 条束式膜组件及其构造

图 2.14.16 管式反渗透装置

1—孔用挡圈；2—集水密封杯；3—聚氯乙稀烧结板；4—锥形多孔橡胶塞；5—密封管接头；6—进水口；7—壳体；8—橡胶笔胆；9—出水口；10—膜元件；11—网套；12—“O”型密封圈；13—挡圈槽；14—淡水出口

(3) 卷式 在2层膜中间衬1层透水隔网，把这2层膜的3边用粘合剂密封，将另一开口边与一根多孔集水管密封连接。再在下面铺1层多孔透水隔网供原水通过，最后以集水管为轴将膜叶螺旋卷紧而成。见图2.14.17。膜叶越多，卷式组件的直径越大。单位体积中膜面积大，结构紧凑，但比较容易堵塞，预处理要

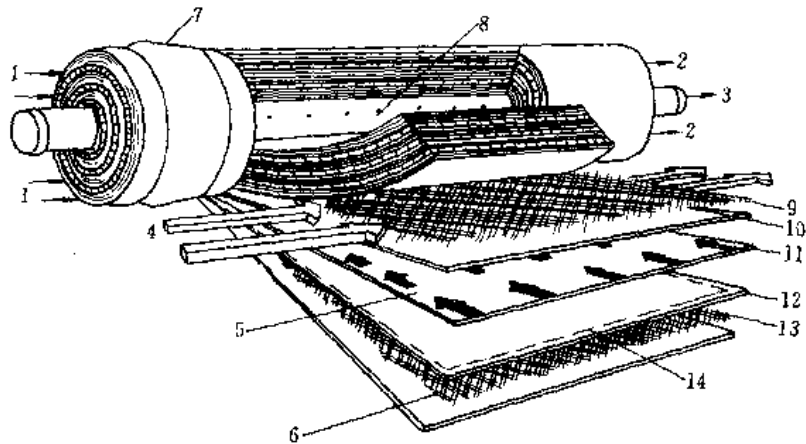


图 2.14.17 螺旋卷组件

1—原水；2—废弃液；3—渗透水出口；4—原水流向；5—渗透水流向；6—保护层；
7—组件与外壳间的密封；8—收集渗透水的多孔管；9—隔网；10—膜；
11—渗透水的收集系统；12—膜；13—隔网；14—连结两层膜的缝线

求比板式和管式高。

(4) 中空纤维式 中空纤维式膜是一种细如发丝的空心纤维管，外径 $50 \sim 100\mu\text{m}$ ，内径 $25 \sim 42\mu\text{m}$ 。将几十万根这种中空纤维弯成 U 形装入耐压容器中，纤维开口端固定在圆板上用环氧树脂密封，就成中空纤维式反渗透器，见图 2.14.18。

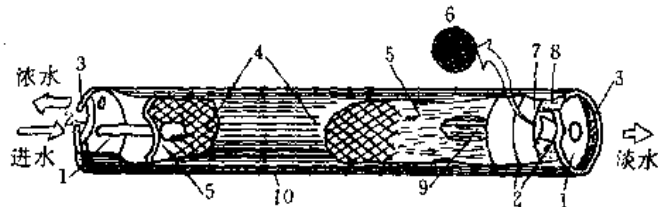


图 2.14.18 中空纤维式膜件结构示意图

1—端板；2—“O”型密封环；3—弹簧（咬紧）夹环；4—导流网；5—中空纤维膜；
6—中空纤维断面放大；7—环氧树脂管板；8—多孔支撑板；9—进水分配多孔管；10—外壳

各种反渗透装置技术特性比较见表 2.14.10 和 2.14.11。

表 2.14.10 各种反渗透组件技术特性

组 件 类 型	膜装填密度/ (m^2/m^3)	操作压力/ (10^5Pa)	水通量/ [$\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{d})$]	单位体积产水量/ [$\text{m}^3/(\text{m}^3\cdot\text{d})$]
板式	492	54.9	1.00	502
内压管式	328	54.9	1.00	335
螺旋卷式	656	54.9	1.00	670
中空纤维	9180	27.5	0.073	670

表 2.14.11 各种组件的比较

比 较 项 目	组 件 类 型			
	管式	平板式	螺旋卷式	中空纤维式
组件结构	简单	非常复杂	复杂	复杂
膜装填密度	小	中	大	大
膜支撑体结构	简单	复杂	简单	不需要
膜清洗	内压式易	非常容易	难	难(内压UF易)

续表

比较项目	组件类型			
	管式	平板式	螺旋卷式	中空纤维式
对处理水水质要求	外压式难			
水质前处理成本	低	较低	较高	高
膜更换方式	低	中	高	高
膜更换成本	更换膜(内压) 或组件(外压)	更换膜	更换组件	更换组件
要求泵容量	低	中	较高	较高
按比例放大	大	中	小	小
	易	重新研制	重新研制	重新研制

2.14.2.4 反渗透工艺流程

在整个反渗透处理系统中，除了反渗透器 and 高压泵等主体设备外，为了保证膜性能稳定，防止膜表面结垢和水流道堵塞等，除了设置合适的预处理装置外，还需配置必要的附加设备如 pH 调节、消毒和微孔过滤等。一级反渗透工艺基本流程见图 2.14.19。

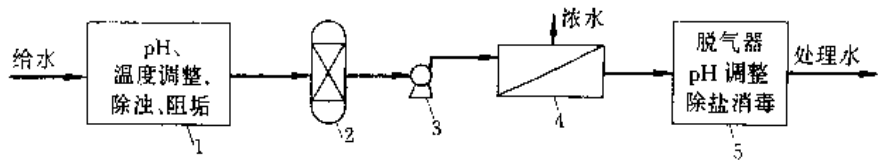


图 2.14.19 反渗透工艺基本流程

1—预处理；2—保安过滤器；3—高压泵；4—反渗透装置；5—后处理

预处理系统依原水水质设计。为了防止膜表面产生碳酸钙结垢和控制膜水解，一般都要对原水 pH 值进行调整，可加 H_2SO_4 或 HCl ，国内大都加 HCl 。用 pH 计控制实现自动加酸。

铁锰及管道锈蚀物可用凝聚过滤除去，为防止空气进入系统增加铁的氧化，系统应严密，也可加还原剂（如 Na_2SO_3 ）除氧和余氯。

细菌、藻类及其分泌物易使膜表面产生软垢，可加氯（0.5mg/L）抑制，对不耐氯的膜可加臭氧等。超滤法可作为反渗透的前处理以除去油、胶体、微生物、有机物等。

井水中存在的 H_2S ，如被氧化成硫磺会污染膜表面，可用过滤预处理除去。

在反渗透装置前一般都装设孔径 5 ~ 20 μm 的过滤器（或称保安过滤器），用以阻截直径 > 20 μm 的颗粒。

进水需要加温时，可在微孔过滤器前设置加热器，并配备必要的仪表对水温进行控制。给水加热温度通常考虑为 25℃。

为防止水垢在膜面上析出，除加酸外，也可加石灰进行软化或加阻垢剂，如六偏磷酸钠，以提高成垢盐的溶度积。通常阻垢剂的加注量是 5 ~ 20mg/L。

经反渗透处理后的水质有三个特点：①阴离子多于阳离子；②形成以 Na^+ 、 Cl^- 、 HCO_3^- 离子为主要成分的水；③具有腐蚀倾向。鉴此，通常设除气塔脱除 CO_2 或加碱调整 pH 值，采用混床或复床-混床组合除盐。

高压泵可以采用多级离心泵或往复泵，管式和小型反渗透装置常采用往复泵，此时为了防止压力脉冲，须设稳压装置。高压泵宜设置旁路调节阀门，以便调节供水量。为了防止在高压泵启动时膜组件受到高压给水的突然冲击，在高压水泵出口阀门上装控制阀门开启速度的装置，使阀门能徐徐开启（通常控制在 2 ~ 3min）。

反渗透工艺常用如下组合方式。

（1）一级多段式（图 2.14.20、图 2.14.21）以第一段的浓水作为第二段的进水，目的是提高水的回收率。适用于原水含盐量不太高的场合。设计时应使最后一段的进水含盐量不影响产水量与产水水质，因为随进水含盐量增加，膜的透水量降低，透盐量增加。

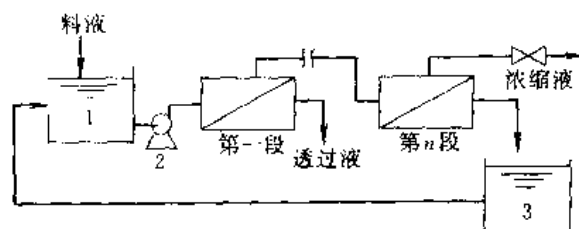


图 2.14.20 一级多段循环式

1—料液贮槽；2—高压泵；3—贮槽

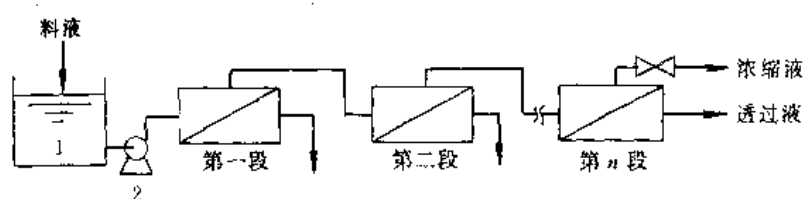


图 2.14.21 一级多段连续式

1—料液贮槽；2—高压泵

(2) 多级多段式（图 2.14.22）以第一级的淡水作为第二级的进水；后一级的浓水回收作为前一级的进水。目的是提高出水质量。一般需设中间贮水箱和高压水泵。

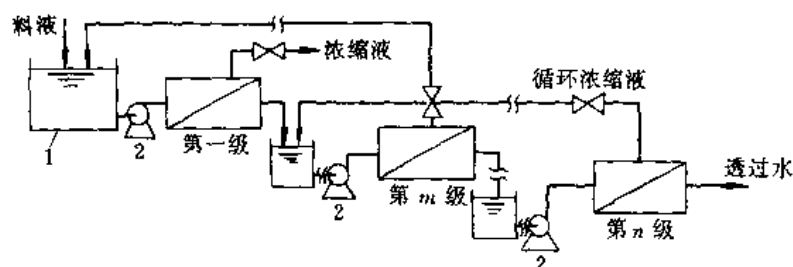


图 2.14.22 多级多段循环式

1—料液贮槽；2—高压泵

(3) 多段反渗透-离子交换组合（图 2.14.23）对第一段的浓水用离子交换软化，防止第二段膜面结垢，第二段、三段用高压膜组件，以满足对高浓度水除盐的反渗透压力需要。该组合适用于水源缺乏，即使原水含盐量较高，也要求较高的水回收率的场合。

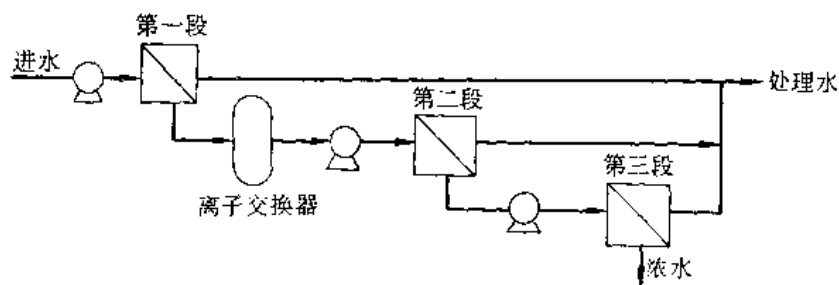


图 2.14.23 三段反渗透-离子交换组合

(4) 国外常用的反渗透除盐系统

① 海水或苦咸水→预处理→必要的水质调整→精密过滤器→高压泵→反渗透装置（海水级或苦咸水级膜组件）→贮水箱（产水的含盐量 $\leq 500\text{mg/L}$ ，经消毒可作饮用水）。

② 井水→砂过滤器→必要的水质调整→除 CO_2 器→精密过滤器→高压泵→反渗透装置（苦咸水级膜组件）→混床。

③ 城市自来水→预处理→必要的水质调整→精密过滤器→高压泵→反渗透装置→阳离子交换柱→除 CO_2 器→阴离子交换柱→紫外线杀菌→混床→后处理系统（制取高纯水）。

(5) 宝钢电厂反渗透—离子交换组合流程

长江水 $\xrightarrow[\text{NaOCl}]{\text{明矾和助凝剂}}$ 循环泥渣型机械搅拌澄清池 \rightarrow 重力式双层滤料过滤器 \rightarrow 过滤水箱 \rightarrow 精密过滤器 \rightarrow RO \rightarrow 给水箱 $\xrightarrow[\text{HCl}]{\text{NaOCl}}$ 加热器 \rightarrow 保安过滤器 \rightarrow 高压泵 \rightarrow RO \rightarrow 预除盐水箱 \rightarrow 离子交换除盐系统。

2.14.2.5 工艺设计

(1) 性能参数

① 透水率 $Q_p/[\text{cm}^3/\text{cm}^2\cdot\text{s}]$

$$Q_p = A(\Delta P - \Delta \Pi) \quad (2.14.26)$$

式中 A ——膜纯水透过系数， $\text{cm}^3/(\text{cm}^2\cdot\text{s}\cdot\text{MPa})$ ；

ΔP ——膜两侧压力差，MPa；

$\Delta \Pi$ ——膜两侧溶液渗透压，MPa。

② 回收率 $\gamma/\%$

$$\gamma = \frac{Q_p}{Q_f} \times 100 = \frac{Q_p}{Q_p + Q_m} \times 100 \quad (2.14.27)$$

③ 浓缩倍数(CF)

$$CF = \frac{Q_f}{Q_m} = \frac{100}{100 - \gamma} \quad (2.14.28)$$

④ 盐分透过率 $SP/\%$

$$\text{中空纤维式} \quad SP = \frac{c_p}{c_f} \times 100 \quad (2.14.29)$$

$$\text{卷式} \quad SP = \frac{c_p}{c_f + c_m} \times 100 \quad (2.14.30)$$

⑤ 脱盐率 $R/\%$

$$R = 100 - SP \quad (2.14.31)$$

式中 Q_f 、 Q_m 、 Q_p ——分别为进水、浓水和淡水流量；

c_f 、 c_m 、 c_p ——分别为进水、浓水和淡水含盐量。

(2) 设计计算 进行反渗透系统的设计计算，必须掌握进水水质，各组分的浓度、渗透压、温度及 pH 值等原始资料，反渗透工艺如是以制取淡水为目的，则应掌握淡化水水量，淡化水水质以及水回用率等有关数据。如果工艺是以浓缩有用物质为目的，则应掌握工艺允许的淡化水水质及其浓缩倍数。

在制取淡水时，淡化流量和淡化水水质是由设计任务提出来的指标，反渗透系统的设计，则是在满足上述指标情况下计算出反渗透的规模。在淡化流量和进水水质组成确定后，首先，假定反渗透装置的回收率，按下述方法估算在该回收率下装置的产水水质。

$$Q_f = Q_m + Q_p \quad (2.14.32)$$

$$Q_f c_{if} = Q_m c_{im} + Q_p c_{ip} \quad (2.14.33)$$

$$c_{im} = \frac{Q_f c_{if} + Q_m c_{im}}{Q_f + Q_m} \quad (2.14.34)$$

$$c_{ip} = c_{im}(1 - R) \quad (2.14.35)$$

式中 c_{if} 、 c_{im} 、 c_{ip} ——分别为进水、浓水和淡水中 i 组分的浓度；

c_{im} ——为浓水中 i 组分的平均浓度；

R^0_i —— i 组分的平均脱盐率。

在假定回收率为 y 值的条件下, 先设 $c_{ip}=0$, 式 (2.14.33) 和式 (2.14.34) 形成下列等式:

$$Q_f c_{if} = Q_m c_{im} + Q_p c_{ip} = Q_m c_{im} \quad (2.14.36)$$

$$c_{im} = \frac{2Q_f c_{if}}{Q_f + Q_m} = \frac{2c_{if}}{2-y} \quad (2.14.37)$$

将进水 c_{if} 和假定的回收率 y 值代入上式, 可求出 c_{im} 值。将 c_{im} 值代入 (2.14.35), 可求得 c_{ip} 值。求得的 c_{ip} 值再次代入式 (2.14.32) 至 (2.14.35) 可求得新的 c_{ip} 值。反复计算, 当代入的 c_{ip} 值与新求得的 c_{ip} 值接近时, 即是在假定回收率条件下, 反渗透装置淡水中 i 组分的浓度。如果计算出来的浓度与设计所要求的产水水质不符, 则需要重新调整回收率 (y 值) 后, 重复上述计算, 直至算出的 c_{ip} 值与设计要求产水水质相符时为止, 则认为假定的回收率可取。应当指出, 由于进水水质不断变化, 膜组件的脱盐率也会变化, 因此, 计算结果只能反映近似值, 在计算中选用的脱盐率和回收率应有余量。

y 值确定后, Q_f 、 Q_m 及 CF 等数据均可求出。可按式 (2.14.26) 求出淡水平均通量, 公式中的 ΔH 应根据浓水中 i 组分的平均浓度 c_{im} 计算。考虑到膜的压实和膜污染等因素, 习惯上采用一年运行后膜的水通量来计算膜面积。反渗透膜面积由下式确定:

$$S = Q_p / F_w \quad (2.14.38)$$

式中 S ——所需膜面积, m^2 ;

Q_p ——设计水量, L/h ;

F_w ——膜运行 1 年后的水通量, $L/(m^2 \cdot h)$ 。

$$F_w = F_0 t^m \quad (2.14.39)$$

式中 t ——运行时间, h ;

m ——膜压实斜率, 一般为 $0.005 \sim 0.05$;

F_0 ——膜运行初期的水通量, $L/(m^2 \cdot h)$ 。

最后还应根据原水水质与浓缩倍数对膜面能否因微溶盐产生结垢进行校核。如果超出了微溶盐的溶解度, 还需调整水回收率或者加阻垢剂解决。

2.14.2.6 运行管理

(1) 进水水质要求 见表 2.14.12。

表 2.14.12 反渗透进水水质要求

项 目	卷式 (CA 膜)	卷式 (FT-30 复合膜)	中空纤维式 (芳香聚酰胺)
污染指数/SDI	<4	<5	<3
水温/ $^{\circ}C$	15~35	<45	15~35
pH	5~6	2~11	3~11
$COD_{Mn}/(mg/L)$	<1.5	<1.5	<1.5
游离氯/(以 Cl_2 计, mg/L)	0.2~1	<0.1	<0.1
含铁量/(以 Fe 计, mg/L)	<0.05	<0.05	<0.05

(2) 运行注意事项

① 过量的进水流量将使膜组件提前劣化, 因此进水流量不能超过设计值。浓水的流量应避免小于设计值, 否则会使反渗透装置的压力容器内发生不均匀流动及过分浓缩而在膜组件上析出结垢。

② 高压泵即使有极短的时间中断运转都可能发生故障。

③ 进口压力要保持适当的裕度, 否则由于没有适当的压实, 除盐率会降低。

④ 停止运行时应用低压给水置换装置内的水, 以防止 SiO_2 析出 (在冬季由于水温下降引起)。

⑤ 当装置进出口压差超过标准时, 说明膜面已受污染或者进水流量过大。如调整流量尚不能解决压差问题, 则应对膜进行清洗。

反渗透膜组件受污染的一般特征见表 2.14.13。引起膜污染的原因大致有 3 类: ①原水中亲水性悬浮物, 被膜吸附; ②原水中盐在水透过膜后变成过饱和状态, 在膜上析出; ③浓差极化使溶质在膜上析出。

表 2.14.13 反渗透组件污染的一般特征

污染原因	一般特征		
	盐透过率	组件的压损	产水量
金属氧化物 (Fe、Mn、Ni、Cu 等氧化物)	增加速度快 ^① ≥2 倍	增加速度快 ^① ≥2 倍	急速降低 ^① 20% ~ 25%
钙沉淀物 (CaCO ₃ 、CaSO ₄)	增加 10% ~ 25%	增加 10% ~ 25%	稍微减少 < 10%
胶状物质 (如胶体硅等)	缓慢增加 ^② ≥2 倍	缓慢增加 ^② ≥2 倍	缓慢减少 ^② ≥50%
混合胶体 (Fe + 有机物等)	增加速度快 ^① 2 ~ 4 倍	缓慢增加 ^② ≥2 倍	缓慢减少 ^② ≥50%
细菌 ^③	增加 ≥2 倍	增加 ≥2 倍	减少 ≥50%

① 24h 内发生；② 2~3 周以上发生；③ 在无甲醛保护液情况下。

(3) 膜组件清洗 膜清洗频率与预处理措施的完善程度是紧密相关的。预处理越完善，清洗间隔越长；反之，预处理越简单，清洗频率越高。一般膜清洗是遵循“10%法则”——当校正过的淡水流量与最初 200h 运行（压紧发生之后）的流量相比，降低了 10% 和（或）观察到压差上升了 10% ~ 20% 就需进行清洗。尽可能在脱盐率下降显示出来以前采取措施。

膜的清洗工艺分为物理法和化学法两大类。物理法包括水力清洗、水气混合冲洗、逆流清洗及海绵球清洗。水力清洗主要采用减压后高流速的水力冲洗以去除膜面污染物。水气混合冲洗是借助气液与膜面发生剪切作用而使消除极化层。逆流清洗是在卷式或中空纤维式组件中，将反向压力施加于支撑层，引起膜透过液的反向流动，以松动和去除膜进料侧活化层表面污染物。海绵球清洗是依靠水力冲击使直径稍大于管径的海绵球流经膜面，以去除膜表面的污染物，但此法仅限于在内压管式组件中使用。化学清洗所用药剂和方法，需根据污染物来决定，表 2.14.14 可作参考。

表 2.14.14 反渗透膜的清洗

污染原因	清洗液	药剂用量 (L/台膜件)	清洗方法
金属氧化物沉淀	(1) 0.2mol/L 柠檬酸铵，pH4 ~ 5 (2) 4% 亚硫酸氢钠	≈ 100	(1) 维持 0.4MPa 压力，15L/min 流量，循环 2h (2) 保持 1MPa 压力，水冲洗 30min (3) 正常运行
钙沉淀物	(1) 盐酸，pH = 4 (2) 柠檬酸，pH = 4	≈ 100	(1) 维持 0.4MPa 压力，15L/min 流量，循环 2h； (2) 保持 1MPa 压力，水冲洗 30min (3) 正常运行
有机物、胶体物	(1) 柠檬酸，pH = 4 (2) 盐酸，pH = 2 (3) 氢氧化钠，pH = 12 (4) 中性洗净剂	≈ 200	(1) 维持 0.4MPa 压力，40L/min 流量，循环 2h (2) 保持 1MPa 压力，水冲洗 30min (3) 正常运行
细菌及粘泥	1% 甲醛溶液	≈ 100	(1) 维持 0.4MPa 压力，15L/min 流量，循环 2h (2) 保持 1MPa 压力，水冲洗 30min (3) 正常运行

(4) 不良情况的原因和对策 见表 2.14.15。

表 2.14.15 反渗透装置故障及对策

原 因		对 策		原 因		对 策	
产水量下降	膜组件数量减少	按照设计的膜组件数量运行		产水质量下降	原水水质变差	加强预处理,使之达到进水要求	
	低压力运转	按照设计的基准压力运行			低压力运转	按照设计的基准压力运行	
	膜组件压密	更换膜组件			膜组件破损	更换膜组件	
	运转温度降低	按照设计温度(25℃)运行			O形密封圈泄漏	更换“O”形圈	
	在较高的回收率下运转	必须按设计回收率运转。随浓缩倍率上升,进水渗透压上升,透水量下降			回收率升高	按设计回收率运行	
	膜污染	每天进行低压冲洗,定期进行化学清洗			膜组件安装时插反方向	重装	
	压差上升	化学清洗			进水余氯过高	膜被氧化,脱氯	
	油分的混入	油绝对不能混入进水中,更换膜组件			溶剂的混入	苯、甲苯等物质会溶解膜,不能混入进水中	

2.14.2.7 应用

(1) 苦咸水淡化 苦咸水淡化多为一级反渗透工艺,对 $\text{TDS} < 5000\text{mg/L}$ 的原水,经预处理后,再经反渗透可制取 $\text{TDS} < 500\text{mg/L}$ 的脱盐水。一般运行压力为 $2 \sim 3\text{MPa}$,脱盐率为 $90\% \sim 95\%$ 。目前世界上最大的苦咸水脱盐系统为美国尤马(Yuma),采用卷式组件,水通量为 $0.64\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$,水回收率为 70% ,淡水产量 $3.7 \times 10^5\text{m}^3/\text{d}$ 。

(2) 电镀废水的处理 采用反渗透法处理电镀废水可以实现闭路循环。逆流漂洗槽的浓液用高压泵打入反渗透器,浓缩液返回电镀槽重新使用,处理水则补充入最后的漂洗槽。对不加温的电镀槽,为实现水量平衡,反渗透浓缩液还需蒸发后才能返回电镀槽。表 2.14.16 列出了部分处理结果。

表 2.14.16 中空纤维反渗透器处理电镀废水试验结果

废水名称	废水浓度		操作条件			水通量/ (L/min)	去除率/%	
	溶解固体/ %	废液浓度/ %	压力/ 10^5Pa	温度/ $^{\circ}\text{C}$	pH		总溶解 固 体	离 子
焦磷酸铜	0.18 ~ 5.22	0.55 ~ 16	27.5	28 ~ 31	6.8	10.9 ~ 5.07	92 ~ 99	Cu^{2+} 99 $\text{P}_2\text{O}_7^{4-}$ 98 ~ 99
铜的氰化物	0.57 ~ 3.71	1.6 ~ 10	27.5	26	11.8 ~ 12.5	6.89 ~ 0.0	97 ~ 98	Cu^{2+} 99 CN^- 98 ~ 99
罗谢尔铜氯化物	0.13 ~ 3.30	1 ~ 23	27.5	25 ~ 28	9.8 ~ 10.6	9.46 ~ 6.06	99	Cu^{2+} 98 ~ 99 CN^- 94 ~ 98
镉的氰化物	0.57 ~ 3.12	1 ~ 12	27.5	27 ~ 28	11.5 ~ 12.5	7.95 ~ 0.91	89 ~ 98	Cd^{2+} 99 CN^- 83 ~ 97
锌的氰化物	0.47 ~ 4.05	4 ~ 36	27.5	27	12.3 ~ 12.7	6.81 ~ 0.79	97 ~ 70	Zn^{2+} 98 ~ 99 CN^- 85 ~ 99
锌的氯化物	0.16 ~ 4.19	0.8 ~ 21	27.5	27 ~ 29	6.1 ~ 5.3	7.8 ~ 0.42	96 ~ 84	Zn^{2+} 98 ~ 99 Cl^- 52 ~ 90

2.14.3 超滤和微滤

超滤和微滤都是在压差推动力作用下进行的筛孔分离过程。一般用来分离分子量大于 500 的溶质、胶体、悬浮物和高分子物质。从把物质从溶液中分离出来的过程来看,反渗透和超滤、微滤基本上是一样的。因孔径大小不同,反渗透既能去除离子物质,又能去除许多有机物,而超滤微滤只能去除较大粒径的分子和颗粒。大分子物质在中等浓度时渗透压不大,所以超滤微滤能在较低的压差条件下工作。超滤微滤与反渗透比较见表 2.14.17。

表 2.14.17 超滤、微滤与反渗透膜及过程特性比较

过程	膜 特 性				过 程 特 征		
	结构	孔隙率/%	孔径/nm	孔密度/ cm ⁻²	截留分子量	操作压力/MPa	pH
反渗透	不对称		100		200	淡水 2.8 海水 5.6	4~11
超滤	不对称	≈60	20~1000	10 ¹¹	10 ³ ~10 ⁶	0.3~1.05	1.5~13
微滤	对称	73~84	10 ² ~10 ⁵	10 ⁷ ~10 ⁹	很高	0.2	

2.14.3.1 超滤膜与微滤膜的结构和性能

(1) 结构 超滤膜多数为不对称膜,由一层极薄(0.1~1 μ m)的致密表皮层和一层较厚(160~220 μ m)具有海绵状或指状结构的多孔层组成。前者起筛分作用,后者起支撑作用。膜孔径在分离过程中不是唯一决定因素,膜表面的化学性质也很重要。实际上超滤过程可能同时存在3种情形:①溶质在膜表面及微孔壁上吸附;②粒径略小于膜孔的溶质在孔中停留,引起阻塞;③粒径大于膜孔的溶质被膜面机械截留。

常用的超滤膜材料有醋酸纤维素(CA、CTA)、聚砜(PS、PSA)、聚丙烯腈(PAN)、聚氯乙烯(PVC)、聚乙烯醇(PVA)、聚烯烃、聚酯、聚酰胺、聚酰亚胺、聚碳酸酯、聚甲基丙烯酸甲酯,改性聚苯醚等。商品以截留分子量大小来划分,一般有6000、10000、20000、30000、50000和80000等6种规格。

表 2.14.18 为某系列超滤膜的截留分子量和对应的实测平均孔径。

表 2.14.18 超滤膜的截留分子量与对应的平均孔径

分子量	500	1000	10000	30000	50000	100000
孔径/nm	2.1	2.4	3.8	4.7	6.6	11.0

微滤膜多数为对称结构,厚度10~150 μ m不等,其中最常见的是曲孔型,类似于内有相连孔隙的网状海绵;另一种是毛细管型,膜孔呈圆筒状垂直贯通膜面,该类膜孔隙率<5%,但厚度仅为曲孔型的1/15。也有不对称的微孔膜,膜孔呈截头圆锥体状贯通膜面,过滤时原水在孔径小的膜面流过。微滤膜材料有CN—CA、PAN、CA—CTA、PSA、尼龙等,商品约有十几种,400多个规格。

(2) 性能 超滤膜和微滤膜的基本性能包括孔隙率、孔结构、表面特性、机械强度和化学稳定性等,其中孔结构和表面特性对使用过程中的渗透流率、分离性能和膜污染具有很大影响,膜的耐压性、耐温性、耐生物降解性等在某些工业应用中也非常重要。

表征超滤膜性能的参数主要有透水速率、截留率和截留分子量范围。

① 透水速率 J_w /[cm³/(cm²·s)]

$$J_w = Q/(At) \quad (2.14.40)$$

式中 Q —— t 时间内透过水量, cm³;

A ——透过水的有效膜面积, cm²;

t ——过滤时间, s。

在纯水和分子稀溶液中,膜透过量与压差 Δp 成正比,可用下式表示:

$$J_w = \frac{\Delta p}{R_m} \quad (2.14.41)$$

式中 J_w ——透过膜的纯水通量, cm³/(cm²·s);

Δp ——膜两侧压力差, MPa;

R_m ——膜阻力, s·MPa/cm²。

在分子体系中,由于形成了膜面到主体溶液间的浓度差,溶液的透过量由下式表示:

$$J_w = \frac{D}{\delta} \ln \frac{c_m}{c_f} = k \ln \frac{c_m}{c_f} \quad (2.14.42)$$

式中 J_w ——透过膜的溶液通量, cm³/(cm²·s);

D ——溶质扩散系数, cm²/s;

- k ——传质系数, $k = \frac{D}{\delta}$;
 δ ——膜边界层(极化层)厚度, cm;
 c_m ——膜面溶液浓度, mg/cm³;
 c_f ——主体溶液浓度, mg/cm³。

上述公式虽然没有直接表达出压力与各变量之间的关系,但增加 Δp , 势必提高水通量, 膜面浓度 (c_m) 亦随之提高, 同时促使反向扩散通量增加。在稳定状态下, J_w 与 c_m 之间保持该公式所表达的关系式。如果继续增大压差, 当 c_m 值增大到某一浓度值 c_g (一般 300~700mg/L) 后, 在膜面形成凝胶层。如图 2.14.24 所示。则上式可表达为

$$J_w = k \ln \frac{c_g}{c_f} \quad (2.14.43)$$

该式表示, 在给定条件下, 凝胶层形成后, 凝胶层浓度 (c_g) 值不再变化, 膜水通量 (J_w) 不再因压差 (Δp) 的增加而增长, 达到了—极限值。如果进一步增加压差 (Δp), 膜水通量 J_w 经过一短瞬间的增长, 又恢复至稳定状态。图 2.14.25 表明了这一关系。在达到临界压力值后, 膜水通量不再随 Δp 的增加而增长。同时该图表明膜的临界压力值与溶液浓度及膜表面流速有关。在实际超过滤工艺中, 临界压力作为一个重要设计参数, 需要通过试验, 确定体系的临界压力值并控制实际运行压力低于临界压力值, 或通过提高膜表面流速以提高体系临界压力。

② 溶质截留率 $R/\%$

$$R = (c_f - c_p)/c_f \quad (2.14.44)$$

式中 c_f 、 c_p ——分别为原水和透过水的溶质浓度, mg/L。

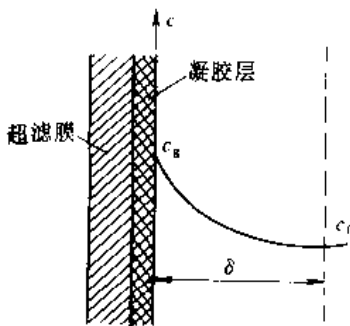


图 2.14.24 浓差极化所形成的凝胶层

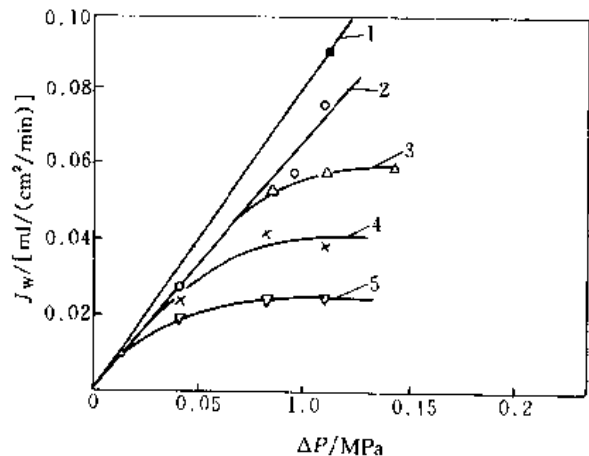


图 2.14.25 带有搅拌装置的间歇式膜滤室的 $J - \Delta p$ 关系

1—0.5% 盐水; 2—0.65% 蛋白质; 3—3.9% 蛋白质(1930r/min);
 4—6.5% 蛋白质(1830r/min); 5—6.5% 蛋白质(890r/min)

(3) 过滤特性 超滤膜与微滤膜同是多孔膜, 虽然前者孔径较小, 后者较大, 但前者的工作周期比后者长得多。原因是微滤是一种静态过滤, 随过滤时间延长, 膜面上截留沉积不溶物, 引起水流阻力增大, 透水速率下降, 直至微孔全被堵塞, 见图 2.14.26。超滤过程则不然, 是一种动态过程。在超滤进行时, 由泵提供推动力, 在膜表面产生两个分力: 一个是垂直于膜面的法向力, 使水分子透过膜面, 另一个是与膜面平行的切向力, 把膜面截留物冲掉。因此, 在超滤膜表面不易产生浓差极化和结垢, 透水速率衰减较慢, 运行周期相对较长。一般当超滤膜透水速率下降时, 只要减低膜面的法向应力, 增加切向流速, 进行短时间冲洗(3~5min), 即可恢复, 见图 2.14.27。

(4) 浓差极化及其防止 在超滤过程中, 浓差极化是一个比在反渗透中影响更大的因素, 因为在膜面上截留的大分子的扩散系数比常见的盐类的扩散系数小得多。但如前所述, 这种浓差极化倾向是可逆的。防止浓差极化的途径除了选择合适的膜材料外, 主要是控制运行条件。常用方法有以下几个。① 加快平行于膜面的水流速度。② 提高操作温度, 高温下运行有利于降低粘度, 提高凝胶物质的再扩散速度, 还能提高积

聚物的临界凝胶浓度。工作温度自 15℃ 提高到 25℃, 水通量几乎增大 1 倍。操作温度视材质而定, 纤维素质膜的最高工作温度范围为 50~60℃, 非纤维素质膜的最高工作温度可达 100℃ 以上。③ 选择适当的 pH 值, 特别对蛋白质溶液的分离, pH 在等电点以上时, 用带负电的聚砜膜, 吸附少; 而在等电点以下时, 膜的吸附大大加强。

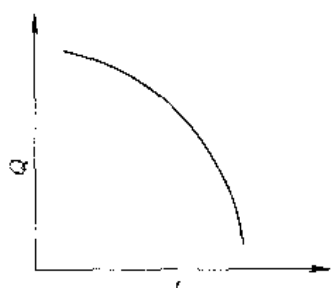


图 2.14.26 微过滤时间(t)与流量(Q)关系

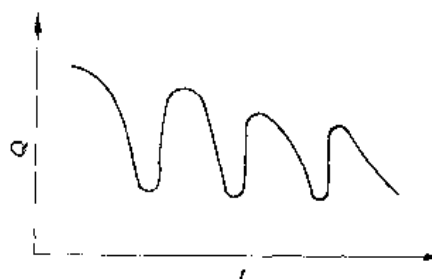


图 2.14.27 超滤时间(t)与流量(Q)关系

(5) 膜清洗 超滤膜的清洗方法基本上同反渗透膜装置。酸性清洗剂常用 0.1mol/L HCl、0.1mol/L 草酸、1%~3% 柠檬酸、EDTA 等; 碱性清洗剂常用 0.1%~0.5% NaOH; 氧化性清洗剂有 1%~1.5% H_2O_2 、0.5%~1% NaOCl、0.05%~0.1% 叠氮化钠等; 酶洗剂有 1% 胃蛋白酶、胰蛋白酶等。

清洗步骤: ①先用清水冲洗整个系统, 水温最好采用膜组件所能承受的较高温度; ②选用合适的清洗剂进行循环清洗; ③用清水冲洗; ④校核膜的透水通量, 如未达预定值, 则重复第②③步; ⑤用 0.5% 的甲醛水溶液进行消毒贮存。

2.14.3.2 滤膜组件及操作模型

(1) 工业用超滤组件和反渗透组件一样, 也有 4 种型式, 其性能比较见表 2.14.19。

表 2.14.19 各种超滤组件的性能比较

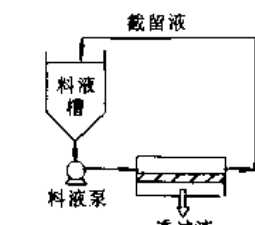
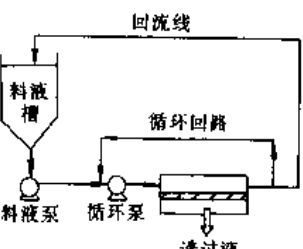
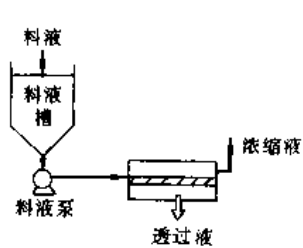
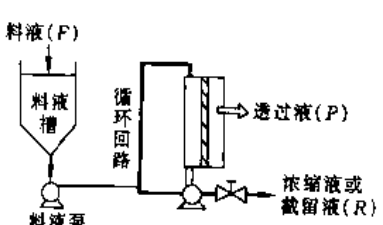
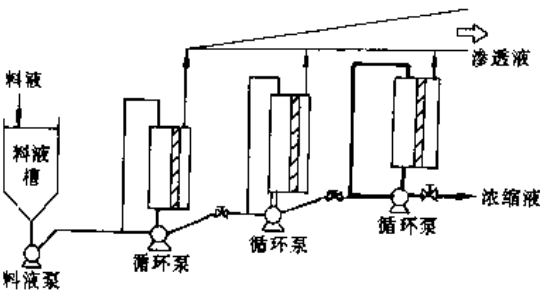
组件	膜比表面积/(m^2/m^3)	投资费用	运行费用	流动控制	膜清洗
管式	25~50	高	高	好	易
板式	400~600	高	低	较好	难
卷式	600~1000	低	低	不好	易
中空纤维	800~1200	低	低	好	易

(2) 超滤的操作模型可分为重过滤 (diafiltration) 和错流 (crossflow) 过滤两大类, 现将它们的特点及适用范围列于表 2.14.20。

表 2.14.20 超滤操作模型的特点及适用范围

操作模型	图 示	特 点	适用范围
重过滤		设备简单、小型; 能耗低; 可克服高浓度料液渗透流率低的缺点; 能更好的去除渗透组分。但浓差极化和膜污染严重, 尤其是在间歇操作中; 要求膜对大分子的截留率高	通常用于蛋白质、酶之类大分子的提纯

续表

操作模型	图 示	特 点	适用范围
间歇错流		操作简单; 浓缩速度快; 所需膜面积小。但全循环时泵的能耗高, 采用部分循环可适当降低能耗	通常被实验室和小型中试厂采用
			
连续错流		<p>单级操作始终在高浓度下进行, 渗透流率低。增加级数可提高效率, 这是因为除最后一级在高浓度下操作、渗透流率最低外, 其他级操作浓度均较低、渗透流率相应较大。多级操作所需总膜面积小于单级操作, 接近于间歇操作, 而停留时间、滞留时间、所需贮槽均少于相应的间歇操作</p>	<p>反渗透中普遍采用, 超滤中应用不多, 仅在中空纤维生物反应器、水处理、热精脱除中有应用</p> <p>大规模生产中被普遍使用, 特别是在食品工业领域</p>
			
			

(3) 微滤操作模型可分为无流动 (deadend) 操作和错流操作。无流动操作如图 2.14.28 (a) 所示, 原料液置于膜的上游, 在压差推动下, 溶剂和小于膜孔的颗粒透过膜, 大于膜孔的颗粒则被膜截留, 该压差可通过原料液侧加压或透过液侧抽真空产生。在这种无流动操作中, 随着时间的增长, 被截留颗粒将在膜表面形成污染层, 使过滤阻力增加, 在操作压力不变的情况下, 膜渗透流率将下降。因此无流动操作是间歇的, 必须周期性地清除膜表面的污染层或更换膜。无流动操作简便易行, 适于实验室等小规模场合。对于固含量低于 0.1% 的料液通常采用这种形式; 固含量在 0.1% ~ 0.5% 的料液则需进行预处理; 而对于固含量高于 0.5% 的料液通常采用错流操作。

错流操作类似于超滤, 如图 2.14.28 (b) 所示。

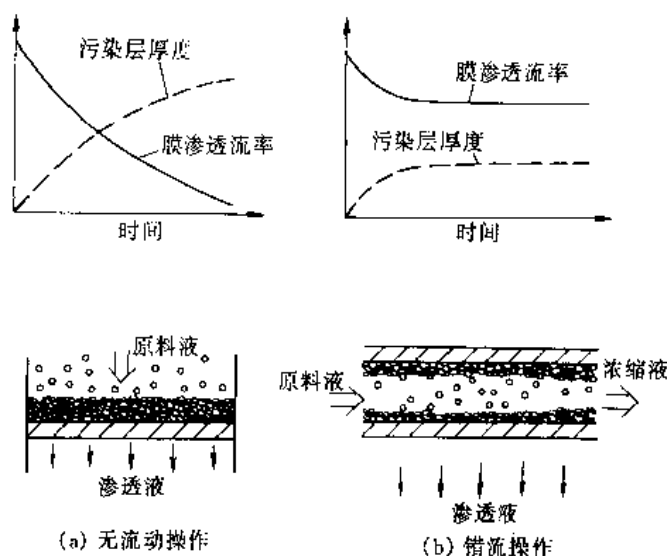
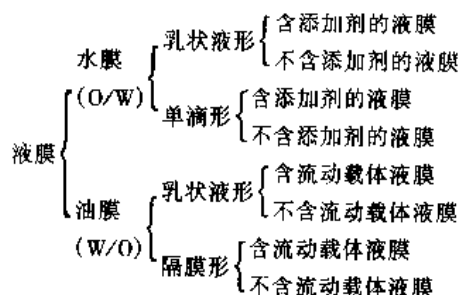


图 2.14.28 无流动操作与错流操作



水膜型的液膜适宜于分离有机化合物的混合物，而油膜型的液膜则用于从无机或有机化合物的水溶液中分离出无机和有机物。含流动载体的液膜具有更高的选择性，能从复杂的体系中分离出所需要的成分。

隔膜型液膜（也称支撑型液膜），是用微孔聚合物膜片（如微孔聚丙烯膜、微孔聚四氟乙烯和微孔聚砜膜）制成的，其制法是将膜片浸于预先配制成的油膜溶液中，溶液即充满微孔形成液膜（图 2.14.29a）。此液膜处理能力较小。

单滴型的液膜是由水溶液和表面活性剂组成的，整个液膜为一个较大的单一的球面薄层（图 2.14.29b），这种单滴型液膜很不稳定，寿命较短。

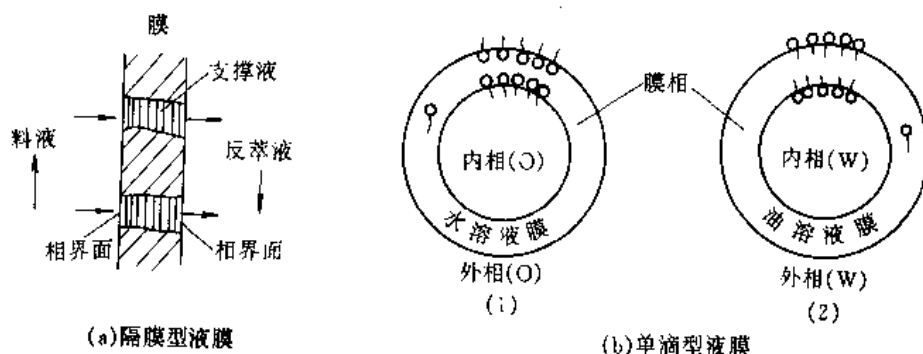


图 2.14.29 液膜类型

以上两种型式的液膜正处于研究之中，离工业应用尚远。目前实际应用较多的是乳状液形液膜。乳状液形液膜是一层很薄的液体，首先将两种互不相溶的液体制成乳状液，然后再将乳状液分散在第三相（连续相）而形成。它能够分隔两个不同组成的溶液。如果分隔两个溶液为水溶液时，则液膜采用油型的，简称 W/O/W 型。如果分隔两个溶液为有机相时，则液膜采用水型，简称 O/W/O 型。油型液膜由油膜溶液构成，油膜溶液是由表面活性剂、有机溶剂及流动载体组成的，膜相溶液与水和水溶性试剂组成的内相水溶液在高

2.14.4 液膜分离

2.14.4.1 液膜的分类与构成

液膜是一层很薄的表面活性剂，它能够把两个组成不同而又互溶的溶液隔开，通过渗透分离一种或者一类物质。

液膜溶液通常是由膜溶剂和表面活性剂所组成。其中一类加流动载体，一类不加流动载体。膜溶剂是成膜的基体物质，具有一定的粘度，保持成膜所需的机械强度，以防膜破裂。表面活性剂含有亲水基和疏水基，可以定向排列，用于稳定膜形，固定油水分界面。流动载体负责指定溶质或离子的选择性迁移，它对分离指定溶质或离子的选择性和通量起决定性的作用，因此，它是研制液膜的关键。

液膜按其组成和膜形可分为：

速搅拌下形成油包水型与水不相溶的小珠粒,内部包裹着许多微细的含有水溶性反应的小水滴,再把此珠粒分散在另一水相(如欲处理的废水)即外相中,就形成了一种油包水再水包油的薄层膜结构。原料液中的渗透物就穿过两水相之间的这一薄层的油膜进行选择性的迁移,如图 2.14.30 所示。

W/O/W 型乳状液膜组成一般为:表面活性剂 1%~3%;流动载体 1%~2%;其余为 90% 以上的有机溶剂。油包水型的乳状液膜液滴直径为 0.1~0.3mm,液滴内微小水滴直径一般为 $1\mu\text{m}$ 。油膜的厚度在 5~100 μm 之间,一般为 10 μm 。

与固体膜相比,液膜具有膜薄、比表面积大、物质渗透快、分离效率高等优点,可以有多个方面的应用。在废水处理中,可以应用液膜除去工业废水中的有毒阳离子如铬、镉、镍、汞等及阴离子 CN^- 、 F^- 等,使废水净化回用,还可回收其中有用的物质。用液膜法处理含酚废水,效果很好,已推广应用。液膜还能包裹细菌及其营养物,让细菌吸食废水中的有机污染物,并可保护细菌免受毒物危害。液膜对工业废水的净化程度很高,可使有毒物质浓度降至 1mg/L 以下,而且成本低,是一种有效的污染控制技术。

2.14.4.2 液膜法处理废水的机理

液膜法处理废水的机理,按目前较为普遍的看法,大致可以分为四种:① 利用液膜对物质作选择性渗透;② 在膜上或在膜包封的小水滴内发生化学反应;③ 膜相的萃取作用;④ 在膜相界面上的选择性吸附。

液膜分离的几种主要机理见图 2.14.31。

按照液膜渗透过程中有无流动载体参与输送可将分离机理分为两类:一是非流动载体液膜分离;另一类是含流动载体液膜分离。下面分别介绍。

(1) 非流动载体液膜分离机理 当液膜中不含有流动载体时,其分离的选择性主要取决于溶质在膜中的溶解度。溶解度越大,选择性越好。这是因为对非流动载体液膜迁移来说,它要求被分离的溶质必须比其他的溶质运动得更快才能产生选择性,也就是说,混合物中的一种溶质的渗透速度要高。图 2.14.31a 中表示两种不同碳氢化合物的混合液。包裹在液膜内的 A、B,由于它们在液膜中的渗透速度不同,

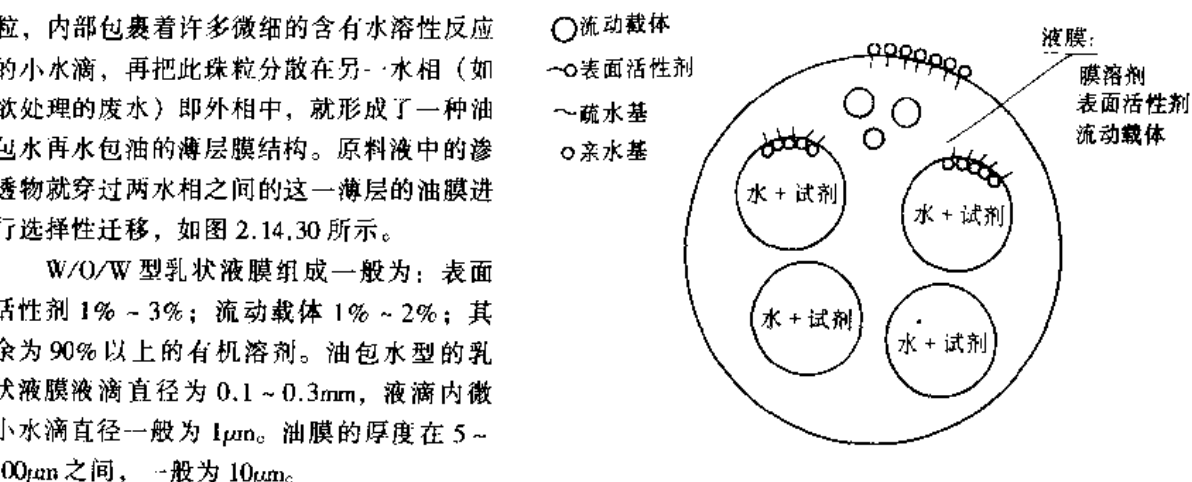


图 2.14.30 乳状液型液膜示意图

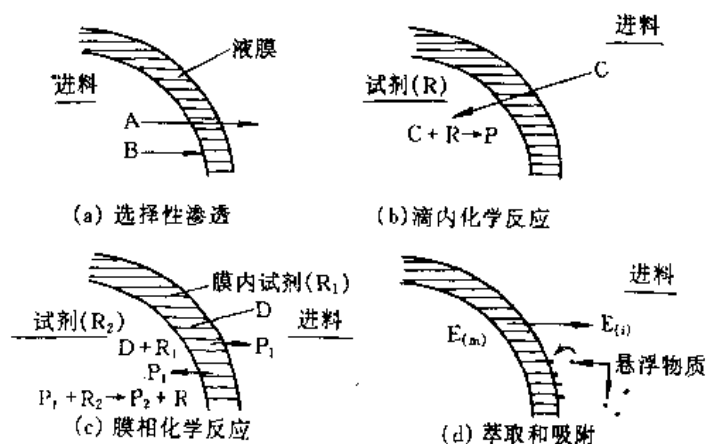


图 2.14.31 液膜分离机理

经过一定时间后, A 透过膜面而 B 不透过从而达到分离的目的。这就是膜分离的选择性渗透机理。为了实现有效分离,必须选择一个能优先溶解一种溶质而排斥所有其他溶质的膜溶剂。例如,用液膜从有机混合物中分离己烷就是利用这个原理。

使用非流动载体液膜进行分离时,当膜两侧的被迁移的溶质浓度相等时,输送便会自行停止。因此,它不能产生浓缩效应。为了实现高效分离,可以采取在接受相内发生化学反应的办法来促进溶质迁移,即滴内化学反应的机理(图 2.14.31b)。料液中被分离物 C,通过膜进入滴内,与滴内试剂 R 产生化学反应生成 P,生成物 P 不能透过液膜,被分离物在滴内浓度几乎为零,从而维持着迁移过程很大的推动力,使连续相中的 C 物质不断地迁移到滴内,直到滴内反应试剂消耗完为止。如处理废水中酚、有机酸、有机碱等属于这种类型。

(2) 含流动载体液膜分离机理 使用含流动载体的液膜时,其选择性分离主要取决于所添加的流动载体。载体主要有离子型和非离子型。流动载体负责指定溶质或离子的选择性迁移,因此,要提高液膜选择性的关键在于找到合适的流动载体。其迁移机理有以下两种。

① 促进传递。这种迁移过程是,当液膜中含有离子型载体时,载体在膜内的一侧与欲分离的溶质离子结合,生成络合物在膜中扩散,而扩散到膜的另一侧与同性离子(供能溶质)进行交换。由于膜两侧要求电中性,在某一方向一种阳离子移动穿过膜,必须由相反方向另一种阳离子来平衡。所以待分离溶质与供能溶质的迁移方向相反,这种促进传递与生物膜输送物质过程类似。下面以膜法处理含铜废水过程中铜离子的反向迁移(铜离子原)过程为例,进一步说明这种迁移机理(见图2.14.32)。

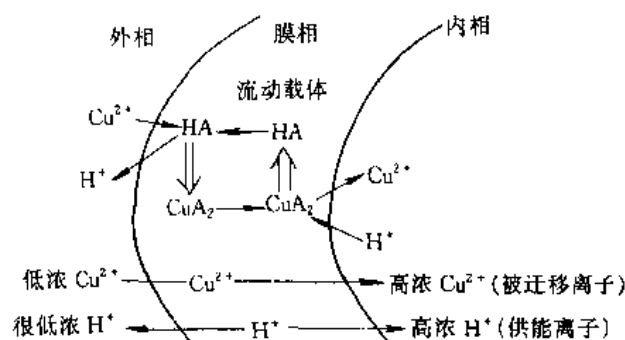
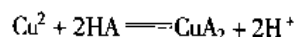


图 2.14.32 液膜分离铜的促进传递过程

i 当外相中的铜离子扩散到膜表面时,与膜中的流动载体 HA 发生反应,同时释放出供能的溶质 H^+ ;



ii 载体配合物 CuA_2 扩散到膜的内相表面;

iii 载体配合物 CuA_2 与内相中的供能的溶质 H^+ 发生反应,同时放出 Cu^{2+} ;



iv 生成的载体 HA 因本身的浓度梯度而继续扩散到膜的外相侧面,再与外相中的 Cu^{2+} 作用,如此反复,直到内相中的酸消耗完为止。

逆向迁移的结果,内相中的 Cu^{2+} 浓度不断升高,外相中 Cu^{2+} 的浓度不断降低,实现 Cu^{2+} 从外相的 Cu^{2+} 低浓度区向内相的 Cu^{2+} 高浓度区的迁移,直至平衡。而高酸度的内相则富集了铜,达到了从水溶液中分离出铜的目的。

上述分析表明, Cu^{2+} 从低浓度区向高浓度区的迁移是随着 H^+ 离子从内相的高酸区向外相的低酸区迁移进行的。所以 H^+ 离子是此过程中的供能离子。液膜法分离铜所用的流动载体 HA,如 Lix-64N,是一种脒类化合物。

② 同向迁移。当液膜中含有非离子型载体时,它所载带的溶质是中性盐。例如用冠醚化合物载体,它与阳离子选择性络合的同时,又与阴离子结合形成离子对一起迁移,这种迁移过程称为同向迁移。图2.14.33 为用二苯并-18-冠-6(以 DBC 表示)作载体时,液膜法分离 K^+ 的过程示意图。外相是含有较高 Cl^- 浓度的 KCl 料液,内相接受液为水。迁移过程的反应步骤如下:

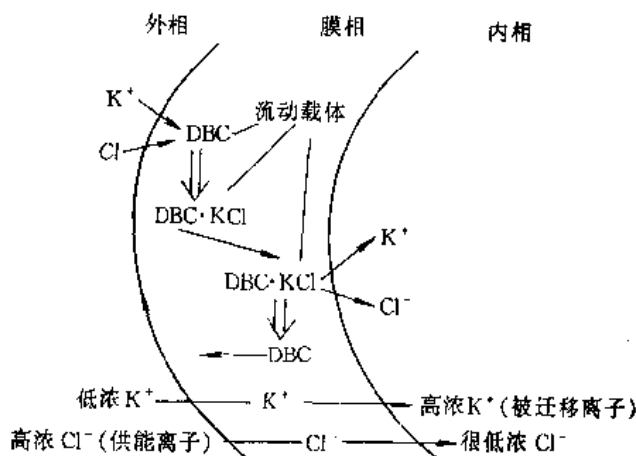
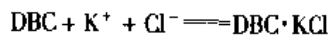


图 2.14.33 钾的同向迁移原理示意图

i 当外相中的 K^+ 和 Cl^- 扩散到液膜外侧表面时, K^+ 与 DBC 作用生成的配阳离子与 Cl^- 缔合生成 $DBC \cdot KCl$ 配合物:



ii 载体配合物 $DBC \cdot KCl$ 扩散到液膜的内侧;

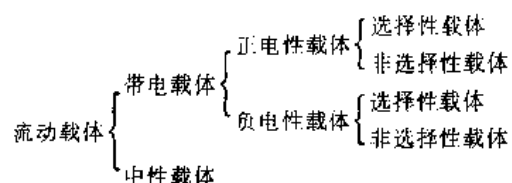
iii 因内相 Cl^- 浓度很低,引起 KCl 向内相释放,使 K^+ 贮于内相;

iv 游离的 DBC 逆扩散回到膜的外侧,重复上述与 K^+ 和 Cl^- 的配合迁移过程,直到内、外相 Cl^- 浓度相同为止,从而实现 K^+ 由低浓区向高浓区的迁移。

上述迁移过程中,供能离子是 Cl^- ,由于内外相 Cl^- 离子浓度的差异,促使 Cl^- 由外相向内相迁移,同时供给了 K^+ 由外相向内相迁移的能量, Cl^- 与 K^+ 迁移方向相同,所以称为同向迁移。

2.14.4.3 流动载体的类型、特性及选择

对于含流动载体液膜,关键在于找到合适的流动载体,流动载体按电性可以分类如下:



带电流动载体本身具有电荷, 其性质类似于液态离子交换剂, 因此也有阳离子型(如念珠菌素)和阴离子型(如四价烷基胺)。这类载体迁移的是离子。念珠菌素对阳离子迁移具有选择性, 而胆烷酸是非选择性的。

中性流动载体本身不具有电荷, 迁移的是中性盐。主要有胺类和大环多元醚两种。胺类的作用原理与溶剂萃取类似, 其使用量不能过大, 一般为 2% ~ 20%, 过多则对膜的稳定性有破坏作用, 因为在油膜中的胺类与在水相的酸或者金属络阴离子进行交换时, 是以铵盐的形式存在的, 属离子型化合物。它在水中的溶解度大、亲水性强, 是水包油 (O/W) 型表面活性剂, 对形成油包水 (W/O) 型液膜不利, 从而影响分离效果。大环多元醚对同一种阳离子能够引起其透过膜的通量变化达 3 个数量级, 极大地提高了渗透性; 对不同的阳离子具有高度选择络合能力。使用大环多元醚作流动载体, 能够分离任何两种具有不同半径的阳离子; 采用具有合乎要求的中心腔半径的大环多元醚, 能够有效地分离任何稍有差别的阳离子。

选择流动载体必须遵循以下原则。

① 载体必须能与待分离组分进行可逆化学反应, 且反应强度应适当, 没有副反应。对带电载体, 与待分离组分形成络合物的键能在 10 ~ 50 kJ/mol 为宜, < 10 kJ/mol, 络合物不太稳定, 促进传递效果不明显; > 50 kJ/mol, 形成的络合物太稳定, 解络困难。对中性载体, 无因次反应平衡常数 K 在 1 ~ 10 内为宜。

② 载体应能溶解于膜相溶剂, 溶解度越大, 促进传递的效果越好。一般选用和膜溶剂化学性质相近的物质作载体。也可通过化学修饰, 在载体分子上接上一 OH 或 $-SO_3H$ 等亲水性基团, 从而提高在水中的溶解度。另外, 载体在膜中必须是稳定的, 不易流失。

③ 载体和络合物在膜中有适宜的迁移性。

选择流动载体的方法, 通常与选择萃取剂的方法相似。用于溶剂萃取的萃取剂一般均可用作液膜分离过程中的流动载体, 一些常用的流动载体及其所能分离的有关离子如表 2.14.21。

表 2.14.21 常用分离不同离子的流动载体

被迁移物质	料 液	液 膜		内相接受液
		流动载体	膜相溶剂	
K^+, Na^+, Li^+, Cs^+	NaOH	念珠菌素	辛醇	HCl
K^+, Na^+, Li^+, Cs^+	NaOH	胆烷酸	辛醇	HCl
Cu^{2+}	Ni_4OH	苯甲酰丙酮	二甲苯	HCl
Co^{2+}, Cu^{2+}	$KNO_3 + Co(NO_3)_2$ 或 $Cu(NO_3)_2$	二(2-乙基己基)磷酸	环己烷, 聚丁二烯 1Span 80	HNO_3
Ni^{2+}	弱酸性含 Ni 液	脞(Lix64, Lix65)	聚丁烯	HCl
K^+	$LiCl + KCl$	二苯并-18 王冠-6	$CCl_4 +$ 氯仿	H_2O
Zn^{2+}, Pb^{2+}	柠檬酸盐 $pH = 3.5$	双硫脲	CCl_4	HCl
Hg^{2+}	HCl	三辛胺	二甲苯	NaOH
SO_4^{2-}, Cl^-	HCl, H_2SO_4	三辛胺	二甲苯	NaOH
$Cr_2O_7^{2-}$	$H_2Cr_2O_7$	三辛胺 4% 十二烷基胺	75% 聚丁二烯 10% 己基氯丁二烯 2% Span-80	NaOH
己烯	庚烷 + 己烯	乙酸亚铜水	水 + 皂角甙	正辛烷

2.14.4.4 液膜分离操作

液膜分离过程主要包括制乳、接触分离、沉降澄清、破乳等工序。下面以 W/O/W 型乳状液膜的制备与间歇式液膜废水处理工艺,来说明液膜分离的一般性操作。

(1) 乳状液膜的制备 首先在膜相(油或水)中加入所需表面活性剂、流动载体和其他膜增强添加剂,与待包封的内相试剂混合后,采用高速搅拌,超声波乳化等方法制备乳状液,根据需要可制成油包水型(W/O)或水包油型(O/W)。

(2) 接触分离 将制备好的乳状液再在适度搅拌下加入待处理废水中,形成油包水再水包油(W/O/W)型的较大的乳状液珠粒,废水中待分离溶质便通过中间液膜层的选择性迁移作用透过膜进入到乳状液滴的内相中。液膜法处理废水方式可采用间歇式和连续式。间歇式的液膜处理是以乳状液与待处理的废水在搅拌釜内进行。连续式的液膜分离可采用塔式和混合沉降槽式的装置。分离塔有搅拌塔、转盘塔等。当迁移达到一定程度后,经澄清实现乳状液与料液分相,将富集后待分离溶质的乳状液收集起来作后处理。

(3) 液膜回收 为了将使用过的乳状液膜回收,需要进行破乳,分出膜相用于循环制乳,分出内相以便回收有用物质。破乳的方法很多;如沉降、加热、超声、化学、离心、过滤、静电等。其中静电破乳更为经济有效。静电破乳是借电场的作用使膜削弱或破坏。把乳液置于常压或高压电场中,则液珠在电场作用下极化带电,并在电场中运动,在介质阻力的作用下发生变形,使膜各处受力不均而被削弱,甚至破坏。高压静电破乳是一种高效的破乳手段。

用液膜法除酚的具体操作为通过搅拌将含有 NaOH 约 0.8%~1.0% 的水溶液混入到一种脱蜡石油中间馏分(S100N)中,两者质量比约为 1~2。在 S100N 中含有表面活性剂 Span80(失水山梨糖醇油酸单酯)约 2%。这样就形成了直径为 $10^{-3} \sim 10^{-4}$ cm 大小乳状液微滴,然后将此乳状液搅拌混合到含酚废水中(废水与乳状液质量比约为 2~5),使乳状液在废水中分散良好,成为由单个稳定的乳状液滴悬浮在水相中的体系。搅拌一定时间后,取出废水相分析其中含酚浓度,若已达到所需的浓度要求后,停止搅拌,则乳状液小珠迅速凝聚形成一乳状液层,如果此液层比水相轻,则有机相将浮到水面与废水相分开。然后再采取破浮方法使上浮乳状液的有机相与水相分离,则可使含有表面活性剂的有机相再返回使用。

2.15 吹脱、汽提法

2.15.1 适用对象

吹脱、汽提法用于脱除水中溶解气体和某些挥发性物质。即将气体(载气)通入水中,使之相互充分接触,使水中溶解气体和挥发性溶质穿过气液界面,向气相转移,从而达到脱除污染物的目的。常用空气或水蒸气作载气,前者称为吹脱,后者称为汽提。应注意防止污染物转移,可将脱出的组分收集利用,废气送锅炉焚烧。

水和废水中有时会含有溶解气体,如用石灰石中和酸性废水时产生大量 CO_2 ;水在软化除盐过程中经过 H 离子交换器,产生大量 CO_2 ;某些工业废水中含有 H_2S 、 HCN 、 NH_3 、 CS_2 及挥发性有机物等。这些物质可能对系统产生侵蚀,或者本身有害,或对后续处理不利,因此必须除去。

将空气通入水中,除了吹脱作用外,还伴随充氧和化学氧化作用。

2.15.2 基本原理

吹脱的基本原理是气液相平衡和传质速度理论。对于稀溶液,在一定温度,当气液之间达到相平衡时,溶质气体在气相中的分压与该气体在液相中的浓度成正比——亨利定律。

$$P = Ex \quad (2.15.1)$$

式中 P ——溶质气体在气相中的平衡分压, Pa;

x ——溶质气体在液相中的平衡浓度,摩尔分率;

E ——比例系数,称亨利系数, Pa。

某些气体水溶液的亨利系数 E 值列于表 2.15.1。

汽提法处理废水时,可以认为溶质在气相中的浓度与在废水中的浓度比值为常数,遵循分配定律,即

$$k = C_g / C_w \quad (2.15.2)$$

式中 C_g 、 C_w ——气液平衡时,溶质在蒸汽冷凝液中及废水中的浓度;

k ——分配系数。

表 2.15.1 一些气体在不同温度时的亨利系数 ($E \times 10^2 \text{Pa}$)

气体	0℃	10℃	20℃	30℃	40℃	50℃	60℃	70℃	80℃	90℃	100℃
空气	43.2	54.9	66.4	77.1	87.0	94.6	101.0	105.0	107.0	108.0	107.0
H ₂	57.9	63.6	68.3	72.9	75.1	76.5	76.5	76.1	75.5	75.1	74.5
N ₂	52.9	68.8	80.4	92.4	104.0	113.0	120.0	125.0	126.0	126.0	126.0
O ₂	25.5	32.7	40.1	47.5	53.5	58.8	62.9	66.3	68.7	69.9	70.1
CH ₄	22.4	29.7	37.6	44.9	52.0	57.7	62.6	66.6	68.2	69.2	70.1
C ₂ H ₆	12.6	15.5	26.3	34.2	42.3	50.0	56.5	62.3	66.1	68.7	69.2
C ₂ H ₄	5.52	7.68	10.2	12.7	—	—	—	—	—	—	—
CO ₂	0.728	1.04	1.42	1.86	2.33	2.83	3.41	—	—	—	—
C ₂ H ₂	0.72	0.96	1.21	1.46	—	—	—	—	—	—	—
Cl ₂	0.268	0.394	0.53	0.66	0.79	0.89	0.96	0.98	0.96	0.95	—
H ₂ S	0.268	0.367	0.483	0.609	0.745	0.884	1.03	1.19	1.35	1.44	1.048
SO ₂	0.0171	0.024	0.035	0.048	0.065	0.086	0.11	0.137	0.168	0.198	—

可见, k 值越大, 越适于用汽提法脱除。某些溶质的 k 值列于表 2.15.2。

表 2.15.2 某些溶质的 k 值

溶质	挥发酚	苯胺	游离氨	甲基苯胺	氨基甲烷
k	2	5.5	13	19	11

单位体积废水所需的蒸汽量称为汽水比 $V_0(\text{kg}/\text{m}^3)$, 平衡时可按下式计算:

$$V_0 = \frac{C_0 - C_e}{kC_0} \quad (2.15.3)$$

式中 C_0 、 C_e ——分别是原水和平衡时出水中的溶质(气体)浓度, g/L 。

实际生产中, 汽提都是在不平衡的状态下进行的。同时还有热损失, 故蒸汽的实际耗量比理论值大, 约 2~2.5 倍。

传质速率取决于组分平衡分压(浓度)和气相实际分压(浓度)的差值。对给定的物系, 通过提高水温, 使用新鲜载气或负压操作, 增大气液接触面积和时间, 减少传质阻力, 可以达到降低水中溶质浓度、增大传质速率的目的。

2.15.3 设备及工艺过程

吹脱法一般采用吹脱池(也称曝气池)和吹脱塔两类设备, 前者占地面积较大, 而且易污染周围环境, 所以有毒气体的吹脱都采用塔式设备。汽提都在塔式设备中进行。

2.15.3.1 吹脱池

自然吹脱池依靠水面与空气自然接触而脱除溶解性气体, 它适用于溶解气体极易解吸、水温较高、风速较大、有开阔地段和不产生二次污染的场合。此类池子兼有贮水作用。其吹脱效果可按下式计算:

$$0.43 \lg \frac{C_0}{C_2} = D \left(\frac{\pi}{2h} \right)^2 t - 0.207 \quad (2.15.4)$$

式中 C_2 ——经 $t(\text{min})$ 贮存(吹脱)后气体在水中的剩余浓度, g/L ;

h ——水层深度, mm ;

D ——气体扩散系数, cm^2/min 。

某些气体的 D 值如表 2.15.3。

表 2.15.3 某些气体的扩散系数 *D*

气体	O ₂	H ₂ S	CO ₂	Cl ₂
<i>D</i>	1.1 × 10 ⁻³	8.6 × 10 ⁻⁴	9.2 × 10 ⁻⁴	7.6 × 10 ⁻⁴

由上式可知，欲获得较低的 *C*₂ 值，除延长贮存时间外，还应当尽量减少水层深度，或增大表面积。

为了强化吹脱过程，通常在池内鼓入空气或在池面上安装喷水管，构成强化吹脱池。其吹脱效果可按下式计算：

$$\lg \frac{C_0}{C_2} = 0.43 \beta t \frac{A}{V} \tag{2.15.5}$$

式中 *A* ——气液接触面积，m²；

V ——废水体积，m³；

β ——吹脱系数，其值随温度升高而增大，25℃时，CO₂、H₂S、SO₂、NH₃、O₂ 和 H₂ 的吹脱系数分别为 0.17、0.07、0.055、0.015、1 和 1，CO₂ 在 20℃和 40℃时的 *β* 分别为 0.15 和 0.23。

喷水管的喷头安装在高出水面 1.2~1.5m 处。池子小时，还可以建在建筑物顶上，此时的喷水高度达 2~3m。为了防止风吹损失，四周应加挡板或百叶窗。喷水强度可采用 12m³/(m²·h)。

国内某维尼纶厂的酸性废水经石灰石滤料中和后，产生大量 CO₂，废水 pH4.2~4.5，不能满足后续生物处理的要求，因此，中和滤池的出水经预沉淀后，用一折流式吹脱池处理。吹脱池水深 1.5m，曝气强度 25~30m³/(m²·h)，气水比为 5，吹脱时间为 30~40min。空气用塑料穿孔管由池底送入，孔径 10mm，孔距 5cm。吹脱后游离 CO₂ 由 700mg/L 降至 120~140mg/L，出水 pH6~6.5。存在问题是布气孔易被中和产物 CaSO₄ 堵塞；当原水中含有大量表面活性剂时，易产生泡沫，影响传质和环境。可用高压水喷射或加消泡剂除泡。

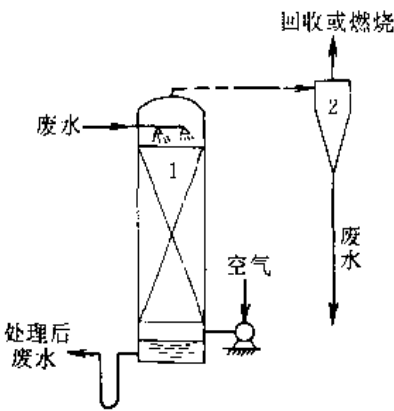


图 2.15.1 吹脱塔流程示意图
1—填料；2—气液旋流分离器

2.15.3.2 填料吹脱塔

填料塔的主要特征是在塔内装置一定高度的填料层，原水从塔顶喷下，沿填料表面呈薄膜状向下流动。空气由塔底鼓入，呈连续相由下而上同水逆流接触。塔内水相和气相组成沿塔高连续变化，流程见图 2.15.1。

常用填料有木格板、纸质蜂窝、拉西环（材质有瓷、硬 PVC、聚丙烯等）、聚丙烯鲍尔环、聚丙烯多面空心球等，填料的技术特性见表 2.15.4。

表 2.15.4 常用填料技术特性

填料名称	规格 <i>φ</i> /mm	填料个数/ (个/m ³)	空隙率 <i>ε</i>	比表面积 <i>S</i> / (m ² /m ³)	水力半径 <i>R</i> = <i>ε</i> / <i>S</i> /mm	当量直径 <i>d</i> = 4 <i>R</i> /mm	单位质量/ (kg/m ³)
拉西环(瓷)	25 × 25 × 3	52300(排列)	0.74	204	3.63	14.52	532
拉西环(瓷)	25 × 25 × 2.5	49000(乱堆)	0.78	190	4.11	16.42	—
鲍尔环	25	53500	0.88	194	4.53	18.12	101
鲍尔环	38	—	0.87	155	5.61	22.45	98
鲍尔环	50	—	0.90	106.4	8.46	33.83	87.5
多面空心球	25	85000	0.84	460	1.83	7.32	145
多面空心球	50	11500	0.90	236	3.81	15.25	105

填料塔的设计计算同吸收塔，计算式如下：

$$D = \sqrt{4f/\pi} \tag{2.15.6}$$

$$f = Q/q \tag{2.15.7}$$

$$h_0 = V/f = \frac{F}{Sf} \tag{2.15.8}$$

$$F = \frac{Q(C_0 - C_2) \times 10^{-3}}{K \Delta C_p} \quad (2.15.9)$$

式中 D ——填料塔直径, m;

f ——填料塔面积断面积, m^2 ;

Q ——设计处理水量, m^3/h ;

q ——设计淋水密度, $m^3/(m^2 \cdot h)$;

h_0 ——填料塔有效高度, m;

V ——所需填料体积, m^3 ;

F ——所需填料的工作表面积, m^2 ;

S ——单位体积填料所具有的工作表面积, m^2/m^3 , 可按所选定的填料品种及尺寸查表 2.15.4;

ΔC_p ——脱除过程的平均推动力, kg/m^3 。

ΔC_p 按下式计算:

$$\Delta C_p = \frac{C_0 - C_2}{2.44 \lg \frac{C_0}{C_2}} \quad (2.15.10)$$

吹脱 CO_2 时, 进水中 CO_2 量 C_0 (mg/L) 可根据碳酸盐碱度, 可按下列任何一式计算:

$$C_0 = 44H_z + C_{CO_2} \quad (2.15.11)$$

$$C_0 = 44H_z + 0.268(H_z)^3 \quad (2.15.12)$$

式中 H_z ——进水中碳酸盐碱度, mmol/L;

C_{CO_2} ——进水中游离 CO_2 含量, mg/L。

出水中残余 CO_2 量 (C_2 , mg/L) 通常按 5mg/L 计算。

K 为吹脱系数 (m/h), 与气体性质、温度等因素有关。

吹脱 CO_2 时,

$$K_{CO_2} = \frac{1.02 D_t^{0.67} q^{0.86}}{d_e^{0.14} v^{0.53}} \quad (2.15.13)$$

式中 d_e ——填料的当量直径, m;

v ——水的运动粘度, m^2/h ;

D_t ——水温 $t^\circ C$ 时水中 CO_2 的扩散系数, m^2/h 。

$$D_t = D_{20} [1 + 0.02(t - 20)] \quad (2.15.14)$$

D_{20} ——水温 $20^\circ C$ 时的扩散系数, 为 $6.4 \times 10^{-6} m^2/h$ 。

吹脱 H_2S 时,

$$K_{H_2S} = \frac{760}{n(50.7 + 110/f^{0.324})} \quad (2.15.15)$$

式中 n ——常压下 H_2S 在水中的溶解度, kg/m^3 。温度为 $T(^\circ C)$ 时, 可用下式计算:

$$n = 6.993 - 0.1975T + 2.507 \times 10^{-3} T^2 \quad (2.15.16)$$

根据进风量和风压选择风机。

根据经验, 每处理 $1m^3$ 水通常需要 $20 \sim 30m^3$ 空气, 即

$$W = (20 \sim 30) Q \quad (2.15.17)$$

所需进风压力 P_0 (Pa) 为:

$$P_0 = \alpha_1 h_0 + 400 \quad (2.15.18)$$

式中 α_1 为单位填料高度的空气阻力, Pa/m 填料, 其值随填料品种、淋水密度、气水比不同而变化, $\phi 25 \times 25 \times 3$ 瓷质拉西环, 在 $q = 60 m^3/(m^2 \cdot h)$, 气水比在 $20 \sim 30$ 的条件下, $\alpha_1 = 200 \sim 500$ Pa/m 填料, 400 为除 CO_2 器进出风管、填料支承架等的空气阻力的经验值, Pa。

影响吹脱过程因素主要有以下几方面

- ① 温度。在一定压力下, 气体在水中的溶解度随温度升高而降低, 因此, 升温对吹脱有利。
- ② 气水比。空气量过小, 气液两相接触不够; 空气量过大, 不仅不经济, 还会发生液泛。为使传质效

率较高,工程上常采用液泛时的极限气水比的80%作为设计气水比。

③ pH值。在不同pH值条件下,气体的存在状态不同,水中 H_2S 和 HCN 的含量于pH值的关系见表2.15.5。因为只有以游离的气体形式存在才能被吹脱,所以对含 S^{2-} 和 CN^- 的废水应在酸性条件下进行吹脱。

表 2.15.5 游离 H_2S 、 HCN 与pH值的关系

pH 值	5	6	7	8	9	10
游离 $\text{H}_2\text{S}/\%$	100	95	64	15	2	0
游离 $\text{HCN}/\%$		99.7	99.3	93.3	58.1	12.2

2.15.3.3 真空除气器

(1) 构造 真空除气器可以在不提高水温或水温提高较少的情况下除去水中的各种气体,可用于需同时去除 O_2 、 CO_2 及多种溶解气体的场合。通过真空除气器后水中残余的 CO_2 可低于 3mg/L ,残余的 O_2 可低于 0.05mg/L 。

真空除气器的基本构造见图2.15.2。真空除气器外壳及主要部件均应选用耐腐蚀材料,常用碳钢衬胶、不锈钢、硬PVC等。由于除气器需在真空状态下工作,外壳除要求密封外还应有足够的强度和稳定性。喷嘴不仅要均匀分布进水,还应使水形成小水滴或细小水雾,获得很大的水气接触面,提高脱气效率。真空除气器所用填料与填料塔基本相同,如需提高水温,则应考虑水温对填料的影响。例如超过 40°C 则不应采用硬PVC拉西环。存水部分的大小应根据处理水量的大小及工艺要求的停留时间确定,也可在下部设卧式贮水箱,以加大存水部分的容积。

(2) 系统设计

① 真空系统。真空除气器的真空状态,可采用水射器抽真空系统(见图2.15.3),或采用真空机组抽真空系统(见图2.15.4)。按所需真空度与抽气量选定真空机组或设计水射器。

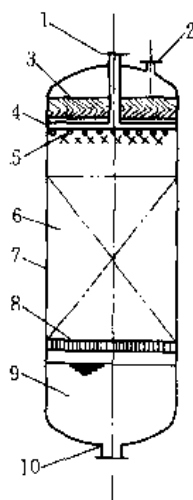


图 2.15.2 真空除气器简图

1—进水口; 2—抽气口; 3—收水器;
4—布水管; 5—喷嘴; 6—填料;
7—外壳; 8—填料支承; 9—存水
部分; 10—出水管

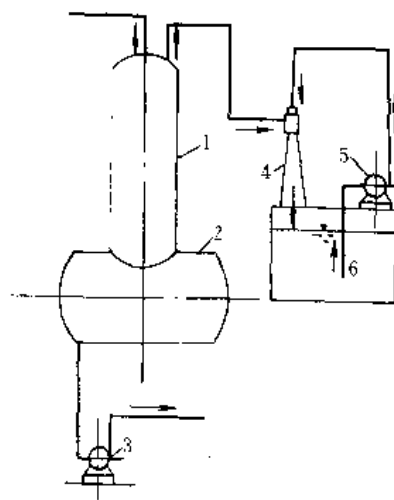


图 2.15.3 高位式真空除气器系统

1—除气器; 2—存水箱;
3—输出水泵; 4—水射器;
5—循环水泵; 6—循环水箱

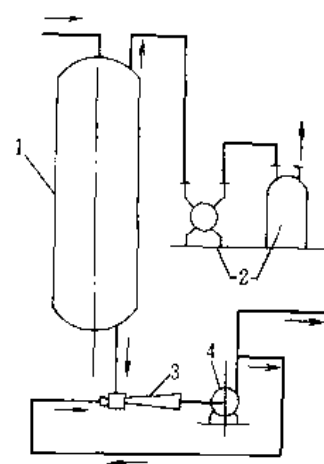


图 2.15.4 低位式真空
除气器系统

1—真空除气器; 2—真空机组;
3—水射器; 4—输出水泵

② 输出水泵。真空除气器内的真空状态使输出水泵吸水困难。为保证水泵的正常工作条件,一般设计有高位式与低位式两种系统。

③ 真空除气器主要尺寸按式2.15.6~9计算。淋水密度 q 常取 $50\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$;解吸系统 K ;除氧设计时查图2.15.5得,除 CO_2 设计(同时除去了 O_2)时,查图2.15.6得;解吸平均推动力 ΔC_p 可查图2.15.7、图2.15.8得到。

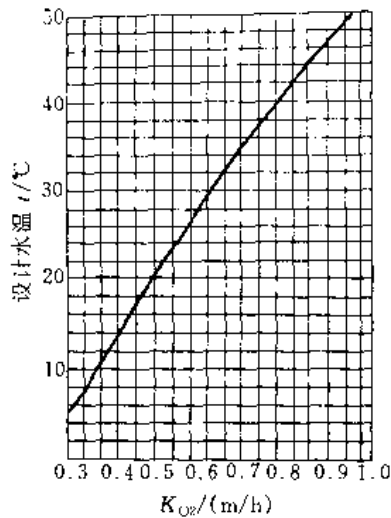


图 2.15.5 真空除气器除氧时的
解吸系数 K 曲线

适用条件: 填料: $\phi 25 \times 25 \times 3$ 瓷质拉希环;
淋水密度: $50 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$

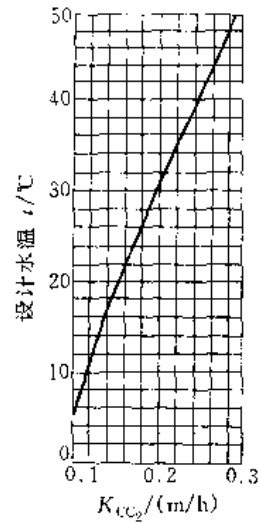


图 2.15.6 真空除气器除二氧化碳时的
的解吸系数 K 曲线

适用条件: 填料: $\phi 25 \times 25 \times 3$ 瓷质拉希环;
淋水密度: $50 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$

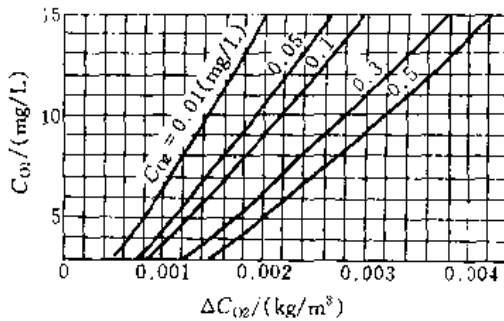


图 2.15.7 真空除气器除氧时的解吸
平均推动力 ΔC_{O_2}

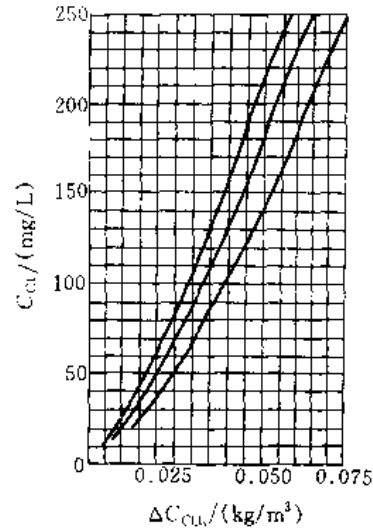


图 2.15.8 真空除气器除二氧化碳时的
解吸平均推动力 ΔC_{CO_2}

④ 抽气量 W_{O_2} (m^3/h) 的计算
抽 O_2 量

$$W_{O_2} = \frac{1.3Q(C_0 - C_2)(273 + t) \times 10^{-3}}{377P_{O_2}/101325} \quad (2.15.19)$$

式中 1.3——大气中氧的漏入系数;

t ——设计进水温度, $^{\circ}\text{C}$;

P_{O_2} ——出水中残留的氧含量所对应的水面上空气中氧的分压, Pa 。

$$P_{O_2} = \frac{C_{O_2}}{\beta_1} \times 101325 \quad (2.15.20)$$

式中 β_1 ——水面上氧分压为 101325 Pa 时, 氧在水中的溶解度, mg/L , 按进水水温查表 2.15.6;

C_{O_2} ——出水中允许的残余氧含量, mg/L。

抽 CO_2 量

$$W_{CO_2} = \frac{Q(C_1 - C_2)(273 + t) \times 10^{-3}}{520 P_{CO_2} / 101325} \quad (2.15.21)$$

$$P_{CO_2} = \frac{C_{CO_2}}{\beta_2} \times 101325 \quad (2.15.22)$$

式中 β_2 ——水面上 CO_2 的分压为 101325Pa 时, CO_2 在水中的溶解度, mg/L, 按进水温度查表 2.15.6;

C_{CO_2} ——出水中允许残余的 CO_2 量, mg/L。

表 2.15.6 氧和二氧化碳的溶解度 C_0 、 β_1 、 β_2

水面上空气 压力/Pa	水 温/℃										
	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
	含氧量/(mg/L)										
101325	14.5	11.3	9.1	7.5	6.5	5.6	4.8	3.9	2.9	1.6	0
81060	11	8.5	7.0	5.7	5.0	4.2	3.4	2.6	1.6	0.5	0
60795	8.3	6.4	5.3	4.3	3.7	3.0	2.3	1.7	0.8	0	0
40530	5.7	4.2	3.5	2.7	2.2	1.7	1.1	0.4	0	0	0
20265	2.8	2.0	1.6	1.4	1.2	1.0	0.4	0	0	0	0
10132.5	1.2	0.9	0.8	0.5	0.2	0	0	0	0	0	0
101325	β_1	69.5	53.7	43.4	35.9	30.8	26.6	22.8	—	13.8	—
	β_2	3350	2310	1690	1260	970	760	580			0

总抽气量计算:

$$W_s = W_{O_2} + W_{CO_2} \quad (2.15.23)$$

$$W_B = \frac{W_s P / 101325}{1 + 0.00366t} \quad (2.15.24)$$

式中 W_s ——真空除气器的总抽气量, m^3/h ;

W_B ——换算为标准状态下真空除气器的总抽气量, m^3/h ;

0.00366——空气的膨胀系数;

P ——除气器中混合气体压力 (即真空除气器的设计真空度), Pa, 其值等于进水温度下的饱和蒸汽压, 可由表 2.15.7 查得。

表 2.15.7 在不同真空度下水的沸点与蒸汽压关系

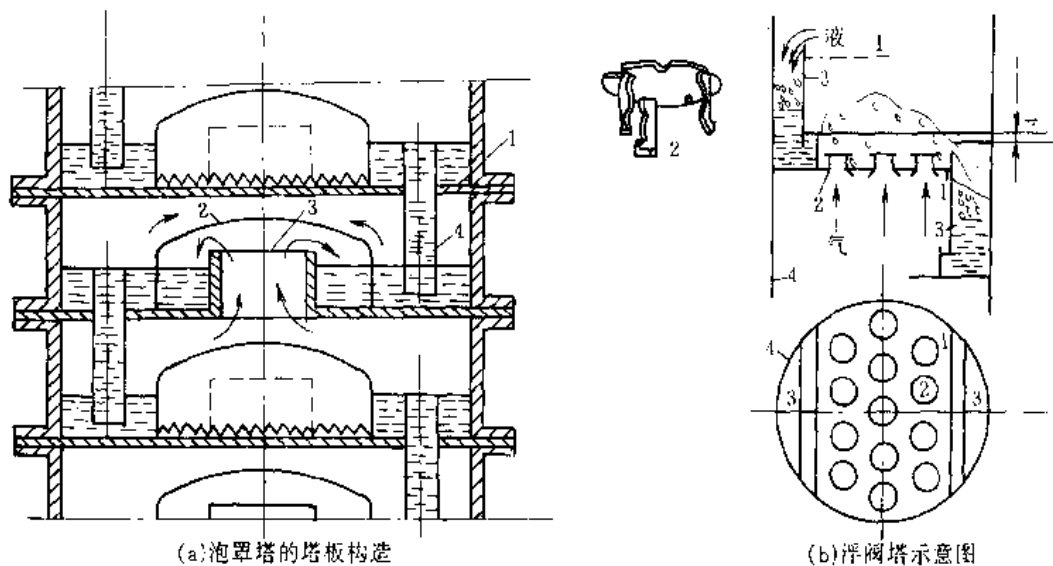
蒸汽压/Pa	707	813	933	1067	1227	1400	1600	1813	2066	2333	2640	2986
真空度/%	99.3	99.2	99.08	98.95	98.78	98.62	98.42	98.14	97.89	97.62	97.30	96.95
沸点/℃	2	4	6	8	10	12	14	16	18	20	22	24
蒸汽压/Pa	3360	3773	4240	4760	5320	5946	6626	7373	8199	9106	10092	12332
真空度/%	96.57	96.14	95.68	95.14	94.57	93.94	93.24	92.48	91.64	90.70	89.70	87.40
沸点/℃	26	28	30	32	34	36	38	40	42	44	46	50

2.15.3.4 浮阀塔的设计计算

板式塔的主要特征是在塔内装置一定数量的塔板, 原水水平流过塔板, 经降液管流入下一层塔板, 载气以鼓泡或喷射方式穿过板上水层, 相互接触传质。塔内气相和水相组成沿塔高呈阶梯变化。

板式塔的传质效率比填料塔高。根据塔板结构的不同, 板式塔又可分为泡罩塔、浮阀塔、筛板塔等, 见图 2.15.9。下面以浮阀塔为例介绍设计计算方法, 其他类似。

(1) 塔板数的计算 汽提塔在最小回流比及全回流两极限间操作。最小回流比 (R_m) 时, 所需理论板



1—塔板；2—泡罩；3—蒸气通道；4—降液管

1—塔板；2—浮阀；3—降液管；4—塔体

图 2.15.9 板式吹脱塔的构造示意图

无限多, 随回流比 R 增大, 板数 N 减少, 全回流时, 所需板数最少, 记为 N_m 。吉利兰曲线 (图 2.15.10) 就是根据 N 与 R , R_m 和 N_m 间的关系制作的图, 可用它较快的求出达一定分离要求的塔板数 N 。可按下述步骤求取理论板数。

① 计算出 R_m , 并决定 R 。

$$R_m = \frac{1}{\alpha - 1} \left[\frac{x_p}{x_c} - \frac{\alpha(1 - x_p)}{1 - x_c} \right] \quad (2.15.25)$$

式中 α —— 相对挥发度;

x_p —— 塔顶浓度, mol/mol;

x_c —— 进料线 (q 线) 与平衡线交点的横坐标, mol/mol。

取 $R = (1.2 \sim 2) R_m$

当进料为饱和液体 ($q = 1$) 时, $x_c = x_F$; 当进料为饱和蒸汽 ($q = 0$) 时, 上式中 $x_c = y_F$; 当进料为汽液混合物 ($0 < q < 1$) 时, $R_m = q(R_m)_{q=1} + (1 - q)(R_m)_{q=0}$ 这里 x_F, y_F 分别为进料的摩尔比。

② 应用下式计算最小理论板数 N_m :

$$N_m = \frac{\lg \left[\left(\frac{x_{PA}}{x_{PB}} \right) \left(\frac{x_{WB}}{x_{WA}} \right) \right]}{\lg \alpha_p} \quad (2.15.26)$$

式中 α_p —— 平均相对挥发度, 一般取塔顶相对挥发度 α_t 和塔底相对挥发度 α_w 的几何均值:

$$\alpha_p = \sqrt{\alpha_t \alpha_w} \quad (2.15.27)$$

中括号值为两组分混合液蒸馏时塔顶塔底液体组成比 (A 为易挥发组分)。

③ 计算 $(R - R_m)/(N + 1)$ 值, 在横轴上找到相应的一点, 由此点向上作垂线与曲线交于一点, 再由此交点向左在纵坐标上读得 $(N - N_m)/(N + 1)$ 值, 从而算出 N (包括塔釜)。

④ 确定进料板的位置, 设精馏段和提馏段的理论板数分别为 n 与 m (包括塔釜), 对于饱和液体进料, 可应用下列经验关系来确定 n 和 m :

$$\lg \frac{n}{m} = 0.206 \lg \left[\left(\frac{W}{p} \right) \left(\frac{x_{FH}}{x_{FA}} \right) \left(\frac{x_{WA}}{x_{WB}} \right) \right] \quad (2.15.28)$$

$$n + m = N \quad (2.15.29)$$

联立求解此两式, 即可求出 n 和 m 。

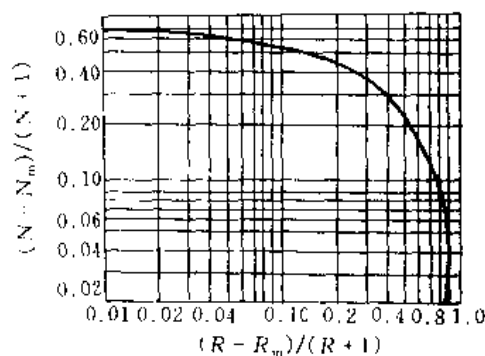


图 2.15.10 理论板数—回流比关联图

⑤ 板效率。总板效率（全塔效率） E_0 是达到同样分离效果所需的理论板数与实际板数之比，即： $E = N_T/N$ ，这里 N_T 、 N 分别为精馏塔中所需的理论板数及实际板数。

有人根据数十台工业塔及试验塔总板效率数据进行关联，认为对于蒸馏塔可用相对挥发度与粘度的乘积作参数来关联总板效率，得图 2.15.11。

图中 α_p 为进料液在平均塔温下的分子粘度， $\text{mPa}\cdot\text{s}$ ，实际测定或查得，也可按下式计算：

$$\mu_p = \mu_A x_F + \mu_B (1 - x_F) \quad (2.15.30)$$

μ_p —— 平均塔温下的相对挥发度。此关联式适用范围： $\mu_p \alpha_p = 0.1 \sim 7.5$ 。

⑥ 塔板数

$$N = N_T / E_0 \quad (2.15.31)$$

(2) 塔径 在设计计算中，往往采用以整个塔截面积作为基准的空塔速度。最大允许气速 ω_{\max} (m/s) 可用下式表示：

$$\omega_{\max} = c \sqrt{\frac{r_L - r_V}{r_V}} \quad (2.15.32)$$

式中 r_L 、 r_V —— 液体和气体密度， kg/m^3 ；

c —— 负荷系数，是个经验常数。

目前用于浮阀塔和筛板塔设计中的负荷系数见图 2.15.12，此图是以分离空间 $(H_T - h_L)$ 为参数，把 c 对 $(L/V)(r_L/r_V)^{1/2}$ 作图绘制的，常称 Smith 关联。图中 L 、 V 为液体和气体的理论， m^3/s ； H_T 为板间距， m ； h_L 为板上清液层高度， m 。图中查出的 c 值是用于液体的表面张力为 20g/s^2 系统的，表面张力为其他值的系统，系数 C_0 可按下式求得：

$$\frac{C_0}{C_{20}} = \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0.2} \quad (2.15.33)$$

式中 σ —— 液体表面张力， g/s^2 。

实际空塔截面操作气速 ω 要小于计算的 ω_{\max} 值，一般取 $\omega = (0.6 \sim 0.8) \omega_{\max}$ 。减压操作取较小值，要求弹性大时也取小值。

决定了空塔操作气速后，塔内径 D 可按下式求出：

$$D = \sqrt{\frac{V}{0.785\omega}} \quad (2.15.34)$$

计算的塔径，一般需按照化工机械标准进行调整。

(3) 塔板间距 H_T 初选板间距时，可按表 2.15.8 建议值。

表 2.15.8 不同塔径时的塔板间距

塔径 D/m	0.3~0.5	0.5~0.8	0.8~1.6	1.6~2.4	2.4~4.0	4.0~6.0
塔板间距 H_T/mm	200~300	250~350	300~450	350~600	400~600	600~800

初选的板间距在塔板各部尺寸大体定后还要校核液泛。为避免淹塔，常使塔板间距大于或等于降液管中清液层高度的 1.7~2.5 倍。

在决定板间距时，一般对起泡性大的物系，板间距取大些。当操作弹性要求大些时，可以选用较大的板间距。决定板间距时，应考虑安装、检修的需要。塔体人孔处的两层塔板间距应具有足够的工作空间，其值不应小于 600mm。

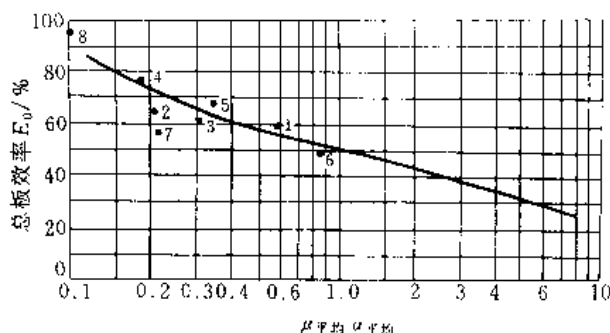


图 2.15.11 总板效率与 $\alpha_p \mu_p$ 的关系

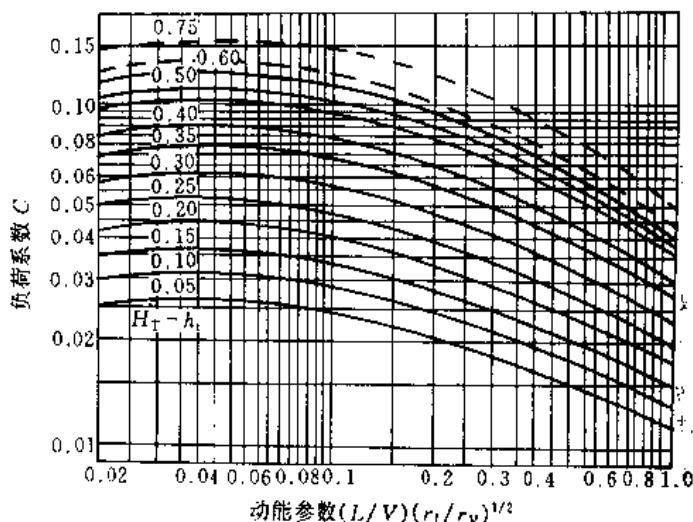


图 2.15.12 不同分离空间下负荷系数与动能参数的关系

(4) 水流程数 在初选塔板水流程数时, 可根据水流量和塔径, 参考表 2.15.9 预选。

表 2.15.9 液流程数选择表

塔径/mm	液 体 流 量/(m ³ /h)			
	U 型	单流型	双流型	阶梯式、双流
1000	7 以下	45 以下		
1400	9 以下	70 以下		
2000	11 以下	90 以下	90 ~ 160	
3000	11 以下	110 以下	110 ~ 200	200 ~ 300
4000	11 以下	110 以下	110 ~ 230	230 ~ 350
5000	11 以下	110 以下	110 ~ 250	250 ~ 400
6000	11 以下	110 以下	110 ~ 250	250 ~ 400

国内塔板流程, 一般采用单流和双流两种。通常推荐塔径在 2.2m 以下时采用单流程, 塔径在 2m 以上时可采用双流塔板, 2.0~2.2m 时, 两种均可。

(5) 塔盘上浮阀数和开孔率

① 适宜阀孔车速。蒸汽通过阀孔的设计速度按下式计算:

$$\omega_0 = F_0 \sqrt{r_v} \quad (2.15.35)$$

式中, F_0 为阀孔动能因素, 简称 F_0 因子, 它是与阀孔操作状况有关的参数见表 2.15.10。一般设计时采用 $F_0 = 9 \sim 12$ 。 r_v 为蒸汽密度, kg/m^3 。

表 2.15.10 阀孔动能因素与操作状况的关系

阀孔动能因素 F_0	5 ~ 9	9 ~ 12	8 ~ 17	18 ~ 20
操作状况	阀孔漏流极限	浮阀恰巧全开	正常操作范围	最大负荷

② 浮阀数和开孔率。每块塔板的浮阀数 n 为:

$$n = \frac{V}{0.785 \omega_0 d_0^2} \quad (2.15.36)$$

式中, d_0 为阀孔直径, m, 对于 F-1 型浮阀, d_0 为 39mm。十字架型盘式浮阀的 d_0 , 可根据不同情况, 选用 $\phi 30 \sim 40\text{mm}$, 常用 $\phi 39\text{mm}$ 。 V 为气相流量, m^3/s 。

盘式浮阀塔板的开孔率, 是指阀孔面积占塔截面积的百分数, 即:

$$\phi = \frac{0.785 n d_0^2}{0.785 D^2} \times 100\% = n \left(\frac{d_0}{D} \right)^2 \times 100\% \quad (2.15.37)$$

式中, ϕ 为开孔率。一般在常减压塔中为 10% ~ 13%, 加压塔 < 10%, 常见的为 6% ~ 9%。

计算的浮阀数 n 仅是个初步值, 最后应该由塔板布置来确定。

(6) 塔板布置 根据排列型式和阀孔间距进行绘图布置所得的孔数, 与前面直接计算的结果应大致相近。

浮阀中心距应符合下列关系:

浮阀按等腰三角形排列

$$t = \frac{A_p}{n} / t' \quad (2.15.38)$$

浮阀按等边三角形排列

$$t = d_0 \sqrt{\frac{0.907 A_p}{A_0}} \quad (2.15.39)$$

式中 t' ——等腰三角形高, m, 一般为 75mm;

t ——等腰三角形底边或等边三角形边长, m;

d_0 ——阀孔直径, m, F-1 型为 $\phi 39\text{mm}$;

A_0 ——阀孔总面积, m^2 , $A_0 = 0.785 n d_0^2$;

A_p — 开孔区面积, m^2 。

(7) 塔板压降和淹塔情况及雾沫夹带校核 初步确定塔板的结构和尺寸后, 要进行塔板压降的校核, 是否符合工艺要求; 还要校核是否会产生淹塔, 严重雾沫夹带; 必要时还应校核漏液问题。

2.15.4 应用

(1) 含酚废水处理 汽提法最早用于从含酚废水中回收挥发酚, 其典型流程见图 2.15.13。汽提塔分上

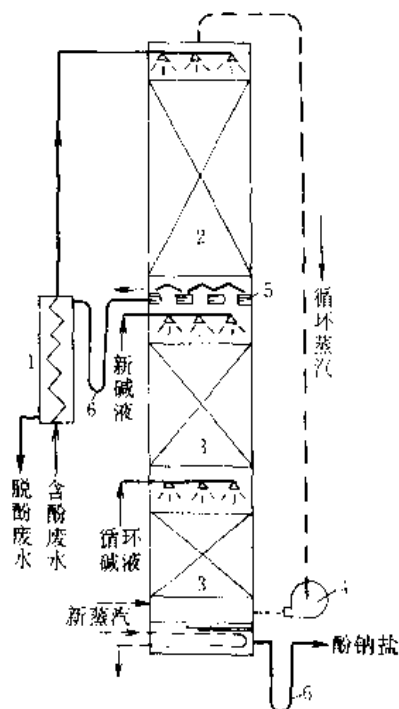


图 2.15.13 汽提法脱酚装置

1—预热器; 2—汽提段; 3—再生段;
4—鼓风机; 5—集水槽; 6—水封

下两段, 上段叫汽提段, 通过逆流接触方式用蒸汽脱除废水中的酚; 下段叫再生段, 同样通过逆流接触, 用碱液从蒸汽中吸收酚。其工作过程如下: 废水经换热器预热至 100°C 后, 由汽提塔的顶部淋下, 在汽提段内与上升的蒸汽逆流接触, 在填料层中或塔板上进行传质。净化的废水通过预热器排走。含酚蒸汽用鼓风机送到再生段, 相继与循环碱液和新碱液 (含 $\text{NaOH} 10\%$) 接触, 经化学吸收生成酚钠盐回收其中的酚, 净化后的蒸汽进入汽提段循环使用。碱液循环在于提高酚钠盐的浓度, 待饱和后排出, 用离心法分离酚钠盐晶体, 加以回收。

汽提脱酚工艺简单, 对处理高浓度 (含酚 1g/L 以上) 废水, 可以达到经济上收支平衡, 且不会产生二次污染。但是, 经汽提后的废水中一般仍含有较高浓度 (约 400mg/L) 的残余酚, 必须进一步处理。另外, 由于再生段内喷淋热碱液的腐蚀性很强, 必须采取防腐措施。

(2) 含硫废水处理 石油炼厂的含硫废水 (又称酸性水) 中含有大量 H_2S (高达 10g/L)、 NH_3 (高达 5g/L)、还含有酚类、氰化物、氯化铵等。一般先用汽提回收处理, 然后再用其他方法进行处理。处理流程如图 2.15.14 所示。含硫废水经隔油、预热后从顶部进入汽提塔, 蒸汽则从底部进入。在蒸汽上升过程中, 不断带走 H_2S 和 NH_3 。脱硫后的废水, 利用其余热预热进水, 然后送出进行后续处理。从塔顶排出的含 H_2S 及 NH_3 的蒸汽, 经冷凝后回流至汽提塔中, 不冷凝的 H_2S 和 NH_3 , 进入回收系统, 制取硫磺或硫化钠, 并可副产氨水。

国外某公司采用两段汽提法处理含硫废水, 工艺流程如图 2.15.15 所示。酸性废水经脱气 (除去溶解的氢、甲烷及其他轻质烃) 后进行预热, 送入 H_2S 汽提塔, 塔内温度约 38°C , 压力 0.68MPa

(表)。 H_2S 从塔顶汽提出来, 水和氨从塔底排出。塔顶气相仅含 NH_3 50mg/L , 可直接作为生产硫或硫酸的原料。水和氨进入氨汽提塔, 塔内温度 94°C 、压力 0.34MPa (表)。氨从塔顶蒸出, 进入氨精制段, 除去少量的 H_2S 和水, 在 38°C 、 1.36MPa 下压缩, 冷凝下来的 NH_3 含 $\text{H}_2\text{O} < 1\text{g/L}$, 含 $\text{H}_2\text{S} < 5\text{mg/L}$, 可作为液氨出售。氨汽提塔底排出的水可重复利用。

据报道, 该公司用此流程处理含硫废水, 流量 $45.6\text{m}^3/\text{h}$, 每天可回收 H_2S 72.6t , NH_3 36.3t , 2~3 年可回收全部投资。

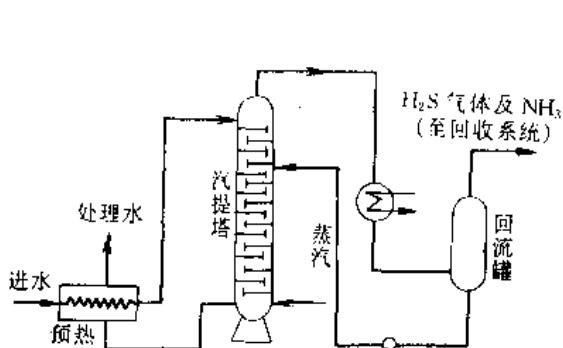


图 2.15.14 蒸汽单塔汽提法流程

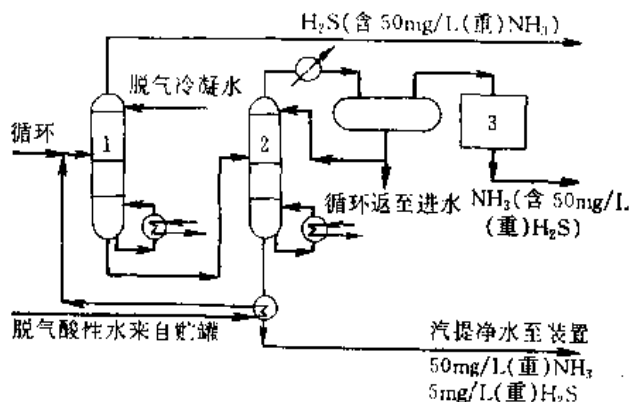


图 2.15.15 双塔汽提废水处理 (WWT 法) 流程

1—硫化氢汽提塔; 2—氨汽提塔; 3—氨净化段

国内也有多家炼油厂采用类似的双塔汽提流程处理含硫废水，将含 H_2S 290 ~ 2170mg/L，含 NH_3 365 ~ 1300mg/L 的原废水净化至含 H_2S 0.95 ~ 12mg/L，含 NH_3 4.4 ~ 55mg/L。运转表明，该系统操作方便，能耗低。除了用水蒸气汽提以外，也可用烟气汽提处理炼油酸性含硫废水。

2.16 萃 取 法

2.16.1 适用对象

- ① 能形成共沸点的恒沸混合物，不能用蒸馏、蒸发方法分离回收的废水组分。
- ② 热敏性物质，在蒸发和蒸馏的高温条件下，易发生化学变化或易燃易爆的物质。
- ③ 沸点非常接近，难以用蒸馏方法分离的废水组分。
- ④ 难挥发性物质，用蒸发法需要消耗大量热能或需用高真空蒸馏，例如含乙酸、苯甲酸和多元酚的废水。
- ⑤ 对某些含金属离子的废水，如含铀和钒的洗矿水和含铜冶炼废水，可采用有机溶剂萃取、分离和回收。

2.16.2 原理

液-液萃取是一项重要的水处理单元过程。向水中投加一种与水不互溶，但能良好溶解污染物的溶剂，使其与废水充分混合接触，由于污染物在溶剂中的溶解度大于在水中的溶解度，因而大部分污染物转移到溶剂相。然后分离废水和溶剂，即可达到分离、提浓污染物和净化废水的目的。采用的溶剂称为萃取剂，被萃取的污染物称为溶质；萃取后的萃取剂称为萃取液（萃取相），残液称为萃余液（萃余相）。

分配系数（或称分配比） D 是在萃取过程达到平衡时，溶质在有机相中的总浓度 y 与在水相中总浓度 x 的比值，即 $D = y/x$ 。可见， D 值越大，被萃取组分在有机相的浓度越大，也就越容易被萃取。实际废水处理中，上述分配定律具有如下曲线形式：

$$D = y/x^n \quad (2.16.1)$$

萃取的传质速度式类似于式 (2.15.9)，过程的推动力是实际浓度与平衡浓度之差。由速度式可见，要提高萃取速度和设备生产能力，其途径有以下几条。

① 增大两相接触面积。通常使萃取剂以小液滴的形式分散到水中去，分散相液滴越小，传质表面积越大。但要防止溶剂分散过度而出现乳化现象，给后续分离萃取剂带来困难。对于界面张力不太大的物系，仅以重度差推动液相通过筛板或填料，即可获得适当的分散度；但对于界面张力较大的物系，需通过搅拌或脉冲装置来达到适当分散的目的。

② 增大传质系数。在萃取设备中，通过分散相的液滴反复地破碎和聚集，或强化液相的湍动程度，使传质系数增大。但是表面活性物质和某些固体杂质的存在，增加了在相界面上的传质阻力，将显著降低传质系数，因而应预先除去。

③ 增大传质推动力。采用逆流操作，整个萃取系统可维持较大的推动力，既能提高萃取相中溶质浓度，又可降低萃余相中的溶质浓度。逆流萃取时的过程推动力是一个变值，其平均推动力可取废水进口处推动力和出口处推动力的对数平均值。

2.16.3 萃取剂的选择与再生

2.16.3.1 萃取剂的选择

选择萃取剂主要考虑以下几个方面。

- ① 萃取能力要大，即分配系数越大越好。常用于萃取脱酚的萃取剂及其分配系数见表 2.16.1。

表 2.16.1 某些萃取剂萃取苯酚、甲酚的分配系数 D_1 、 D_2

萃取剂	苯	重苯	中油	杂醇油	异丙醚	磷酸三丁脂	乙酸丁脂	N-503	803 [*] 液体树脂
苯酚 D_1	2.29	2.44	≈ 2.5	≈ 8	20	64.11	50	122.1	593
甲酚 D_2	32.23	34.23	—	—	—	744.85	—	686.58	1942

② 分离效果好，萃取过程中不乳化、不随水流失。要求溶剂与水的重度差越大越好；界面张力适中，既有利于传质的进行，又不易形成稳定的乳化层；粘度小。

有很好的破乳作用,既能吸附萃取相中的树脂,又能去除残留的酚。采用萃取-吸附联合流程处理,可实现完全脱酚。

2.16.3.2 萃取剂的再生

(1) 物理法(蒸馏或蒸发) 当萃取相中各组分沸点相差较大时,最宜采用蒸馏法分离。例如用乙酸丁酯萃取废水中的单酚时,溶剂沸点为116℃,而单酚沸点为181~202.5℃,相差较大,可控制适当的温度,用蒸馏法分离。根据分离目的,可采用简单蒸馏或精馏,设备以浮阀塔效果较好。

(2) 化学法 投加某种化学药剂使它与萃取物形成不溶于萃取剂的盐类,例如用碱液反萃取萃取相中的酚,形成酚钠盐析出,从而达到二者分离的目的。化学再生法使用的设备有板式塔和离心萃取机等。

2.16.4 萃取工艺及计算

萃取工艺流程包括以下三个主要工序:混合—分离—回收。

根据萃取剂(有机相)与废水(水相)接触方式的不同,萃取工艺可分为间歇式和连续式两种。根据二者接触次数不同,萃取流程可分为单级萃取和多级萃取,后者又分为混流式和逆流式两种。按两相接触方式,则可分为分段接触式和连续接触式。

2.16.4.1 分段接触式

(1) 单级萃取 单级萃取流程见图2.16.1。这种方式主要用于实验室和生产规模不大的萃取过程。

单级萃取系统的物料平衡式如下:

$$V_s C_s + V_c C_c = V_s C'_s + V_c C'_c \quad (2.16.2)$$

萃取剂用量的计算式

$$V_c = V_s \frac{C_s - C'_s}{C'_c - C_c} \quad (2.16.3)$$

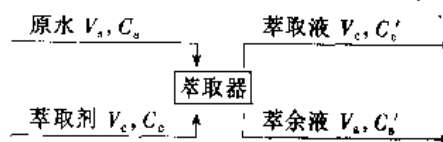


图 2.16.1 单级萃取流程

(2) 多级萃取

① 混流式多级萃取。混流式多级萃取工艺流程如图2.16.2。

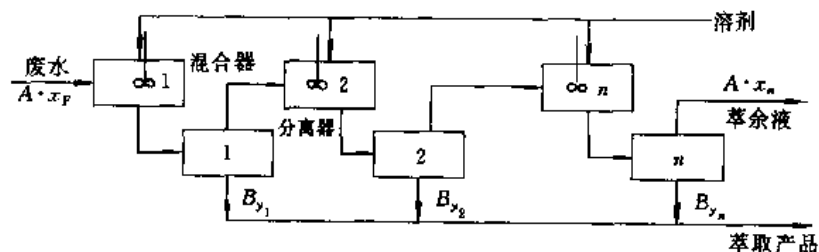


图 2.16.2 混流式多级萃取示意图

进行一次萃取的物料衡算如下:

$$Ax_F = Ax_1 + By_1 \quad (2.16.4)$$

式中 A ——废水流量 (kg/h);

x_F ——废水的初浓度 (kg 溶质/kg 水相);

x_1 ——萃取达平衡后,溶质在萃余相中的浓度 (kg 溶质/kg 水相);

B ——萃取剂用量 (kg/h);

y_1 ——萃取平衡后,溶质在萃取相中的浓度 (kg 溶质/kg 有机相)。

根据液-液萃取平衡分配定律, $y_1 = Dx_1$, 并设 $S = B/A$ 为相比,那么一次萃取后溶质在萃余相中的浓度为:

$$x_1 = x_F \frac{1}{1 + SD} \quad (2.16.5)$$

为了保证萃取率不致于过低,假设废水每次都用相同数量的溶剂萃取,那么对萃余相进行二次或多次萃取时,溶质在废水中的残余浓度为

$$x_n = x_F \frac{1}{(1 + SD)^n} \quad (2.16.6)$$

萃取级数为:

$$n = \frac{\lg x_F - \lg x_n}{\lg(1 + SD)} \quad (2.16.7)$$

经 n 次萃取后,将废水浓度由 x_F 降至 x_n 所需的萃取剂总量为:

$$B_{\text{总}} = nB = \frac{nA}{D} \sqrt[n]{\frac{x_F}{x_n}} - 1 \quad (2.16.8)$$

根据推理与实践表明,用同样的萃取剂总量,分多次萃取比一次萃取效果好得多。

② 逆流式多级萃取。逆流式多级萃取工艺流程如图 2.16.3。废水由第一级进入,自前向后流动,而新鲜萃取剂由最后一级进入,自后向前流动。

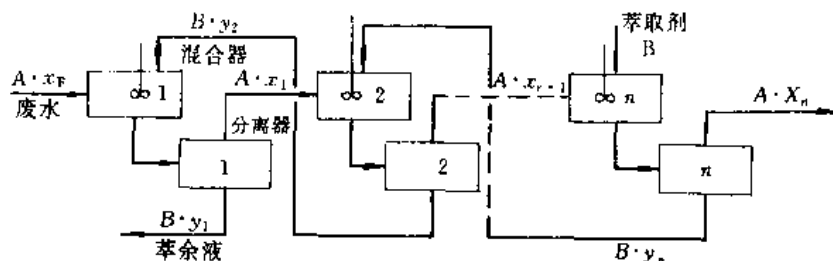


图 2.16.3 逆流多级萃取示意图

经 n 次萃取后,废水中溶质的浓度 x_n 为:

$$x_n = x_F \frac{SD - 1}{(SD)^{n+1} - 1} \quad (2.16.9)$$

所需的萃取级数为

$$n = \frac{\lg \left[\frac{x_F}{x_n} (SD - 1) + 1 \right] - \lg(SD)}{\lg(SD)} \quad (2.16.10)$$

混合器的容积 $V = Qt/60$ 。

式中 V ——液体的总流量, L/h;

t ——达到平衡所需时间, min;

V ——混合器的容积, L。

平衡时间需通过试验测得。分离器的容积通常是混合器的 3~5 倍。

选择萃取工艺条件时必须考虑萃取级数、通过的流量和停留时间。因为萃取器的萃取效率不可能百分之百,所以萃取过程实际需要的萃取级数要比平衡级数(理论级数)高,为方便起见,通常是先计算出平衡级数,再根据操作效率(经验数据)来确定实际萃取级数。在废水处理中,一般废水浓度比较低,常用 $y-x$ 图解法(也称平衡分配法)来确定萃取理论级数。

混合器的操作可靠,相比流量可在较大范围内变动,两相能充分接触和分离,每级效率很高,接近平衡。缺点是占地面积大,设备和运转费用高,操作麻烦。

2.16.4.2 连续接触式

一般连续接触式操作在萃取塔中进行,原水由塔顶进入向下流动,萃取剂由塔底进入向上流动,两相在塔内进行逆流接触。

2.16.5 萃取设备及其计算

2.16.5.1 萃取设备类型和构造

萃取设备可分为罐式(箱式)、塔式和离心机式三大类。连续逆流萃取设备常用的有填料塔、筛板塔、喷淋塔、外加能量的脉冲塔、转盘塔和离心萃取机。

(1) 混合澄清器 它是由一系列萃取梯段所组成,每一梯段由机械搅拌混合器和分离器组成。可以精确掌握萃取级数,它的级数效率几乎为 100%;相比可变化,产量伸缩性大。但占地面积大,相的周转率小。由于这种设备简单可靠,适应性强,故广为使用。箱式水平萃取槽即属于此。

(2) 填料萃取塔 填料萃取塔在结构上与填料吸收塔类似,只是萃取塔的填料层不需分段,没有再分配装置,在塔的上部和下部均有沉降段,用以使相分离。

填料萃取塔是一种有效的萃取设备,结构简单,特别是可以处理带腐蚀性的废水。塔内常用的填料有环形(陶质)、球形(塑料或钢质)和栅板形(木质)等。为了强化萃取过程,要选择合适形状的填料,并使

液体流速采取液泛速度的 50% ~ 60%。

(3) 往复叶片式脉冲筛板塔 往复叶片式脉冲筛板塔分成三段, 见图 2.16.4。工作区内装有一根纵向轴, 轴上装有若干块 (一般 15 ~ 20 块) 钻有圆孔的圆盘形筛板, 筛板与塔体内壁之间保持一定间隙 (5 ~ 10mm), 板间距 150 ~ 600mm, 筛孔直径约为 7 ~ 16mm, 开孔率 20% ~ 25%。中心轴靠塔顶电机的偏心轮装置带动作上下脉冲运动。在这种塔中, 重液由塔上部进入至塔底经 U 形管流出; U 形管上部与塔顶空间相连, 以维持塔内一定的液面。轻液由塔下部进入至塔顶流出。上下两分离段断面较大, 轻重两液相靠密度差在此段平稳分层。分离高度按分离时间为 20 ~ 30min 考虑。

筛板脉动强度是影响萃取效率的主要因素, 其值等于脉动幅度和频率乘积的 2 倍。频率可采用 125 ~ 500 次/min, 脉动振幅以 4 ~ 8mm 为好, 这样可获得 3000 ~ 5000mm/min 的脉冲强度。强度太小, 两相混合不良; 强度太大, 易造成乳化和液泛。

有效塔高由筛板数和板间距推算; 塔径决定于空塔流速 (塔面负荷), 当用重苯萃取酚时, 空塔流速取 14 ~ 18m/h 为宜。

(4) 转盘萃取塔 转盘萃取塔的中部为萃取段 (如图 2.16.5)。在萃取段的塔内壁上安装着许多个间距相等的固定环形挡板, 使塔内形成多级的分离单元。在每一对固定环形挡板的中间位置, 均有一块固定在中心旋转轴上的圆盘, 称为转盘。转盘的直径一般均比固定环的开孔直径稍小些。废水与萃取剂分别从塔上、下部切线引入, 逆流接触。在圆盘的转动作用下, 液体被剪切分散, 其液滴的大小同圆盘直径和转速有关。调整转速, 可以得到最佳的萃取条件。为了消除旋转液流对上下分离区的扰动, 在萃取段两端各设一整流格子板。

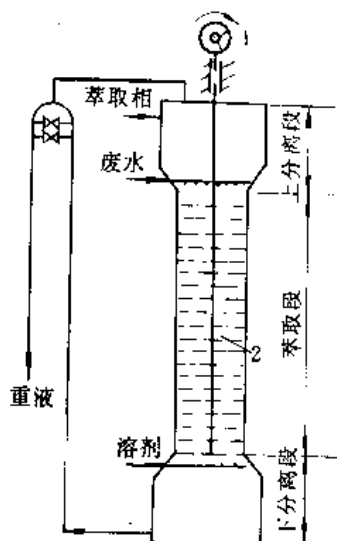


图 2.16.4 往复筛板萃取塔
1—偏心轮; 2—筛板

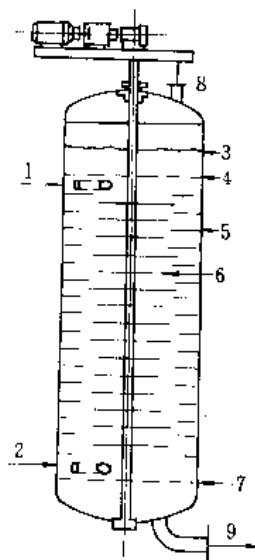


图 2.16.5 转盘萃取塔
1—重液入口; 2—轻液入口; 3—界面;
4、7—格子板; 5—固定环; 6—转盘;
8—轻液出口; 9—重液出口

转盘萃取塔的主要设计参数为: 塔径与盘径之比为 1.3 ~ 1.6, 塔径与环形固定板内径之比为 1.3 ~ 1.6, 塔径与盘间距之比为 2 ~ 8。

转盘萃取塔的优点是操作灵活, 弹性大, 可借助调节转速来调整效率与处理量, 对中等数目的级数而处理量大的情况最为适宜。但由于塔高轴大, 对材料要求高, 加工困难, 因而限制了它的应用范围。

(5) 离心萃取机 离心萃取机的外形为圆筒卧式转鼓 (见图 2.16.6), 转鼓内有许多层同心圆筒, 每层都有许多孔口相通。轻液由外层的同心圆筒进入, 重液由内层的同心圆筒进入; 转鼓高速旋转 (1500 ~ 3000r/min) 产生离心力, 使重液由里向外、轻液由外向里流动, 进行连续的逆流接触, 最后由外层排出萃取相, 由内层排出萃取相。萃取剂的再生 (反萃) 也同样可用离心萃取机完成。

据国外资料介绍, 工业用的离心萃取机转鼓直径 0.9m, 宽 1m, 生产能力高达 60m³/h。国产的离心萃取

机的转鼓直径为 500mm, 最大处理量 $10\text{m}^3/\text{h}$ 。据报道, 用轻油萃取含酚废水, 当油水比为 1.3 时, 经萃取机处理可使酚的浓度由 3000mg/L 降至 35mg/L 。用离心萃取机再生萃取相, 当碱液与萃取相之比为 1.25 时, 可使酚钠液中的酚浓度达 36%。

离心萃取机的结构紧凑, 分离效率高, 停留时间短, 体积小, 特别适用于密度差较小, 易于产生乳化及变质的物系分离。但缺点是构造复杂, 制造困难, 电能消耗大, 因而使用范围受到限制。

(6) 高压静电萃取澄清槽 高压静电萃取槽处理炼油废水的流程如图 2.16.7 所示。原废水与萃取剂通过蝶形阀进行充分混合, 并进行相间传质, 然后流入萃取槽底, 在槽内从下向上流动通过高压电场。电场是由导管接通 $(2\sim4) \times 10^4\text{V}$ 高压电极产生的。在高压电场作用下, 水质点作剧烈的周期反复运动, 从而强化了水中污染物对萃取剂的传质过程。当含油废水通过电场向上运动时, 水质点附聚结合起来, 沉于槽的下部, 而为污染物饱和的萃取剂则位于槽的上部, 并由此排入萃取剂处理装置。

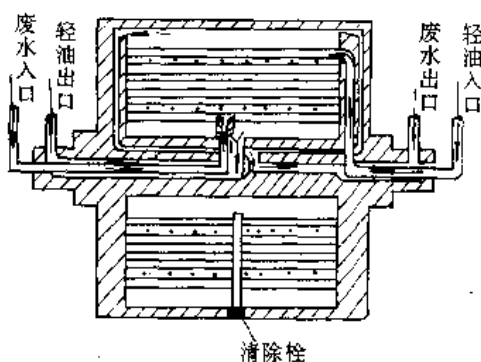


图 2.16.6 离心萃取机

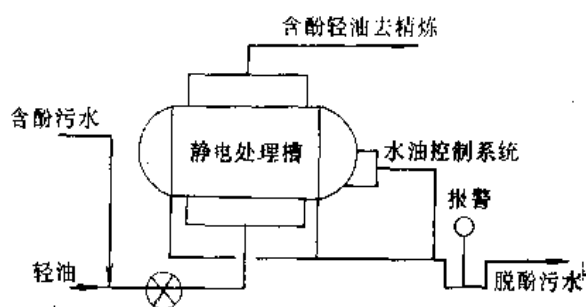


图 2.16.7 静电槽萃取流程

这种装置萃取效果好, 当含酚量为 $300\sim400\text{mg/L}$, 用高压静电萃取澄清槽, 即使是一经萃取操作, 亦可获得 90% 的脱酚效果。这种装置已在美国炼油厂广泛使用。

2.16.5.2 萃取设备的计算

(1) 萃取设备计算概述 萃取塔的计算主要是确定塔径和塔高。根据经验关系确定液泛速度, 再按 40%~70% 折扣作为设计操作速度。对于筛板萃取塔也有液泛问题, 但一般先从液相的有效分离来求塔径, 再作液泛校核。塔高的计算有以下二种。

① 根据水处理要求, 从平衡关系和操作条件求出平衡级数; 根据塔内流体力学状况和操作条件, 从传质角度定出总效率; 两者相除得到实际级数, 再乘以板间距就可以得到塔高。筛板萃取塔分级萃取设备按此计算。对于填料塔、转盘塔和往复筛板塔等视为浓度连续变化的微分萃取设备, 此时往往不能求或不求效率, 而去确定相当于一个平衡级的当量高度, 乘以理论板数就得到了塔高。

② 对于微分萃取设备, 从操作条件, 传质系数 k 和比表面积 a 确定严格逆流时的传质单元高度, 再考虑轴向混合的校正, 求得设计用的传质单元高度 (或直接测定); 从水处理要求和操作条件求出单元数; 两者相乘得到塔高。

(2) 筛板萃取塔的设计

① 塔径和塔板工艺尺寸计算。筛板可分成图 2.16.8 所示的三个部分: 开孔区、降液区和无孔区。无孔区包括边缘支承塔板构件占用的区域和降液区至最近一排孔间的区域, 其宽度一般保持 30mm。边缘支承区宽约 25~50mm。

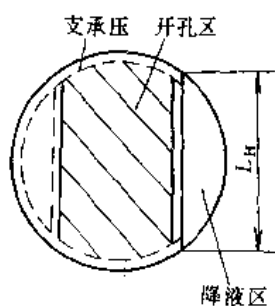


图 2.16.8 筛板分区

开孔区面积 S_1 : 先由分散相的流量、适宜的孔速确定筛孔总面积, 再由选定的孔径确定孔数, 最后由选定的孔间距算出开孔区面积

筛孔总面积 S_C

$$S_C = \frac{V_d}{\omega_0} \quad (2.16.11)$$

式中 V_d ——分散相流量, m^3/s ;

ω_0 ——分散相流经筛孔的速度, m/s , 对于常用的 $\phi 3\sim 8\text{mm}$ 筛孔, 孔速通常取 $0.1\sim 0.3\text{m/s}$, 最适宜的孔速最好从试验取得。

筛孔数 N_0 :

$$N_0 = \frac{S_c}{f_c} = \frac{V_d}{0.785 d_0^2 \omega_0} \quad (2.16.12)$$

式中 d_0 ——筛孔孔径, m;

f_c ——孔截面积, m^2 。

筛孔通常按正三角形排列, 于是开孔区面积:

$$S_1 = 0.866 N_0 t^2 \quad (2.16.13)$$

式中 t ——孔间距, 常取 $t = (3 \sim 4) d_0$ 。

降液区面积 S_2 :

$$S_2 = V_c / \omega_{cd} \quad (2.16.14)$$

式中 V_c ——连续相流量, m^3/s ;

ω_{cd} ——连续相流经降液管的流速, m/s 。

为了防止连续相对分散相的过多夹带, 规定 ω_{cd} 等于直径为 d_{pm} (常取为 1mm) 的分散相液滴的上升 (或下降) 速度 ω_i , 这样比 d_{pm} 大的液滴就不会被连续相带走。 ω_i 的计算方法如下:

首先计算一个临界液滴直径 d_{pc} (cm):

$$d_{pc} = 7.25 \left(\frac{\sigma}{g P^{0.15} \Delta \rho} \right)^{0.5} \quad (2.16.15)$$

其中:

$$P = \frac{\rho_c^2 \sigma^3}{g \mu_c^4 \Delta \rho} \quad (2.16.16)$$

当 $d_{pm} < d_{pc}$ 时,

$$\omega_i = \frac{38.3 \Delta \rho^{0.58} d_{pm}^{0.70}}{\rho_c^{0.45} \mu_c^{0.11}} \quad (2.16.17)$$

当 $d_{pm} > d_{pc}$ 时,

$$\omega_i = \frac{17.6 \Delta \rho^{0.28} \mu_c^{0.10} \sigma^{0.18}}{\rho_c^{0.55}} \quad (2.16.18)$$

式中 ω_i ——液滴的上升 (或下降) 速度, cm/s ;

$\Delta \rho$ ——重轻两液相的密度差, g/cm^3 ;

ρ_c ——连续相的密度, g/cm^3 ;

μ_c ——连续相的粘度, $Pa \cdot s/10$;

d_{pm} ——液滴直径, cm, 通常取 0.1cm;

σ ——界面张力, g/s^2 ;

g ——重力加速度, $980cm/s^2$ 。

塔截面积 S :

$$S = S_1 + 2S_2 + S_3 \quad (2.16.19)$$

式中 S_1 、 S_2 、 S_3 ——分别表示开孔区、降液区和无孔区的面积, m^2 。

塔径

$$D = (4S/\pi)^{0.5} \quad (2.16.20)$$

② 塔高的计算。筛板塔的塔高由实际板数和板间距决定。实际板数的确定方法已如前述, 板间距大致范围在 150~600mm 之间, 工业规模的筛板塔其间距建议取 300mm 左右为宜。

为了保证不发生液泛, 必须使降液管长度 L_0 大于在筛板下面累积的一层轻液厚度 h :

$$h = (h_d + h_c)/9806 \quad (2.16.21)$$

式中 h_d ——分散相流经筛板的阻力, Pa;

h_c ——连续相流经降液管的阻力, Pa。

一般把分散相流经筛板的阻力分为两项:

$$h_d = h_0 + h_a \quad (2.16.22)$$

式中 h_0 ——分散相从筛孔流出的阻力, Pa;

h_a ——克服界面张力的阻力, Pa。

h_0 和 h_a 可以分别由下列经验公式计算:

$$h_0 = \frac{[1 - (S_c/S_l)^2] \omega_0^2 \gamma_d}{2g\Delta\gamma \times 0.67^2} \times 9806 \quad (2.16.23)$$

$$h_0 = \frac{4\sigma}{\Delta\gamma d_0} \times 9806 \quad (2.16.24)$$

式中 γ_d 、 γ_c ——分别为分散相（轻相）和连续相的重度， kg/m^3 ；

$\Delta\gamma$ ——两相重度差；

σ ——界面张力， kg/m ；

d_0 ——筛孔直径， m 。

连续相流经降液管的阻力：

$$h_c = 4.5 \frac{\omega_{cd}^2 \gamma_c}{2g\Delta\gamma} \times 9806 \quad (2.16.25)$$

降液管的长度还应符合

$$L_D < H_T - \frac{S_2}{L_H} \quad (2.16.26)$$

式中 H_T ——板间距， m ；

L_H ——降液管边长， m 。

通常取 $L_D \approx 2H_T/3$ 。

2.16.6 萃取法应用举例

(1) 萃取法处理含酚废水 焦化厂、煤气厂、石油化工厂排出的废水中常含有较高浓度的酚（1000~3000 mg/L ）。为了回收酚，常用萃取法处理这类废水。

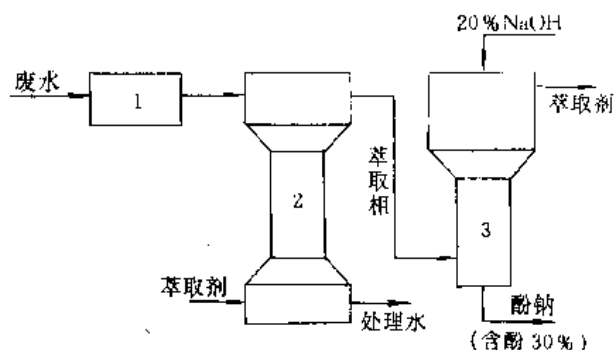


图 2.16.9 萃取塔脱酚工艺流程
1—预处理；2—萃取塔；3—碱洗塔

某焦化厂废水萃取脱酚流程如图 2.16.9 所示。废水先经除油、澄清和降温预处理后进入脉冲筛板塔，由塔底供入二甲苯（萃取剂）。萃取塔高 12.6 m ，其中上下分离段 $\phi 2 \times 3.55\text{m}$ ，萃取段 $\phi 1.3 \times 5.5\text{m}$ ，总体积 28 m^3 。筛板共 21 块，板间距 250 mm ，筛孔 7 mm ，开孔率 37.4%，脉冲强度 2724 mm/min ，电机功率 5.5 kW 。当萃取剂和废水流量之比为 1 时，可将酚浓度由 1400 mg/L 降至 100~150 mg/L 。脱酚率为 90%~96%，出水可作进一步处理。萃取相送入三段串联逆流碱洗

塔再生。碱洗塔采用筛板塔，塔高 9 m ，上分离段 $\phi 3 \times 3\text{m}$ ，反萃取段 $\phi 2 \times 6\text{m}$ ，共 18 块筛板，总体积 38.97 m^3 。再生后萃取相含酚量降至 1000~2000 mg/L ，循环使用，再生塔底回收含酚 30% 左右的酚钠。

(2) 萃取法处理含重金属废水 某铜矿采选废水含铜 230~1500 mg/L ，含铁 4500~5400 mg/L ，含砷 10.3~300 mg/L ， $\text{pH}=0.1\sim 3$ 。该废水用 N-510 作络合萃取剂，以磺化煤油作稀释剂。煤油中 N-510 浓度为 162.5 g/L 。在涡流搅拌池中进行六级逆流萃取，每级混合时间 7 min 。总萃取率在 90% 以上。含铜萃取相用 1.5 mol/L 的 H_2SO_4 反萃取，相比为 2.5，混合 10 min ，分离 20 min 。当 H_2SO_4 浓度超过 130 g/L 时，铜的三级反萃取率在 90% 以上。反萃所得 CuSO_4 溶液送去电解沉积，得到高纯电解铜，废电解液回用于反萃工序。脱除铜的萃取剂回用于萃取工序，萃取剂的耗损约 6 g/m^3 废水。萃余相用氨水（ $\text{NH}_3/\text{Fe}=0.5$ ）除铁，在 90~95 $^\circ\text{C}$ 下反应 2 h ，除铁率达 90%。若通气氧化，并加晶种，除铁率会更高。所得黄铵铁矾，在 800 $^\circ\text{C}$ 下煅烧 2 h ，可得品位为 95.8% 的铁红（ Fe_2O_3 ）。除铁后的废水酸度较大，可投加石灰、石灰石中和后排放。

2.17 活性污泥法

生物处理的目的是去除有机物和植物性营养物，以及通过生物絮凝去除胶体颗粒，同时也可以获得能量和产品，主要机理是微生物代谢。广泛适用于城市污水（90% 以上）和各种工业有机废水处理。

按照微生物对氧的需求，生物法可分好氧、缺氧、厌氧 3 类；按微生物的生长方式分悬浮生长、固着生长、混合生长 3 类。此外，还可以按操作条件（负荷、温度、连续性等）和用途分类。

选用生物处理方法前必须判断废水的可生化降解性（在微生物作用下，某种物质改变原来的结构和性质的难易程度），鉴定和评价方法见表 2.17.1。

表 2.17.1 鉴定和评价有机污染物可生化降解性的方法

分 类	方 法	方 法 要 点	方 法 评 价
根据氧化 所耗氧量	水质指标法	采用 BOD_5/COD 作为评价指标： >0.45 好； $0.3 \sim 0.45$ 较好； $0.2 \sim 0.3$ 较差； <0.2 不宜。方法改进：以 $BOD_{20}/ThOD$ 来评价	比较简单，但精度不高，可粗略反映有机物的降解性能
	瓦氏呼吸法	根据有机物生化呼吸线与内源呼吸线的比较来判断有机物的生化降解性能。测试时，接种物可采用活性污泥，接种量 SS 为 $1 \sim 3g/L$	较好地反映微生物氧化分解特性，但试验水量少对结果有影响
根据有机 物去除效果	静置烧瓶筛选试验	以 10ml 沉淀后的生活污水上清液作接种物，90ml 含有 5mg 酵母膏和 5mg 受试物的 BOD 标准稀释水作为反应液，两者混合，室温下培养，1 周后测受试物浓度，并以该培养液作为下周培养的接种物，如此连续 4 周，同时进行已知降解化合物的对照试验	操作简单，但在静态条件下混合及充氧不好
	振荡培养试验法	在烧瓶中加入接种物营养液及受试物等，在一定温度下振荡培养，在不同的反应时间内测定反应液中受试物含量，以评价受试物的生化降解性	生物作用条件好，但吸附对测定有影响
	半连续活性污泥法	测试时，采用试验组及对照组两套反应器间歇运行，测定反应器内 COD 、 TOD 或 DOC 的变化，通过两套反应器结果比较来评价	试验结果可靠，但仍不能模拟处理厂实际运行条件
	活性污泥模型试验	模拟连续流活性污泥法生物敞开工艺，采用试验组与对照组，通过两套系统对比和分析来评价	结果最为可靠，但方法较为复杂
根据 CO_2 、 CH_4 量	斯特姆测试法	采用活性污泥上清液作为接种液，反应时间 28 天，温度 $25^\circ C$ ，有机物降解以 CO_2 产量占理论 CO_2 产量的百分率来判断	系统复杂，可反应有机物无机化程度
	史氏发酵管测定产 CH_4 速率	受试物与接种物加入 100ml 密闭的反应器中，测量所产甲烷的体积。 CO_2 用 $NaOH$ 吸收，用排水集气法收集 CH_4 ，至产气量不变为止，产气快，累计产气量大者易生化降解	
根据微生物 生理生化 指标		主要有：ATP 测试法、脱氢酶测试法、细菌标准平板计数测试法等	试验结果可靠，但测试程序较为复杂

影响有机物生化降解性的因素主要有：①有机物种类（化学组成、理化性质、浓度、共存基质等）；②微生物种类与活性（微生物的来源、数量、种属间的关系、龄期等）；③系统环境（ pH 值、 DO 、温度、营养物质等）。各类有机物的可降解性参见表 2.17.2。

表 2.17.2 各类有机物的可降解性及特例

类 别	可生物降解性特征	特 殊 例 外
碳水化合物	易于分解，大部分化合物的 $\frac{BOD_5}{COD} > 50\%$	纤维素、木质素、甲基纤维素、 α -纤维素生物降解性较差
烃类化合物	对生物氧化有阻抗，环烃比脂烃更甚。实际上大部分烃类化合物不易被分解，小部分如苯、甲苯、乙基苯以及丁苯异戊二烯，经驯化后，可被分解，大部分化合物的 $\frac{BOD_5}{COD} \leq 20\% \sim 25\%$	松节油、苯乙烯较易被分解

类别	可生物降解性特征	特殊例外
醇类化合物	能够被分解,主要取决于驯化程度,大部分化合物的 $\frac{BOD_5}{COD} > 40\%$	特丁醇、戊醇、季戊四醇表现高度的阻抗性
酚类化合物	能够被分解。需短时间的驯化,一元酚、二元酚、甲酚及许多酚都能够被分解,大部分酚类化合物的 $\frac{BOD_5}{COD} > 40\%$	2,4,5-三氯苯酚、硝基酚具有较高的阻抗性,较难分解
醛类化合物	能够被分解,大多数化合物的 $\frac{BOD_5}{COD} > 40\%$	丙烯醛、三聚丙烯醛需长期驯化 苯醛、3-羟基丁醛在高浓度时表现高度阻抗
醚类化合物	对生物降解的阻抗性较大,比酚、醛、醇类物质难于降解。有一些化合物经长期驯化后可以分解	乙醚,乙二醇不能被分解
酮类化合物	可生化性较醇、醛、酚差,但较醚为好,有一部分酮类化合物经长期驯化后,能够被分解	
氨基酸	生物降解性能良好, $\frac{BOD_5}{COD}$ 可大于 50%	胱氨酸、酪氨酸需较长时间驯化才能被分解
含氮化合物	苯胺类化合物经长期驯化可被分解,硝基化合物中的一部分经驯化后可降解。胺类大部分能够被降解	<i>N,N</i> -二乙基苯胺、异丙胺、二甲苯胺实际上不能被降解
氰或腈	经驯化后容易被降解	
乙烯类	生物降解性能良好	巴豆醛在高浓度时可被降解,在低浓度时产生阻抗作用的有机物
表面活性剂类	直链烷基芳基硫酸化物经长期驯化后能够被降解,“特型”化合物则难于降解,高分子量的聚乙烯醇和酰胺类更为稳定,难于生物降解	
含氧化合物	氧乙基类(醚链)对降解作用有阻抗,其高分子化合物阻抗性更大	
卤素有机物	大部分化合物不能被降解	氯丁二烯、二氯乙酸、二氯苯醋酸钠、二氯环己烷、氯乙醇等可被降解

2.17.1 基本原理

2.17.1.1 基本流程

活性污泥法是悬浮生长型好氧生物法。活性污泥由好氧和兼性微生物(包括细菌、真菌、原生动物和后生动物)及其代谢的和吸附的有机物、无机物组成,具有降解废水中有机物(也有些可部分利用无机物)的能力,显示生物化学活性。活性污泥法净化废水包括吸附、代谢和固液分离三个主要过程,系统由曝气池、二沉池及污泥回流设备组成,基本流程如图 2.17.1 所示。

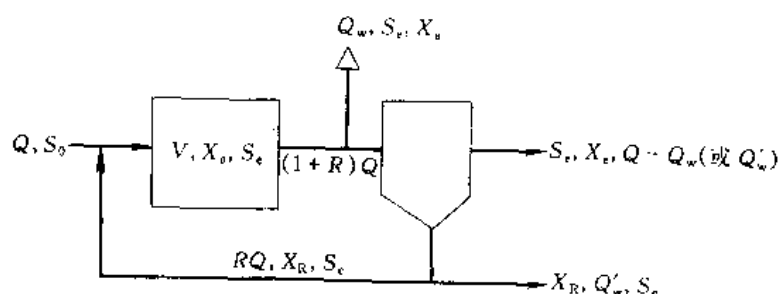


图 2.17.1 活性污泥法基本流程

2.17.1.2 活性污泥法影响因素及工艺参数

描述活性污泥系统的工艺参数包括3类：①曝气池工艺参数；②二沉池的工艺参数；③整个工艺系统的参数。这些参数互相联系，任一参数的变化都会影响到其他参数。

(1) 入流水质水量 这是活性污泥系统设计运行的基础参数，必须准确计量。因为供氧的限制，进水的有机物浓度不能太高，且营养应全面。细胞组成中，C、H、O、N约占90%~97%，其余为无机元素，主要是P。处理生活污水和性质浓度与之相近的工业废水不需加营养物。某些工业废水需加N、P使营养比达到 $BOD_5:N:P=100:5:1$ 。进水中的抑制物浓度应低于毒性限（参见表2.17.3）。

表 2.17.3 有毒物质对活性污泥的抑制浓度/(mg/L)

毒 物	抑制浓度	毒 物	抑制浓度	毒 物	抑制浓度	毒 物	抑制浓度
铅	0.1~1	钒	5	间苯二酚	450	甲苯	7
汞	0.5~5	硫化物	10~30	铜	0.5~1	二甲苯	7
砷	0.1~2	氯苯	10	CN ⁻	5~20	烷基苯磺酸盐	15
镉	1~5	甲醛	100~160	苯	10	苯三酚	100
锌	0.08~10	苯胺	100	镍	1~2.5	硫酸根	5000
铬	2~5	酚	100	银	5	硝酸根	5000
锰	10	对苯二酚	15	油脂	30~50	氯化钠	10000
铁	100	邻苯二酚	100	甘油	5	钙	2500
铋	0.2						

(2) 混合液悬浮固体浓度 (MLSS) 包括活细胞、无活性又难降解的内源代谢残留物、有机物和无机物，前三类有机物约占固体成分的75%~85%。用混合液挥发性悬浮固体浓度 (MLVSS) 指标不包括无机物，更准确反映活性物质量，但测定稍麻烦。对给定废水，MLVSS/MLSS 介于0.75~0.85之间。为了维持曝气池中的污泥浓度在适当水平，通常采用二沉池沉淀污泥回流。回流污泥量 Q_R 与进水量 Q 之比称为回流比 R 。

(3) 有机负荷 有进水负荷和去除负荷两种，前者指单位重量的活性污泥在单位时间内要保证一定的处理效果所能承受的有机物量；后者指单位重量的活性污泥在单位时间内去除的有机物量。有时也用单位曝气池容积作为基准。

(4) 剩余污泥排放量和污泥龄 微生物代谢有机物的同时增殖，剩余污泥排放量等于新净增污泥量。用新增污泥替换原有污泥所需时间称为泥龄 θ_c ，即

$$\theta_c = \frac{M_a + M_c + M_R}{M_w + M_e}$$

式中 M_a ——曝气池内的活性污泥量；

M_c ——二沉池内的污泥量；

M_R ——回流系统的污泥量；

M_w ——每天排放的剩余污泥量；

M_e ——二沉池每天带走的污泥量。

实用上，通常取 $\theta_c \approx M_a/M_w$ 。

污泥负荷和泥龄与废水处理效率、活性污泥特性、污泥生成量、去除单位有机物的氧消耗量等直接有关，都可以作为活性污泥法的设计参数。当选用较大的 θ_c 值，对应的污泥负荷值较小，剩余污泥量小；若选用较小的 θ_c 值，则对应的较大，活性污泥吸附有机物后往往来不及氧化，出水水质较差，剩余污泥量大。当 θ_c 小于某个临界值后，从系统排出的污泥量多于其增殖量，此时无处理效果。

(5) 混合液溶解氧浓度 溶解氧浓度不能过低，否则影响好氧生物代谢功能。一般维持曝气池 $DO=2\text{mg/L}$ 左右。氧化还原电势 +300~400mV，至少要求 $>+100\text{mV}$ （对厌氧菌要求 $<+100\text{mV}$ ，对严格厌氧菌，要求 $<-100\text{mV}$ ，甚至要求 $<-300\text{mV}$ ）。

(6) 水温 在一定范围内, 随着温度升高, 生化反应速率加快, 增殖速率也加快; 另一方面细胞组织如蛋白质、核酸等对温度很敏感, 温度突升并超过一定限度时, 会产生不可逆破坏。各类微生物适应的温度范围见表 2.17.4。

表 2.17.4 各类微生物适应的温度范围

类 别	最低温度/℃	最适温度/℃	最高温度/℃	类 别	最低温度/℃	最适温度/℃	最高温度/℃
高温型	30	50~60	70~80	常温型	5	15~30	40
中温型	10	30~40	50	低温型	10	5~10	30

(7) pH 值 一般好氧微生物的最适宜 pH = 6.5 ~ 8.5; pH < 4.5 时, 真菌将占优势, 引起污泥膨胀; 另一方面, 微生物的活动也会影响混合液的 pH 值。

(8) 曝气池和二沉池的水力停留时间 有名义停留时间与实际停留时间两种, 前者不考虑回流, 后者含回流量。

(9) 二沉池的水力表面负荷、固体表面负荷和出水溢流堰负荷 见 2.4。

活性污泥法的处理效果取决于活性污泥的数量和性能。衡量活性污泥质量的指标主要有①污泥浓度 x (MLSS 或 MLVSS); ②污泥沉降比 SV; ③污泥容积指数 SVI; ④活性污泥的耗氧速率; ⑤污泥的沉降速度; ⑥活性污泥的生物相; ⑦粒度和颜色等。性能良好的活性污泥外观呈黄褐色, 粒径 0.02 ~ 0.2mm, 比表面积 20 ~ 100cm²/ml, 含水率在 99% 以上, 相对密度 1.002 ~ 1.006, SV = 15% ~ 30%, SVI = 50 ~ 150。

2.17.2 曝气池构造与主要运行方式

2.17.2.1 曝气池池型与流态

活性污泥法有多种不同的分类方法。按曝气池流态, 可分为推流式和完全混合式。影响池型的主要因素是所用曝气装置的种类和布置方式。

(1) 推流式 推流池为长条形池子, 水从池的一端进入, 从另一端推流出去 (见图 2.17.2)。

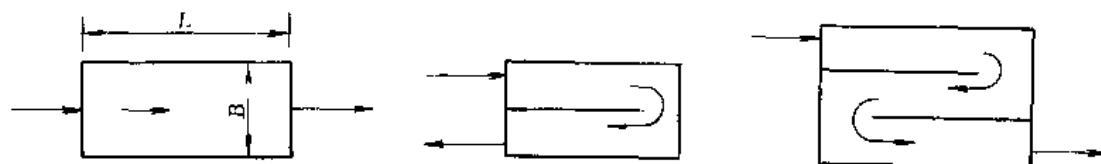


图 2.17.2 廊道式推流池平面布置

池长与池宽之比 (L/B) 一般为 5 ~ 10, 视场地情况酌定。进水方式不限, 出水多用溢流堰, 水位较固定。当场地有限时, 长池可以两折或多折, 污水仍从一端入, 另一端出。当两折或多折池的进口和出口连通, 使污水可在曝气池中流动时, 即成为氧化沟的池型。在池的横断面上, 有效水深最小为 3m, 最大为 9m。超高一般为 0.5m, 为了防风 and 防冻等需要, 还可适当加高。当采用表面曝气机时, 机械平台宜高出水面 1m 左右。池宽与有效水深之比 (B/H) 一般为 1 ~ 2。

推流池多用鼓风曝气, 但表面曝气机也同样能够应用。当采用池底满铺多孔型曝气装置时, 曝气池中水流只有沿池长方向的速度, 为平推流 (见图 2.17.3)。当鼓风曝气装置位于池横断面的一侧 (或两侧) 时, 由于气泡在池水中造成密度差, 产生了旋转流, 因此曝气池中水流除沿池长方向外, 还有侧向的旋流, 组成了旋转推流 (见图 2.17.4)。

由于鼓风曝气装置竖向位置的不同, 旋转推流又可分为三种。①底层曝气, 曝气装置设在曝气池底部, 由于常用风机风压的关系, 这种池型的有效水深常为 3 ~ 4.5m, 但随所用风机风压提高, 也可加深。②浅层曝气, 曝气装置设在水面以下 0.8 ~ 0.9m 的浅层, 采用风压在 1.2m 以下的风机。风压虽较小, 但风量较大, 故仍能造成足够的密度差, 产生旋转推流。这种池型有效水深一般为 3 ~ 4m。③中层曝气, 曝气装置居池水中层, 与底层曝气比较, 在相同的风机设备和处理效果下, 池深一般可加大到 7 ~ 8m, 最大可达 9m, 可以节约曝气池用地。此外, 中层曝气的鼓风曝气装置可采用固定螺旋或内设喷嘴的曝气筒, 设于池横断面的中央, 形成两侧旋流。这种池型可采用较大的宽深比 (如 $B/H = 2$), 故适用于大型曝气池。

在推流池中, 有机物浓度和种类沿程变化, 污泥负荷、耗氧速率前高后低, 在污泥增长曲线上占一个区

段。长池前后的微生物相有差别。各断面存在较大的浓度梯度，因此降解速率较快，运行灵活，可采用多种运行方式。特别适用于处理要求高而水质比较稳定的废水。

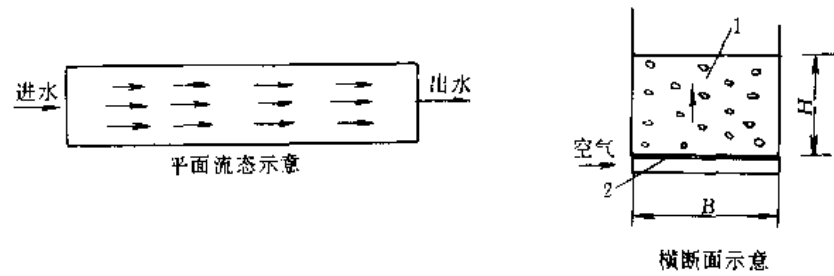


图 2.17.3 平移推流式
1—气泡；2—小气泡曝气装置满铺

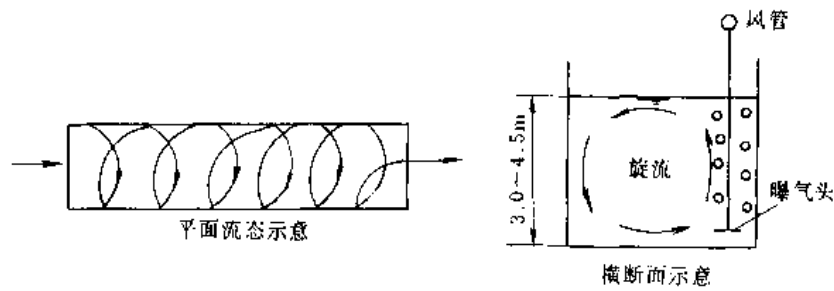


图 2.17.4 旋转推流式

(2) 完全混合式 完全混合池一般为圆形，也可用正方形或矩形。曝气装置多用表面曝气机，置于池中心平台上，污水进入搅拌中心，立即与全池混合，全池的水质没有推流式那样明显的上下游区别。在污泥增长曲线上占一点。由于池水对进水的稀释作用，完全混合池耐冲击负荷的能力强，因负荷均匀，供氧与需氧容易平衡，从而可节省供氧动力。

完全混合池可将曝气池与二沉池建成分建式或合建式。

在分建式表面曝气池中，表面曝气机性能与池型结构互相影响。采用泵型叶轮时：①影响充氧量的池型系数 K_1 及影响叶轮功率的池型系数 K_2 ；②当叶轮常用线速度在 $4 \sim 5\text{m/s}$ 范围时，曝气池直径与叶轮直径之比宜为 $4.5 \sim 7.5$ ，曝气池水深与叶轮直径之比宜为 $2.5 \sim 4.5$ ；③在圆形池中，要在水面处设置挡流板，一般为 4 块，宽度为池直径的 $1/15 \sim 1/20$ ，高度为池深度的 $1/4 \sim 1/5$ ，在方形池中，可不设挡流板。采用倒伞型和平板型叶轮时，叶轮直径与曝气池直径之比，可用 $1/3 \sim 1/5$ 。

分建式完全混合池，既可用表面曝气机，也可用鼓风曝气装置。分建式虽不如合建式紧凑，仍需专设回流污泥设备，但运行上便于控制，没有合建式中曝气池与二次沉淀池的相互干扰，回流比明确。

合建式一般采用表面曝气机、池型多为圆形、分 3 个区，见图 2.17.5。①曝气区在池中央。②二次沉淀区在池外环，沉淀区高度 $\geq 1.5\text{m}$ ，沉速 $0.1 \sim 0.5\text{mm/s}$ ，污泥层容积按 2h 泥量计算。沉淀区底部有回流缝与曝气区相通，靠表面曝气机的提升力使回流污泥循环。缝宽 $15 \sim 30\text{cm}$ 、长 $40 \sim 60\text{cm}$ ，倾角 45° 。为保证回流缝不致堵塞，故缝隙较大，回流比也较大 ($R = 3 \sim 5$)，因此这种曝气池的名义停留时间虽有 $3 \sim 5\text{h}$ ，但实际水力停留时间往往不到 1h ，属于短时曝气。③导流区位于曝气区与沉淀区之间，宽 0.6m ，高 1.5m 左右，水下流速 $15 \sim 20\text{mm/s}$ ，设辐射状导流挡板 $5 \sim 7$ 块，作用是消能，防止旋流，并释放出混合液中挟带的气泡。曝气池混合液通过回流窗进入导流区，过窗流速 $0.1 \sim 0.2\text{m/s}$ ，窗上设调节闸板。

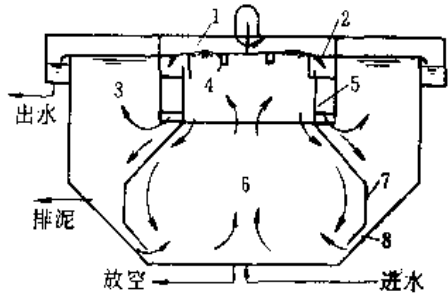


图 2.17.5 圆形曝气沉淀池

1—活门；2—导流板；3—沉淀区；4—叶轮；
5—整流板；6—曝气区；7—裙边；8—回流缝

合建式曝气池由于池型和设备都简化，且表面曝气机动力效率较高，故一度应用很广。一般认为由于此

法回流比大, 污水和稀释倍数大, 故对冲击负荷缓冲作用也大。但由于污水在曝气区中停留极短, 短路机会多, 故一般出水水质低于普通曝气, 而与吸附再生法相近。图 2.17.6 列举了合建式曝气池的其他几种形式。

合建式曝气区内应避免设置立柱或其他挡流结构, 否则涡流过多, 电耗增加, 动力效率将下降。

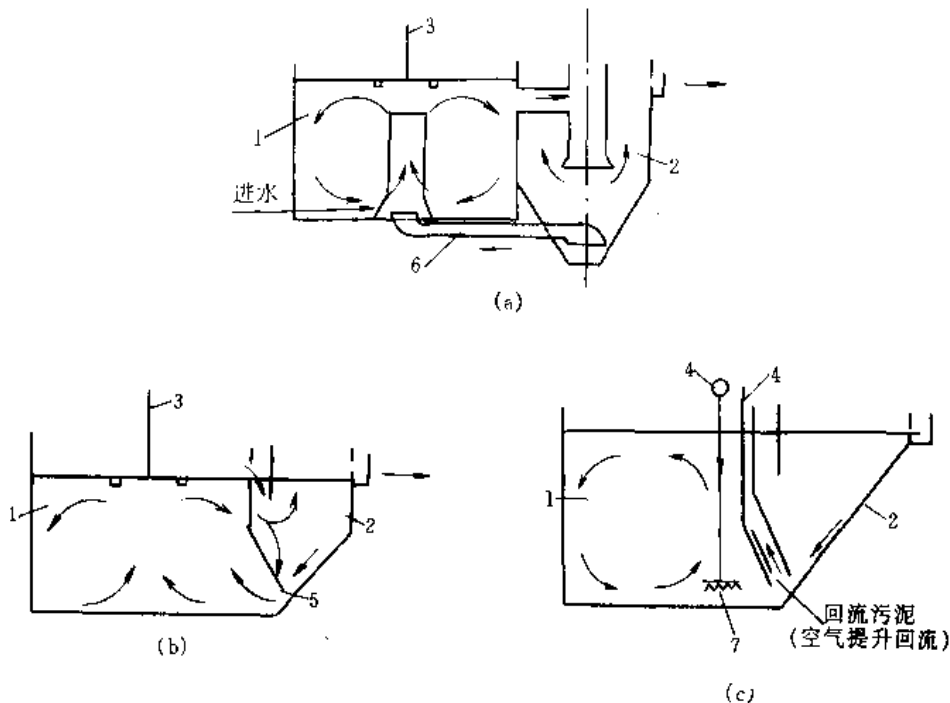


图 2.17.6 合建式完全混合池

(a) 方案一; (b) 方案二; (c) 方案三

1—曝气池; 2—二次沉淀池; 3—表曝机; 4—空气管; 5—回流缝; 6—回流污泥管; 7—曝气装置

(3) 两种池型的结合

① 一池多机法。在推流池中, 可用一系列表面曝气机串联以充氧和搅拌。每个表面曝气机周围的流态为完全混合, 而对全池而言, 流态则为推流式。此时应使相邻的表面曝气机旋转方向相反, 否则两机之间水的流向将发生冲突。亦可采用加横向挡板的办法, 避免涡流, 见图 2.17.7。

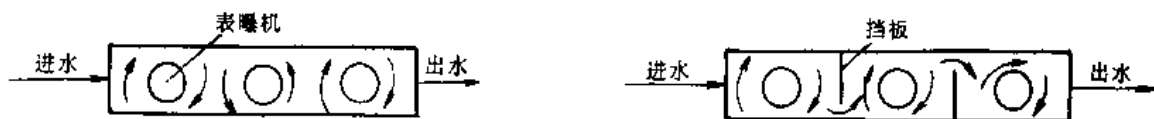


图 2.17.7 推流曝气池中多台曝气机设置

② 多段式池型。将图 2.17.7 中每个区格建立独立的完全混合池, 各池可以串联, 也可部分或全部并联, 个别池亦可专作再生池使用。这种池型可兼有推流式和完全混合式的好处, 且具有更大的灵活性。近年氧气曝气、生物脱氮等工艺多采用此种池型。

2.17.2.2 曝气池的构造

曝气池平面为矩(方)形和圆(椭圆)形, 其构造应满足充氧、混合的要求, 取决于采用的曝气方式和曝气装置。在鼓风曝气的矩形池中, 曝气器多安装在池一侧, 池墙顶部和脚部均作成 45° 斜面, 以利于形成横向旋流; 水深一般 $3 \sim 5\text{m}$, 超高 $\geq 0.5\text{m}$ 。池底设放空管, 管径 $80 \sim 100\text{mm}$ 。池底坡度 0.2% , 坡向放空管。进水多用淹没孔口或从池底中心进入, 出水则多采用溢流堰形式。池顶隔墙上设走道、栏杆和照明灯, 走道宽 $\geq 0.6\text{m}$, 走道下可设进水管渠或风管。最后, 在所有类型的曝气池中, 设计时均宜在池深 $1/2$ 处预留排液管, 供驯化活性污泥时排液用。

2.17.2.3 主要运行方式及特点

(1) 活性污泥法的主要运行方式及特点 见表 2.17.5 和图 2.17.8。

表 2.17.5 活性污泥法的主要运行方式及特点比较

运行方式	曝气系统	工艺特点与适用范围	问题及运行控制
普通推流	鼓风、机械	废水和回流污泥从池首端流入,呈推流式从末端流出。曝气器沿池长均匀布置。混合液在二沉池分离,污泥由池底排出,部分污泥回流入曝气池。池中供氧量有机物浓度变化如图 2.17.8 所示,可见池前段供氧不足,后段供氧过剩。处理效率高,适合处理要求高、水质稳定的废水	对冲击负荷适应性差,体积大,费用较高。在污泥负荷高时应提高回流比
完全混合	机械、鼓风	混合液在池内循环流动,水质均匀,池内工况一致。出水浓度等于混合液浓度。进水迅速稀释,耐冲击负荷能力强,适应于水质水量波动的高浓度有机废水	进水可能短流,出水水质不如普通法好。合建池构造复杂、运行复杂
阶段曝气	鼓风	废水沿池长分多点进,有机负荷比较均匀,与供氧量相适应,既节省曝气费用,又提高污泥的活性。池前段污泥浓度高、负荷低,污泥浓度沿池长减小,有利于二沉池分离。耐冲击性较普通法提高。池容积较普通法小 1/3 以上。适应于各种废水。用于普通法的改造简单易行	最后段进水因处理时间短,污泥浓度低,处理效果下降,若入池废水混合不均,也使效果降低
渐减曝气	鼓风	水流同普通池,曝气装置和曝气量沿池长减少,与需氧变化相适应,节省曝气费用,出水好。可用与普通法的改造	曝气装置设计复杂,可设计成多个曝气池串联运行
吸附再生	鼓风、机械	有机物降解分吸附、氧化两步分别在吸附池和再生池完成,见图 2.17.9。废水在吸附池停留时间 0.5~1h,容积小;再生池污泥浓度高,量小,池容积也小,两池容积比一般采用 1:1。容积负荷较普通法高 1 倍左右。当进水中有毒物等冲击负荷时,再生池污泥可补充。系统运行灵活。如阶段曝气方式,当第一进水点不进水时,第二进水点以前的曝气池即可作为再生池使用。适应含悬浮物多的废水	处理效率低于普通法。不适应主要含溶解性有机物的废水
延时曝气	鼓风、机械	负荷很低,泥龄长,污泥处于内源呼吸,剩余污泥量少 2/3,无需污泥处理。出水好。对进水 N、P 的需求小。耐冲击,一般不设一沉池。适用于处理要求高、水量小 ($<1000\text{m}^3/\text{d}$)	池容积大,基建和运行费用高,出水中有时有微絮聚而不易沉降
高负荷法	鼓风、机械	工艺同普通法。负荷高,曝气时间短,池溶小	处理效率低
纯氧曝气	纯氧或富氧气制备与扩散器	与空气曝气相比见表 2.17.6。氧渗透污泥内部,污泥活性高,不易膨胀,有利于脱氮作用,耐冲击,运行稳定。适用较小流量或较难降解废水	曝气池结构复杂,运行管理麻烦。密闭池中代谢产物 CO_2 重新溶入,使混合液 pH 降低
深井曝气	空压机+曝气头	直径 1~6m,深 50~150m,曝气器由空压机供气。动力效率和氧吸收率高,占地少,耐冲击负荷,易于管理,可不设初沉池,产泥量小	

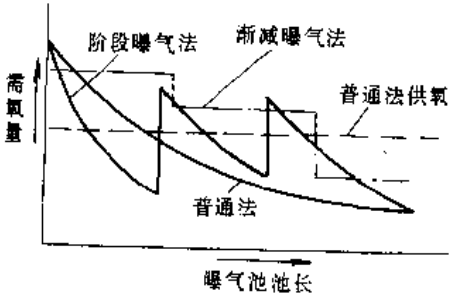


图 2.17.8 曝气池中需氧量示意图

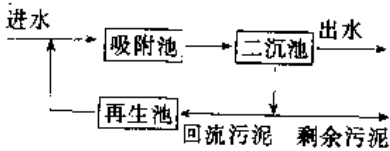


图 2.17.9 吸附再生法流程

(2) 氧气曝气 用氧气(纯氧或富氧)代替空气曝气,是强化污水生物处理效能的一项重要措施。对高浓度工业废水和难降解有机物质,采用氧气法优于空气法。在有富氧气源的地方(如在靠近放空氧气的空气分离站附近),采用氧气法处理污水将是非常有利的。采用加盖的氧气曝气池,还可以减轻废水中挥发性组分对周围环境的污染。采用氧气曝气的供气方式有以下几种。

① 车运外购液氧,此法最不经济,限于小型处理设施。② 管道输送外购氧气,当制氧厂距离较近,氧价格低于自制成本时,特别是对较大处理设施,一般是经济合理的。专业制氧厂生产技术较高,氧气质量、保证率、价格均较自制理想,处理厂可摆脱自己管理制氧设施的负担。③ 就地制氧,采用深冷分离制氧是当前最先进的制氧技术,成本最低,但管理复杂。适合于大型处理设施。采用分子筛制富氧,适用于小型设施,管理较前者容易。国外有成套设备(如PSA装置)。④ 利用附近空分站的放空氧气,我国很多制氮的空分站,往往把氧气当废气放空,未能综合利用,因此这是最佳选择。

最常用的氧气曝气池是多段加盖式,用表面曝气机充氧,见图2.17.10。① 一般为三段串联,每段内水流为完全混合式,从整体看为推流式。② 当采用表面曝气机充氧时,水深一般为5m左右,气相空间(超高)1m左右。③ 为清扫时吹脱曝气池内碳氢化合物,曝气池内应设空气清扫装置,换气率2~3次/h。④ 各段隔墙顶部应留气孔,其断面按运行中氧气的流动,以及清扫时空气通过计算。⑤ 各段隔墙角处应设泡沫孔,孔顶应高于最大流量时液面,孔底应高于最小流量时液面,以保证任何时候泡沫均能通过。⑥ 为保持曝气池液面和气相相对稳定,出水处可做成内堰形式,见图2.17.11。⑦ 混合液在出水处的速度不宜超过15cm/s,以免带走气体;不宜小于9cm/s,以免形成沉淀。⑧ 尾气浓度控制在含氧量约40%~50%,其流量约为进气流量的10%~20%。⑨ 为避免池盖内压超载,在曝气池首尾两端,应设置双向安全阀。首端安全阀正压可取 $(1.5 \sim 2.0) \times 10^3 \text{ Pa}$,负压可取 $(0.5 \sim 1.0) \times 10^3 \text{ Pa}$;尾端安全阀正压可取 $(1 \sim 1.5) \times 10^3 \text{ Pa}$,负压可取 $(0.5 \sim 1.0) \times 10^3 \text{ Pa}$ 。⑩ 氧气曝气池一般设安全、防爆措施,在池内可燃气体浓度达到爆炸极限的25%时,发出警报。

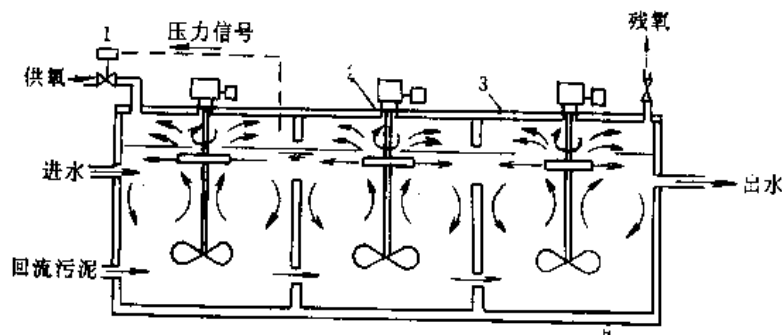


图 2.17.10 纯氧曝气池构造简图

1—控制阀; 2—搅拌; 3—池盖

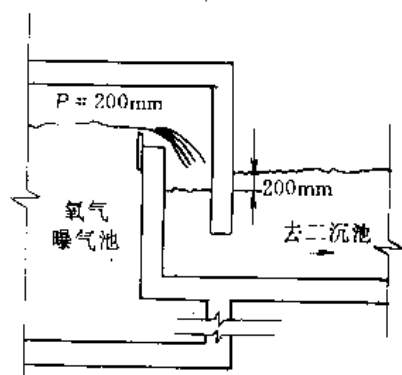


图 2.17.11 出水内堰示意

氧气曝气与空气曝气工艺参数比较见表 2.17.6。

表 2.17.6 氧气法与空气法比较

参数	纯氧曝气	空气曝气	参数	纯氧曝气	空气曝气
混合液溶解氧/(mg/L)	6~10	1~2	SVI	30~50	50~150
曝气时间/h	1~2	3~6	回流污泥浓度/(g/L)	20~40	5~15
MLSS/(mg/L)	6~10	1.5~4	污泥回流率/%	20~40	100~150
有机负荷/kg(BOD ₅)/[kg(VSS)·d]	0.4~1.0	0.2~0.4	剩余污泥量/[kg/kg(BOD ₅ 去除)]	0.3~0.45	0.5~0.75
容积负荷/[kgBOD ₅ /(m ³ ·d)]	2.4~3.2	0.5~1.0	动力消耗/(kWh/m ³)		
氧吸收率 E _A /%	80~90	~10	溶解或混合	0.17~0.52	1.15~1.7
需氧量/[kgO ₂ /kg(BOD ₅ 去除)]	0.9~1.3	1.1~1.5	空气分离	0.46~0.56	—

2.17.3 活性污泥法设计

2.17.3.1 活性污泥法的设计内容

工艺设计与计算包括5个方面:①工艺流程选择;②曝气池设计与计算;③曝气系统的设计与计算;④二沉池的设计与计算;⑤污泥回流系统的设计与计算。所需设计资料包括:①废水流量;②进水的 BOD_5 ;③二沉池出水的 BOD_5 ;④水温;⑤MLVSS/MLSS;⑥回流污泥浓度;⑦曝气池污泥浓度;⑧选用合适的污泥负荷和泥龄;⑨动力学常数。

2.17.3.2 普通曝气池的基本计算公式

活性污泥法的核心是曝气池,普通曝气池的计算公式见表2.17.7。

表 2.17.7 普通曝气池基本计算公式

项 目	公 式	说 明
处理效率 $\eta/\%$	$\eta = \frac{S_0 - S_e}{S_0} \times 100\%$ $= \frac{S_r}{S_0} \times 100\%$	S_0 ——进水 BOD_5 浓度, mg/L S_e ——出水 BOD_5 浓度, mg/L S_r ——进出水 BOD_5 差, mg/L
曝气池容积 V/m^3	$V = \frac{Q(S_0 - S_e)}{L_r x_a} = \frac{Q S_0}{L x_a}$ $V = \frac{\theta_c Y Q (S_0 - S_e)}{x_a (1 + K_d \theta_c)}$ $V = \theta_c \frac{Q y x_a + (Q - Q_w) x_e}{x_a}$	Q ——设计流量, m^3/d L_r ——污泥去除负荷, $kg(BOD_5)/[kg(MLVSS) \cdot d]$ L ——污泥进水负荷, $kg(BOD_5)/[kg(MLVSS) \cdot d]$ θ_c ——污泥停留时间(泥龄), d θ ——水力停留(名义)时间, d θ_s ——水力停留(实际)时间, d Y ——污泥理论产率, $kg(\text{生物量})/kg(\text{降解的 } BOD_5)$, $Y = 0.4 \sim 0.8$
水力停留时间 $\theta, \theta_s/d^{-1}$	$\theta = V/Q$ $\theta_s = \frac{V}{(1+R)Q}$	
污泥产量 $\Delta x/(g/d)$	$\Delta x = YQS_r - K_d V x_a$	K_d ——污泥内源呼吸率, d^{-1}
泥龄 θ_c/d^{-1}	$\theta_c = \frac{V x_a}{Q_w x_a + (Q - Q_w) x_e}$ $\theta_c = \frac{V x_a}{Q' x_R + (Q - Q') x_e}$ $\frac{1}{\theta_c} = Y L_r - K_d$	x_a ——曝气池污泥浓度(MLVSS), mg/L x_e ——二沉池出水污泥浓度, mg/L x ——曝气池污泥浓度(MLSS), mg/L Q_w ——从曝气池排出混合液流量, m^3/d Q' ——从二沉池底排泥量, mg/L R ——污泥回流比
曝气池需氧量 $O_2/(g/d)$	$O_2 = a Q S_r + b V x_a$ $\Delta O_a = \frac{O_2}{V x_a} = a L_r + b$ $\Delta O_b = \frac{O_2}{Q(S_0 - S_e)} = a + \frac{b}{L_r}$	a ——氧化每 $kgBOD$ 所需氧量的 kg 数, 可取 $0.7 \sim 1.2$ b ——污泥自身氧化需氧率, d^{-1} ΔO_a ——单位重量污泥的需氧量, $kg(O_2)/[kg(MLVSS) \cdot d]$ ΔO_b ——去除每 $kgBOD$ 的需氧量, $kg(O_2)/[kg(BOD_5) \cdot d]$
混合液污泥浓度/mg/L	$x = \frac{1.2 R}{(1+R)SVI}$ $x_a = \frac{(S_0 - S_e) Y \theta_c}{(1 + K_d \theta_c) \theta}$	SVI ——污泥 30min 沉降比, % K_d ——饱和常数, mg/L K —— BOD_5 降解速度常数, d^{-1}
污泥容积指数 SVI	$SVI = \frac{SV(\%) }{x} \times 10^4$	SVI——污泥容积指数, mL/g
出水浓度 $S_e/mg/L$	$S_e = \frac{K_s (1 + K_d \theta_c)}{(YK - K_d) \theta_c - 1}$	

2.17.3.3 活性污泥法的典型设计参数

见表2.17.8。

表 2.17.8 活性污泥法的设计参数

运行方式	θ_c/d	$L/[\text{kg}(\text{BOD}_5)/(\text{kg}\cdot\text{d})]$	$x/(\text{mg/l})$	θ/h	R	BOD 去除率/%
普通推流	5~15	0.2~0.4	1500~3000	4~8	0.25~0.75	85~95
渐减曝气	5~15	0.2~0.4	1500~3000	4~8	0.25~0.75	85~95
阶段曝气	5~15	0.2~0.4	2000~3500	3~5	0.25~0.75	85~95
吸附再生	5~15	0.2~0.6	(1000~3000) ^① (4000~10000) ^②	(0.5~1.0) ^① (3~6) ^②	0.5~1	80~90
高负荷法	0.2~0.5	1.5~3.0	600~1000	1.5~3	0.1~0.3	60~75
延时曝气 (含氧化沟)	20~30	0.05~0.10	3000~6000	18~36	0.75~1.5	≥95
纯氧曝气	8~20	0.25~1	6000~10000	1~3	0.25~0.6	85~95
深井曝气	5	1~1.2	3000~5000	1~2	0.4~0.8	85~90

① 吸附池；② 再生池。

2.17.3.4 典型废水生物氧化动力学常数见表 2.17.9

表 2.17.9 活性污泥法动力学常数

常数	单位	数值(20℃)		常数	单位	数值(20℃)	
		范围	典型值			范围	典型值
V_{\max}	d^{-1}	2~10	5.0	Y	$\text{mg(VSS)}/\text{mg(BOD}_5)$	0.4~0.8	0.6
K_s	$\text{mg/L(BOD}_5)$	25~100	60		$\text{mg(VSS)}/\text{mg(COD)}$	0.25~0.4	0.4
	mg/L(COD)	15~70	40	K_d	d^{-1}	0.04~0.075	0.06
				K	d^{-1}	0.05~0.3	0.1

2.17.3.5 二次沉淀池

第 2.4. 节有关沉淀池的规定，一般也适用于二次沉淀池。二次沉淀池的特点是污泥浓度高，有絮凝性，污泥与水的密度差小，易产生异重流，要求有一定浓缩作用。各种类型沉淀池都可作二沉池。二沉池的面积按水力负荷和固体负荷两者计算取大值。

(1) 按水力负荷(一般 $0.72 \sim 1.8 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$)计算面积的方法同 2.4.。用此项负荷保证出水水质良好。

(2) 用固体表面负荷 $[\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})]$ 设计保证污泥能在二次沉淀池中得到足够的浓缩，以便供给曝气池所需浓度的回流污泥。根据经验，一般二次沉淀池的固体负荷可达 $150 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。斜板(管)二次沉淀池可考虑加大到 $192 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。

(3) 池边水深的建议值。根据经验，池子直径加大时，池边水深也应适当加大，否则池的水力效率将下降，池的有效容积将减小。当二次沉淀池直径分别为 10~20m、20~30m、30~40m、>40m 时，建议池边水深分别为 3.0m、3.5m、4.0m、4.0m。当由于客观原因达不到上述建议值时，为了维持沉淀时间不变，须采取较低的表面负荷值。

(4) 二次沉淀池出水堰负荷可按 $1.5 \sim 2.9 \text{ L}/(\text{s} \cdot \text{m})$ 之间考虑。

(5) 二次沉淀池污泥区按不小于 2h 贮泥量考虑，计算公式如下：

$$V = \frac{4(1+R)QR}{1+2R}$$

式中 Q ——曝气池设计流量， m^3/h ；

R ——回流比。

泥斗中污泥浓度按混合液浓度及底流浓度平均计算。

(6) 污泥回流设备最好是用螺旋泵或轴流泵。采用鼓风曝气时宜用气力提升。参见图 2.17.12。气力提升的原理是利用升液管内外液体的密度差，使污泥提升。升液管在回流井中最小浸没深度 h (m)， h 至少 0.3m。按下式计算：

$$h = \frac{H}{(n-1)}$$

式中 H ——拟提升高度, m;

n ——密度系数, 一般用 2~2.5。

空气用量 W (m^3/h) 按下式计算:

$$W = \frac{KQH}{(23lg \frac{h+10}{10}) \eta}$$

式中 K ——安全系数, 一般用 1.2;

Q ——每个升液管设计提升流量, m^3/h ;

η ——效率系数, 一般 0.35~0.45。

空气压力应大于浸没深度 (h) 0.3kPa 以上。一般空气管最小管径 25mm, 升液管最小管径 75mm。一座污泥回流井宜只设一条升液管, 一座井只连通一个污泥斗 (二次沉淀池), 以免相互干扰。

2.17.4 曝气及曝气装置

2.17.4.1 一般要求

对曝气系统一般有以下要求: ①供氧量在满足曝气池设计流量时生化反应的需氧量以外, 还应使混合液含有一定剩余 DO 值, 一般按 2mg/L 计; ②使混合液始终保持悬浮状态, 不致产生沉淀, 一般应使池中平均水流速度在 0.25m/s 左右; ③设施的充氧能力应便于调节, 有适应需氧变化的灵活性; ④在满足需氧要求的前提下, 充氧装置的动力效率和氧利用率应力求较高; ⑤充氧装置应易于维修, 不易堵塞, 出现故障时, 应易于排除; ⑥充氧装置一般是选用易于购到的可靠产品, 附有清水试验的技术资料; ⑦应考虑气候、环境因素, 如结冰、噪声、臭气问题等。

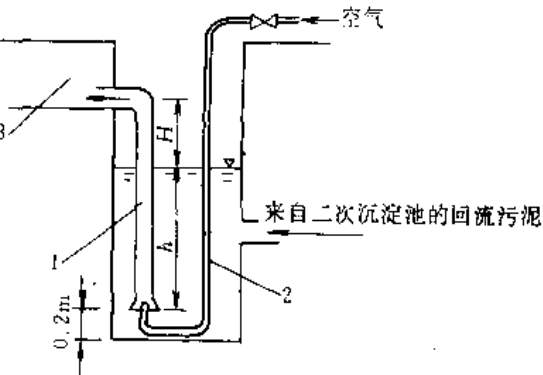


图 2.17.12 空气提升器示意图

1—污泥提升管; 2—空气管; 3—回流污泥渠道

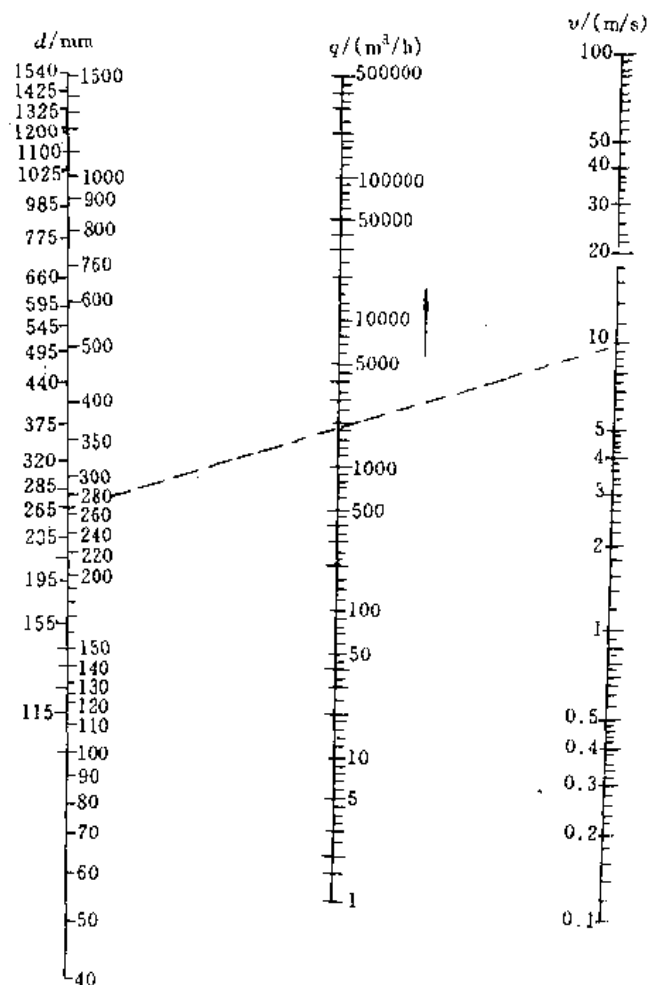


图 2.17.13 空气管道直径(d)、空气量(q)与流速(v)之间的关系(空气管道直径计算图)

此外, 还应结合工艺的要求 (如池型、水深、有无脱氮要求等) 综合考虑对曝气设施的选择。

2.17.4.2 鼓风曝气设施

鼓风曝气设施包括风机、风机房、风管系统、空气扩散装置 (曝气头)。主要设计内容有: ①选择空气扩散装置, 并进行布置; ②计算空气管道; ③确定鼓风机的型号和台数。

(1) 风管系统设计与计算 风管系统包括由风机出口至空气扩散装置的管道, 一般用焊接钢管。小型废水处理厂的风管系统一般为枝状, 而大中型废水厂的风管宜联成环网, 以增加灵活性, 保证安全供气。风管可敷设在地面上, 接入曝气池时, 管顶应高出水面至少 0.5m , 以免池内水回流入风管。风管中设计风速一般采用: 干、支管 $10 \sim 15\text{m/s}$; 竖管、小支管 $4 \sim 5\text{m/s}$ 。流速不宜过高, 以免发出振动和噪声。计算温度采用鼓风机的排风温度, 在寒冷地区空气如需加温时, 采用加温后的空气温度。

风管的直径 d (mm)、流量 q (m^3/h)、流速 v (m/s) 之间的关系见图 2.17.13。计算时根据 q 和 v 由图查出 d , 然后核算压力损失, 再调整确定管径 DN 。

空气通过整个鼓风曝气系统的总阻力一般控制在 14.7kPa 以内, 其中管道流动阻力控制在 4.9kPa 以内, 空气扩散装置阻力控制在 $4.9 \sim$

9.8kPa。风管流动阻力 h 包括沿程阻力 h_1 和局部阻力 h_2 两部分:

$$h = h_1 + h_2$$

风管沿程阻力 h_1 (Pa) 可按下式计算:

$$h_1 = i a L$$

式中 i ——单位管长阻力, Pa/m;

L ——风管长度, m;

a ——空气容重的修正系数。

在 20℃ 时, 标准压力 1.013×10^5 kPa 时,

$$i = 64.778 \frac{v^{1.294}}{d^{1.281}}$$

a 由下式计算:

$$a = \left(\frac{P \gamma_T}{1.013 \times 10^5 \gamma_{20}} \right)^{0.852}$$

式中 γ_T 、 γ_{20} ——分别是温度为 $T^\circ\text{C}$ 和 20°C 时的空气重度, kg/m^3 。

P ——空气绝对压力, kPa。

风管的局部阻力 h_2 (Pa) 可按下式计算:

$$h_2 = \xi \frac{v^2}{2g} \gamma$$

式中 ξ ——局部阻力系数, 见表 7.1.6;

γ ——实际空气重度, kg/m^3 。

当温度为 20°C , 标准压力 1.013×10^5 kPa 时, 空气密度为 $1.205 \text{ kg}/\text{m}^3$ 条件下, γ 值可用下式换算:

$$\gamma = \frac{1.205 \times 273 P}{1.013 \times 10^5 (273 + T)}$$

局部阻力 h_2 也可用当量长度法计算, 即将各管件按下式折算成当量长度 L_0 (m), 计入总管长。

$$L_0 = 55.5 k d^{1.2}$$

式中 d ——管径, m;

k ——长度折算系数, 按表 2.17.10 取值。

风机所需压力 P (Pa) (相对压力) 可按下式计算:

$$P = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5$$

式中 h_3 ——空气扩散装置安装深度, 单位换算为 Pa;

h_4 ——空气扩散装置的阻力, Pa, 按产品样本或试验资料确定;

h_5 ——富余压力, 一般 $2 \sim 3 \text{ kPa}$ 。

表 2.17.10 长度折算系数 k

管件	长度折算系数	管件	长度折算系数
弯头	0.4 ~ 0.7	闸阀	0.25
大小头	0.1 ~ 0.2	三通: 气流转弯	1.33
球阀	2.0	直流异径管	0.42 ~ 0.67
角阀	0.9	直流等径管	0.33

(2) 鼓风机房设计要点

① 鼓风机房的设计 (建筑、机组布置、起重设备) 应遵守排水规范的有关规定, 一般可参照泵房的设计。② 在同一供气系统中, 应选同一类型鼓风机。鼓风机的备用台数: 工作机 ≤ 3 台时, 备用 1 台; 工作机 ≥ 4 台时, 备用 2 台。备用风机应按设计的最大机组设置。③ 鼓风机的进风应有净化装置。进风口应高出地面 2m 左右, 可设四面为百叶窗的进风箱。进风管的内壁应光洁并作防腐涂层。④ 在吸风和出风管段上应安装消声器。风机出口与管道连接处应采用软管减震。各种减震接头及必要的减震器可参见样本。风管最低点应设油、水排泄口。鼓风机应按产品要求设置回风管和相应阀门, 以便开停。一般风机厂均要求设置止回阀, 当考虑减少阻力而不设时, 则须在并联运行时注意操作, 防止回风。⑤ 风机基础间距应不小于 1.5m。每台风机均设单独基础, 且不与机房基础连接。⑥ 机房应设双电源或其他动力源。供电设备的容量, 应按全部机组 (包括备用及其他用电) 同时开动的负荷设计。⑦ 鼓风机房一般应包括值班室、配电室、工具室和必要的配套公用设施 (小型机房可与其他建筑合并考虑), 值班室应有隔声措施和面向机器间的观察窗, 并设有机房主要设备工况的指示或报警装置。⑧ 鼓风机房外应采取必要的防噪声措施, 使之分别符合《工业企业

噪声卫生标准》和《城市区域环境噪声标准》的有关规定。

(3) 空气扩散装置(或曝气器) 曝气装置是活性污泥系统的重要设备,要求供氧能力强;搅拌均匀;构造简单;能耗少;性能稳定,故障少;耐腐蚀;价格低。

表示曝气装置技术性能的主要指标有:动力效率(E_p),每耗1kWh电能传递到混合液中的氧量(O_2),kg/(kW·h);氧利用率(E_A),通过鼓风曝气系统传递到混合液中的氧量占总供氧量的百分比,%;充氧能力(R_0),通过表面机械曝气装置在单位时间内传递到混合液中的氧量(O_2),kg/h。

曝气器种类繁多。按气泡大小和空气分散方式分为:小气泡型、大中气泡型、水力剪切型、水力冲击型和空气升液型等类。

① 大中气泡型产生的气泡直径 $>2mm$ 。过去用直径为13mm或15mm,下端打扁的竖管,最不易堵,但效率低, $E_A=3\%\sim4\%$;后用直径25~50mm的穿孔管,在管上交叉向下开3~5mm孔,孔间距50mm左右。安在水深5m左右时, $E_A=4\%\sim6\%$, $E_p=1kg(O_2)/kWh$ 左右。但3mm孔易堵,只有在可提上式(图2.17.14)以及浅层曝气中可用,一般以开5mm孔为宜。图2.17.15为浅层曝气所用穿孔管栅示意,由于穿孔管仅安装在水面下800~900mm,故 E_A 只有2.5%左右,但动力效率可达 $2kg(O_2)/kWh$ 以上。

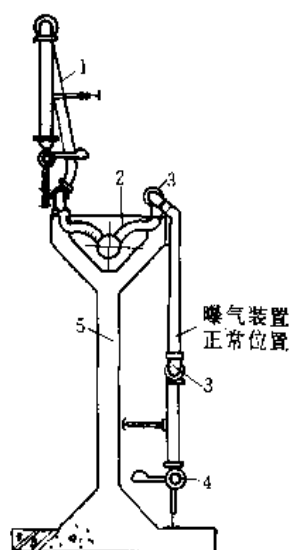


图 2.17.14 可提上曝气装置示意

- 1—曝气装置提上位置; 2—软管;
3—活节(另有提升器械未示);
4—散气管或盘; 5—曝气池壁

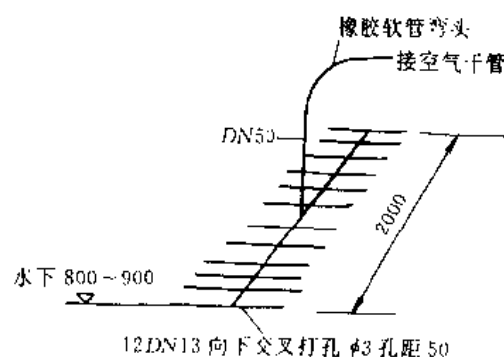


图 2.17.15 浅层曝气用穿孔管栅示意

近年开发的中气泡型曝气器产生的气泡直径较小,且不易堵塞,布气均匀,空气不需过滤处理,构造简单,维护方便。表2.17.11列举了两种这类曝气器的技术参数。

表 2.17.11 中气泡曝气器型号、规格及技术参数

名称	型号	规格	工 艺 参 数				动力效率		开 发 者
			服务面积 /m ²	有效水深 /m	通气量 /(m ³ /h)	阻力 /mm	$E_A/\%$	$E_p/[kg(O_2)/(kW\cdot h)]$	
网状膜 曝气器	W _M -180	φ180	0.5	—	2~2.5	150~200	12~15	2.7~3.5	天津纪庄子污 水处理厂
套袖式 曝气器		LS90, φ58	0.5	4	2~4	380~400	23~26	5~6	中国市政工程 华北设计院

W_M-180 型网状膜曝气器 (图 2.17.16 和图 2.17.17) 由主体、螺盖、网状膜、分配器和密封圈等部分组成。主体骨架用工程塑料注塑成型, 网状膜由聚酯纤维制成。从底部进空气, 经分配器第一次切割并均匀分配到气室内, 然后通过网状膜进行第二次切割, 形成中小气泡扩散水中。套袖式曝气器由骨架、套袖、套箍和止回阀四部分组成。骨架长 590mm, 直径 58mm, 由 ABS 塑料注塑成性, 用以支撑套袖。套袖由改性塑料制成, 厚 0.8mm, 其表面有呈梅花型交错布置的小孔, 小孔长 1.5mm, 空气由此喷出形成小气泡。也有用纱纶、尼纶或涤纶线缠绕多孔管以分散气泡。

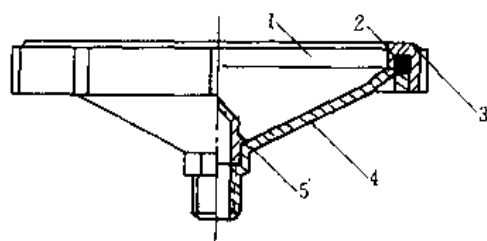


图 2.17.16 W_M-180 型网状膜曝气器

1—网膜; 2—密封垫; 3—螺盖;
4—本体; 5—分配器

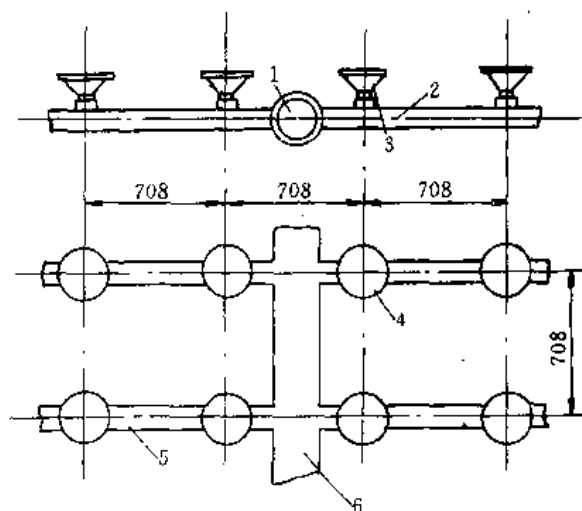


图 2.17.17 W_M-180 型网状膜曝气器安装图

1、6—空气干管; 2、5—空气支管; 3、4—曝气器

② 小气泡型用微孔透气材料 (陶土、钛粉、粉粒、塑料、缠丝等) 制成的扩散板、扩散盘和扩散管等, 气泡直径 $< 2\text{mm}$, $E_A = 15\% \sim 25\%$, $E_p \geq 2\text{kg}(\text{O}_2)/\text{kWh}$ 。缺点是易堵, 空气需经过滤净化, 扩散阻力较大。

原来的作法是在池底设空气渠道, 上铺设扩散板, 见图 2.17.18 (a)。此方式因清理不便, 已很少使用。现在多在池底设空气支管, 扩散管盘则安装在支管上见图 2.17.18 (b)。扩散管还可以成套组装, 如图 2.17.18 (d), 必要时可提出水面清洗。图 2.17.18 (c) 所示为圆盘型微孔曝气器。表 2.17.12 列举了部分国产微孔曝气器的技术参数。

表 2.17.12 微孔曝气器型号、规格及技术参数 (清水试验结果)

型 号	规 格	工 艺 参 数			性 能 参 数		开 发 者
		面积比/%	有效水深/ m	通气量/ (m^3/h)	$E_A/\%$	$E_p/[\text{kg}(\text{O}_2)/$ ($\text{kWh})]$	
ZW-84	$\phi 178\delta 38$	5.6	2.5	1~4	10~13	3.4~5.2	北京高碑店污水研究所
UWB-1	$\phi 200$	6.25	4.5	2.0	17~26	4~7	中国市政工程华北设计院
N4	$300 \times 300\delta 3$	11.6	3.1	1.8	22	6.9	天津市政工程勘测设计院
YHW-I YHW-II	$\phi 178 \times 55 \times 14$ $\phi 178 \times 38 \times 18$	服务面积 0.3~0.75 $\text{m}^2/\text{个}$	水头损失 30~80mm 100~150mm	3	16~24	4~6	开源环保工程设备有限公司

注: ϕ 表示扩散盘 (罩) 的直径 (mm); δ 表示盘厚度 (mm)。

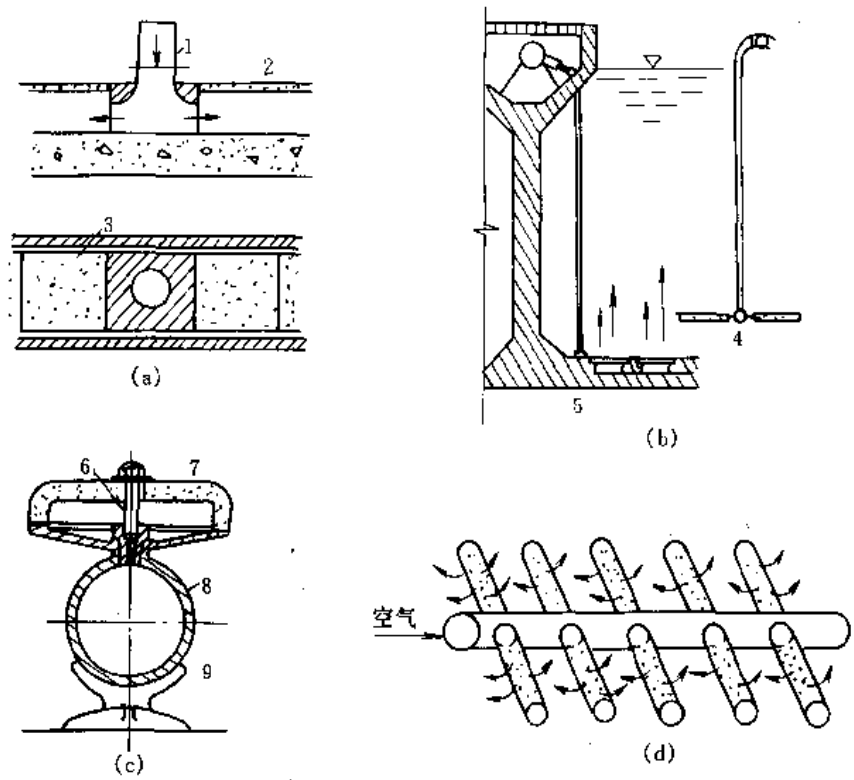


图 2.17.18 小气泡扩散器及安装

1—空气管；2、3—扩散板；4—扩散管曝气装置；5—扩散板曝气装置；
6—气孔；7—扩散罩；8—穿孔布气管；9—管座

设计小气泡扩散系统时，除参照产品说明，采用服务面积、充氧能力、动力效率、曝气量、阻力、氧利用率等技术数据外，尚应注意以下事项：(a) 活性污泥系统的污泥负荷不宜过高，小于 $0.4\text{kg}(\text{BOD}_5)/[\text{kg}(\text{MLVSS})\cdot\text{d}]$ 为宜；(b) 风机进风必须过滤，最好用静电除尘；(c) 供气系统应无油雾进入，采用无油气源（离心风机）；(d) 输气管如用钢管时，内壁应严格防腐，配气管及管件宜用塑料管，钢管与塑料管接口需设伸缩缝；(e) 曝气器一般在池底均布，距池壁不小于 200mm ，配气管间距 $300\sim 750\text{mm}$ ，池的长宽比一般为 $(8\sim 16):1$ ；(f) 全池曝气器表面高差不超过 $\pm 5\text{mm}$ ，运行中停气时间不应超过 4h ，否则宜放干池内污水，充以 1m 深的清水或二级出水，并以小风量持续曝气。

③ 水力剪切型曝气器（见表 2.17.13）有以下几种。

倒盆形曝气器 见图 2.17.19、图 2.17.20 由盆形塑料壳体、橡胶板、塑料螺杆及压盖等组成，空气由上部进入，由壳体与橡胶板之间的缝隙向四周喷出，螺旋上升，气泡直径 2mm 左右。该缝隙在鼓风时开启，停风时关闭，可防止沉下的污泥漏入缝内，避免堵塞，但启动阻力较大。

表 2.17.13 倒盆形、金山型曝气器规格及技术参数（清水试验结果）

型 号	接管规格	工 艺 参 数			性 能 参 数			生 产 者
		试验水深/ m	服务面积/ m^2	通气量/ (m^3/h)	氧传递系 数 K_{La}	$E_{\text{A}}/\%$	$E_{\text{p}}/[\text{kg}(\text{O}_2)/$ $(\text{kWh})]$	
倒盆形扩散器	ϕ	4	6×2	$114\sim 281$	$4.7\sim 15.7$	$6.5\sim 8.8$	$1.75\sim 2.88$	辽阳工业塑料厂
SX-1 型 ^①	23.5	4~5	4~5	20~25		6~9	1.5~2.2	唐山市环保 机械工程公司
金山 I 型	DN51		1	气压 49kPa		8	$0.41\text{kg}(\text{O}_2)/\text{h}$	
SL-I	DN40		2~3	25~35		8.5		江都县环保器材厂等

① 曝气器出口高出池底 $350\sim 500\text{mm}$ ；距池壁 $400\sim 500\text{mm}$ ；适合曝气池水深 $4\sim 5\text{m}$ 。

金山型曝气器 见图 2.17.21。外形呈莲花状，由高压聚乙烯注塑成型，空气由上部进入，被内壁肋剪切，形成小气泡。其构造简单，价格较低。

散流型曝气器 见图 2.17.22。SL 散流型曝气器由齿形曝气头、内形带孔散流罩、导流板等组成。空气由上部进入，经反复切割。玻璃钢整体成型，耐腐蚀。

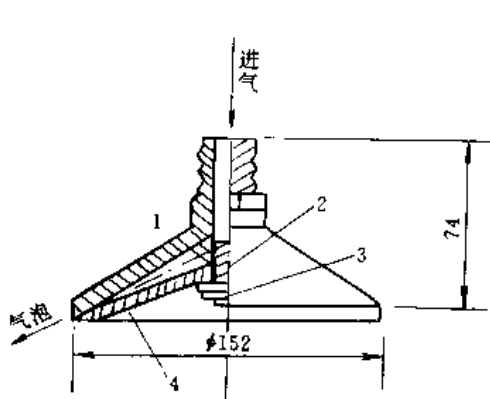


图 2.17.19 倒盆形曝气器
1—盆壳体；2—螺杆；3—螺母；4—橡皮板

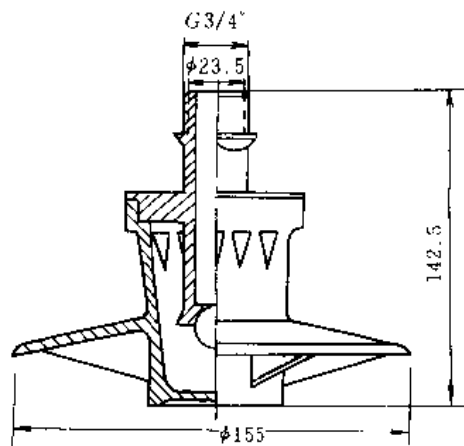


图 2.17.20 SX-1 型盆形曝气器

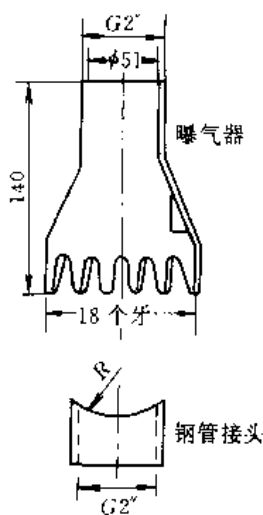


图 2.17.21 金山 I 型
曝气器

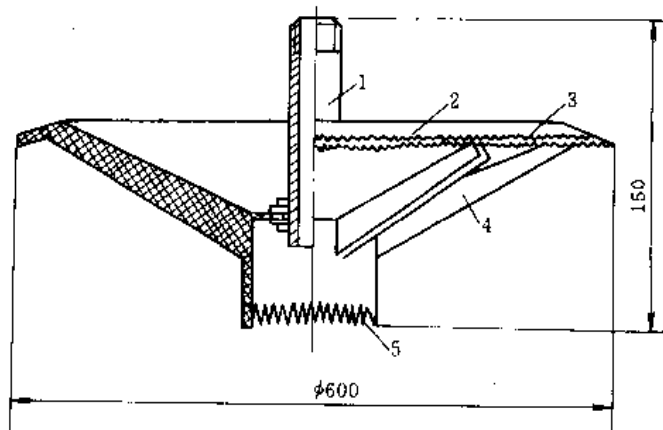


图 2.17.22 SL-I 型散流式曝气器构造图
1—中心管；2—散流罩；3—切割；4—导流板；5—齿形布气头

④ 空气升液式曝气器。利用空气升液的原理，将曝气筒（或管）置于曝气池中，在筒（管）内曝气，使筒（管）内外形成密度差，造成水的提升和充氧搅拌。

固定螺旋（静态）曝气器（见表 2.17.14） 由圆形外壳和固定在外壳内的螺旋叶片 5~6 个组成，每个叶片的旋转角为 180°，相邻叶片的旋转方向相反。见图 2.17.23~图 2.17.26。空气上流，被叶片反复切割，形成小气泡。阻力小、搅拌作用强。单个曝气器的充氧能力可用下式计算

$$R_0 = 0.404 H C_a^{0.67}$$

固定螺旋适用于完全混合池，但也能应用于推流式池。设计与安装时应尽量使曝气器在池内均匀分布，

螺旋筒体下方进气口处于同一高程。螺旋下面风管的出口不宜过大，一般不大于12mm，以免阻力过小，导致位于风管上游的螺旋进风量过大，而下游的过小。池底的风管一般设计成水平，为防配气不均，也可使风管的坡降可调，使气量平衡。

表 2.17.14 固定螺旋曝气器规格及其技术参数

规格/ mm	材质	技术性能(清水试验)						配用布气管		开发生产者
		水深/m	服务面积/ m^2	$E_A/\%$	$E_p/[kg(O_2)/kWh]$	阻力损失/kPa	供气量/ (m^3/min)	进气管/mm	布气孔	
$\phi 200$ 单螺旋 $\times H1500$	硬聚 氯乙烯	3.4~4.6	3~9	7.4~ 11.1	2.24~2.48	<2		DN80(法 兰连接)	2- $\phi 12.5$, $\phi 17.7$, $\phi 25$ 三种 45° 向 下,分两侧	北京市政 设计院,河北 省三河县高 楼中学校办 塑料厂
YX-- 420 $\phi 200$ 双螺旋 $\times H1740$	不饱和 和聚酯 玻璃钢, 聚氯乙 烯	3~8	4~8— 般 5~6	9.5~11	1.5~2.5	<2.5	0.5~1.3	按支管气 速 5m/s 设计	每个曝气 器开孔 4- $\phi 14$ 端节设排污 口	核工业第 二设计研究 院,宜兴高 陵玻璃钢化 工设备厂
FTJ-3- 420, 3- $\phi 180 \times$ H1780	玻璃 钢,聚丙 烯	3.5~8	3~8	8.7	2.2~2.6		0.36~ 0.91			北京纺织 设计院,唐山 环保机械工 程公司,浙江 椒江葭芷环 保设备厂
FTJ-3- 420, 3 $\phi 185 \times$ H1780	玻璃 钢	3.5~8	3~8	8.7	2.2~2.6		0.36~ 0.91			宜兴高陵 玻璃钢化工 设备厂

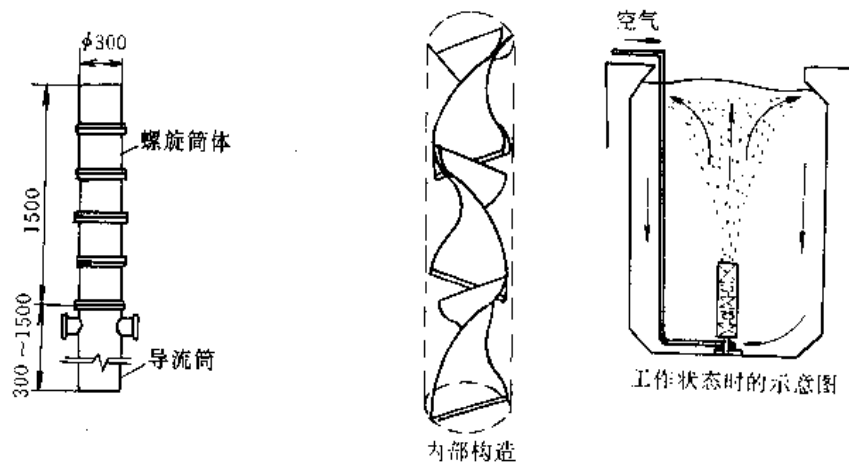


图 2.17.23 固定单螺旋曝气器

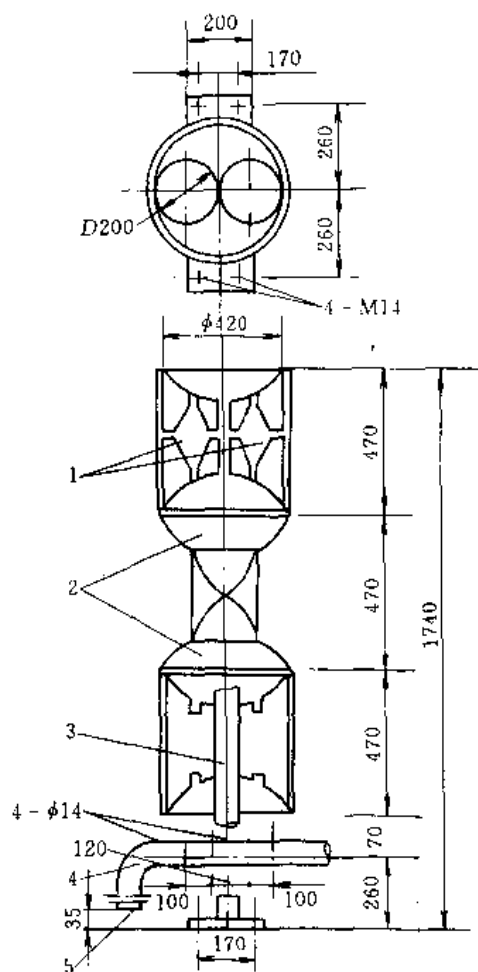


图 2.17.24 固定双螺旋曝气器的
构造与安装示意图

1—双孔中带螺旋叶片；2—过液室；
3—支架；4—空气管；5— $\phi 20$ 排污口

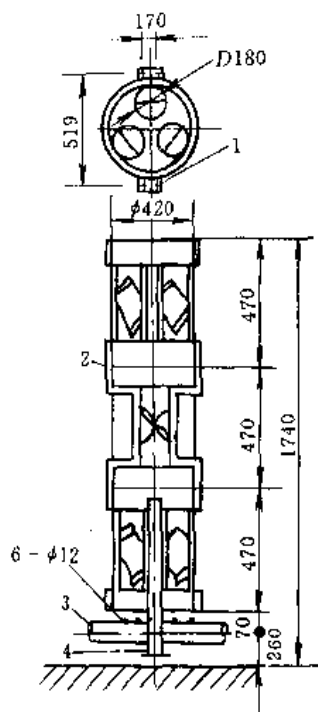


图 2.17.25 固定三螺旋曝气器
构造及安装图

1— $\phi 16$ 地脚螺栓；2—曝气器；
3—布气管；4—支架

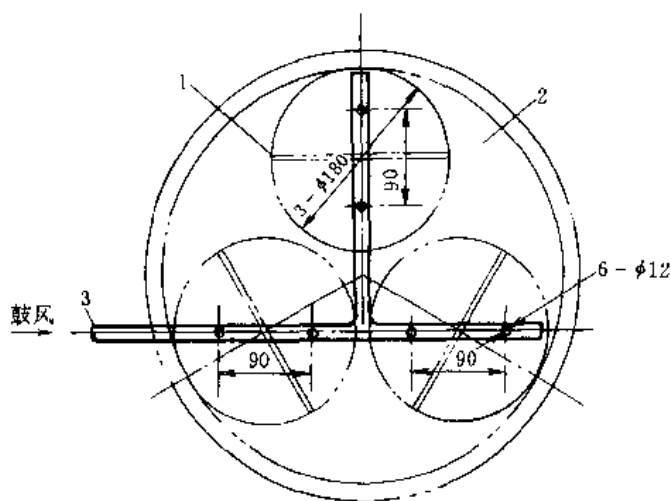


图 2.17.26 固定三螺旋曝气器下部布气管道示意图

1—3-叶片；2—曝气器；3—布气管

密集多喷嘴曝气筒 见图 2.17.27。筒为钢板焊制，外形呈长方形，主要由进气管、喷嘴、曝气筒和反射板组成。每筒在中下部安设内径 $\phi 5.8\text{mm}$ 喷嘴 120 个，空气由喷嘴喷出，喷嘴出口流速为 $80 \sim 100\text{m/s}$ 。此种曝气筒多用于方池，如在 $10\text{m} \times 10\text{m} \times 7\text{m}$ 的方形曝气池中，设置 2 座曝气筒。应注意曝气池水位与反射板

高程的配合。曝气池出水应经溢流堰，不宜采用出水管，以保持水位稳定，否则反射板可能脱水或淹没过多。亦可将反射板的高程设计为可以调节。此种曝气筒不易堵塞，在相同条件下，氧利用率接近固定单螺旋，多应用于中层曝气，水深可达7~10m。

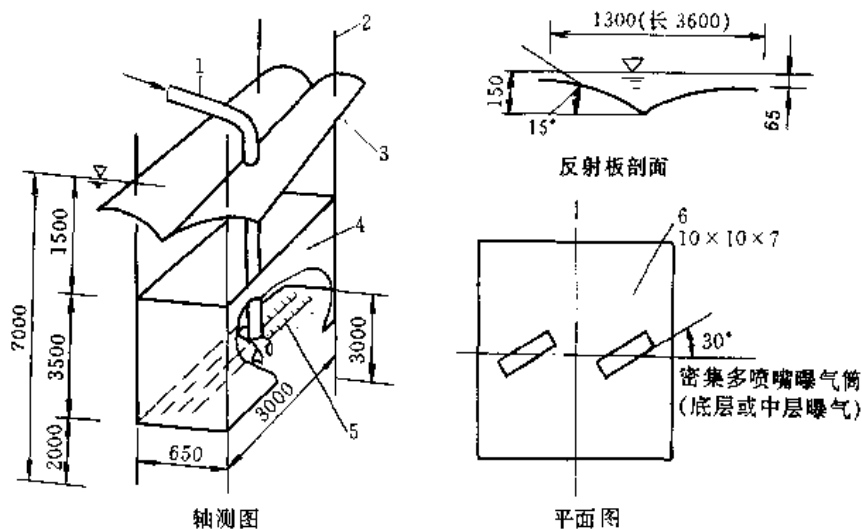


图 2.17.27 密集多喷嘴曝气筒

1—空气管；2—支柱；3—反射板；4—曝气筒；5—喷嘴；6—曝气池

⑤ 射流器。射流器是一种用途广泛、构造和尺寸多种多样的装置。自吸气式射流器由压力管、喷嘴、吸气管、混合室和出水管组成，见图 2.17.28。水泵将工作液以 0.15~0.2MPa 的压力，通过压力管及喷嘴射入混合室，空气通过吸气管自动吸入混合。国内工程和试验中用过的射流器，其喷嘴直径为 10、14、20、25、27.5、30、42、49.5、69、72mm 等，有单吸单喷嘴和多吸多喷嘴型。但专用于污水处理的射流器系列还有待形成。因此在设计中选择射流器时必须进行生产性导试，以决定在设计条件下所选射流器的充氧和搅拌性能。

国外用射流器充氧、搅拌、应用于活性污泥法，多为鼓风机供气式， $E_p = 1.6 \sim 2.2 \text{ kg(O}_2\text{)}/\text{kWh}$ 。国内多用自吸气式， E_p 也达 $1.1 \sim 2 \text{ kg(O}_2\text{)}/\text{kWh}$ 。

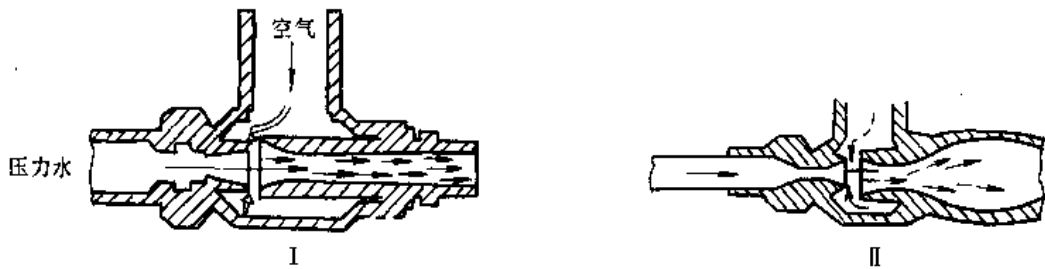


图 2.17.28 自吸式射流曝气器 (I 型及 II 型)

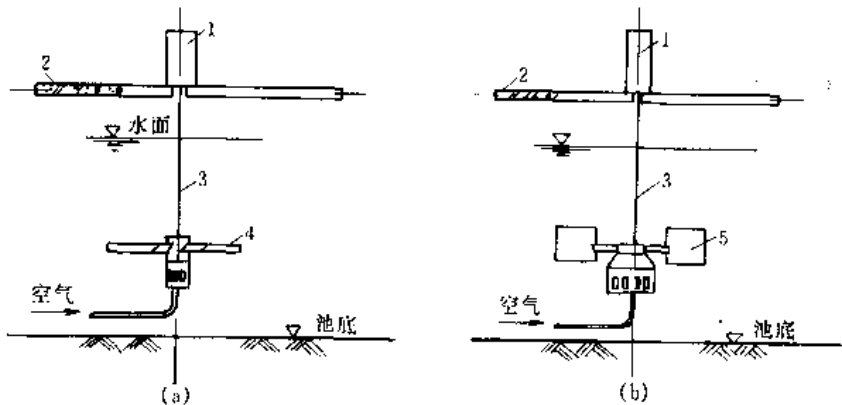


图 2.17.29 水下叶轮曝气器示意

1—电动机；2—平台；3—轴；4—轴流叶轮；5—辐流叶轮

⑥ 水下叶轮曝气器 (见图 2.17.29)。空气由水下通过环形穿孔管或喷嘴送入, 水下叶轮由电机及齿轮箱传动, 将气泡打碎。叶轮转速一般为 $37 \sim 100 \text{ r/min}$ 。叶片可为一层或多层, 可为辐流式或轴流式, 轴流式可以提水, 亦可压水。 $E_p = 1.1 \sim 2.0 \text{ kg(O}_2\text{)}/\text{kWh}$, 包括风机功率在内。此法的优点是可以调节风量, 尤适用于寒冷地区, 无结冰和溅水问题。在硝化和脱硝过程中, 这种装置既可用作曝气器, 也可用作搅拌器。当需要在脱硝区格内创造缺氧条件时, 即可停止供风, 只用搅拌器搅拌, 进行生物脱硝。缺点是既需设鼓风设备, 又需搅拌设备, 造价高, 所需总功率也高。

2.17.4.3 机械曝气装置

机械曝气主要是表面曝气。按转轴的方向分竖轴和卧轴表面曝气机, 按转速又分低速和高速。表面曝气机供氧搅拌有 3 条途径: ①叶轮的搅拌、提升或推流作用, 使池内液体不断循环流动, 气液接触表面更新吸氧; ②叶轮旋转, 外缘形成水跃, 大量水滴甩向空中而吸氧; ③叶轮旋转在中心及背水侧形成负压, 通过小孔吸入空气。

(1) 竖轴辐流式低速表面曝气机 一般所谓表面曝气机专指这种。转速一般 $20 \sim 100 \text{ r/min}$; 最大叶轮直径可达 4 m ; 最大线速 $4.5 \sim 6 \text{ m/s}$; 动力效率 $1.5 \sim 3 \text{ kg(O}_2\text{)}/\text{kWh}$ 。表面曝气机可采用无级调速, 但造价贵, 维修麻烦。一般多用双速或三速, 双速中的低速一般为常速的 50%。也有采用直流电机的调整电压来调整, 效率高, 运转稳定, 但调压设备大, 占地多。

叶轮浸没深度一般在 $10 \sim 100 \text{ mm}$, 视叶轮型式而异。浸没深度大时提升水量大, 但功率增加, 齿轮箱负荷也大。降低浸没深度, 可减小负荷。可用叶轮或堰板升降机构调节浸没度。当池深大与 4.5 m 时, 可考虑设提升筒, 以增加提升量, 但所需功率也增加。在叶轮下面加轴流式辅助叶轮, 亦可加大提升量。当污水中含有挥发性物质或有臭气时, 可在全池分散进水。

表面曝气机叶轮常用的有泵型、K 型、平板型和倒伞型、BSK 型 (中心吸水, 四周出水)、Simplex 型 (带提升筒) 等。

① 泵型叶轮, 已有系列产品, 如图 2.17.30。其结构尺寸和性能可参见表 2.17.15 和图 2.17.31、图 2.17.32。

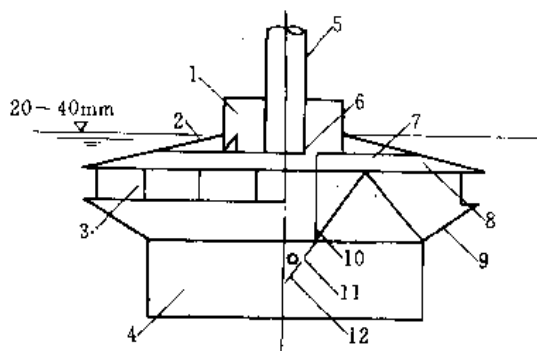


图 2.17.30 泵型叶轮的构造图

1—防护圈; 2—肋片; 3—叶片; 4—进水口; 5—轴;
6—气孔; 7—上平板; 8—上压罩; 9—下压罩;
10—引水圈; 11—出水孔; 12—导流锥顶

表 2.17.15 叶轮各部分尺寸与
叶轮直径 (D) 的比例关系

代号	尺寸	代号	尺寸
D	D	R	$0.503 D$
D_1	$0.729 D$	H	$0.396 D$
D_2	$1.110 D$	b_1	$0.0868 D$
D_s	$0.729 D$	b_2	$0.177 D$
D_i	$0.412 D$	b_3	$0.0497 D$
S	$0.0243 D$	A_1	$\leq 0.0008 \frac{\pi D^2}{4}$
m	$0.0343 D$	d_2	$\phi 16$
h	$0.299 D$	A_2	$> A_1$
l	$0.139 D$	C	$0.139 D$
d_1	$\phi 3$	h_1	$0 \sim 40 \text{ mm}$

根据测定, 在标准状态下的清水中, 泵型叶轮的充氧量 (O_e) $R_0 (\text{kg/h})$ 和轴功率 $N (\text{kW})$ 可用下式计算:

$$R_0 = 0.379 v^{2.8} D^{1.88} K_1$$

$$N = 0.0804 v^3 D^{2.05} K_2$$

式中 v ——叶轮线速, m/s ;

D ——叶轮公称直径, m ;

K_1 、 K_2 ——池型修正系数, 见表 2.17.16。

② K 型叶轮叶片为双曲线型, 如图 2.17.33。浸没深度一般为 $0 \sim 10 \text{ mm}$, 线速度为 $3.5 \sim 5 \text{ m/s}$ 。K 型叶轮造型较复杂, 制造需专用模具。目前尚无定型产品。图 2.17.34、图 2.17.35 为 K 型叶轮充氧曲线和轴功率曲线。

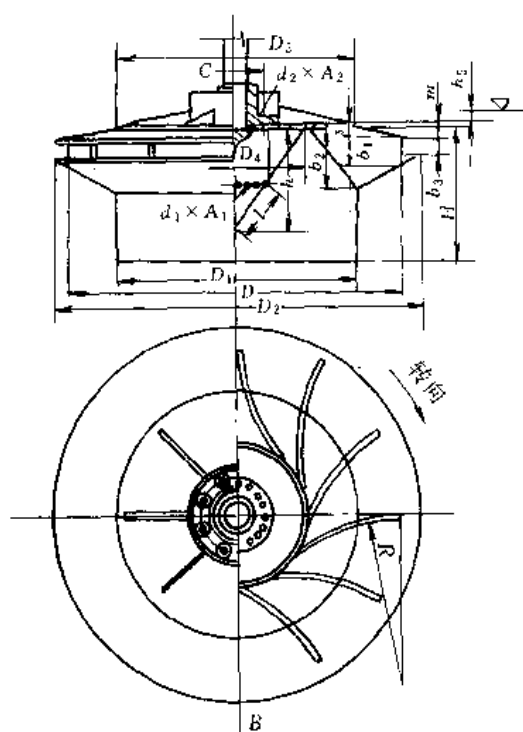


图 2.17.31 泵型叶轮曝气器结构尺寸图

表 2.17.16 池型修正系数

池型修正系数	分建式			合建式圆池
	圆池	正方池	长方池	
K_1	1	0.64	0.90	0.85 ~ 0.93
K_2	1	0.81	1.34	0.85 ~ 0.87

注：圆池设四块挡板，方池不设挡板。

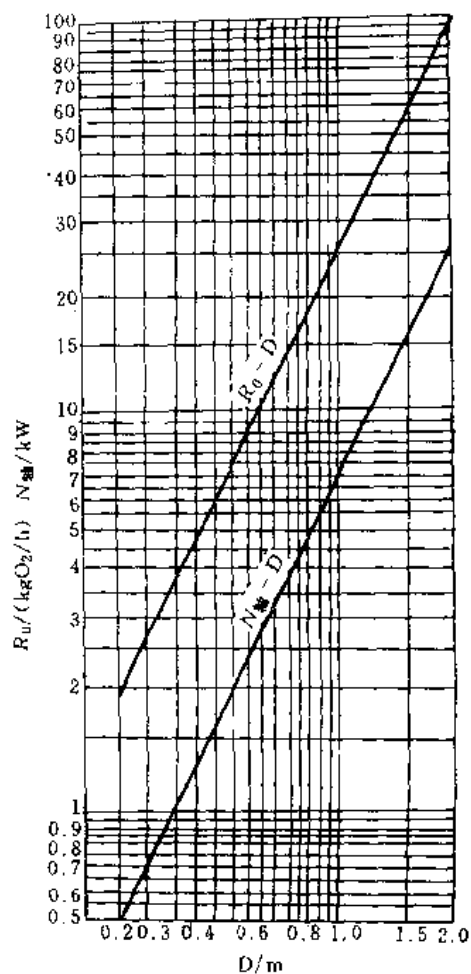


图 2.17.32 泵型叶轮曝气器计算图

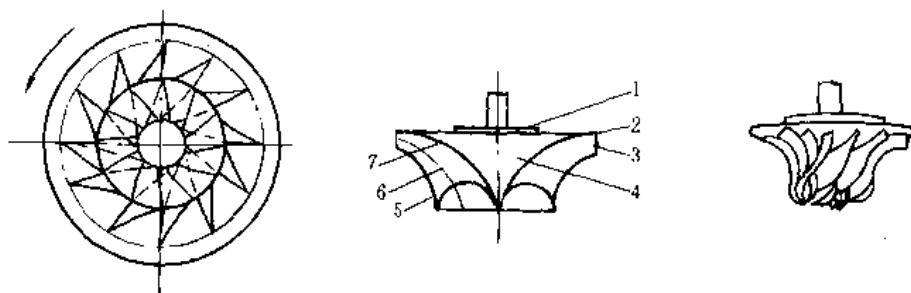


图 2.17.33 K型叶轮曝气器构造示意图

1—法兰；2—盖板；3—叶片；4—后轮盘；5—后流线；6—中流线；7—前流线

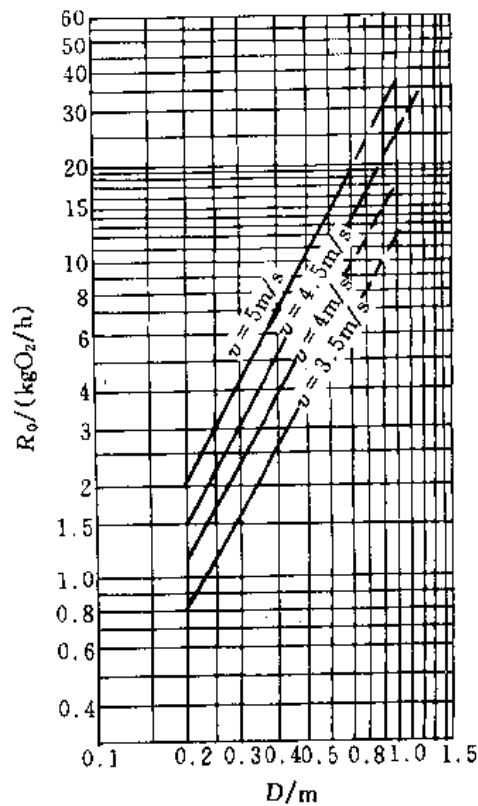


图 2.17.34 K 型叶轮直径 (D) 与充氧量 (R_0) 关系图

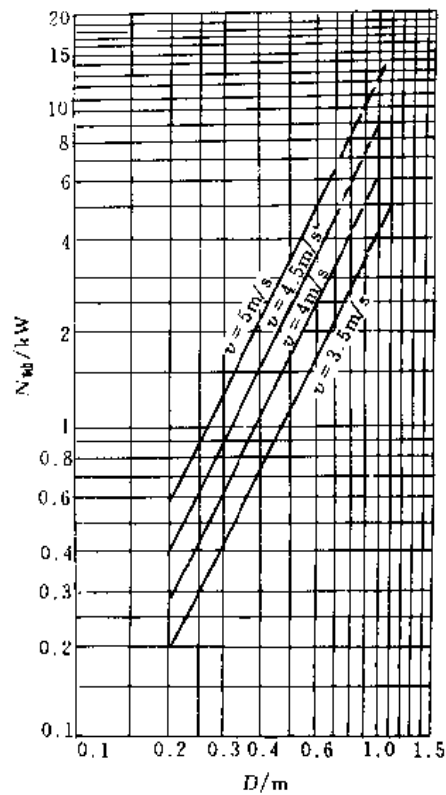


图 2.17.35 K 型叶轮曝气器直径 (D) 与轴功率 ($N_{\text{轴}}$) 关系图

③ 平板叶轮。平板叶轮形式造型简单，加工容易，不易堵塞，见图 2.17.36。叶片方向与平板半径夹角 $0^\circ \sim 25^\circ$ ；线速度一般为 $4.05 \sim 4.85\text{m/s}$ ；直径 1000mm 以上的平板叶轮，浸没深度常用 80mm ，多设有浸没度调节装置。图 2.17.37 ~ 图 2.17.40 为平板叶轮的性能曲线。

④ 倒伞型叶轮。倒伞型叶轮造型复杂程度介与泵型和平板型之间，与平板型相比，其动力效率较高，充氧能力则较低，见图 2.17.41。国外 Simcar（属倒伞型，直径 2290mm ）叶轮清水数据，见表 2.17.17。

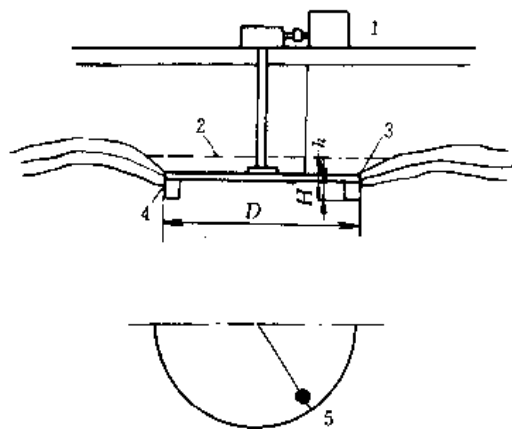


图 2.17.36 平板叶轮曝气器的构造图
1—驱动装置；2—停转时水位；
3—进气孔；4—叶片；5—进气孔

表 2.17.17 Simcar 叶轮清水充氧数据

序号	转速/ (r/min)	浸没深度 /m	曝气池容 积/ m^3	供氧能力 (O_2)/[$\text{kg}/$ ($\text{h} \cdot \text{m}^3$)]	总动力效率 (O_2)/[$\text{kg}/$ (kWh)]
1	36	0	115.9	0.173	2.27
2	36	50	114.1	0.146	2.27
3	36	100	112.3	0.116	2.83
4	36	150	110.4	0.085	2.31
5	41	0	115.9	0.278	2.28
6	41	50	114.1	0.240	2.29
7	41	100	112.3	0.204	2.10
8	41	150	110.4	0.168	2.31

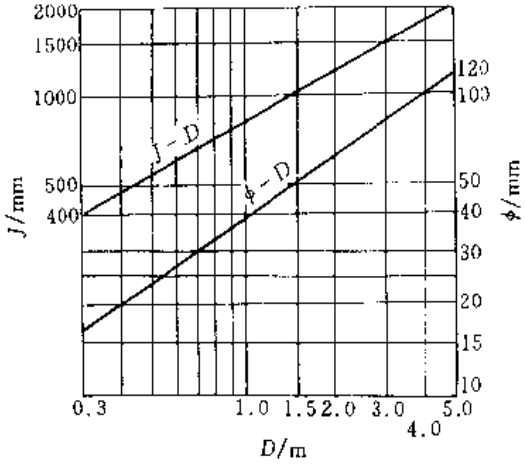


图 2.17.37 平板叶轮曝气器开孔直径(ϕ)与叶轮边缘至池壁最小距离(J)计算图 D 为叶轮直径

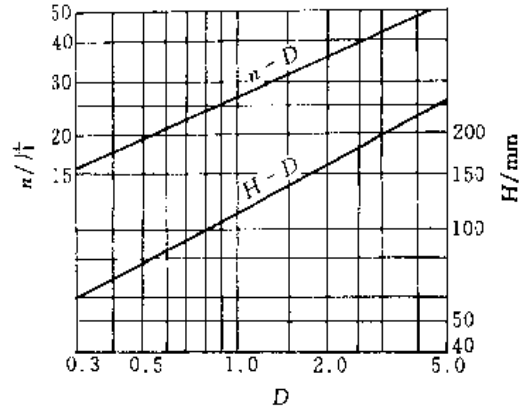


图 2.17.38 平板叶轮叶片数(n)与叶片高度计算图

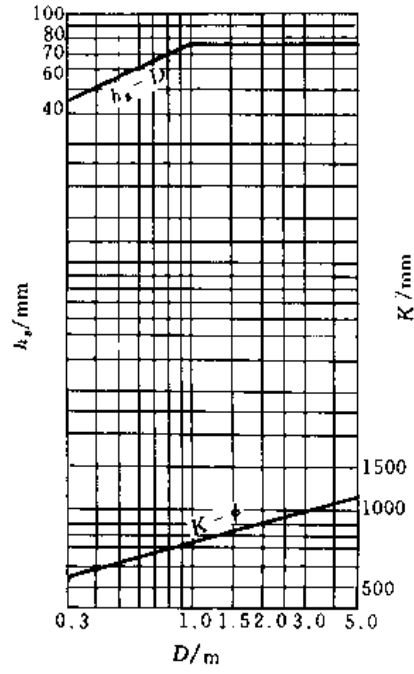


图 2.17.39 平板叶轮曝气器浸没度 (h_s) 和支架底与叶轮顶的最小距离 (k) 计算图

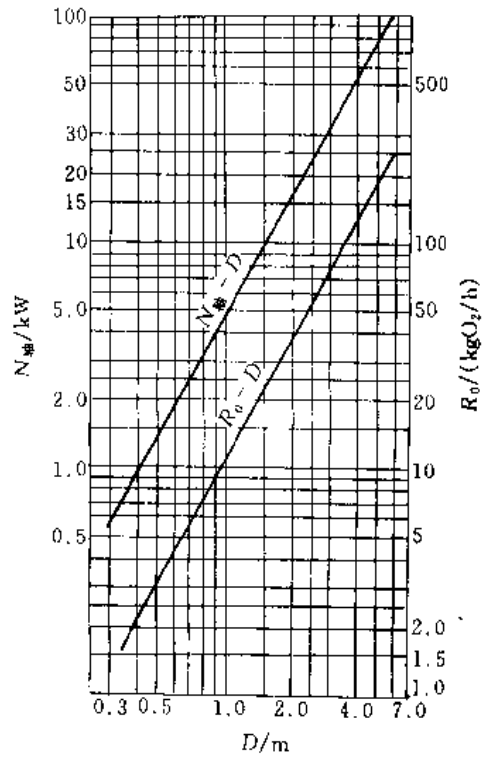


图 2.17.40 平板叶轮曝气器轴功率 ($N_{\text{轴}}$) 充氧量 (R_0) 与叶轮直径 (D) 的关系图

倒伞型叶轮功率 $N(\text{kW})$ 与叶轮直径 $D(\text{m})$ 和转速 $n(\text{r/min})$ 有如下关系:

$$N = 1.12 \times 10^{-7} n^{3.693} D^{3.462}$$

(2) 轴流式高速表面曝气机 转速一般在 300 ~ 1200r/min, 与电机直联。亦称增氧机, 多浮于生物塘(稳定塘)、鱼塘, 供增氧之用。一般动力效率为 1.3 ~ 1.6kg (O_2)/kWh。

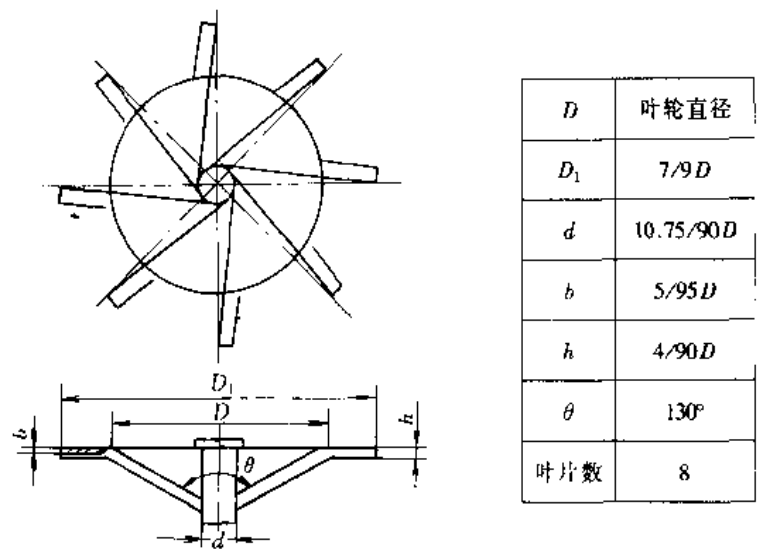


图 2.17.41 倒伞型叶轮曝气器示意图及其结构尺寸

(3) 卧式曝气刷 主要用于氧化沟，由水平转轴和固定在轴上的叶片及驱动装置组成，见图 2.17.42。一般直径 0.35 ~ 1m，长度 1.5 ~ 7.5m，转速 60 ~ 140r/min，浸没深度 $1/3 \sim 1/4$ 直径，动力效率 1.7 ~ 2.4kg (O_2)/kWh。随曝气刷直径的加大，氧化沟水深也可加大，一般为 1.3 ~ 5m。

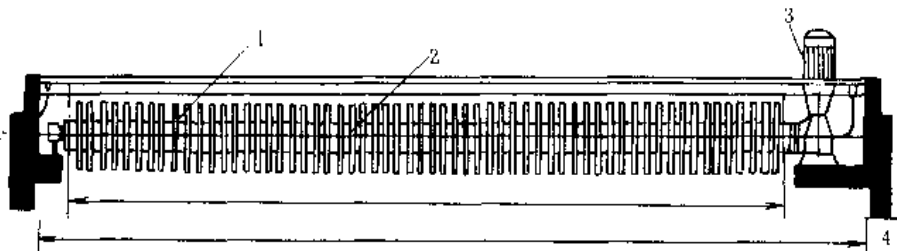


图 2.17.42 转刷曝气器图
1—转刷；2—转刷轴；3—驱动装置；4—支座

图 2.17.43 为直径 500mm 曝气刷的有关技术数据。齿条一般为矩形，宽 50mm 左右。国内部分转刷曝气器的技术数据列于表 2.17.18。

表 2.17.18 国内部分转刷曝气器技术数据

No.	转刷直径/ mm	叶片 排数	每排 刷数	刷宽与刷 距/mm	转速/ (r/min)	浸没深/ cm	电机输入 功率/kW	配用电机 功率/kW	传动形式
1	800	6	26	50	72.3	15	4.12	7.5	三角皮带—JZQ 型 双级齿轮减速器
2	800	6	26	50	55.6	15	3.04	5.5	蜗轮减速器
3	800	6	12	—	70	15	2.1	6.6	JTC 减速电机

曝气装置除了满足充氧要求以外，还应当满足下列最低搅拌强度：满铺的小气泡装置 $2.2m^3/(h \cdot m^3)$ ；旋流的大中气泡装置 $1.2m^3/(h \cdot m^3)$ ；机械曝气 $13W/m^3$ 。

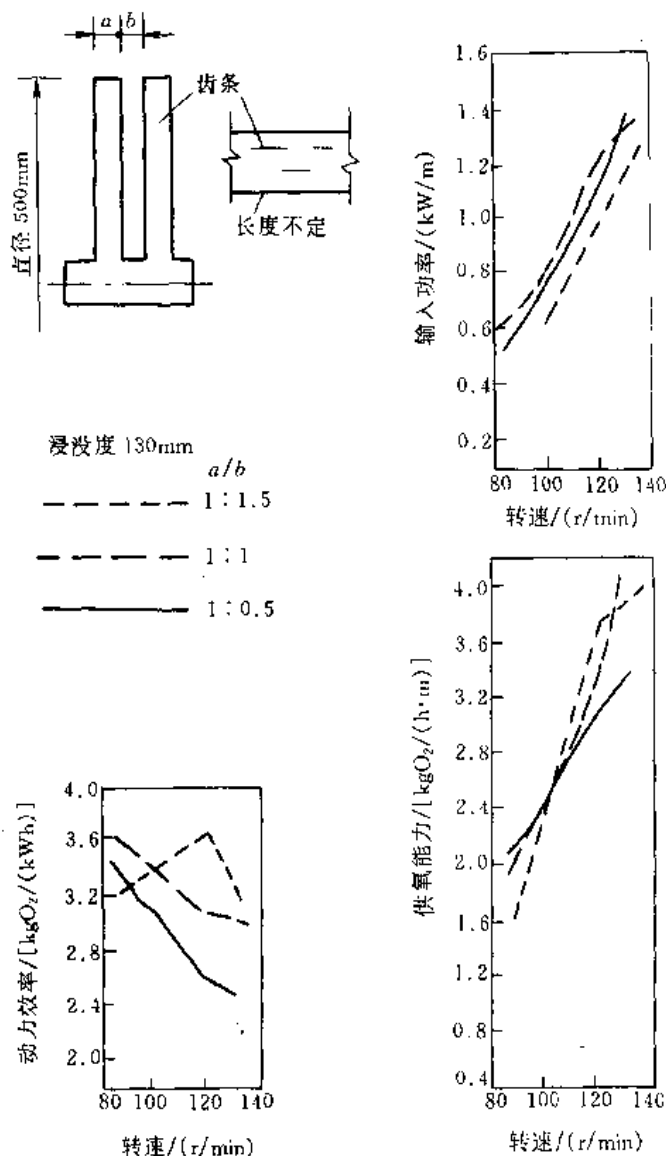


图 2.17.43 直径 500mm 曝气刷数据

2.17.4.4 曝气装置传氧速率的计算

(1) 实际传氧速率和标准传氧速率的折算 目前广泛采用的测定曝气装置传氧速率的方法,是在清水中用亚硫酸钠和氯化钴消氧,然后用拟测定的曝气装置充氧,求出该装置的总传氧系数 K_L 值。试验在标准大气压、20℃、起始 DO 为零、无氧消耗的清水中进行,得出的传氧速率 $[\text{kg}(\text{O}_2)/\text{h}]$ 称为标准传氧速率 R_0 。

在实际应用中,充氧的介质不是清水,而是混合液;温度不是 20℃,而是 $T^\circ\text{C}$;混合液的 DO 也不是 0,而是一般按 2mg/L 计算。混合液的饱和溶解氧值,曝气装置在混合液中的 K_L 值,均与在清水中不同,需要修正。因此,在实际应用中,实际的传氧速率数值上与 R_0 不同。为了选择曝气装置和设备,需要把实际传氧速率换算为标准传氧速率。其换算公式见表 2.17.19。

应当指出,以上需氧量计算只包括有机物碳化反应阶段的需氧量。如有特殊需氧变化,以及其他需气用途,如气力提升、搅拌等,需另行估算。当进水浓度特低时,需核算搅拌功率是否满足。

表 2.17.19 氧传递速率计算公式

项 目	公 式	说 明
清水传 氧速率	$\frac{dc}{dt} = K_{La}(c_s - c)$ $K_{La} = \frac{\ln[(c_s - c_0)/(c_s - c_1)]}{t_1 - t_0}$ $c_s = 14.5115 - 0.3565T + 4.3585 \times 10^{-3}T^2$	c_s ——清水中的饱和溶解氧浓度,mg/L c_0 —— t_0 时刻的溶解氧浓度,mg/L c —— t 时刻的溶解氧浓度,mg/L c_1 —— t_1 时刻的溶解氧浓度,mg/L K_{La} ——氧总传递系数,h ⁻¹ T ——清水温度,℃, $T = 0 \sim 40$ ℃
混合液 传氧速率	$\frac{dc}{dt} = \alpha K_{La}(\beta c_s - c_L)$ $\alpha = K_{Lm}/K_{La}$ $\beta = c_{sw}/c_s$	α ——修正系数, $\alpha = 0.8 \sim 0.85$ β ——修正系数, $\beta = 0.9 \sim 0.97$ c_L ——混合液溶解氧浓度, c_L 约为 2mg/L K_{Lm} ——废水中氧总传递系数,h ⁻¹ c_{sw} ——废水的饱和溶解氧浓度,mg/L
水温影 响	$K_{La(T)} = K_{La(20)} \times 1.024^{(T-20)}$ $c_{s1} = \frac{475 - 2.65T}{33.5 + T}$	$K_{La(T)}$ 、 $K_{La(20)}$ —— T ℃和 20℃时的氧总传递系数,h ⁻¹ c_{s1} ——标准大气压下的 c_s ,mg/L
压力影 响	$c_s = c_{s1}\rho = c_{s1}\frac{p}{0.1013}$	p ——所在地区的大气压,MPa ρ ——大气压修正系数
曝气头 浸没深度 影响	$c_{am} = c_s \left(\frac{O_1}{42} + \frac{p_b}{2.026} \right)$ $O_1 = \frac{21(1 - E_A)}{79 + 21(1 - E_A)}$ $p_b = p + 9.81 \times 10^{-3}H$	c_{am} ——扩散器出口和混合液表面两处饱和溶解氧浓度平均值,mg/L O_1 ——从曝气池逸出气体中含氧量的百分率,% E_A ——氧吸收率,% p_b ——扩散器出口处的绝对压力,MPa H ——扩散器浸没水深,m
折算供 氧速率	$R_0 = \frac{Rc_{am(20)}}{\alpha(\beta c_{s1(T)} - c_L) \times 1.024^{(T-20)}}$	R ——生化反应耗氧速率,kg(O ₂)/h R_0 ——曝气装置的供氧速率,kg(O ₂)/h
供气量	$q = \frac{R_0}{0.3E_A} \times 100$	q ——供气量,m ³ /h

2.17.5 新型活性污泥法

2.17.5.1 氧化沟技术

(1) 流程与特征

① 氧化沟常用的处理流程见图 2.17.44。

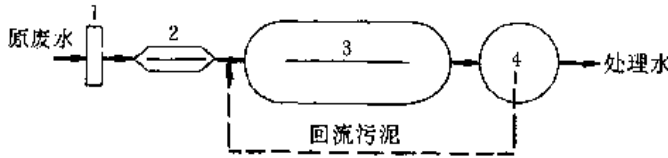


图 2.17.44 以氧化沟为生物处理单元的废水处理流程

1—格栅；2—沉砂池；3—氧化沟；4—二次沉淀池

为防止无机沉渣在氧化沟中积累，原污水应先经格栅及沉砂池预处理。由于氧化沟中污泥龄很长，其剩余污泥量少于一一般活性污泥法，而且已经得到好氧稳定，不需再经污泥消化处理。流程中的二次沉淀池可与曝气池分建，也可与其合建，合建时可省去二沉池与污泥回流系统。

② 氧化沟的水流混合特征基本上是完全混合式，同时又具有推流式的某些特征。设水流在曝气沟渠中的流速为 v ，氧化沟的总长为 L ，则水流完成一个循环所需时间 $t = L/v$ 。当 $L = 90 \sim 600\text{m}$ ， $v = 0.3 \sim 0.5\text{m/s}$

时, 则 $t = 5 \sim 20 \text{ min}$ 。由于废水在氧化沟中的设计停留时间 T 为 $10 \sim 24 \text{ h}$, 因此可以计算出废水在整个停留时间内要完成的循环次数为 $30 \sim 280$ 次不等。可见, 从整个氧化沟看, 可以认为是一个完全混合池, 其中的污水水质几近一致, 原水一进入氧化沟, 就会被几十倍甚至上百倍的循环流量所稀释, 因此氧化沟和其他完全混合式的活性污泥法系统一样, 适宜处理高浓度有机废水, 能够承受水量和水质的冲击负荷。但如果着眼于氧化沟中的某一段, 就可以发现某些推流式的特征。因为在氧化沟中曝气装置并不是沿池长均匀布置而是只装在某几处, 在曝气器下游附近地段, 水流搅动激烈, 溶解氧浓度高, 但随着与曝气器距离的增加, 水流搅动变缓, 溶解氧浓度不断减少, 还可能出现缺氧区。这种水流搅动情况和溶解氧浓度沿池长变化的特征, 十分有利于发现污泥的生物凝聚作用。且可利用来进行硝化、反硝化, 达到生物脱氮的目的。

(2) 氧化沟的构造及主要型式 氧化沟一般呈环状沟渠形, 平面上多为椭圆形或圆形。池壁多为钢筋混凝土, 也可按土质挖成边坡为 $1:1.5$ 以上的斜坡, 以 100 mm 素混凝土作护砌而成。沟渠水深决定于所采用的曝气设备, 为 $2.5 \sim 8 \text{ m}$ 不等。通常用管渠从池面上进水, 出水设可调节堰。多用表面曝气器, 纵轴、横轴均可。常用的几种氧化沟系统如下。

① 卡罗塞 (Carrousel) 型氧化沟。Carrousel 型氧化沟构造特征如图 2.17.45 所示。

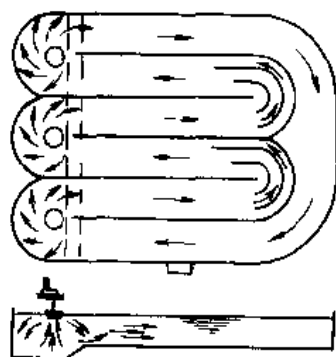


图 2.17.45 卡罗塞型氧化沟

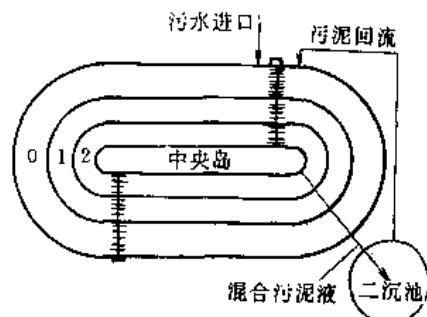


图 2.17.46 奥巴尔型氧化沟

这种氧化沟采用垂直安装的低速表面曝气器, 每组沟渠安装一个, 均安设在--端, 因此形成了靠近曝气器下游的富氧区和曝气器上游及外环的缺氧区。这不仅有利于生物凝聚, 使活性污泥易于沉淀, 而且创造了良好的生物脱氮环境。沟深可采用 $4 \sim 4.5 \text{ m}$, 沟内水流速度约为 0.3 m/s 。由于曝气器周围的局部地区能量强度比传统活性污泥法曝气池中的强度高得多, 因此氧的转移效率大大提高。当有机负荷低时, 可以停止某些曝气器的运行, 在保证水流搅拌混合循环流动的前提下, 节约能量消耗。目前处理规模小至 $200 \text{ m}^3/\text{d}$, 大至 $657000 \text{ m}^3/\text{d}$ 。其 BOD_5 去除率可达 $95\% \sim 99\%$, 脱氮效率可达 90% , 脱磷效率约为 50% , 如配以投加铁盐, 除磷效率可达 95% 。

② 奥巴尔 (Orbal) 型氧化沟。由同心的沟渠组成的氧化沟, 见图 2.17.46。进水先引入最外的沟渠, 在其中不断循环的同时, 依次进入下一个沟渠, 相当于一-系列完全混合反应池串联在--起, 最后从中心的沟渠排出。主要特点是: 圆形或椭圆形的平面形状, 比渠道较长的氧化沟更能利用水流惯性, 可节省能耗; 多渠串联的型式可减少水流短路现象。曝气设备多采用曝气转盘, 水深可采用 $2 \sim 3.6 \text{ m}$, 并保持沟底流速为 $0.3 \sim 0.9 \text{ m/s}$ 。常用的 Orbal 型氧化沟为三沟型, 三沟容积分别约为总容积的 $60\% \sim 70\%$ 、 $20\% \sim 30\%$ 和 10% 。在运行时, 控制三沟的溶解氧分别为 0 、 1 及 2 mg/L , 即在第一渠内仅提供将 BOD 氧化稳定所需的氧 (0 或接近 0), 既可节约供氧能耗, 也为反硝化创造条件。在第一渠缺氧条件下, 微生物可进行磷的释放, 以便它们在有氧环境下吸收废水中的磷, 达到除磷效果。在三条沟渠中形成较大的溶解氧阶梯, 有利于提高充氧效率。

③ 交替工作式氧化沟。这类型氧化沟有二池或三池交替工作的两种系统。图 2.17.47 是两种不同的二池交替工作的氧化沟。V—R 型的特点是将曝气沟渠分成 A、B 两部分, 其间有单向活板门相连。利用定时改变曝气转刷的旋转方向, 可以改变沟渠中的水流方向, 使 A 和 B 两部分交替地作为曝气区和沉淀区, 因此不需另设二沉池。当沉淀区改变为曝气区运行时, 已沉淀的污泥会自动与污水混合, 因此也不需设置污泥回流装置。这种系统简化了流程, 可以节省基建费用和运行费用, 操纵管理也很方便。当处理食品、纺织工业废水时, 活性污泥沉淀性能较差, 这种系统更具优越性。D 型则由容积相同的 A、B 二池组成。串联运行, 交替地作为曝气池和沉淀池, 一般以 8 h 为一个运行周期。此种系统可得十分优质的出水和稳定的污泥, 同

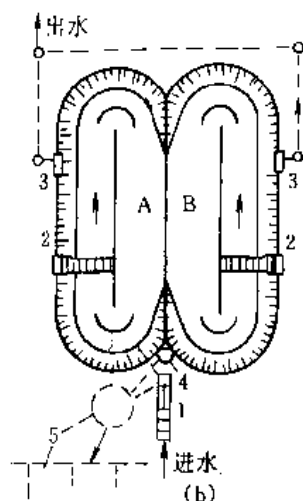
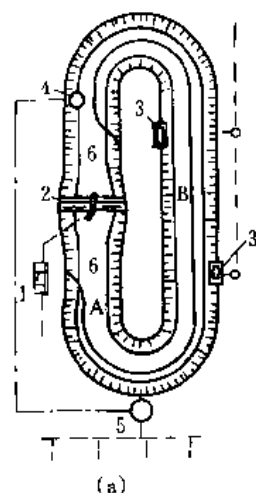


图 2.17.47 二池交替工作氧化沟

(a) V-R 型 (b) D 型

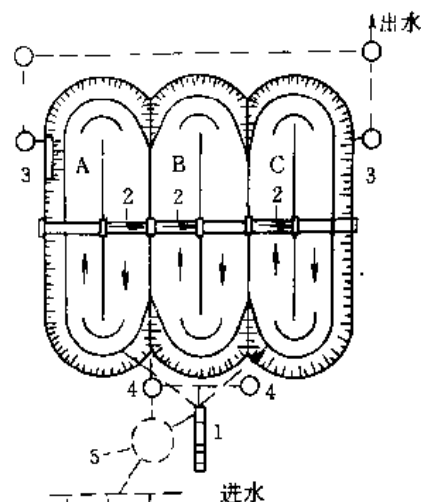
1—沉砂池；2—转刷曝气器；3—出水堰；
4—排泥管；5—污泥井；6—氧化沟

图 2.17.48 三池交替工作氧化沟

(T 型氧化沟)

1—沉砂池；2—转刷曝气器；3—溢流堰；
4—排泥管；5—污泥井

样不需设污泥回流系统，缺点是曝气转刷的利用率仅为 37.5%。

三池交替工作的氧化沟（T 型）是为克服 D 型系统的缺点而发展的，目前应用较广。其构造特征可见图 2.17.48。在 T 型氧化沟运行时，两侧的 A、C 池交替地用作曝气池，中间的 B 池则一直维持曝气，进水交替地引入 A 池或 B 池，出水相应地从 C 池或 A 池引出。这样做曝气转刷的利用率提高到 58% 左右，还有利于生物脱氮。T 型的运行过程可分为 6 个阶段，见表 2.17.20。

表 2.17.20 T 型氧化沟运行过程

阶段	运行时间 (h)	进水	出水	工作状态		
				A 池	B 池	C 池
1	1.5	A	C	DN	N	S
2	1.5	B	C	N	N	S
3	1.0	B	C	S	N	S
4	1.5	C	A	S	N	DN
5	1.5	B	A	S	N	N
6	1.0	B	A	S	N	S

注：DN=反硝化、厌氧；N=硝化、好氧；S=沉淀。

显然，三池交替工作的氧化沟就是一个 A-O 活性污泥系统，可以完成有机物的降解和硝化过程，取得良好的 BOD 去除效果和脱氮效果。依靠三池工作状态的转换，这种系统免除了污泥回流和混合液回流，运行费用可大大节省。

交替工作的氧化沟必须有自动控制系统，根据预先设定的程序控制进出水的方向，溢流堰的启闭以及曝气转刷的开动和停止。上述各工作阶段的时间，也应根据水质情况进行调整。

④ 曝气-沉淀一体化氧化沟。较有代表性的——体化氧化沟有：BMTS 型（图 2.17.49）、船型（图 2.17.50）、侧渠型（图 2.17.51）。

BMTS 型氧化沟的隔墙稍有偏心，在较宽的一侧设置沉淀槽。沉淀槽底部是一排三角形的导流板，靠水面设穿孔管收集澄清水。氧化沟中的混合液从沉淀槽底部流过。部分混合液从导流板间隙上升进入沉淀槽，下沉的污泥又从导流板间隙回流至氧化沟内。船型氧化沟隔墙设在氧化沟一侧，但其宽度小于氧化沟宽度，因此它就象是在氧化沟内放置的一条船。混合液从其底部及两侧流过，在沉淀槽下游一端有进水口，将部分混合液引导入沉淀槽，因此在沉淀槽内的水流方向与氧化沟内混合液的流动方向相反。在沉淀槽内污泥下沉

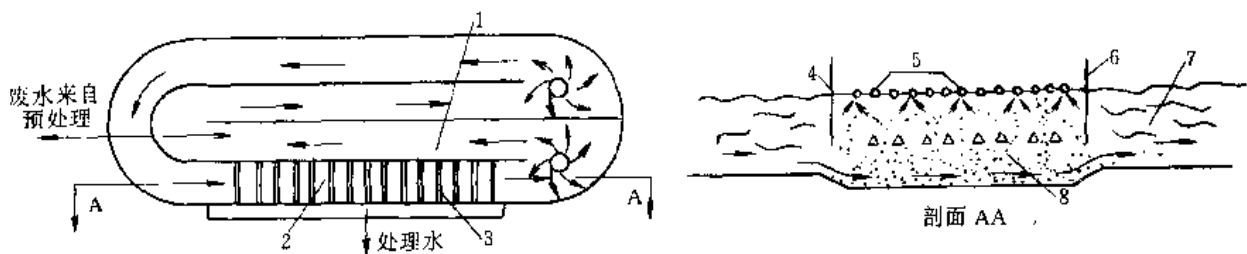


图 2.17.49 BMTS 型曝气-沉淀一体化氧化沟

1、7—曝气区；2、8—沉淀区；3、5—集水管；4、6—隔墙

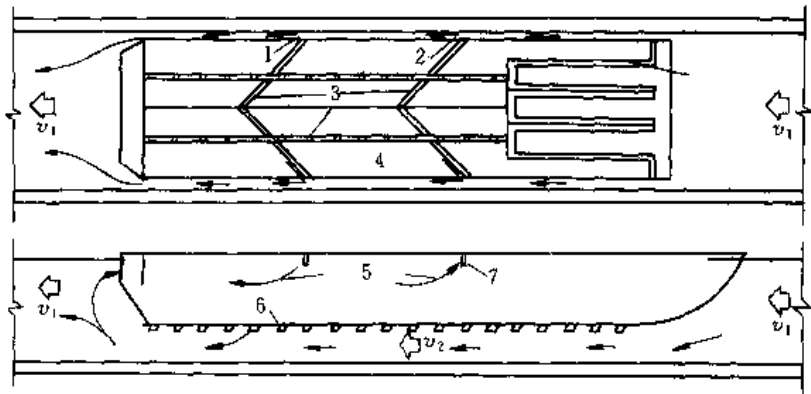


图 2.17.50 船型一体化氧化沟（槽内流速 v_1 为池底部流速 v_2 的 60%）

1、6—污泥排出口；2、7—浮渣出口；3—浮渣隔板；4、5—浮渣回流

并由底部的污泥斗收集回流至氧化沟。澄清出水则由沉淀槽尾部的溢流堰收集排出。侧沟型在主沟一侧设二座作为二沉池的侧沟，侧沟交替运行。

(3) 氧化沟的设计计算与技术参数 氧化沟的设计计算主要包括：确定氧化沟的容积、计算曝气机所需功率、进行碱度校核及二次沉淀池的设计计算。

① 确定氧化沟容积。当仅要求去除 BOD 及进行硝化作用时，可按活性污泥动力学公式计算氧化沟容积。氧化沟常用的技术参数如下：有机物容积负荷 $0.2 \sim 0.4 \text{ kgBOD}_5/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ，有机物污泥负荷 $0.05 \sim 0.15 \text{ kgBOD}_5/(\text{kgVSS} \cdot \text{d})$ ；水力停留时间 $10 \sim 24 \text{ h}$ ；MLVSS (X) 一般采用 $2000 \sim 6000 \text{ mg/L}$ ；污泥龄则应根据处理要求选定，当仅要求降低 BOD_5 时，可采用 $\theta_c = 5 \sim 8 \text{ d}$ ，当要求进行硝化时，可根据废水温度采用 $\theta_c = 10 \sim 20 \text{ d}$ ，当希望得到 BOD_5 很低的出水、完全的硝化反应及十分稳定的污泥时，应采用 $\theta_c = 30 \text{ d}$ 。动力学常数 Y 及 K_d 可按半生产性试验数据求得，当无条件进行试验时，可参考表 2.17.21 选用。氧化沟出水水质 $\text{BOD}_5 10 \sim 15 \text{ mg/L}$ ； $\text{SS} 10 \sim 20 \text{ mg/L}$ ； $\text{NH}_3\text{-N} 1 \sim 3 \text{ mg/L}$ 。

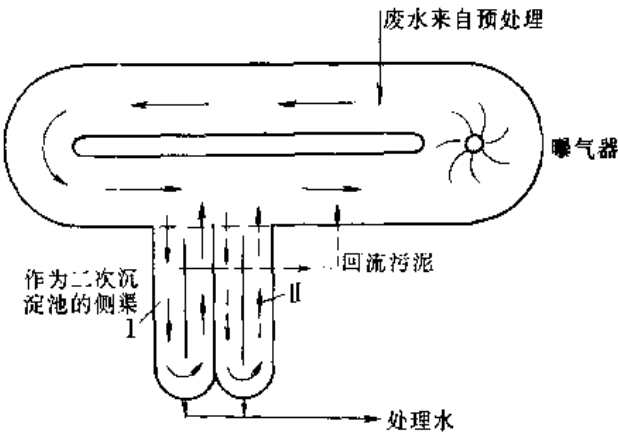


图 2.17.51 侧沟型曝气-沉淀一体化氧化沟

表 2.17.21 氧化沟 Y 和 K_d 参考数据

动力学常数	生活污水	脱脂牛奶废水	合成废水	造纸及纸浆废水	城市废水
$Y/(\text{kgVSS/kgBOD}_5 \text{ 去除})$	0.5 ~ 0.67	0.48	0.65	0.47	0.35 ~ 0.45
K_d/d^{-1}	0.048 ~ 0.06	0.045	0.18	0.20	0.05 ~ 0.10

必须说明, 氧化沟也可以采用不同于上列的技术参数。如采用较高的有机物负荷、较短的水力停留时间, 使其运行的特征接近于高负荷活性污泥法或其他类型的活性污泥法。

对于有脱氮要求的氧化沟系统, 应在上述计算结果之外考虑反硝化所需的容积 V' , V' 可按式计算。

$$V' = \frac{N_T}{DNR \cdot X}$$

式中 V' ——反硝化所需的氧化沟有效容积, m^3 ;

N_T ——要求去除的硝酸盐量, kg/d ;

DNR ——污泥反硝化率, $kgN/(kgMLSS \cdot d)$ 。

氧化沟所需的总有效容积应为上述二者之和:

$$V_T = V + V'$$

② 计算曝气机功率。曝气机所需功率决定于氧化沟处理废水所需的氧量, 计算时应考虑到以下需氧反应、产氧反应及影响需氧量的过程: ① 降低 BOD_5 的需氧反应; ② 氨氮氧化的需氧反应; ③ 反硝化过程的产氧反应, 即反硝化过程对有机物的稳定作用; ④ 污泥增殖及排泥所减少的 BOD_5 ; 此部分 BOD_5 并未耗氧, 在需氧量计算时应予扣除; ⑤ 污泥增殖及排放所减少的 NH_3-N , 此部分 NH_3-N 也不耗氧, 也应予扣除。

$$O_2 = Q \left[\frac{S_0 - S_e}{1 - e^{-kt}} - 1.42 P_x \left(\frac{VSS}{SS} \right) + 4.5(N_0 - N_e) - 0.56 P_x \left(\frac{VSS}{SS} \right) - 2.6 \Delta NO_3 \right]$$

式中 O_2 ——需氧量, kgO_2/d ;

Q ——废水流量, m^3/d ;

S_0 、 S_e ——进出水 BOD_5 , mg/L ;

k —— BOD_5 降解速率常数, $1/d$;

t —— BOD 试验天数, d , 对 BOD_5 , $t = 5d$;

P_x ——剩余污泥排放量, kg/d ;

VSS/SS ——污泥中挥发性固体百分数, %;

N_0 、 N_e ——进出水氨氮浓度, mg/L ;

ΔNO_3 ——还原的硝酸盐氮, mg/L 。

一旦确定了所需的氧量, 就可以根据曝气设备的标准氧转移效率计算氧化沟所需的总功率, 并根据氧化沟的平面形状及布置确定曝气设备的数量与尺寸。当要求脱氮时, 曝气器布置必须保证沟内有足够的缺氧区, 以利于反硝化反应的进行。

③ 碱度校核。应校核氧化沟中混合液的碱度, 以确定其 pH 值是否符合要求, 一般去除 BOD_5 所产生的碱度 (以 $CaCO_3$ 计, 下同) 约为 $0.1mg/mgBOD_5$, 氧化氨氮所需的碱度为 $7.14mg/mgNH_3-N$, 还原硝酸盐氮所产生的碱度为 $3.0mg/mgNO_3-N$, 因此, 可根据原水碱度及上述各项数据计算剩余碱度, 当剩余碱度大于或等于 $100mg/L$ 时, 即可维持混合液 $pH \geq 7.2$, 符合生物处理的要求。

④ 二次沉淀池。建议采用以下数据参数: 表面负荷 $12.6 \sim 21.0 m^3/(m^2 \cdot d)$; 固体负荷 $20 \sim 100 kgSS/(m^2 \cdot d)$; 出水堰负荷 $126 \sim 190 m^3/(m \cdot d)$ 。表 2.17.22 为我国部分氧化沟污水处理厂设计和运行参数, 可供参考。

表 2.17.22 国内氧化沟污水处理厂站的设计或运行参数表

序号	厂站名称	邯郸市东郊污水处理厂	桂林市东区污水处理厂	昆明市兰花沟水质净化厂	上海市龙华肉联厂污水处理站	杭州市翠苑小区污水厂	上海市乳品五厂污水处理站
1	设计水量/(m^3/d)	近期 6.6 万 m^3/d 远期 10.0 万 m^3/d	近期 4.0 万 m^3/d	雨季 5.5 万 m^3/d 旱季 16.5 万 m^3/d	设计 1200 实际 2500	5600	500
2	设计水质/(mg/L)						
	BOD	127.8 ~ 145.8	100 ~ 150	旱季 180	1100 实际 700		650
	COD	268 ~ 313	150 ~ 200	旱季 360	2500 实际 1520		
	SS	160	150 ~ 250	旱季 200	600		128

续表

序号	项 目	厂 站 名 称	邯郸市 东郊污水 处理厂	桂林市 东区污水 处理厂	昆明市 兰花沟 水质净化厂	上海市龙 华肉联厂 污水处理 站	杭州市 翠苑小区 污水厂	上海市 乳品五 厂污水 处理站
	TKN			10~15	旱季 30	实际 56.3		
	P			5~7	旱季 < 5			
3	氧化沟型式		氧化沉淀 合建三沟式	卡鲁塞尔 型四沟	卡鲁塞尔型六沟	卡鲁塞尔 型四沟	卡鲁塞尔 型四沟	分流式 氧化沟
4	充氧装置或设备		转蝶 $\phi 1000$ $L = 9\text{m}$	$\phi 3000$ 倒 伞型表曝	倒伞型表曝	$\phi 3000$ 倒 伞型表曝	$\phi 3000$ 倒 伞型表曝	$\phi 700$ 转刷
5	BOD ₅ 负荷 污负/[kgBOC ₅ /(kgMLSS·d)] 容负/[kgBOD ₅ /(m ³ ·d)]		0.056 0.223	0.08 0.24	0.05 0.20	0.05~0.06 0.23~0.27	0.067 0.20	0.055 0.33
6	混合液浓度/(mg/L)		4000	3000	4000	4460	3000	6000
7	停留时间/h		16	15	16.7	设计 51	24	47
8	泥龄/d		12	25	40		20	27
9	水平流速/(m/s)		0.3	0.3~0.5	≥0.3	≥0.3	≥0.3	
10	总容积/m ³		沟池总面积 39900			2570	5600	
11	设计出水水质 BOD ₅ COD SS TKN P		10 2	20 20 30 5 3	旱季 ≤ 15 旱季 ≤ 15 旱季 < 6 旱季 < 0.5~10	实际 11.8 92.8 实际 14.2		< 30 < 20
12	电耗/(kWh/m ³)		0.1419	0.18				
13	投资/(万元)		2500 (378.8)	结算 1803.86 (450.97)	3250 (590.97)	82 (328)	200 余万 元水系统 35.7	
14	占地/亩		70 (10.61)	85.6 (21.4)	134 (24.34)	3500m ² (21.02)	水系统 1526.3	
15	人员/人			50	100		20	
16	投产日期		1990 年	1989 年试投产	1990 年	1983 年 6 月	1986	

注:上表中投资、占地等栏中带括号的表示技术经济指标——投资万元/m³水和占地亩/万 m³水。

2.17.5.2 吸附生物降解法 (Adsorption-Biodegradation, 简称 AB 法)

(1) 流程及其特征 AB 法流程见图 2.17.52。

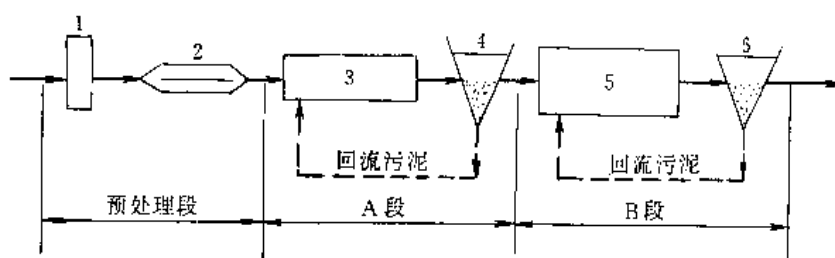


图 2.17.52 AB 法废水处理工艺流程

1—格栅；2—沉砂池；3—吸附池；4—中间沉淀池；5—曝气池；6—二次沉淀池

与传统活性污泥法相比，AB法主要具有下列特征：①未设初次沉淀池，由吸附池和中间沉淀池组成的A段为一级处理系统；②B段由曝气池和二次沉淀池组成；③A、B两段完全分开，各自有独立的污泥回流系统和独特的微生物群体，有利于功能稳定。

(2) A段的效应 ①A段连续不断地接种已适应管网环境变化的细菌，排水管网可看作一个微生物预培养反应器，其中存活大量的细菌，而且还不断地进行增殖、适应、淘汰、优选等过程，从而能够培育出适应性和活性都很强的微生物群体。这些微生物全部进入A段，补充和更新A段污泥。②A段负荷较高，有利于增殖速度快、抗冲击负荷能力强的微生物（主要是原核细菌）生长繁殖。③废水经A段出来后，BOD去除40%~70%，可生化性有所提高，有利于B段的工作。④A段污泥产率较高，吸附能力强，重金属、难降解物质以及N、P等，都可通过污泥的吸附作用去除。⑤A段对有机物的去除，主要是靠污泥絮体的吸附作用，生物降解作用只占1/3左右，由于吸附和絮凝作用占主导，因此A段对毒物、pH值、负荷以及温度变化都有一定的适应性。

A段设计与运行参数：污泥负荷 $2\sim 6\text{kgBOD}/(\text{kgMLSS}\cdot\text{d})$ ，为常规活性污泥法的10~20倍；水力停留时间约30min；泥龄0.3~0.6d；溶解氧 $0.2\sim 0.7\text{mg/L}$ ；污泥浓度 $2\sim 4\text{g/L}$ ；SVI<50；污泥回流比50~80；中间沉淀池水力停留时间2h。

(3) B段的效应 ①B段所接受的废水来自A段，水质水量都比较稳定，冲击负荷不再影响本段，净化功能得以充分发挥。②B段承受的负荷为总负荷的30%~60%，曝气池的容积较传统法减少40%左右。③B段的污泥龄长，N在A段得到了部分去除，BOD/N有所降低，这样，B段具有进行硝化反应的条件。

B段的运行与设计参数：污泥负荷 $0.15\sim 0.3\text{kgBOD}/(\text{kgMLSS}\cdot\text{d})$ ；水力停留时间2~6h；泥龄15~20d；溶解氧 $1\sim 2\text{mg/L}$ ；MLVSS约 3.5g/L ；二沉池水力停留时间4h。

(4) 工程实例 青岛海泊河污水处理厂是目前国内规模较大的AB工艺污水处理厂，一期工程设计水量日平均为 80000m^3 。表2.17.23所列数据为该厂原废水的水质和经处理后预期达到的水质。

表 2.17.23 青岛海泊河污水处理厂原废水与处理水水质

项 目	BOD ₅	COD	NH ₄ -N	TP	SS
原废水/(mg/L)	800	1500	100	8	1100
处理水/(mg/L)	40	150	—	3	40

由表可见，原废水浓度很高，是一般城市污水浓度的3~4倍，此外，经调查还判定，在原废水中BOD组成的50%~55%为悬浮固体组分。该市地形起伏较大，管内流速高达2m/s以上，因此，缓冲调节能力差，对此，采用AB工艺是适宜的。图2.17.53所示为该厂废水处理流程。表2.17.24所列数据则为该系统流程中AB工艺各处理单元的结构特征与技术参数。

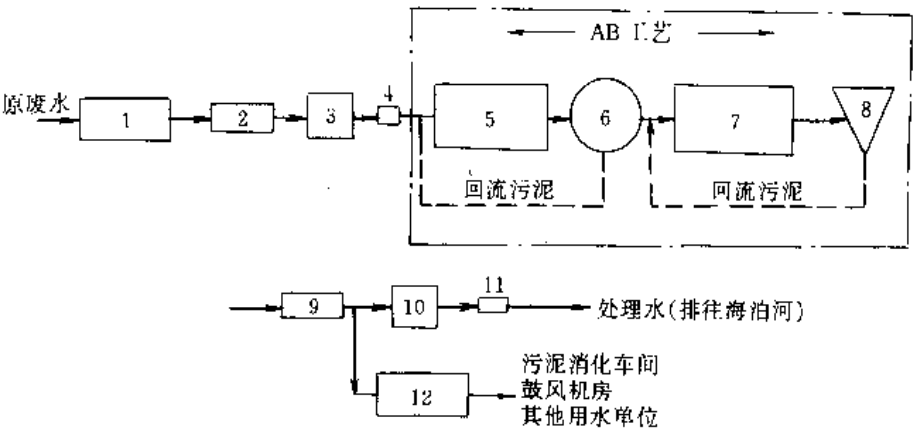


图 2.17.53 青岛海泊河污水处理厂废水处理工艺流程

1—格栅；2—曝气沉砂池；3—泵站；4、11—计量；5—A段曝气池；6—中间沉淀池；
7—B段曝气池；8—最终沉淀；9—加氯间；10—接触池；12—回用水车间

表 2.17.24 青岛海泊河污水处理厂 AB 工艺各处理单元结构特征与技术参数

处理单元名称	结构特征与主要尺寸	技 术 参 数
A 段曝气池	矩形钢筋混凝土结构分两组共四格,每格尺寸为 31.5m×6.35m×5.8m	水力停留时间 0.8h 污泥负荷 4.0kgBOD ₅ /(kgMLSS·d) 设计 DO 值 0.5mg/L 平均耗氧率 0.38kgO ₂ /kgBOD ₅
中间沉淀池	矩形,两组四格,每格尺寸为 93.0m×7.0m×4.0m,每组设一套移动桥式吸泥机,桥上设两台 H ₁₂ K—SD 型吸泥泵	水力负荷 2m ³ /(m ² ·h) 停留时间 1.3h
B 段曝气池	矩形,两组四格,每格尺寸为 62m×17m×5.8m	水力停留时间 4.2h 污泥负荷率 0.37kgBOD ₅ /kgMLSS 平均耗氧率 0.93kgO ₂ /kgBOD ₅ DO 1.5mg/L
最终沉淀池	矩形,四组八格,每格尺寸为 62m×17m×5.8m	停留时间 3.9h 水力负荷 1.1m ³ /(m ² ·h)

2.17.5.3 间歇式活性污泥法 (Sequencing Batch Reactor—SBR)

(1) SBR 工艺流程及其特征 图 2.17.54 为 SBR 法工艺流程。

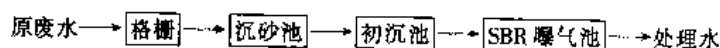


图 2.17.54 SBR 法工艺流程

SBR 法的运行序列间歇操作为主要特征。序列间歇有两种含义：①在空间上是按序排列、间歇的，当废水连续排放时，SBR 系统由多个反应器组成，废水连续按序列进入每个反应器，它们运行时的相对关系是有次序的，也是间歇的；②在时间上也是按序排列、间歇进行的，一般一个运行周期包括进水-反应-沉淀-排水-闲置五个连续的阶段。

在一个运行周期中，各个阶段的运行时间、反应器内混合液体积的变化以及运行状态等都可以根据具体污水性质、出水质量与运行功能要求等灵活掌握。比如，在进水阶段，可按只进水、不曝气（搅拌或不搅拌）的限制性曝气运行，也可按边进水边曝气的非限制性曝气方式运行；在反应阶段，可以始终曝气，但若为了生物脱氮也可曝气后搅拌，或者曝气搅拌交替进行；剩余活性污泥可以在闲置阶段排放，也可在排水阶段或反应阶段后期排放。可见，SBR 系统的运行控制非常灵活。与连续活性污泥法相比，SBR 法具有如下特点：

① 生化反应推动力大、效率高。在 SBR 法中发生的过程是一典型的非稳态过程。底物和微生物浓度是变化的。在每个操作阶段，这种变化是连续的。但在阶段交替时，这种变化是不连续的。在运行中，虽然反应器内的混合液呈完全混合状态，但是底物与微生物浓度的变化在时间上是一个推流过程，并且呈现出理想的推流状态。反应器中的底物浓度，从进水的最高逐渐降解至出水时的最低，整个反应过程底物没有被稀释，过程推动力始终比完全混合反应高，因而比完全混合法所需的氧化时间和池容小得多，通常为其 1/3。

② 污泥不易膨胀。污泥膨胀是常规活性污泥法的主要弊端。在 SBR 法的整个反应阶段，不仅底物浓度高，而且浓度梯度也大，只有在反应阶段末进入沉淀阶段前夕，其底物浓度才与完全混合曝气池相同。从供氧状态来看，在进水与反应阶段，缺氧（或厌氧）与好氧状态交替出现，能抑制专性好氧菌的过量繁殖。正因为如此，SBR 法中限制性曝气比非限制性曝气更不易发生污泥膨胀。在 SBR 法中，因底物氧化速度快，在较短的停留时间内就能满足出水要求，而污泥龄短又使剩余污泥的排放速率大于丝状菌的增长速率，丝状菌无法大量繁殖。

③ 耐冲击负荷，处理能力强。SBR 法虽然在时间上是一个理想的推流过程，但在空间上仍属典型的完全混合式。因此具有耐负荷冲击能力强的优点，而且由于 SBR 法在沉淀阶段属于静止沉淀，加之污泥沉降

性能好, 固液分离好, 可以在反应器中维持较高的 MLSS 浓度。在同样条件下, 系统 MLSS 浓度高, 则 F/M 值就低, 显然具有更强的耐负荷冲击和处理有毒或高浓度有机废水的能力。若采用非限制曝气运行方式, 更能大幅度增加 SBR 法承受废水毒性和浓度冲击的能力。

④ 脱氮除磷效果显著。SBR 法在时间上的灵活控制, 为其实现脱氮除磷提供了极为有利的条件。它不仅容易实现好氧、缺氧 ($DO \approx 0$, $NO_x^- \neq 0$) 与厌氧 ($DO \approx 0$, $NO_x^- \approx 0$) 状态交替的环境条件, 而且很容易在好氧条件下增大曝气量、反应时间与泥龄, 来强化硝化反应与脱磷菌过量摄取磷过程, 也可以在缺氧条件下方便地投加原污水 (或甲醇等) 或提高污泥浓度等方式, 提供有机碳源作为电子供体使反硝化过程更快地完成; 还可以在进水阶段通过搅拌维持厌氧状态, 促使脱磷菌充分释放磷。

⑤ SBR 集厌氧 (缺氧) 和好氧两类特征各异的微生物于一体。可以充分发挥各类微生物降解污染物的能力和潜力。这些微生物在共生环境中互为调节、相互补充, 在同一装置中, 既进行厌氧消化又进行好氧分解。

⑥ 装置结构简单、节约费用。SBR 法的主体设备, 只有一个间歇反应器, 它与普通活性污泥法相比, 不需要设二次沉淀池, 无需回流污泥及设备, 一般情况下不必设调节池, 多数情况下可省去初次沉淀池。统计结果表明, 采用 SBR 法处理小城镇污水, 要比普通活性污泥法节省基建投资 30% 以上。

(2) SBR 曝气池运行 包括进水、反应、沉淀、排水、闲置五个连续的阶段。见图 2.17.55。对难降解废水, 可在进水后先进行一段时间厌氧酸化, 再曝气反应。

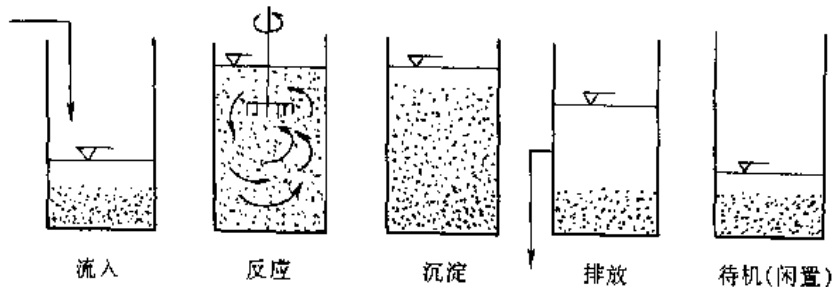


图 2.17.55 间歇式活性污泥法曝气池运行操作五道工序的示意图

① 进水时间根据实际排水情况和设备条件而定, 一般 2~4h。进水期间可同时曝气使污泥再生, 如要脱氮和释磷, 则应保持缺氧状态, 只低速搅拌不曝气。② 反应阶段操作同曝气池, 反应时间取决于要求的处理程度。③ 静置沉淀时间一般为 1.5~2h。④ 排出沉淀后的上清液, 至最低水位。排水装置可用多层排水管 (附阀门) 或伸缩式浮动排水器 (潜水器)。沉下的污泥作种泥留在池中, 剩余污泥也在这个阶段定期排出。⑤ 在新的操作周期开始之前, 反应器处于闲置状态, 时间不可过长, 以防污泥腐化。也可以进行小量曝气或阶段曝气, 以再生污泥。

(3) SBR 过程动力学分析 在一个 SBR 运行周期中, 沉淀排水排泥阶段可认为不存在生物反应, 而且所有 SBR 法中, 这两个阶段所花费的时间都无太大差异, 可以不作讨论。当不考虑废水除氮要求时, 闲置期也可以不予考虑。这样, SBR 法的工作周期主要取决于进水和反应两个阶段。在进水阶段内, 反应器中同时存在基质积累、生物氧化和微生物增长过程。这些过程受有机物流入速度即进水负荷的显著影响。在反应阶段, 基质降解速度即为生物氧化速度。混合液中的生物量一方面随有机物同化而增加, 另一方面随内源呼吸而减少。

取一个 SBR 反应器, 并定义: q 为进水阶段进入反应器的废水流量, m^3/h ; V_0 为进水开始时, 反应器内存留的混合液体积, 该混合液是上周期排水后残留下来的, 一般 V_0 为反应器有效体积的 25%~50%; t_f 为选定的进水时间, h; t 为进水阶段内自进水开始至讨论时刻的时间, h; V 为反应器内混合液体积, m^3 , $V=f(t)$, 当 $t=0$, $V=V_0$, 进水 t 后, $V=V_0+qt$, 结束时, $V_E=V_0+qt_f$; C_s 为废水浓度, mg/L ; C_0 为 V_0 中的有机物浓度, mg/L ; C_{01} 为无生物降解作用时, 反应器中计算的有机物浓度, mg/L ; C 为 t 时刻反应器内混合液中有机物浓度, mg/L ; x_0 为 V_0 中的活性污泥浓度, mg/L ; x 为 t 时刻反应器内混合液中活性污泥浓度, mg/L , 设原废水中不含 x 。

对 SBR 内有机物和活性污泥作物料衡算。在进水阶段内, 有机物的积累速率等于其流入速率与反应速率之差。微生物的积累速率等于其增长速率与内源呼吸的消耗速率之差, 即:

$$\frac{d(VC)}{dt} = qC_s - Vr \quad (1)$$

$$\frac{d(Vx)}{dt} = Yr - k_d x \quad (2)$$

上述中反应速率 r 一般用 Monod 方程描述。对混合菌种 (SBR 中的生物相比一般活性污泥法更丰富) 处理多组分底物的实际过程, 用如下 Grau 模式与实验数据吻合更好:

$$r = k_1 x \left(\frac{C}{C_{01}} \right)^n \quad (3)$$

式中 n ——反应级数, 在较低的基质浓度下, $n=1$, 此时式 (2.17.21) 简化为 Eckenfelder 等人推荐的模型;

k_1 ——比底物利用率常数, $1/h$;

Y ——产率系数, $mg(\text{污泥})/mgBOD(\text{利用})$;

k_d ——微生物内源呼吸常数, $1/h$ 。

将式 (3) 代入式 (1) 和式 (2), 整理得:

$$\frac{dC}{dt} = \frac{q}{V_0 + qt} (C_s - C) - k_1 x \left(\frac{C}{C_{01}} \right)^n \quad (4)$$

$$\frac{dx}{dt} = \frac{1}{V_0 + qt} \left[Yk_1 x \left(\frac{C}{C_{01}} \right)^n - k_d x - xq \right] \quad (5)$$

式中 C_{01} 可由式 (4) 简化后积分得到。设 $r=0$ 时, 则

$$\frac{dC}{dt} = \frac{q}{V_0 + qt} (C_s - C) \quad (6)$$

$$C_{01} = C_s - \frac{V_0(C_s - C_0)}{V_0 + qt} \quad (7)$$

由方程 (3) 可见, C_{01} 实际上反映了浓度对氧化速率的影响, C_{01} 越高, dC/dt 越小, 即对微生物的抑制作用越强。

在反应阶段 ($t > t_f$), $q=0$, SBR 中混合液体积 V 保持不变。式 (4)、(5) 相应变为

$$\frac{dC}{dt} = -k_1 x \left(\frac{C}{C_{01}} \right)^n \quad (8)$$

$$\frac{dx}{dt} = \frac{1}{V_0} \left[Yk_1 x \left(\frac{C}{C_{01}} \right)^n - k_d x \right] \quad (9)$$

$$x_{t=t_f} = x_0 \quad (10)$$

$$C_{t=t_f} = C_0 \quad (11)$$

上述模型中参数 k_1 , n , Y , k_d 需由实验确定。

(4) SBR 法设计

① 反应器容积一般按 BOD 容积负荷确定。

$$V = n q t_f C_s / L_v$$

式中 V ——反应器有效容积, m^3 ;

n ——在 1 天内运行的周期数;

$q t_f$ ——在每一周期进入反应器的废水量, m^3 ;

$L_v = 0.1 \sim 1.3 kgBOD/(m^3 \cdot d)$, 多取低值。

② 反应器内最高水量即曝气池的有效容积 V_{max} ; 最低水量即排水排泥后反应器内的泥水量 V_{min} 。

$$\frac{V_{min}}{V_{max}} > \frac{SVI \cdot MLSS}{10^6}$$

$$\frac{q t_f}{V_{max}} < 1 - \frac{SVI \cdot MLSS}{10^6}$$

$$L_v < n C_s \left(1 - \frac{SVI \cdot MLSS}{10^6} \right)$$

不同污泥浓度下, $q t_f / V_{max}$ 值与 SVI 的关系见图 2.17.56。

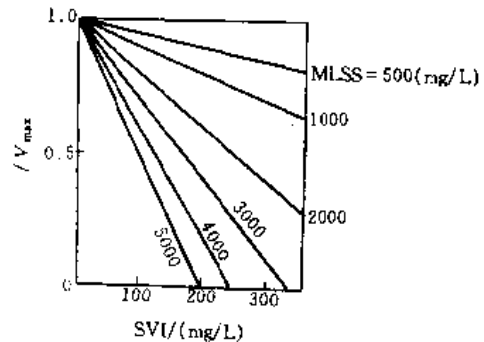


图 2.17.56 间歇式活性污泥法反应器

进水 MLSS、 $\frac{q t_f}{V_{max}}$ 与 SVI 的关系

③ MLSS2~4.5g/L; 泥龄3~10d; 污泥产率0.5~0.82kgMLSS/kgBOD₅。

2.17.6 活性污泥工艺的控制与运行

2.17.6.1 活性污泥的培养与驯化

活性污泥是通过一定的方法培养与驯化出来的。培养的目的是使微生物增殖,达到一定的污泥浓度;驯化则是对混合微生物群进行淘汰和诱导,使其具有降解废水活性的微生物成为优势。

(1) 菌种和培养液 除了采用纯菌种外,活性污泥菌种大多取自粪便污水、生活污水或性质相近的工业废水处理厂二沉池剩余污泥。培养液一般由上述菌液和诱导比例的营养物如淘米水、尿素或磷酸盐等组成。

(2) 配养与驯化方法 有异步法和同步法。异步法主要适用于工业废水,程序是:将经过粗滤的浓粪便水投入曝气池,用生活污水(或河水)稀释成BOD约300~500mg/L,加培养液,连续曝气1~2d,池内出现絮状物后,停止曝气,静置沉淀1~1.5h,排除上清液(约池容的50%~70%);再加粪便水和稀释水,重新曝气,待污泥数量增加一定浓度后(约1~2周),开始进工业废水(10%~20%),当处理效果稳定(BOD去除率达80%~90%)和污泥性能良好时,再增加工业废水的比例,每次宜增加10%~20%,直至满负荷。处理城市污水时可采用同步法,即曝气池全部进废水,连续曝气,二沉池不排泥,全部回流。

在培养与驯化期间,应保证良好的微生物生长繁殖条件,如温度(15~35℃)、DO(0.5~3mg/L)、pH值(6.5~7.5)、营养比等。培养周期决定于水质及培养条件。

2.17.6.2 正常运行工艺控制

(1) 曝气系统的控制 控制参数是DO,控制变量是鼓入曝气池的空气量 Q_a /(m³/h),DO控制多大,与污泥浓度、负荷有关。一般地说,负荷较小时,MLVSS较高,DO值也应相应提高。当DO不变时, Q_a 主要取决于入流BOD₅。前述供氧量的计算比较复杂。在运行控制中,也可用下式估算实际曝气量:

$$Q_a = \frac{f_0(S_0 - S_e)Q}{300E_a}$$

式中 f_0 为耗氧系数,指去除单位BOD所消耗的氧量,与负荷(F/M)有关。当 $F/M \geq 0.2 \sim 0.5 \text{ kgBOD}/(\text{kgMLVSS} \cdot \text{d})$ 时, f_0 可取1;当 $F/M < 0.15 \text{ kgBOD}/(\text{kgMLVSS} \cdot \text{d})$ 时, f_0 取1.1~1.2。 E_a 为曝气效率,与扩散器的种类等有关,一般在7%~15%之间。

Q_a 的调节可通过改变鼓风机的投运台数以及调节单台风机的风量来实现。

(2) 回流污泥系统的控制 回流系统的控制有3种方式。①保持回流量恒定,适用进水量恒定或波动不大的情况。流量变化较大时,会导致活性污泥量在曝气池和二沉池之间的重新分配。当流量增大时,部分曝气池的污泥会转移到二沉池,使曝气池内MLSS降低,而此时曝气池内需要更多的MLSS去处理增加了的污水。另一方面二沉池内污泥量增加会导致泥位上升,造成污泥流失,同时,水量增加导致二沉池水力负荷增加,进一步增大了污泥流失的可能。水量减少的运行分析与此类似。②保持回流比恒定,只要保持剩余污泥排放量基本不变,可保证相对稳定的处理效果。③定期或随时调节回流量及回流比。效果好,但操作量大。

调节回流比有四种方法。①按照二沉池的泥位调节。不易造成泥位升高而使污泥流失,出水较稳定,但回流污泥浓度不稳定。②按照沉降比调节, $R = SV/(100 - SV)$ 。操作非常方便,当污泥沉降性能不佳时,不易得到高浓度的回流污泥。③按照回流污泥及混合液的浓度调节, $R = X/(X_R - X)$ 。要分析污泥浓度,比较麻烦,一般作为回流比的校核方法。④按照污泥沉降曲线,成层沉降曲线的拐点处所对应的沉降比,即为该种污泥的最佳沉降比。对于某种污泥,如果调节回流比使污泥在二沉池的停留时间正好等于该种污泥通过沉降达到最大浓度所需的时间,则此时回流浓度最大,且回流比最小。这种方法简单易行,可获得高回流污泥,同时使污泥在二沉池内停留时间最短。该法尤其适应硝化及除磷工艺。

(3) 剩余污泥排放系统的控制

①用MLSS控制排泥, $V_w = (X - \text{MLSS}_0)V_a/X_R$,式中 MLSS_0 为要维持的浓度值。②用 F/M 控制排泥, $V_w = [X_p V_a - S_0 Q/(F/M)]/X_R$;③用 θ_c 控制排泥,如果系统污泥仅计曝气池,则

$$Q_w = \frac{XV_a}{X_R\theta_c} - \frac{X_e}{X_R}Q$$

当入流污水水量波动时,因污泥量在曝气池和二沉池中动态分配,故计算系统总污泥量时,应考虑二沉池的泥量。二沉池污泥量 $M_c = A_c H_c (X_R + X)/2$ 。式中 A_c 为二沉池的表面积, H_c 为二沉池内的污泥层厚。④用SV控制排泥,当测出的SV较高时,可能是污泥浓度增大,也可能是沉降性能恶化,不管哪种情况都应及时排泥。

2.17.6.3 活性污泥系统问题及解决对策

(1) 生物相不正常 正常的生物相镜检可见大量有柄纤毛虫, 如钟虫属、累枝虫属、盖虫属和聚缩虫属。这类纤毛虫以体柄分泌的粘液固着成污泥絮体。如系统出现大量游泳型纤毛虫: 豆形虫属、肾形虫属、尾丝虫属、草履虫属等则可能是有机负荷太高或溶解氧偏低所致。如出现扭头虫, 则表明曝气池已处于厌氧状态, 并已产生硫化氢。

(2) 污泥 SVI 值异常原因及对策 见表 2.17.25。

表 2.17.25 污泥 SVI 值异常原因及对策

异常现象	原因	具体原因	对策
SVI 值异常高	原废水水质变化	1. 水温降低 2. pH 值下降 3. 低分子量溶解性有机物大量进入 4. N、P 不足 5. 腐败废水大量流入 6. 消化池上清液大量流入 7. 原废水 SS 浓度太低 8. 有害物质流入	降低污泥负荷 加碱调整 降低负荷 投加氨水、硫酸、尿素、磷酸盐 降低负荷 减少流入量 缩短初沉池停留时间 去除抑制物
	曝气池管理不善	9. 有机负荷过高或过低 10. 溶解氧不足	相应采取措施 增加供氧量、短时间闷曝气
	二沉池管理不善	11. 活性污泥在二沉池停留时间过长	缩短停留时间, 加大回流量
SVI 值异常低	原废水水质变化	12. 水温上升 13. 土、砂石等流入	
	曝气池管理不善	14. 有机负荷过低	

(3) 污泥膨胀及其控制

① 丝状菌膨胀。活性污泥絮体中的丝状菌过度繁殖, 导致膨胀, 促成条件包括进水有机物太少, F/M 太低, 微生物食料不足; 进水氮、磷不足; pH 太低, 不利于微生物生长; 混合液溶解氧太低, 不能满足需要; 进水波动太大, 对微生物造成冲击。

② 非丝状菌膨胀。菌胶团细菌本身生理活动异常产生的膨胀。

一种是由于进水中含有大量的溶解性有机物, 使污泥负荷太高, 而进水中又缺乏足够的 N、P, 或者 DO 不足。细菌很快把大量有机物吸收入体内, 又不能代谢分解, 向外分泌出过量的多糖类物质。这些物质分子中含羟基而具有强亲水性, 使活性污泥的结合水高达 400% (正常为 100% 左右), 呈粘性的凝胶状, 无法在二沉池分离。另一种非丝状菌膨胀是进水中含有较多毒物, 导致细菌中毒, 不能分泌出足够量的粘性物质, 形不成絮体, 也无法分离。

③ 措施。临时控制措施包括污泥助沉法 (加混凝剂和助凝剂) 和杀菌法。

工艺运行调节控制措施适用于运行控制不当产生的污泥膨胀。DO 太低可增加供氧; pH 调节进水水质; 污泥缺氧而腐化可增大曝气; N、P 缺乏则应外加。

永久性措施可在曝气池前设生物选择器, 通过选择器对微生物进行选择培养。选择器有 3 种: 好氧、缺氧、厌氧选择器。实际上只是在曝气池首端划出一格, 容积按水力停留时间 20min 计。在好氧选择器中, 对污水进行充分曝气, 让菌胶团细菌先抢占有机物, 不给丝状菌过度繁殖的机会。在完全混合活性污泥法的曝气池前段, 设一个好氧选择器, 其控制污泥膨胀的效果非常明显。缺氧选择器与厌氧选择器设备完全一样, 发挥的功能与泥龄有关。当泥龄长时, 会发生较完全的硝化, 选择器内硝酸盐浓度高, 此时为缺氧选择器。当泥龄短时, 为厌氧选择器。缺氧选择器中菌胶团细菌利用化合性氧源进行繁殖, 而丝状菌没有这个功能而受到抑制。绝大多数丝状菌是绝对好氧的, 在厌氧选择器中受到抑制。而绝大多数菌胶团细菌是兼性的, 但是在

厌氧选择器中丝硫细菌会繁殖,因菌胶团细菌厌氧代谢会产生硫化氢,为丝硫细菌的繁殖提供了条件。

(4) 二沉池异常情况对策 二沉池出水异常主要表现在透明度降低、SS 和 BOD 值升高、大肠菌群数增加等。原因要从二沉池本身和污泥特性两方面分析。出水 BOD 异常增高原因判断顺序见图 2.17.57, 判明原因后, 采取相应对策。

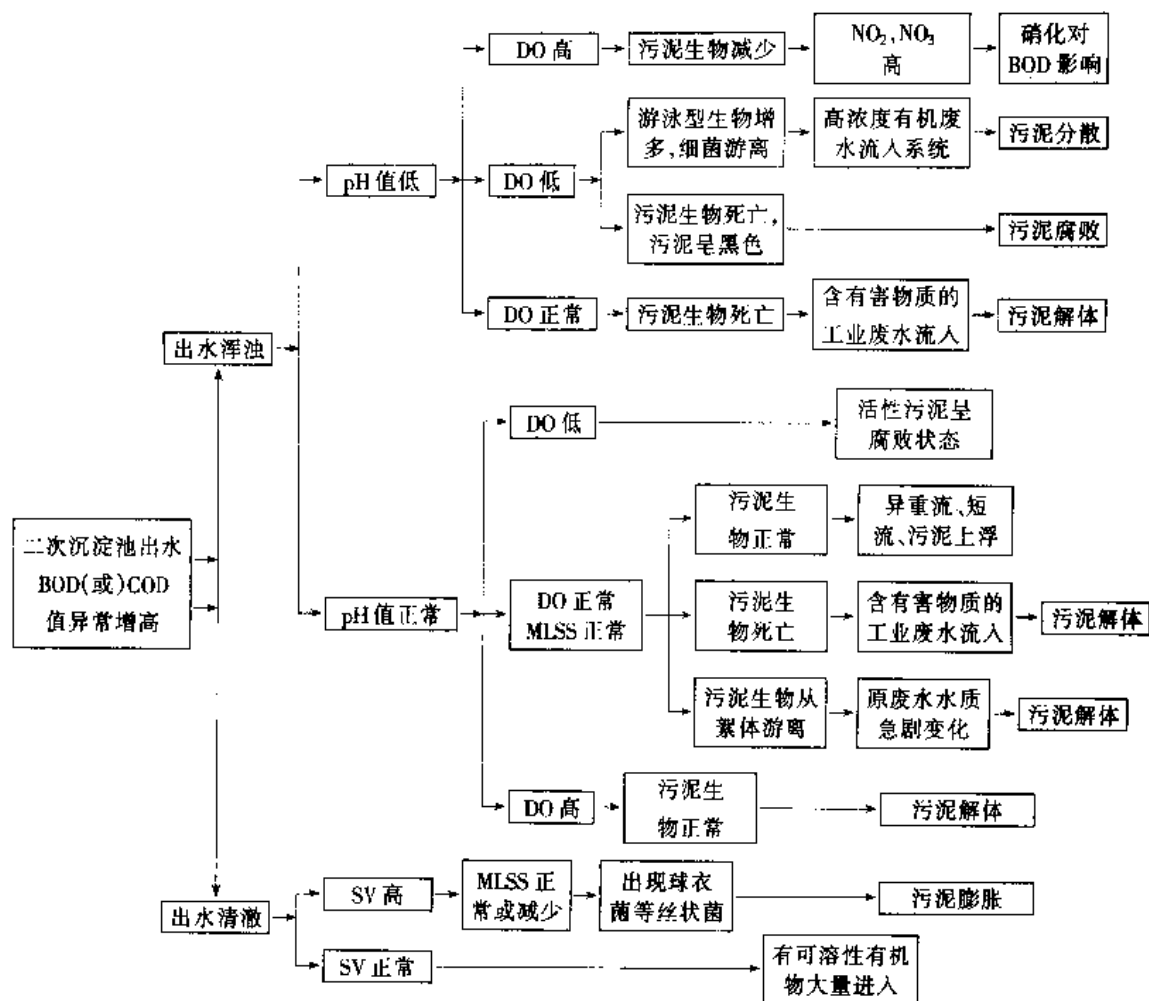


图 2.17.57 二次沉淀池出水 BOD (COD) 值异常原因判断顺序

2.18 生物膜法

2.18.1 生物膜法特点与类型

生物膜法和活性污泥法一样, 同属好氧生物处理方法。但活性污泥法是依靠曝气池中悬浮流动着的活性污泥来分解有机物的, 而生物膜法则主要依靠固着于载体表面的微生物膜来净化有机物。

与活性污泥法相比, 生物膜法具有以下特点。(1) 固着于固体表面上的生物膜对废水水质、水量的变化有较强的适应性, 操作稳定性好。可处理高浓度难降解工业废水。(2) 生物膜含水率比活性污泥小, 不会发生污泥膨胀, 运转管理较方便。(3) 由于微生物固着于固体表面, 即使增殖速度慢的微生物也能生长繁殖。而在活性污泥法中, 世代期比泥龄长的微生物不能繁殖。因此, 在生物膜法中的生物相更为丰富, 且沿水流方向膜中微生物种群具有一定分布。(4) 因高营养级的微生物存在, 有机物代谢时较多的转移为能量, 合成新细胞即剩余污泥量较少。(5) 采用自然通风供氧 (如滤池、转盘), 运行费用较低, 装置无泡沫。但受气候的影响较大。气味大、有滤池蝇。(6) 活性生物量难以人为控制, 因而在运行方面灵活性较差。(7) 由于载体材料的比表面积小, 故设备容积负荷有限。国外的运行经验表明, 在处理城市污水时, 生物滤池处理厂的处理效率比活性污泥法处理厂略低。50% 的活性污泥法处理厂 BOD_5 去除率高于 91%, 50% 的生物膜法处理 BOD_5 去除率为 83%, 相应的出水 BOD_5 分别为 14 和 28mg/L。

生物膜法设备类型很多,按生物膜与废水的接触方式分为填充式和浸渍式两类,在填充式中,废水和空气沿固定的填料或转动的盘片表面流过,与其上生长的生物膜接触,典型设备有生物滤池和生物转盘。在浸渍式中,生物膜载体完全浸没在水中,通过鼓风机曝气供氧。如载体固定,称为接触氧化法;如载体流化则称为流化床。

2.18.2 生物滤池

各类生物滤池的特点比较见表 2.18.1。

表 2.18.1 普通生物滤池、高负荷生物滤池和塔式生物滤池的比较

项 目	普通生物滤池	高负荷生物滤池	塔式生物滤池
表面水力负荷/[$\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$]	0.9~3.7	10~30(含回流)	80~200(含回流)
BOD_5 负荷[$\text{g}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$]	110~370	370~1840,一般 >1200	1000~3000,高达 4800
滤池深度/m	1.8~3.0	0.9~2.4	8~24
回流比	无	1~4(一般)	一般有回流
滤料	体积 5~10 倍高负荷池	多用塑料滤料	多用塑料滤料
滤料比表面积/[m^2/m^3]	65~100	82~220	100~220
滤料孔隙率/%	45~60	45~60	93~95
动力消耗/(W/m^3)	无	2~10	—
滤池蝇	多	很少,幼虫被冲走	很少
生物膜剥落情况	间歇式	连续	连续
运行要求	简单	需要一些技术	
投配时间间歇	$\leq 5\text{min}$,间歇或连续	$\leq 15\text{s}$,连续	
二次污泥	黑色、高度氧化、轻的细颗粒	棕色,未充分氧化,细颗粒,易腐化	
处理水	高度硝化,进入硝酸盐阶段, $\text{BOD}_5 \leq 20\text{mg/L}$	未充分地硝化,一般只到亚硝酸盐阶段, $\text{BOD}_5 \geq 30\text{mg/L}$	有限度的硝化, $\text{BOD}_5 \geq 30\text{mg/L}$
BOD_5 去除率/%	85~95	65~80	65~80

2.18.2.1 普通生物滤池构造

(1) 普通生物滤池的构造 见表 2.18.2 和图 2.18.1。

表 2.18.2 普通生物滤池构造

名 称	形 式	规 定 与 说 明
1. 池体	平面形状呈圆形(多用)、方形或矩形	池壁高出滤料表面 0.5~0.9m,壁上开孔或无孔,池壁通风面积大于滤池面积的 1%,床面敞露
2. 滤料	拳状实心滤料,如碎石、卵石、炉渣	工作层滤料粒径 25~40mm,厚 1.3~1.8m;承托层粒径 70~100mm,厚 0.2m
3. 布水装置	固定式喷嘴布水系统,见图 2.18.2	包括投配池、配水管网和喷嘴。虹吸投配池间歇出水,喷水周期 5~15min,喷嘴口径 15~25mm,喷嘴高出滤料表面 0.15~0.25m,配水管网设在滤层中,配水管自由水头,起端 1.5m,末端 0.5m
4. 排水系统	渗水装置、集水沟,见图 2.18.5	渗水孔面积 $>20\%$ 滤池面积,空间高度 $>0.6\text{m}$ 。集水沟宽 0.15m,间距 2.5~4m,坡度 0.5%~2%,流速 $>0.7\text{m/s}$

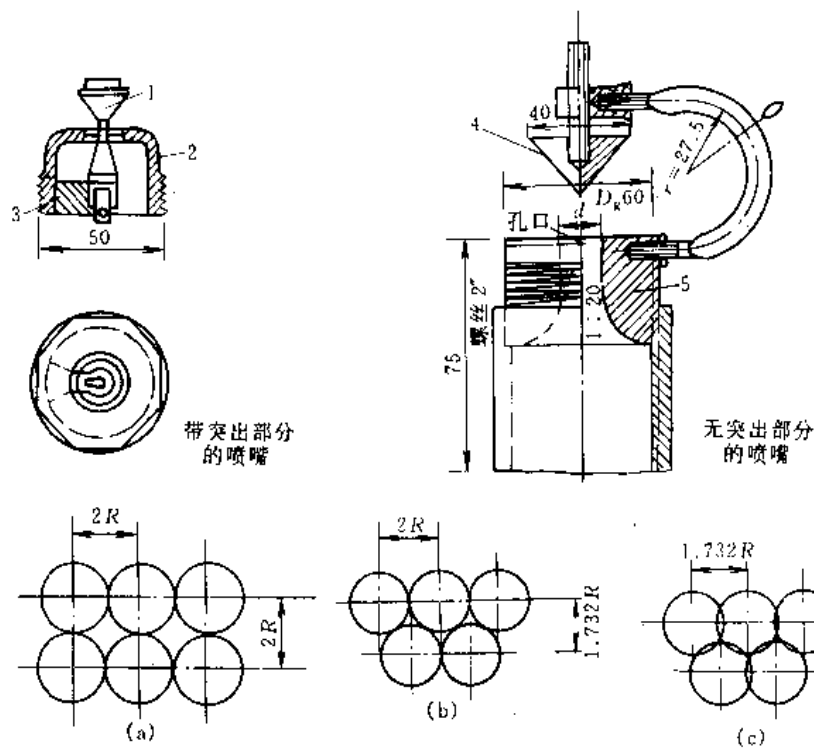


图 2.18.2 喷嘴及其布置形式

1、4—倒悬角锥体；2、5—喷头；3—支座

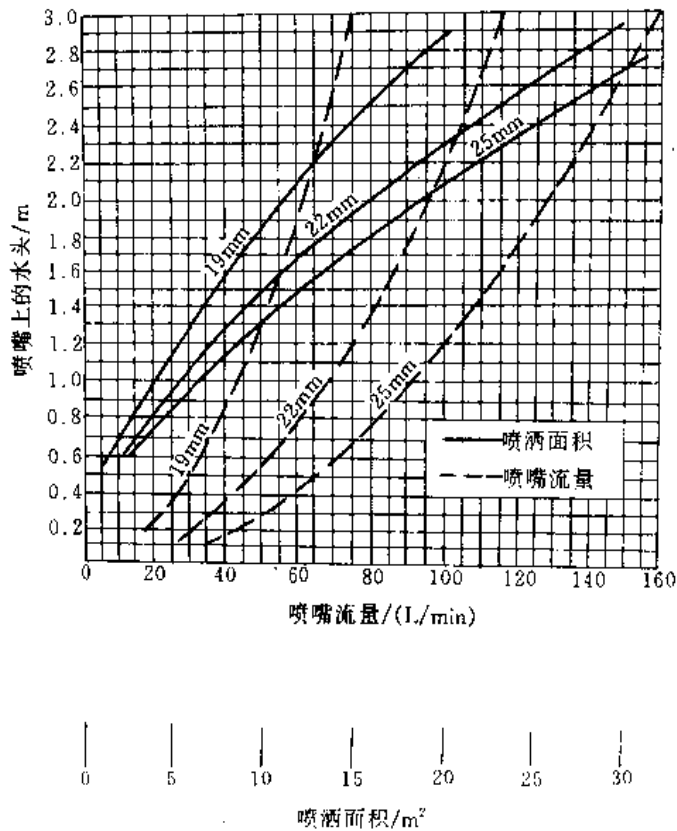


图 2.18.3 喷嘴计算

注：曲线上的数据为喷嘴直径

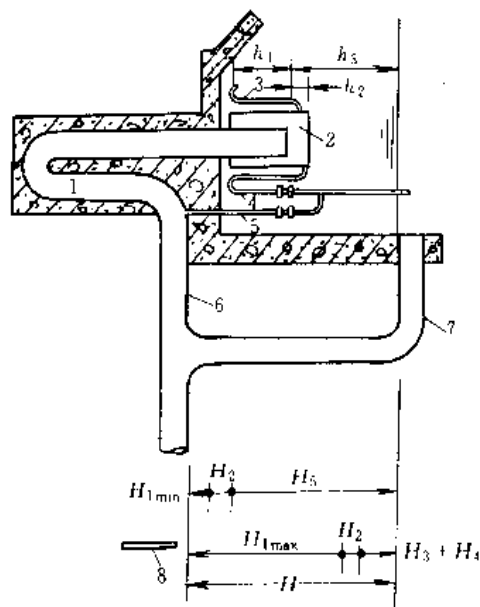


图 2.18.4 投配池示意

1—虹吸管；2—倒筒；3—空气管；
4—压力调整管；5—连接管；6—出水干管；7—溢流管；8—喷嘴

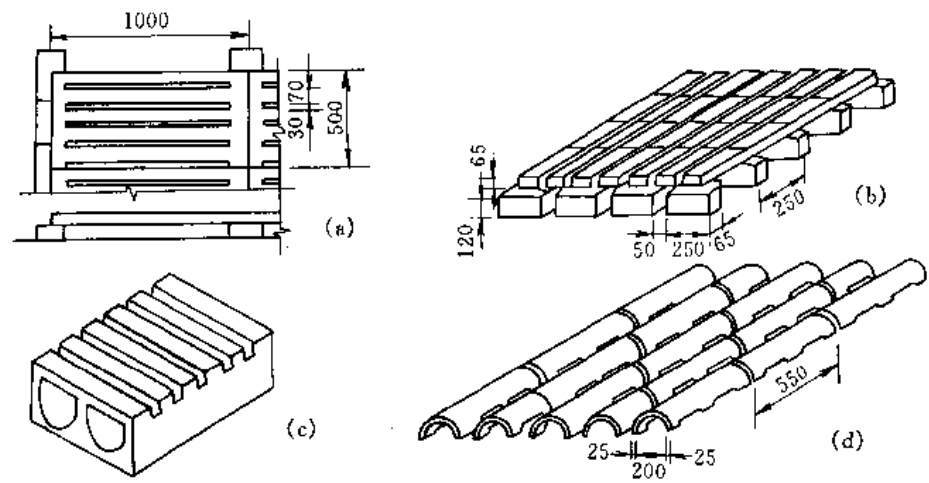


图 2.18.5 生物滤池的渗水装置

表 2.18.4 冬季污水平均温度为 10℃时滤料的容积负荷

年平均气温/℃	容积负荷/ [gBOD ₅ /(m ³ ·d)]	年平均气温/℃	容积负荷/ [gBOD ₅ /(m ³ ·d)]	年平均气温/℃	容积负荷/ [gBOD ₅ /(m ³ ·d)]
3~6	100	6.1~10	170	>10	200

注：1. 若冬季污水平均温度 T 不低于 6℃，则上表数值应乘上 $T/10$ ；
2. 当处理生活污水和工业污水的混合污水时，滤料的容积负荷应考虑工业污水的影响；
3. 对于工业污水或混合污水，一般应通过试验确定滤料的容积负荷。

(3) 固定式喷嘴布水系统设计计算
见表 2.18.5。

表 2.18.5 固定式喷嘴布水系统计算公式

名 称	公 式	符 号 说 明
每个喷嘴的喷出流量 (可查图 2.18.4)	$q = \mu f \sqrt{2gH_1}$	q ——每个喷嘴的喷出流量, m ³ /s μ ——流量系数, $\mu = 0.60 \sim 0.75$ f ——喷嘴孔口有效面积, m ² H_1 ——喷嘴孔口自由水头, m g ——重力加速度, m/s ²
投配池最大出水量	$Q_{\max} = q_{\max} \cdot n$	Q_{\max} ——投配池最大出水量, m ³ /s q_{\max} ——每个喷嘴的最大流量, m ³ /s n ——每个滤池喷嘴总个数, 个
每个滤池喷嘴总个数	$n = n_1 \times n_2$	n_1 ——每排喷嘴个数, 个 n_2 ——每个滤池喷嘴排数, 排
每排喷嘴个数	$n_1 = \frac{B}{L_1}$	B ——滴滤池宽度, m L_1 ——喷嘴间距, m, $L_1 = 1.732R$ R ——喷洒面积半径, m, $R = \sqrt{\frac{f_0}{1.61}}$ f_0 ——每个喷嘴的喷洒面积, m ² , 可查图 2.18.4

续表

名 称	公 式	符 号 说 明
每个滤池喷嘴排数	$n_2 = \frac{L}{L_2}$	L ——滴滤池长度, m L_2 ——喷嘴排距, m, $L_2 \leq 1.5R$
投配池的总水头	$H = H_{\max} + \sum h$ $\sum h = H_2 + H_3 + H_4$	H ——投配池的总水头, m H_{\max} ——最远一个喷嘴所需的最大自由水头, m H_2 ——配水管最大沿程水头损失和局部水头损失之和, m H_3 ——虹吸管水头损失, m H_4 ——投配池水头损失, m 初步设计时, $\sum h$ 可按 $(0.25 \sim 0.3)H$ 计
投配池容积	$V = (Q_m - Q_o) t_1 \times 60$	V ——投配池容积, m^3 Q_m ——投配池平均出水量, m^3/s Q_o ——投配池最大进水量, m^3/s t_1 ——喷嘴喷洒时间, min
投配池平均出水量	$Q_m = \frac{Q_{\max} + Q_{\min}}{2} \times 1.1$	Q_{\min} ——投配池最小出水量, m^3/s 1.1——系数
投配池最小出水量	$Q_{\min} = 1.5 Q_o$	
投配池最大进水量	$Q_o = \frac{QK_z}{86400n'}$	K_z ——流量总变化系数 Q ——平均日污水量, m^3/d n' ——投配池个数, 个
投配池工作深度	$H_5 = H - (H_{1\min} + H_2')$	H_5 ——投配池工作深度, m $H_{1\min}$ ——最小流量时喷嘴的自由水头, m 为防止喷嘴堵塞, $H_{1\min} \geq 0.2m$ H_2' ——最小流量时投配池及管路水头损失, m
最小流量时喷嘴的自由水头	$H_{1\min} = H_{1\max} \frac{Q_{\min}^2}{Q_{\max}^2}$	
最小流量时投配池和管路的水头损失	$H_2' = H_2 \frac{Q_{\min}^2}{Q_{\max}^2}$	
投配池充满的延续时间	$t_2 = \frac{V}{60Q_o}$	t_2 ——投配池充满的延续时间(即喷嘴喷洒间歇时间), min
投配池工作周期	$t = t_1 + t_2$	t ——投配池工作周期(即喷嘴喷水周期), min

2.18.2.2 高负荷生物滤池 (图 2.18.2 ~ 图 2.18.6)

(1) 高负荷生物滤池可采用实心拳状滤料, 近年多用塑料。主要由聚氯乙烯、聚乙烯、聚苯乙烯、聚丙烯、酚醛玻璃钢等加工波纹板、蜂窝管、环状及空心柱等复合式滤料, 这些滤料的特点是比表面积大、孔隙率高、质轻、强度高、耐腐蚀。表 2.18.6 列出了 2 种塑料滤料的规格及参数。

(2) 高负荷生物滤池采用旋转布水器进水, 见图 2.18.7。布水器直径比滤池直径小 0.1 ~ 0.2m; 布水横管一般为 2 ~ 4 根; 横管沿一侧的水平方向开设 10 ~ 15mm 的布水孔; 孔间距应使每孔服务面积相等; 每根横管上的孔位置应错开; 当布水孔向外喷水时, 在反作用力推动下布水横管旋转, 旋转速度一般 0.5 ~ 9r/min。

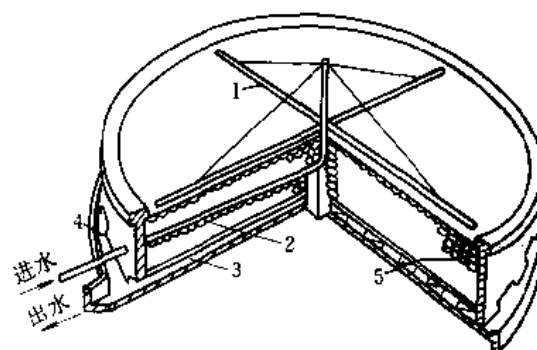
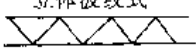



图 2.18.6 高负荷生物滤池构造示意
1—旋转布水器; 2—滤料; 3—集水沟;
4—总排水沟; 5—渗水装置

表 2.18.6 塑料滤料主要规格、性能

型 式	孔径/mm	比表面积/ (m ² /m ³)	空隙率/%	密度/ (kg/m ³)
 立体波纹式	30×65 (梯形断面)	198	> 90	70 左右
	40×85	150	> 93	60 左右
	50×100	113	> 96	50 左右
 蜂窝式	19 (内切圆)	201	> 98	36~38
	25	153	≈ 99	26~28
	32	122	≈ 99	21~23
	36	98	> 99	20~22

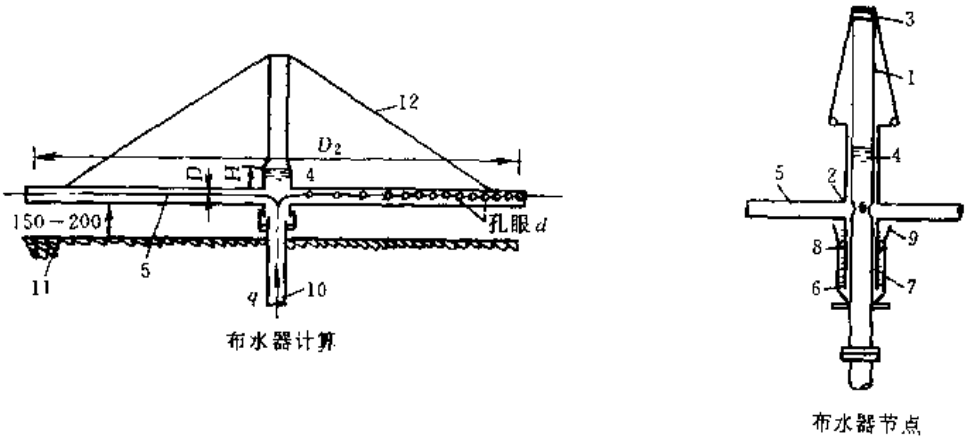


图 2.18.7 旋转布水器

1—固定竖管；2—出水孔；3—轴承；4—转动部分；5—布水横管；6—固定环；
7—水银；8—滚珠；9—甘油；10—进水管；11—滤料；12—拉杆

(3) 旋转布水器计算公式见表 2.18.7

表 2.18.7 旋转布水器计算公式

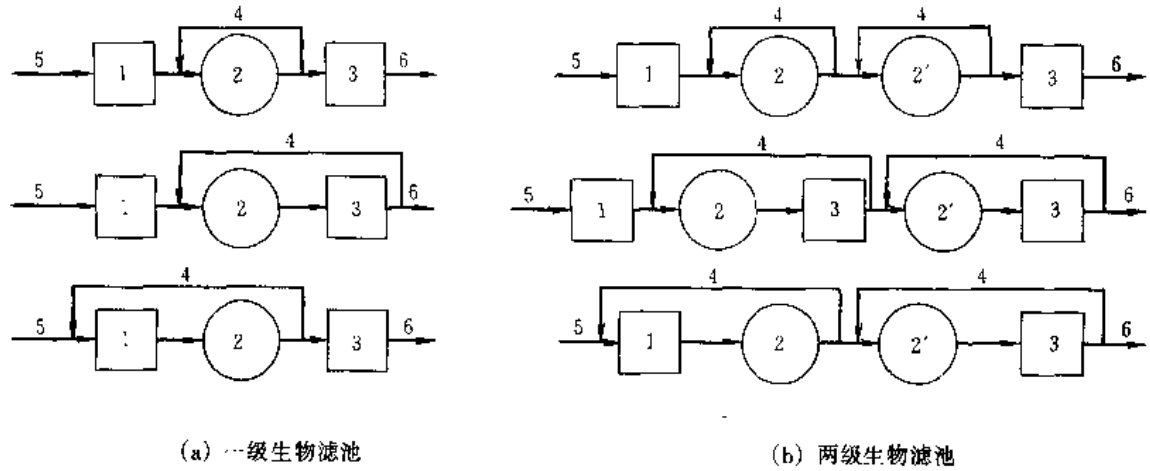
名 称	公 式	符 号 说 明
每架布水器的最大设计污 水量	$Q_{\max} = \frac{Qk_z}{n}$	Q_{\max} ——每架布水器的最大设计污水量, m ³ /s Q ——平均日污水量, m ³ /d k_z ——总变化系数 n ——滤池个数
每根布水横管上布水小孔 个数	$m = \frac{1}{1 - \left(1 - \frac{4d^2}{D_2^2}\right)}$	m ——每根布水横管上的布水小孔数, 个 d ——布水小孔直径, mm D_2 ——布水器直径, mm
布水小孔与布水器中心的 距离	$r_i = R\sqrt{\frac{i}{m}}$	r_i ——布水小孔与布水器中心的距离, m R ——布水器半径, m, $R = \frac{1}{2}D_2$ i ——布水横管上的布水小孔从布水器中心开始的 排列序号
布水器转速	$n = \frac{34.78 \times 10^6}{nd^2 D_2} Q_{\max}$	n ——布水器转速, r/min
布水器水头损失	$H = \left(\frac{Q_{\max}}{n_0}\right)^2 \left(\frac{256 \times 10^6}{m^2 \cdot d^4} + \frac{81 \times 10^6}{D_1^4} + \frac{294 D_2}{k^2 \cdot 10^3}\right)$	H ——布水器水头损失, m n_0 ——每架布水器横管数, 根 D_1 ——布水横管直径, mm d ——布水小孔直径, mm k ——流量模数(L/s)见表 2.18.8

表 2.18.8 流量模数 k 值

布水横管直径 D_t/mm	50	63	75	100	125	150	175	200	250
k 值/(L/s)	6	11.5	19	43	86.5	134	209	300	560

(4) 在高负荷生物滤池运行中，多采用处理水回流。其优点是：①增大水力负荷，促使生物膜脱落，防止滤池堵塞；②稀释进水，降低有机负荷，防止浓度冲击，使系统工作稳定；③向滤池连续接种污泥，促进生物膜生长；④增加水中溶解氧，减少臭味；⑤防止滤池孳生蚊蝇。缺点是：①水力停留时间缩短；②降低进水浓度，将减慢生化反应速度；③回流水中难降解的物质产生积累；④在冬季回流将降低滤池内水温。一般认为在下列 3 种情况下应考虑回流：①进水有机物浓度较高（如 $\text{COD} > 400\text{mg/L}$ ）时；②水量很小，无法维持水力负荷在最小经验值以上时；③废水中某种（些）污染物在高浓度时可能抑制微生物生长时。

(5) 高负荷滤池法处理流程见图 2.18.8。直接从滤池出水回流有利于污泥接种，但滤层易堵；采用二级滤池串联时，处理效率可达 90%，但第一级滤池有机负荷高，生物膜生长快可能堵塞滤层，而第二级负荷低，未充分发挥作用。为此，可将两滤池定期交替工作。



(a) 一级生物滤池 (b) 两级生物滤池

图 2.18.8 高负荷生物滤池的回流形式

1—初次沉淀池；2—生物滤池；2'—第二级生物滤池；3—二次沉淀池；
4—回流；5—进水；6—出水

(6) 高负荷滤池滤料体积、面积计算公式同表 2.18.3。采用回流时，实际进入滤池的有机物浓度为 $S_i = (S_0 + RS_e)/(1 + R)$ ，式中 S_0 和 S_e 分别为原废水和沉淀出水有机物浓度， R 为回流比。计算滤池表面水力负荷时应包括回流量。

(7) 用高负荷生物滤池处理工业废水的设计参数应通过试验确定，表 2.18.9 可作参考。

表 2.18.9 高负荷生物滤池处理工业废水的设计与运行参数

工业类别	滤池深度/m	水力负荷 (包括回流)/ [$\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$]	回流比/ (R/Q)	进水 BOD (不包括回流)/ (mg/L)	BOD 负荷 (不包括回流)/ (kg/m^3)	BOD 去除 率/%	温度/ $^{\circ}\text{C}$
化学	1.8	4.1	10	1800	0.37	94	夏季
化学	1.8	6.7	10	2200	0.77	65	冬季
制药	1.2	14~18.7	10~23	3110	1.98	56	不定
制药	1.8	72.9	18	4100	0.95	78	不定
牛皮纸厂	1.8	48.6	2.4	117	2.61	27	14
纸板	1.8	15.9	10	820	0.74	54	27
酿造	2.4	23.4	3~5	675	1.17	60	—
酿造	1.8	6.0	4	700	0.45	93	—
奶类	1.2	14.0	13.5	1160	0.84	92	20

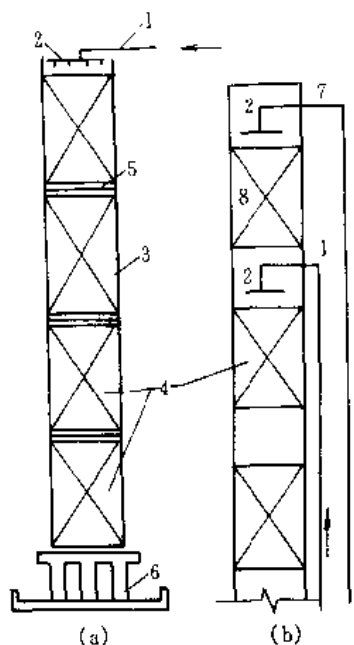
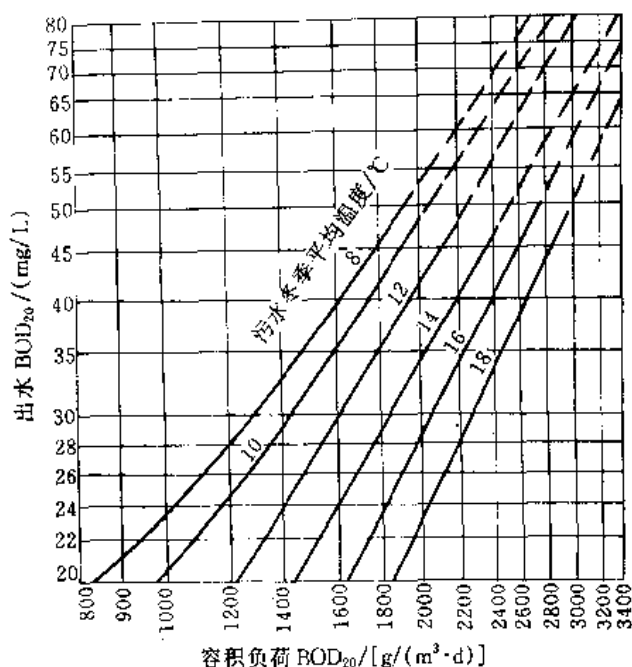


图 2.18.9 塔式生物滤池

(a) 塔式生物滤池; (b) 二段塔滤的吸收段示意

- 1—进水管; 2—布水器; 3—塔身;
4—滤料; 5—填料支承; 6—塔身底座;
7—吸收段进水管; 8—吸收段填料

图 2.18.10 塔式生物滤池容积负荷
与出水 BOD 的关系

2.18.2.3 塔式生物滤池

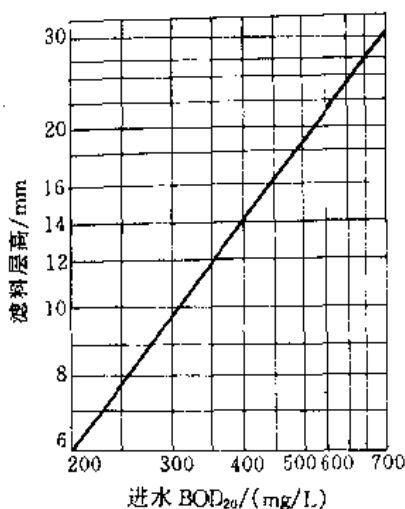
(1) 构造与一般生物滤池相似, 但塔高为塔径的 6~8 倍, 见图 2.18.9。塔身用钢板焊制或用钢筋混凝土及砖石筑成, 壁上开有观测孔(门), 塔顶可以敞开或封闭(接尾气吸收或利用系统)。采用塑料滤料, 分层组装, 用钢格栅支承, 每层高约 2m, 层间距 0.2~0.4m。塔下部通风口面积不小于滤池面积的 7.5%~10%, 通风口高度 0.4~0.6m, 必要时加设机械通风, 风机按气水比 100~150 选型。塔底部设集水池, 集水池最高水位与最下层滤料层底面之间间距 $\geq 0.5\text{m}$ (通风口高度)。

(2) 布水装置一般有旋转布水器、多孔管和喷嘴, 前者适用于大、中型池, 后者适用于中、小型池。布水系统设计同前。

(3) 塔式生物滤池的负荷范围见表 2.18.1, 对具体的污水应通过试验确定设计负荷。当无实际资料时, 对于以生活污水为主的城市污水, 可参照图 2.18.10 选用 ($\text{BOD}_{20} \approx 1.5\text{BOD}_5$)。当缺乏污水冬季平均温度资料时, 可由年平均气温推算: 当年平均气温分别为 $<3^\circ\text{C}$ 、 $3\sim 6^\circ\text{C}$ 、 $>6^\circ\text{C}$ 时, 对应的污水冬季平均温度分别为 $8\sim 10^\circ\text{C}$ 、 12°C 、 14°C 。滤料层高度依进水浓度按图 2.18.11 选用。

(4) 塔式生物滤池的个数应不少于 2 个, 并按同时工作设计。

(5) 滤塔总高度 $H_0 = H + h_1 + (m-1)h_2 + h_3 + h_4$, 其中 H 为滤料层总高; h_1 为超高, 常取 0.5m; h_2 为滤层间距; h_3 为滤料底层与集水池最高水位距离; h_4 集水池最高水深; m 为滤料层数。

图 2.18.11 进水 BOD_{20} 与滤料层
总高度的关系

(6) 国内部分塔式生物滤池处理工业废水的参数见表 2.18.10。

2.18.3 生物转盘

2.18.3.1 工艺特点

与活性污泥法相比, 生物转盘有下列优点: ①操作管理简便, 无污泥膨胀及泡沫现象, 生产上易于控

表 2.18.10 塔式生物滤池运行参数表

废水性质	滤料	水力负荷 $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$	BOD_5 负荷 $\text{g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$	毒物负荷 $\text{g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$	进水浓度 mg/L	出水浓度 mg/L	去除率 %
生活污水	$\phi 22\text{mm}$ 纸蜂窝	100	1410		$\text{BOD}_5 26 \sim 103$	11.6 ~ 39.8	21.0 ~ 85.6
丙烯酸废水	上、中层 $\phi 23\text{mm}$ 玻璃布蜂窝 下层 $\phi 50 \sim 80\text{mm}$ 炉渣	46.6	3520	总 CN185	总 CN33.1 $\text{BOD}_5 630$	7.9 211.0	76.1 50.6
腈纶废水	$\phi 19\text{mm}$ 纸蜂窝 $\phi 25\text{mm}$ 玻璃布蜂窝	104.0	1420 ~ 3670		AN115-269 $\text{BOD}_5 150-378$	0.1 ~ 2.2 13 ~ 89	99.0 90.0
含氧废水	碎砖、碎保温砖	31.2		CN160	CN40	4 ~ 1	90 ~ 97
甲醛含酸废水	塑料波形填料	100 ~ 220			120 ~ 142	41 ~ 62	54 ~ 68
腈纶厂废水	酚醛玻璃钢蜂窝	8 ~ 12	2.5 ~ 3.0 (设计值)		AN150 ~ 200 $\text{BOD}_5 300 \sim 350$		
医院污水	纸蜂窝、炉渣		75 ~ 550		$\text{BOD}_5 7 \sim 27$		

制；②剩余污泥量小，污泥含水率低，沉淀速度快，转盘污泥产率通常为 $0.25 \sim 0.5\text{kg/kgBOD}_5$ （去除），沉速可达 $4.6 \sim 7.6\text{m/h}$ ；③设备构造简单，无通风、污泥回流及曝气设备，运转费用低，一般电耗为 $0.024 \sim 0.7\text{kWh/kgBOD}_5$ ，约为活性污泥法的 $\frac{1}{2} \sim \frac{1}{3}$ ；④氧化槽内生物量大，达 194g/m^2 ，可处理高浓度废水，耐冲击能力强；⑤氧化槽停留时间短，一般在 $1 \sim 1.5\text{h}$ ，处理效率高， BOD_5 去除率一般可 90%；⑥可采用多层多级布置，占地少；⑦可用转盘实现脱氮。

与生物滤池相比，生物转盘有下列优点：①无堵塞现象；②生物膜与废水接触均匀，盘面积利用率高，无沟流现象；③废水与生物膜的接触时间较长，而且易于控制，处理程度比高负荷滤池和塔滤池高，可以调整转速改善接触条件和充氧能力；④比普通生物滤池占地少，如采用多层布置，其占地相当于塔滤；⑤系统水头损失小。

生物转盘的缺点是：①盘材较贵，投资大，从造价考虑，生物转盘仅适用于小水量低浓度的废水处理；②废水中挥发性污染物影响环境；③受气候因素影响较大，生物转盘一般应设于室内或加盖，并采取一定的保温措施。

2.18.3.2 构造、参数及流程

(1) 生物转盘的构造与参数见表 2.18.11。

表 2.18.11 生物转盘的构造与参数

名称	形式	说明
1. 盘体	在一根轴上固定许多间距很小的圆形或多角形盘片	盘片用塑料板、玻璃钢、铝合金或其他材料制成。有平板、凹凸板、波形板、蜂窝、网状板。盘片厚 $0.5 \sim 15\text{mm}$ ，直径 $2 \sim 5\text{m}$ 。盘片净距： $25 \sim 35\text{mm}$ （进水段）， $10 \sim 20\text{mm}$ （出水段）
2. 氧化槽	平面形状呈矩形，断面形状呈半圆形的水槽。槽两边设有进出水设备，槽底设有排泥和排气管	大型氧化槽一般用钢筋混凝土浇制。中小型氧化槽可用钢板焊制。盘片与氧化槽表面净距 $\geq 0.15\text{m}$ 。转盘浸没率 $20\% \sim 40\%$ 。槽容积/盘面积 $= 5 \sim 9\text{m}$
3. 转动轴	采用实心钢轴或无缝钢管等	轴长控制在 $5 \sim 7\text{m}$ 之间。轴中心与水面距离 $\geq 0.15\text{m}$ 。转盘转速 $0.8 \sim 3\text{r/min}$ ，转盘周速 $15 \sim 18\text{m/min}$
4. 驱动装置	动力设备分电力-机械传动、空气传动和水力传动等	多用电力-机械传动，由电机、减速机、V 型皮带等组成。空气驱动转盘，在转盘外缘设抽屈状接气盒，槽内鼓风，空气进入接气盒推动转盘

(2) 去除 BOD₅ 的生物转盘工艺流程与活性污泥法相同,但不需要污泥回流。见图 2.18.12。生物转盘可与初沉池、二沉池合建(上层为转盘,下层为沉淀),在曝气池中增设转盘,使一池多用,以提高处理水质。

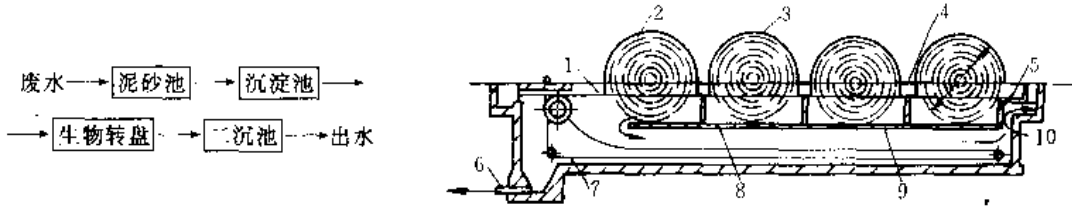


图 2.18.12 与沉淀池共建的生物转盘

1—水面; 2—转盘; 3—防护罩; 4—隔板; 5—进水; 6—污泥; 7—刮泥机;
8—沉淀区域; 9—新设底板; 10—出水槽

2.18.3.3 设计计算公式 (见表 2.18.12)

表 2.18.12 生物转盘计算公式

名 称	公 式	说 明
转盘总面积 F/m^2	$F = \frac{Q(S_0 - S_e)}{N}$	N ——盘面负荷, $\text{gBOD}_5/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ S_0, S_e ——进出水 $\text{BOD}_5, \text{mg/L}$ Q ——平均日污水流量, m^3/d
转盘总面积 F/m^2	$F = Q/q$	q ——水力负荷, $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$, 见图 2.18.13
转盘总盘片数 $m/\text{个}$	$m = 0.637 F/D^2$	D ——盘片直径, m
每组转盘的盘片数 $m/\text{个}$	$m_1 = 0.637 F/(nD^2)$	n ——转盘组数
每组转轴有效长度(氧化槽有效长度) L/m	$L = m_1(a + b)K$	a ——盘片厚度, m b ——盘片净距, m K ——考虑循环沟道系数, 取 $K = 1.2$
每个氧化槽的有效容积 W/m^3	$W = 0.32(D + 2c)^2 L$	c ——转盘与氧化槽表面净距, m
每个氧化槽的净有效容积 W'/m^3	$W' = 0.32(D + 2c)^2 (L - m_1 a)$	
每个氧化槽的有效宽度 B/m	$B = D + 2c$	
转盘转速 $n_0/(\text{r}/\text{min})$	$n_0 = \frac{6.37}{D} (0.9 - \frac{W'}{Q_1})$	Q_1 ——每个氧化槽的污水流量, m^3/d
电机功率 N_p/kW	$N_p = \frac{3.85 R^4 n_0^3}{b \times 10^{12}} m_0 \alpha \beta$	R ——转盘半径, m m_0 ——一根转轴上的盘片数 α ——同一电机带动的转轴数 β ——生物膜厚度系数, 当膜厚分别为 1、2、3 时, β 分别为 2、3、4
污水停留时间 t/h	$t = 24 W'/Q_1$	$t = 0.25 \sim 2\text{h}$

城市污水因水质比较稳定,常用水力负荷设计。单位废水流量所需盘面积见图 2.18.13。对工业废水,则常用盘面有机物去除负荷设计。图 2.18.14 表示 BOD₅ 负荷与二级转盘去除量的关系,图 2.18.15 表示不同进水浓度下有机负荷与出水浓度的关系,可供参考。

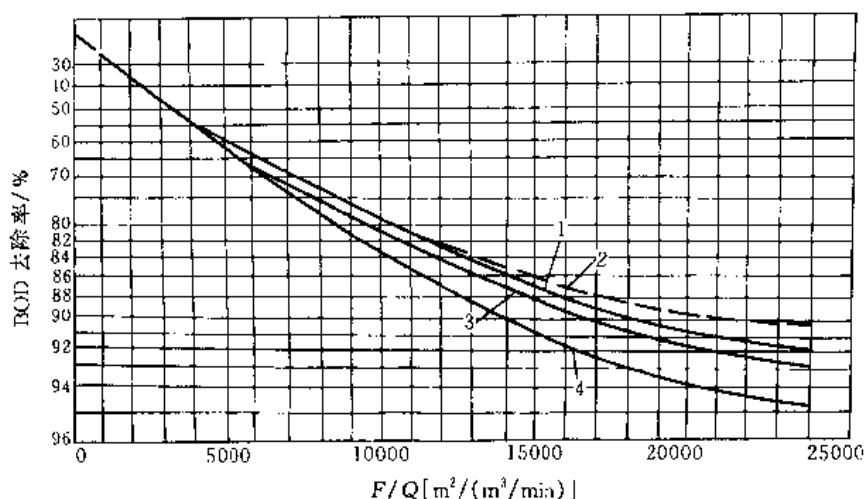


图 2.18.13 生活污水单位流量所需盘面积与 BOD 去除率的关系

1—进水 BOD80mg/L; 2—进水 BOD150mg/L; 3—进水 BOD300mg/L; 4—进水 BOD600mg/L

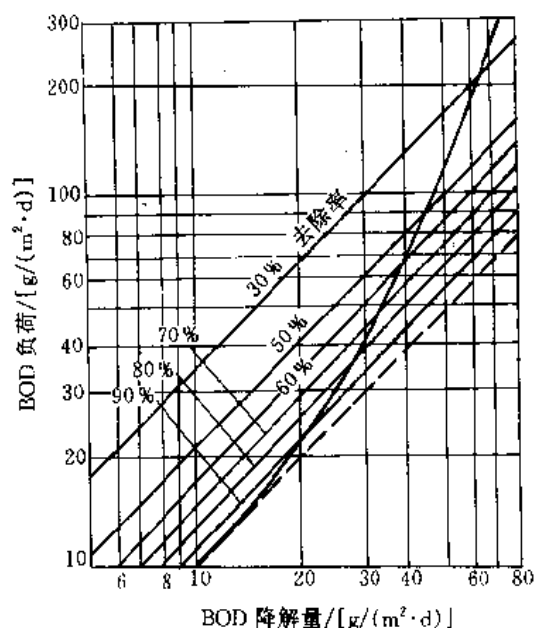


图 2.18.14 BOD 负荷和 BOD 降解量的关系

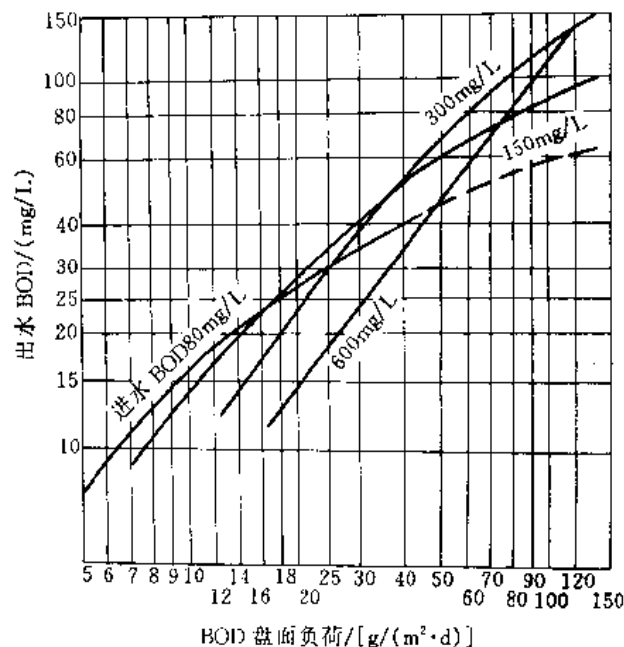


图 2.18.15 出水 BOD 与 BOD 负荷的关系

2.18.3.4 运行资料

国内部分生物转盘装置运行资料见表 2.18.13。

表 2.18.13 国内部分生物转盘处理工业废水的运行资料

废水类型	进水 BOD mg/L	出水 BOD mg/L	水力负荷 $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$	BOD 负荷 $\text{g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$	COD 负荷 $\text{g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$	停留时间 h	水温 $^{\circ}\text{C}$
含酚	酚 50 ~ 250 (152)	—	0.05 ~ 0.113 (0.070)	—	15.5 ~ 35.5 (22.8)	1.5 ~ 2.7 (2.6)	> 15 (10.5)
印染	100 ~ 280 (158)	12.8 ~ 96 (47)	0.04 ~ 0.24 (0.12)	12 ~ 23.2 (16.2)	10.3 ~ 43.9 (28.1)	0.6 ~ 1.3	> 10
煤气洗涤	130 ~ 765 (365)	15 ~ 79	0.019 ~ 0.1 (0.055)	7.8 ~ 16.6 (12.2)	26.4	1.3 ~ 4.0 (2.95)	> 20
酚醛	442 ~ 700 (600)	100	0.031	7.15 ~ 22.8 (15.7)	11.7 ~ 24.5 (17.8)	3.0	24

续表

废水类型	进水 BOD mg/L	出水 BOD mg/L	水力负荷 $m^3/(m^2 \cdot d)$	BOD 负荷 $g/(m^2 \cdot d)$	COD 负荷 $g/(m^2 \cdot d)$	停留时间 h	水温 $^{\circ}C$
酚酞	422	145	0.1	7.15	11.7	2.0	
苯胺	苯胺 53	苯胺 15	0.03			2.3	21~28
苧麻煮炼黑液	367	81	0.066			1.8	
丙烯腈	84	15	0.05~0.1 (0.075)				
腈纶	300~315	60~79	0.1~0.2 (0.15)			1.9	30
氯丁废水	230	25	0.16	32.6	38.1	2	15~20
制革	250~800	60	0.06~0.15 (0.10)			1~2	22
造纸中段	100~480	113.6	0.05~0.08			3.0	20~30
铁路罐车	28.8	2.1	0.15			1.13	25
生活污水	74	19	0.200	10			7~24
医院污水	116.7	61.3	0.200	11.1			

注：括号内数值为平均值。

2.18.4 生物接触氧化

2.18.4.1 工艺特点

生物接触氧化是活性污泥法与生物滤池复合的生物膜法。曝气池中设有填料，采用人工曝气，微生物部分固着，部分悬浮。具有下列特点：①由于填料比表面积大，池内充氧条件好，氧化池内单位容积的生物量高于活性污泥法曝气池及生物滤池，因此，它可以达到较高的容积负荷；②由于相当一部分微生物固着生长在填料表面，不需要设污泥回流系统，也不存在污泥膨胀问题，运行管理简便；③由于池内生物固着量多，水流属完全混合型，因此它对水质水量的骤变有较强的适用能力；④因污泥浓度高，当有机容积负荷较高时，其 F/M 仍保持在一定水平，因此污泥产量可相当于或低于活性污泥法。

生物接触氧化法与生物滤池、活性污泥法主要运行参数的比较见表 2.18.14。

表 2.18.14 三种处理工艺主要运行参数的比较

处理工艺	生物量 g/L	容积负荷 $kgBOD_5/(m^3 \cdot d)$	水力停留时间 h	BOD ₅ 去除率 %	废水种类
生物接触氧化法	10~20	3.0~6.0	0.5~1.5	80~90	城市废水
生物接触氧化法	10~20	1.5~3.0	1.5~3.0	80~90	印染废水
高负荷生物滤池	0.7~7.0	1.2	—	75~90	城市废水
塔式生物滤池	0.7~7.0	1.0~3.0	—	60~85	城市废水
普通活性污泥法	1.5~3.0	0.4~0.9	4~12	85~95	城市废水

2.18.4.2 构造

(1) 生物接触氧化池由池体、滤料、布水装置和曝气系统等几部分组成。图 2.18.16 是几种常用布置形式。一般填料高度为 3m，分 3 层安装，填料上层水深 0.5m，填料下部 0.5~1.5m。

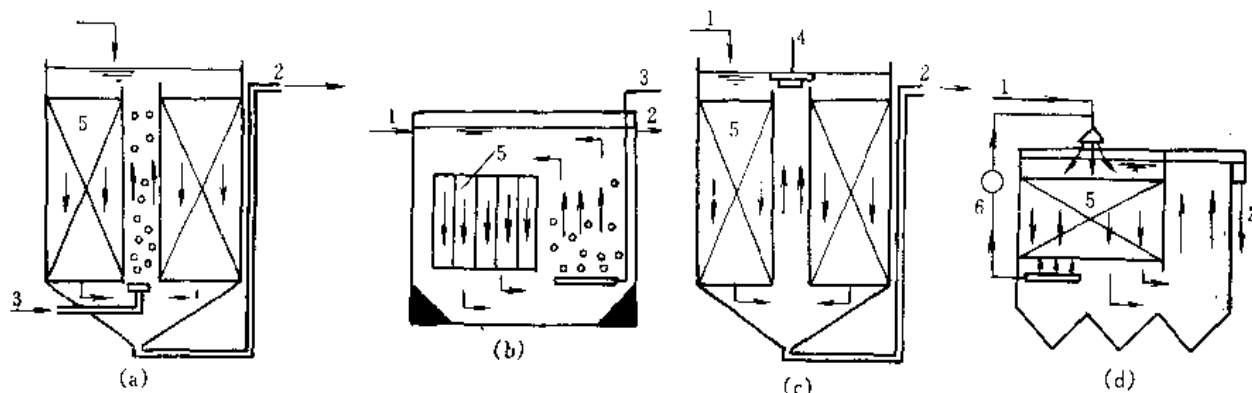


图 2.18.16 几种形式的接触氧化池

1—进水管；2—出水管；3—进气管；4—叶轮；5—填料；6—泵

(2) 生物接触氧化池采用的填料很多,有蜂窝型硬性填料(见表 2.18.15)、纤维型软性填料(见表 2.18.16 和图 2.18.17)、塑料规整网状填料(见图 2.18.18)等。

表 2.18.15 蜂窝型玻璃钢填料规格

孔径 mm	重量 kg/m ³	壁厚 mm	比表面积 m ² /m ³	孔隙率 %	块体规格 mm	适用进水 BOD ₅ mg/L
19	40~42	0.2	208	98.4	700×500×5~2000	<100
25	31~33	0.2	158	98.7	800×800×230	100~200
32	24~26	0.2	139	98.9	1000×500×5~900	200~300
36	23~25	0.2	110	99.1	800×500×200	300~400

表 2.18.16 纤维软填料规格

项 目	型 号					
	A3	B3	C3	D3	E3	F3
纤维束长度/mm	80	100	120	140	160	180
束间距离/mm	30	40	50	60	70	80
安装间距/mm	60	80	100	120	140	160
纤维束量/(束/m ³)	9259	3906	2000	1157	729	488
单位密度/(kg/m ²)	14~16	8.5~10	6~7	3.5~4	3~3.5	2.5~3
成膜后密度/(kg/m ³)	266	137	78	58	45	32
孔隙率/%	>99	>99	>99	>99	>99	>99
理论比表面积/(m ² /m ³)	11188	6954	4273	2884	2270	1564

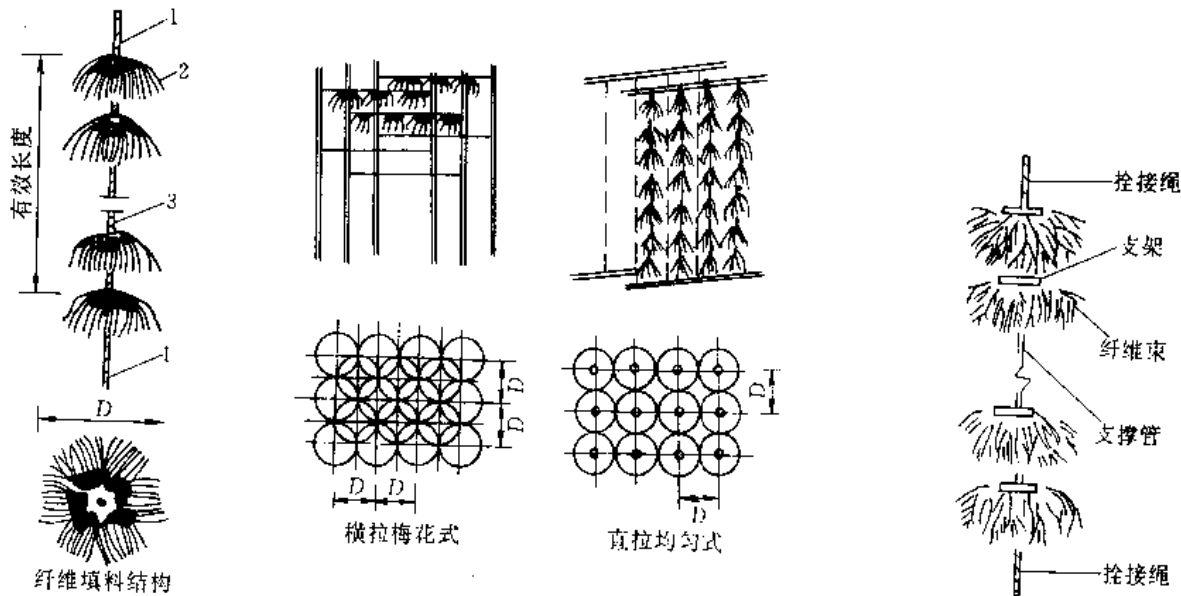


图 2.18.17 纤维填料

2.18.4.3 设计计算

- (1) 生物接触氧化池一般不少于 2 个。废水在池中停留时间 1~2h。容积负荷：对城市废水取 1~1.8kgBOD₅/(m³·d)；对进水 BOD₅ 小于 300mg/L 的印染废水取 1~3kgBOD₅/(m³·d)，对具体废水最好由试验确定。每格池面积≤25m²，以保证布气均匀。鼓风机风量按气水比 10~15 计算。
- (2) 生物接触氧化池计算公式见表 2.18.17。

表 2.18.17 生物接触氧化池计算公式

名 称	公 式	说 明
有效容积(填料体积) V/m^3	$V = Q(S_0 - S_e)/N_0$	Q ——污水平均日流量, m^3/d S_0, S_e ——进出水 $\text{BOD}_5, \text{mg/L}$ N_0 ——容积去除负荷, $\text{gBOD}_5/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$
总面积 F/m^2	$F = V/H$	H ——填料层总高度, m , 一般 $H = 3\text{m}$
格数 n	$n = F/f$	f ——每格池面积, $\text{m}^2, f \leq 25\text{m}^2, n \geq 2$ 个
接触时间校核 t/h	$T = 24n f H/Q$	
池总高 H_0/m	$H_0 = H + h_1 + h_2 + (m - 1)h_3 + h_4$	h_1 ——超高, $\text{m}, h_1 = 0.5 \sim 0.6\text{m}$ h_2 ——填料上水深, $\text{m}, h_2 = 0.4 \sim 0.5\text{m}$ h_3 ——填料层间隙高, $\text{m}, h_3 = 0.2 \sim 0.3\text{m}$ h_4 ——配水区高度, m , 当采用多孔管曝气时, 不进入检修者 $h_4 = 0.5\text{m}$, 进入检修者 $h_4 = 1.5\text{m}$ m ——填料层数

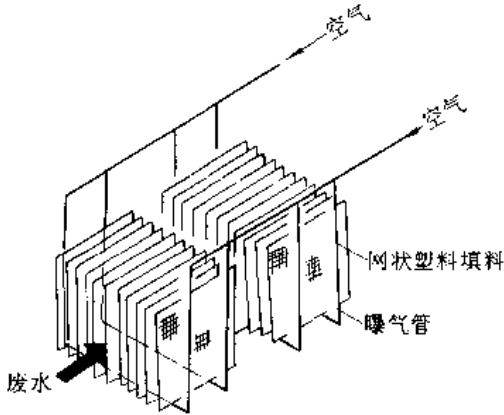


图 2.18.18 网状填料

2.18.5 生物流化床

2.18.5.1 工艺特性

(1) 采用密度大于水的细小惰性颗粒如砂、焦炭粒、煤粒、陶粒、活性炭等为流化载体。载体为微生物固着生长提供很大的表面积(如用直径1mm的砂粒,比表面积为3300m²/m³),使床内具有很高的生物浓度(一般VSS为30g/L),因此有机物容积负荷较大(COD10~40kg/(m³·d)),兼具活性污泥法均匀接触条件所形成的高效率和生物膜法耐负荷冲击的优点,运行稳定,占地很少。

(2) 床内状态均匀,混合强烈,接触充分,有利于反应与传质,载体处于流化或膨胀状态,污泥不会膨胀,床层不会堵塞。床内水力停留时间短,泥龄较长,剩余污泥量少。

既可用于高浓度难降解废水处理,也可用于低浓度废水处理。既适用好氧处理,也适用厌氧处理。

(3) 缺点是载体流化能耗较大;系统的设计和运行要求较高。不适合大流量场合。

(4) 床内流化状态主要决定于上升流速。根据流体力学原理,固定床与流化床的临界流速 u_c 就是床压降与载体重量相平衡时的流速,即

$$u_c = \frac{1}{2\lambda} \left[\frac{gd_c^2(\rho_s - \rho)}{\mu} \right] \tag{2.18.1}$$

式中 u_c ——空床线速度, cm/s ;
 λ ——流体摩擦系数,与载体颗粒形状、流化孔隙率等有关;
 ρ_s, ρ ——载体与水的密度, g/cm^3 ;
 d_c ——颗粒平均当量直径, cm ;
 μ ——流体粘度, $\text{g}/(\text{cm} \cdot \text{s})$;
 g ——重力加速度, cm^2/s^2 。

单颗粒的自由沉淀速度(见2.4.3节),即最大流化速度, u_t 。当雷诺数 ($Re = u_t d_c \rho / \mu$) 在1~500范围内时, u_t 可用下式计算:

$$u_t = \left[\frac{4(\rho_s - \rho)^2 g^2}{225 \rho \mu} \right] d_c \tag{2.18.2}$$

生物膜的密度与载体的密度相比是很小的,其湿润相对密度为1~1.03。带生物膜后颗粒密度和直径都发生了变化,在计算流化速度时应以实际值代入。带生物膜的载体密度 ρ_{sm} 可用下式计算:

$$\rho_{sm} = \left(\frac{d_e}{d_{cm}} \right)^3 \rho_s + \left[1 + \left(\frac{d_e}{d_{cm}} \right)^3 \right] \rho_{mw} \quad (2.18.3)$$

式中 d_{cm} ——带生物膜的颗粒直径, cm;

ρ_{mw} ——生物膜的湿润密度, 一般为 $1.0 \sim 1.03 \text{ g/cm}^3$ 。

流化床中带生物膜载体的临界流化速度和最大流化速度, 可将 d_{cm} 和 ρ_{sm} 代入式 (2.18.1) 和式 (2.18.2) 求得。设计流化速度在临界值与最大值之间。

流化床中载体的膨胀率定义为

$$e = L_e/L = (1 - \epsilon_e)/(1 - \epsilon) \quad (2.18.4)$$

式中 L, L_e ——分别是膨胀前后的载体层高度;

ϵ, ϵ_e ——分别是填充层和膨胀层的孔隙率。

流化时, 膨胀层的孔隙率 ϵ_e 与空塔线速度有关。采用 0.46 mm 的天然沸石作载体, 不同流速下的膨胀率如图 2.18.19 所示。由图查得对应流速的膨胀率后, 再由上式推算 ϵ_e 。

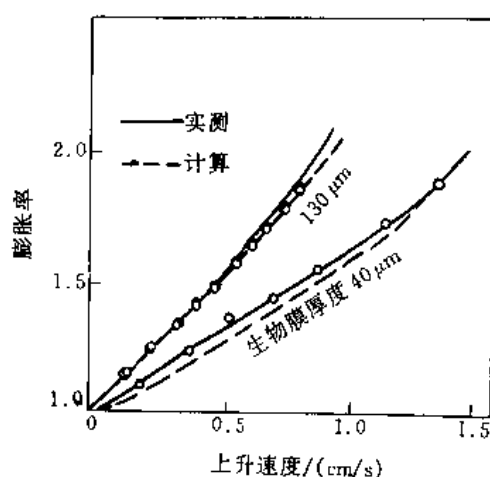


图 2.18.19 带生物膜的载体膨胀率与上升速度的关系

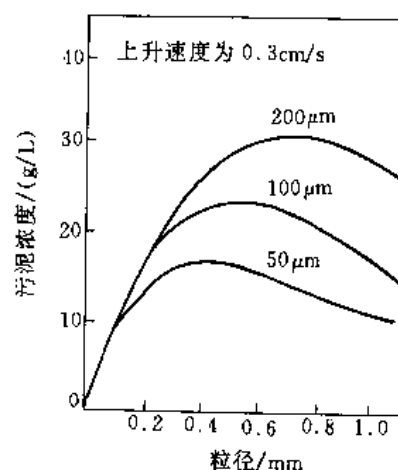


图 2.18.20 载体粒径与污泥浓度

流化床中的微生物浓度 X 可用下式计算, 计算结果如图 2.18.20 所示。

$$X = \rho_{md}(1 - \epsilon_e) \left[1 - \left(\frac{d_e}{d_{cm}} \right)^2 \right] \quad (2.18.5)$$

式中 ρ_{md} ——单位湿润体积生物膜的干重, kgVSS/m^3 。

2.18.5.2 工艺类型

按供氧方法、脱膜方式及床体结构等因素, 好氧生物流化床可分为 2 类。

(1) 两相流化床 (见图 2.18.21)。其基本特点是在流化床外设充氧和脱膜设备, 在床内只有固液两相。废水和回流水在充氧设备中与纯氧或空气混合, DO 达 $30 \sim 40 \text{ mg/L}$ (氧气源) 或 $8 \sim 9 \text{ mg/L}$ (空气源), 然后进入流化床反应, 再由床顶排出。定期用脱膜机对载体机械脱膜。

(2) 三相流化床 (见图 2.18.22)。即直接向床内充氧, 形成气液固三相。由于气体的搅动, 载体之间的摩擦较强烈, 自动脱膜, 不需要床外脱膜机。但载体易流失, 气泡易聚并变大, 影响床内的均匀性和充氧效率。

2.18.5.3 构造

生物流化床主要由床体、载体、布水装置、充氧装置和脱膜装置等组成。

(1) 床体一般呈圆柱体, 平面也有方形。用钢板焊制或钢筋混凝土浇制, 其有效高度按空床流速和停留时间计算。床高径比可在较大范围内采用, 一般为 $(3 \sim 4):1$ 。采用内循环式三相流化床时, 升流区截面积与降流区截面积相同。流化床顶部的澄清区应按照截留被气体挟带的颗粒的要求进行设计。

(2) 载体粒径一般 $0.2 \sim 1 \text{ mm}$ 。相对密度略大于 1, 表面应比较粗糙, 无毒, 稳定。

(3) 布水装置常用单层多孔板、加砾石多孔板、圆锥底加喷嘴、泡罩布水。

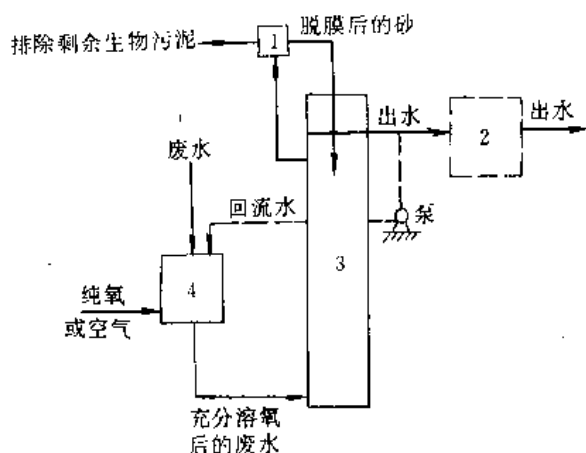


图 2.18.21 固液两相生物流化床流程

1—脱膜机；2—二次沉淀池；3—生物流化床；4—充氧设备

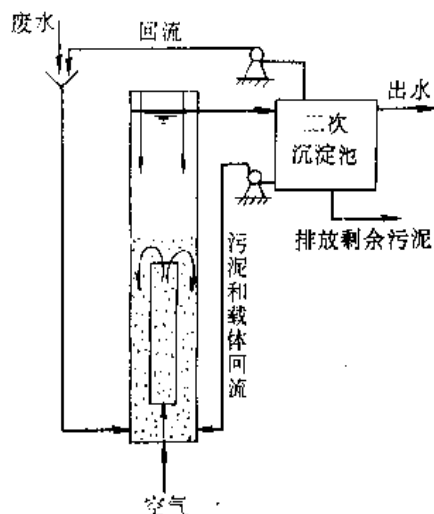


图 2.18.22 三相生物流化床流程

(4) 床内充氧装置可用扩散曝气。为了控制气泡大小，有采用减压释放空气的方式充氧，也有采用射流曝气充氧的。床外充氧设备多用压力溶氧。

(5) 转刷和叶轮脱膜装置分别见图 2.18.23 和 2.18.24。

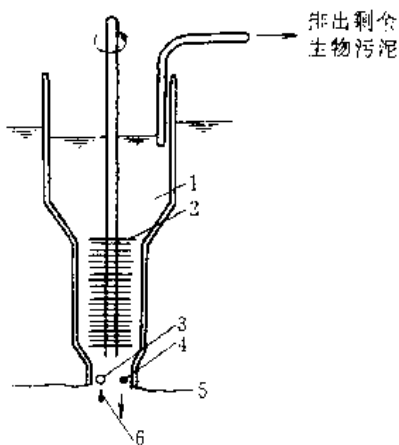


图 2.18.23 转刷脱膜装置

1—剩余生物污泥；2—脱膜刷子；3—带生物膜的颗粒；
4—脱膜后颗粒；5—膨胀层表面；6—吸入孔

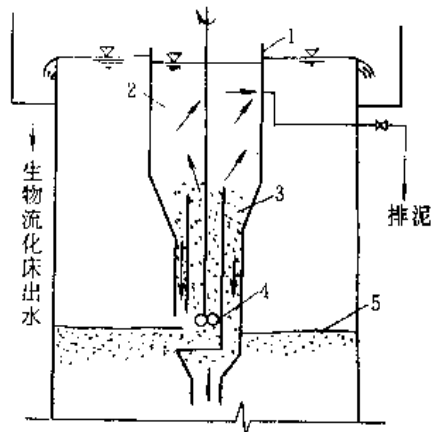


图 2.18.24 叶轮脱膜装置

1—脱膜装置；2—沉淀分离室；3—去膜载体；
4—叶轮搅拌器；5—生物载体膨胀界面

2.18.6 生物膜法的运行管理

2.18.6.1 生物膜的培养与驯化

生物膜的培养称为挂膜。挂膜菌种大多数采用生活粪便污水或生活污水与活性污泥的混合液接种。由于生物膜中微生物固着生长，适宜于特殊菌种的生存，所以挂膜也可采用纯培养的特异菌种菌液。特异菌种可单独使用，也可与活性污泥混合使用，由于所用的特异菌种比一般自然筛选的微生物更适宜于废水环境，因此，在与活性污泥混合使用时，仍可保持特异菌种在生物相中的优势。

挂膜过程必须使微生物吸附在载体上，同时还应不断供给营养物，使附着的微生物能在载体上繁殖，不被水流冲走。接种液和营养液同时投加。注意控制培养液营养比， $BOD_5:N:P=100:5:1$ 。当处理工业废水时，可先投配 20% 工业废水和 80% 生活污水来培养，当观察到有一定的处理效果时，可逐步加大工业废水的量，直至 100%。

挂膜方法有两种。一种是闭路循环法,即将菌液和营养液从设备一端流入(或从顶部喷淋下来),从另一端流出,将流出液收集在一个水槽中,不断曝气,使菌与污泥处于悬浮状态。曝气一段时间后,沉淀分离,去掉上清液,适当添加营养物和菌种,再回流入反应器,如此形成一个闭路系统。这种方法需要菌种和污泥数量大,而且由于营养物较缺,代谢产物积累,因而成膜时间较长。另一种挂膜法是连续法,即在菌液和污泥循环1~2次后连续进水,并使进水量逐步增大。这种挂膜法由于营养物供应良好,只要控制挂膜液的流速(在转盘中控制转速),可保证微生物吸附。

挂膜时应控制较小的负荷约为正常运行值的50%~70%。

2.18.6.2 日常管理

生物膜法操作简单,一般只要控制好进水流量、浓度、温度及所需投加的营养(N、P)等,处理效果一般比较稳定,微生物生长情况良好。在水质水量变化,形成负荷冲击情况下,出水水质恶化,但当冲击消除后,很快就能恢复正常。

生物滤池运行中应注意检查布水装置及滤料是否堵塞。布水装置堵塞往往由于管道锈蚀或由于废水吸附物沉积所致。滤层堵塞是由于膜的增长量超过排出量。膜的厚度一般与水温、水力负荷、有机负荷和通风量有关,水力负荷应与有机负荷相配合,使老化生物膜及时冲刷下来。当发现滤池堵塞时应采用高压水表面冲洗,或停用一段时间,让其干燥脱落。有时也可以加入少量氯剂(5mg/L,数小时)杀菌。对于有水封墙和可以封住排水渠的滤池可以淹没滤池1d以上。

生物转盘一般不会堵塞,可以用加大转速来控制膜厚度。生物接触氧化池可能堵塞,应降低进水中悬浮物浓度,堵塞时可增大曝气强度,或采用出水回流,以增大水流循环速度,冲刷生物膜。

在正常运转时,除了应进行有关物理、化学参数测定外,还应对不同层厚、级数的生物膜进行微生物镜检,观察生物分层及分级情况。

生物膜设备检修或停产期间,应保持膜的活性。对生物滤池,只需保持自然通风,或打开各层的观测窗(门);对生物转盘,可以将氧化槽放空,或用人工营养液循环。停产时,膜内水分大量蒸发,一旦重新开车,可能有大量膜质脱落,因此,开始恢复运转时,水量应逐步增加,防止干化生物膜脱落过多。

2.19 厌氧生化法

废水厌氧生物处理是环境工程与能源工程中的一项重要技术,是有机废水强有力的处理方法之一。过去,它多用于城市污水处理厂的污泥、有机废料以及部分高浓度有机废水的处理,在构筑物型式上主要采用普通消化池。由于存在水力停留时间长、有机负荷低等缺点,较长时间限制了它在废水处理中的应用。20世纪70年代以来,世界能源短缺日益突出,能产生能源的废水厌氧技术受到重视,研究与实践不断深入,开发了各种新型工艺和设备,大幅度地提高了厌氧反应器内活性污泥的持留量,使处理时间大大缩短,效率提高。目前,厌氧生化法不仅可用于处理有机污泥和高浓度有机废水,也用于处理中、低浓度有机废水,包括城市污水。

厌氧生化法与好氧生化法相比具有下列优点。

① 应用范围广。好氧法因供氧限制一般只适用于中、低浓度有机废水的处理,而厌氧法既适用于高浓度有机废水,又适用于中、低浓度有机废水。有些有机物对好氧生物处理法来说是难降解的,但对厌氧生物处理是可降解的,如固体有机物、着色剂蒽醌和某些偶氮染料等。

② 能耗低。好氧法需要消耗大量能量供氧,曝气费用随着有机物浓度的增加而增大,而厌氧法不需要充氧,而且产生的沼气可作为能源。废水有机物达一定浓度后,沼气能量可以抵偿消耗能量。图2.19.1表明,当原水 BOD_5 达到1500mg/L时,采用厌氧处理即有能量剩余。有机物浓度愈高,剩余能量愈多。一般厌氧法的动力消耗约为活性污泥法的1/10。

③ 负荷高。通常好氧法的有机容积负荷为2~4kgBOD/(m³·d),而厌氧法为2~10kgCOD/(m³·d),高的

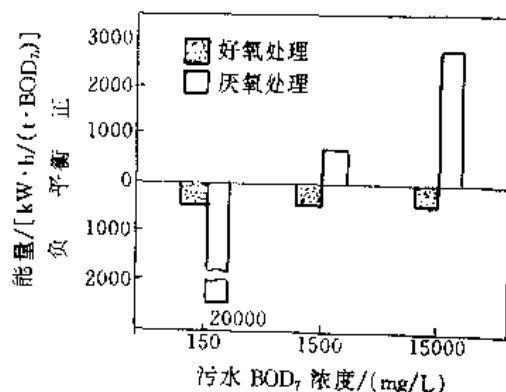


图 2.19.1 好氧与厌氧处理的能量平衡与污水 BOD_5 浓度关系

可达 $50\text{kgCOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ 。

④ 剩余污泥量少,且其浓缩性、脱水性良好。好氧法每去除 1kgCOD 将产生 $0.25\sim 0.6\text{kg}$ 生物量,而厌氧法去除 1kgCOD 只产生 $0.02\sim 0.18\text{kg}$ 生物量,其剩余污泥量只有好氧法的 $5\%\sim 20\%$ 。同时,消化污泥在卫生学上和化学上都是稳定的。因此,剩余污泥处理和处置简单、运行费用低,甚至可作为肥料、饲料或饵料利用。

⑤ 氮、磷营养需要量较少。好氧法一般要求 $\text{BOD}:\text{N}:\text{P}$ 为 $100:5:1$,而厌氧法的 $\text{BOD}:\text{N}:\text{P}$ 为 $100:2.5:0.5$,对氮、磷缺乏的工业废水所需投加的营养盐量较少。

⑥ 厌氧处理过程有一定的杀菌作用,可以杀死废水和污泥中的寄生虫卵、病毒等。

⑦ 厌氧活性污泥可以长期贮存,厌氧反应器可以季节性或间歇性运转。与好氧反应器相比,在停止运行一段时间后,能较迅速启动。

但是,厌氧生物处理法也存在下列缺点。

① 厌氧微生物增殖缓慢,因而厌氧设备启动和处理时间比好氧设备长。

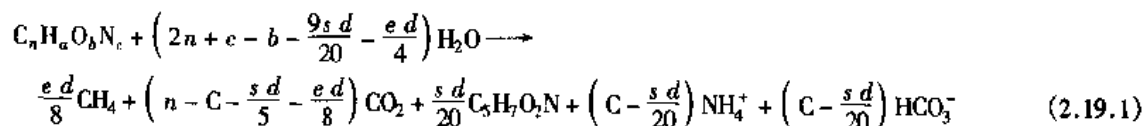
② 出水往往达不到排放标准,需要进一步处理,故一般在厌氧处理后串联好氧处理。

③ 厌氧处理系统操作控制因素较为复杂。

2.19.1 厌氧法的基本原理

废水厌氧生物处理是指在无分子氧条件下通过厌氧微生物(包括兼氧微生物)的作用,将废水中的各种复杂有机物分解转化成甲烷和二氧化碳等物质的过程,也称为厌氧消化。与好氧过程的根本区别在于不以分子态氧作为受氢体,而以化合态氧、碳、硫、氮等为受氢体。

有机物 ($\text{C}_n\text{H}_a\text{O}_b\text{N}_c$) 厌氧消化过程的化学反应通式可表达为:



式 (2.19.1) 中,括号内的符号和数值为反应的平衡系数,其中: $d = 4n + a - 2b - 3c$ 。 s 值代表转化成细胞的部分有机物, e 值代表转化成沼气的部分有机物。

设 $s + e = 1$ (2.19.2)

s 值随有机物成分、厌氧反应器中污泥泥龄 $\theta_c(\text{d})$ 和微生物细胞的自身氧化系数 $k_d(1/\text{d})$ 而变化:

$$s = a_e \frac{1 + 0.2k_d\theta_c}{1 + k_d\theta_c} \quad (2.19.3)$$

式 (2.19.3) 中, 0.2 代表细胞不可降解的系数, a_e 为转化成微生物细胞的有机物的最大系数值。

几种废物厌氧消化的 a_e 值 (以 COD 计的比值) 如表 2.19.1 所示。

表 2.19.1 几种废物组分厌氧消化的 a_e 值

废物组分	碳水化合物	蛋白质	脂肪酸	生活污水污泥
化学分子式	$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_5$	$\text{C}_{16}\text{H}_{24}\text{O}_5\text{N}_4$	$\text{C}_{16}\text{H}_{32}\text{O}_2$	$\text{C}_{10}\text{H}_{19}\text{O}_3\text{N}$
a_e	0.28	0.08	0.06	0.11

厌氧生物处理是一个复杂的微生物化学过程,依靠三大主要类群的细菌,即水解产酸细菌、产氢产乙酸

细菌和产甲烷细菌的联合作用完成。因而粗略地将厌氧消化过程划分为三个连续的阶段,即水解酸化阶段、产氢产乙酸阶段和产甲烷阶段,如图 2.19.2 所示。

第一阶段为水解酸化阶段。复杂的大分子、不溶性有机物先在细胞外酶的作用下水解为小分子、溶解性有机物,然后渗入细胞体内,分解产生挥发性有机酸、醇类、醛类等。这个阶段主要产生较高级脂肪酸。

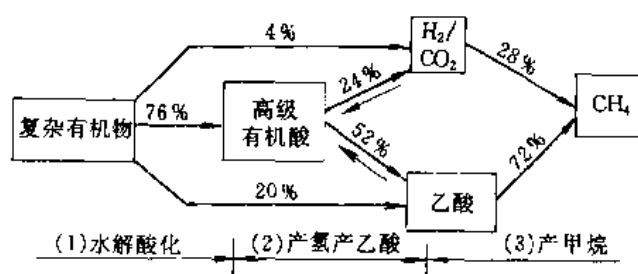


图 2.19.2 厌氧消化的三个阶段和 COD 转化率

表 2.19.2 产甲烷菌分类

目	科	属	代表种
产甲烷杆菌目	产甲烷杆菌科	产甲烷杆菌属	甲酸产甲烷杆菌
		产甲烷短杆菌属	瘤胃产甲烷短杆菌
产甲烷球菌目	产甲烷球菌科	产甲烷球菌属	范氏产甲烷球菌
产甲烷微菌目	产甲烷微菌科	产甲烷微菌属	运动产甲烷微菌
		产甲烷菌属	黑海产甲烷菌
		产甲烷螺菌属	亨氏产甲烷螺菌
	产甲烷八叠球菌科	产甲烷八叠球菌属	巴氏产甲烷八叠球菌
		产甲烷丝菌属	索氏产甲烷丝菌

2.19.2 厌氧法的影响因素

厌氧法对环境条件的要求比好氧法更严格。一般认为,控制厌氧处理效率的基本因素有两类:一类是基础因素,包括微生物量(污泥浓度)、营养比、混合接触状况、有机负荷等;另一类是环境因素,如温度、pH 值、氧化还原电位、有毒物质等。

由厌氧法的基本原理可知,厌氧过程要通过多种生理上不同的微生物类群联合作用来完成。如果把产甲烷阶段以前的所有微生物统称为不产甲烷菌,则它包括厌氧细菌和兼性细菌,尤以兼性细菌居多。与产甲烷菌相比,不产甲烷菌对 pH 值、温度、厌氧条件等外界环境因素的变化具有较强的适应性,且其增殖速度快。而产甲烷菌是一群非常特殊的、严格厌氧的细菌,它们对生长环境条件的要求比不产甲烷菌更严格,而且其繁殖的世代期更长。因此,产甲烷细菌是决定厌氧消化效率和成败的主要微生物,产甲烷阶段是厌氧过程速率的限制步骤。正因为此,在讨论厌氧过程的影响因素时,多以产甲烷菌的生理、生态特征来说明。

2.19.2.1 温度条件

温度是影响微生物生存及生物化学反应最重要的因素之一。各类微生物适宜的温度范围是不同的,一般

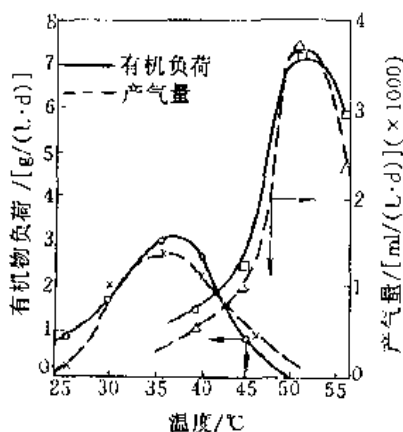


图 2.19.3 温度对消化的影响

认为,产甲烷菌的温度范围为 5~60℃,在 35℃和 53℃上下可以分别获得较高的消化效率,温度为 40~45℃时,厌氧消化效率较低,如图 2.19.3 所示。由此可见,各种产甲烷菌的适宜温度区域不一致,而且最适温度范围较小。根据产甲烷菌适宜温度条件的不同,厌氧法可分为常温消化、中温消化和高温消化三种类型。

① 常温厌氧消化,指在自然气温或水温下进行废水厌氧处理的工艺,适宜温度范围 10~30℃。

② 中温消化,适宜温度 35~38℃,若低于 32℃或者高于 40℃,厌氧消化的效率即趋向明显地降低。

③ 高温厌氧消化,适宜温度为 50~55℃。

上述适宜温度有时因其他工艺条件的不同而有某种程度的差异,如反应器内较高的污泥浓度,即较高的微生物酶浓度,则使温度的影响不易显露出来。在一定温度范围内,温度提高,有机物去除率提高,产气量提高。一般认为,高温消化比中温消化沼气产量约高一倍。温度的高低不仅影响沼气的产量,而且影响沼气中甲烷的含量和厌氧消化污泥的性质,对不同性质的底物影响程度不同。

温度对反应速度的影响同样是明显的。一般地说,在其他工艺条件相同的情况下,温度每上升 10℃,反应速度就大约增加 2~4 倍。因此,高温消化期比中温消化期短。温度对反应速度的影响可用 Arrhenius 关系式描述。O'Rourke 研究了温度 T 对含高浓度脂类物质混合废水甲烷发酵的影响,提出下列经验公式

$$(k)_T = 6.67 \times 10^{-0.015(35-T)} \quad (2.19.4)$$

式中 $(k)_T$ 为温度 $T(^\circ\text{C})$ 时的反应速率常数 (d^{-1}),该式适用于温度在 20~35℃ 范围以内。

温度的急剧变化和上下波动不利于厌氧消化作用。短小时内温度升降 5℃,沼气产量明显下降,波动的幅

度过大时,甚至停止产气。温度的波动,不仅影响沼气产量,还影响沼气中的甲烷含量,尤其高温消化对温度变化更为敏感。因此在设计消化器时常采取一定的控温措施,尽可能使消化器在恒温下运行,温度变化幅度不超过 $2\sim 3^{\circ}\text{C}/\text{h}$ 。然而,温度的暂时性突然降低不会使厌氧消化系统遭受根本性的破坏,温度一经恢复到原来水平时,处理效率和产气量也随之恢复,只是温度降低持续的时间较长时,恢复所需时间也相应延长。

2.19.2.2 pH 值

每种微生物可在一定的 pH 值范围内活动,产酸细菌对酸碱度不及甲烷细菌敏感,其适宜的 pH 值范围较广,在 $4.5\sim 8.0$ 之间。产甲烷菌要求环境介质 pH 值在中性附近,最适 pH 值为 $7.0\sim 7.2$, $\text{pH}6.6\sim 7.4$ 较为适宜。pH 值对产甲烷菌活性的影响见图 2.19.4。在厌氧法处理废水的应用中,由于产酸和产甲烷大多在同一构筑物内进行,故为了维持平衡,避免过多的酸积累,常保持反应器内的 pH 值在 $6.5\sim 7.5$ (最好在 $6.8\sim 7.2$)的范围内。

pH 值条件失常首先使产氢产乙酸作用和产甲烷作用受抑制,使产酸过程所形成的有机酸不能被正常地代谢降解,从而使整个消化过程的各阶段间的协调平衡丧失。若 pH 值降到 5 以下,对产甲烷菌毒性较大,同时产酸作用本身也受抑制,整个厌氧消化过程即停滞。即使 pH 值恢复到 7.0 左右,厌氧装置的处理能力仍不易恢复;而在稍高 pH 值时,只要恢复中性,产甲烷菌能较快地恢复活性。所以厌氧装置适宜在中性或稍偏碱性的状态下运行。

在厌氧消化过程中, pH 值的升降变化除了外界因素的影响之外,还取决于有机物代谢过程中某些产物的增减。产酸作用产物有机酸的增加,会使 pH 值下降;含氮有机物分解产物氨的增加,会引起 pH 值升高。

在 pH 值为 $6\sim 8$ 范围内,控制消化液 pH 值的主要化学系统是二氧化碳-重碳酸盐缓冲系统。它们通过下列平衡式而影响消化液的 pH 值:

$$\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{H}_2\text{CO}_3 \rightleftharpoons \text{H}^+ + \text{HCO}_3^-$$

$$\text{pH} = \text{p}K_1 + \lg \frac{[\text{HCO}_3^-]}{[\text{H}_2\text{CO}_3]} = \text{p}K_1 + \lg \frac{[\text{HCO}_3^-]}{K_2[\text{CO}_2]} \quad (2.19.5)$$

式中 K_1 ——碳酸的一级电离常数;

K_2 —— H_2CO_3 与 CO_2 的平衡常数。

在厌氧反应器中, pH 值、碳酸氢盐碱度及 CO_2 之间的关系见图 2.19.5 所示。

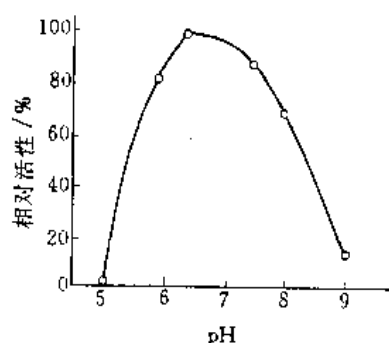


图 2.19.4 pH 值对产甲烷菌活性的影响

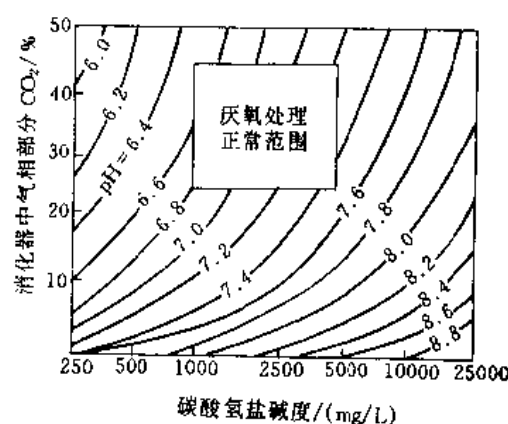


图 2.19.5 pH 与碳酸氢盐碱度之间的关系

从以上可以看出,在厌氧处理中, pH 值除受进水的 pH 影响外,主要取决于代谢过程中自然建立的缓冲平衡,取决于挥发酸、碱度、 CO_2 、氨氮、氢之间的平衡。

由于消化液中存在氢氧化铵、碳酸氢盐等缓冲物质。pH 值难以判断消化液中的挥发酸积累程度,一旦挥发酸的积累量足以引起消化液 pH 值的下降,系统中碱度的缓冲能力已经丧失,系统工作已经相当紊乱。所以在生产运转中常把挥发酸浓度及碱度作为管理指标。

2.19.2.3 氧化还原电位

无氧环境是严格厌氧的产甲烷菌繁殖的最基本条件之一。产甲烷菌对氧和氧化剂非常敏感,这是因为它不象好氧菌那样具有过氧化氢酶。对厌氧反应器介质中的氧浓度可根据浓度与电位的关系判断,即由氧化还

原电位表达。氧化还原电位与氧浓度的关系可用 Nernst 方程确定。研究表明, 产甲烷菌初始繁殖的环境条件是氧化还原电位不能高于 -330mV , 按 Nernst 方程计算, 相当于 $2.36 \times 10^{36}\text{L}$ 水中有 1mol 氧。可见产甲烷菌对介质中分子态氧极为敏感。

在厌氧消化全过程中, 不产甲烷阶段可在兼氧条件下完成, 氧化还原电位为 $+0.1 \sim -0.1\text{V}$; 而在产甲烷阶段, 氧化还原电位须控制为 $-0.3 \sim -0.35\text{V}$ (中温消化) 与 $-0.56 \sim -0.6\text{V}$ (高温消化), 常温消化与中温相近。产甲烷阶段氧化还原电位的临界值为 -0.2V 。

氧是影响厌氧反应器中氧化还原电位条件的重要因素, 但不是唯一因素。挥发性有机酸的增减、pH 值的升降以及铵离子浓度的高低等因素均影响系统的还原强度。如 pH 值低, 氧化还原电位高; pH 值高, 氧化还原电位低。

2.19.2.4 有机负荷

在厌氧法中, 有机负荷通常指容积有机负荷, 简称容积负荷, 即消化器单位有效容积每天接受的有机物量, 即 $\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。对悬浮生长工艺, 也有用污泥负荷表达的, 即 $\text{kgCOD}/(\text{kg 污泥} \cdot \text{d})$; 在污泥消化中, 有机负荷习惯上以投配率或进料率表达, 即每天所投加的湿污泥体积占消化器有效容积的百分数。由于各种湿污泥的含水率、挥发组分不尽一致, 投配率不能反映实际的有机负荷, 为此, 又引入反应器单位有效容积每天接受的挥发性固体质量这一参数, 即 $\text{kgMLVSS}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。

有机负荷是影响厌氧消化效率的一个重要因素, 直接影响产气量 and 处理效率。在一定范围内, 随着有机负荷的提高, 产气率即单位质量物料的产气量趋向下降, 而消化器的容积产气量则增多, 反之亦然。对于具体应用场合, 进料的有机物浓度是一定的, 有机负荷或投配率的提高意味着停留时间缩短, 则有机物分解率将下降, 势必使单位质量物料的产气量减少。但因反应器相对的处理量增多了, 单位容积的产气量将提高。

如前所述, 厌氧处理系统正常运转取决于产酸与产甲烷反应速率的相对平衡。一般产酸速度大于产甲烷速度, 若有机负荷过高, 则产酸率将大于用酸 (产甲烷) 率, 挥发酸将累积而使 pH 值下降、破坏产甲烷阶段的正常进行, 严重时产甲烷作用停顿, 系统失败, 并难以调整复苏。此外, 有机负荷过高, 则过高的水力负荷还会使消化系统中污泥的流失速率大于增长速率而降低消化效率。这种影响在常规厌氧消化工艺中更加突出。相反若有机负荷过低, 物料产气率或有机物去除率虽可提高, 但容积产气率降低, 反应器容积将增大, 使消化设备的利用效率降低, 投资和运行费用提高。

有机负荷值因工艺类型、运行条件以及废水废物的种类及其浓度而异。在通常的情况下, 常规厌氧消化工艺中温处理高浓度工业废水的有机负荷为 $2 \sim 3\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$, 在高温下为 $4 \sim 6\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。上流式厌氧污泥床反应器、厌氧滤池、厌氧流化床等新型厌氧工艺的有机负荷在中温下为 $5 \sim 15\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$, 可高达 $30\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。在处理具体废水时, 最好通过试验来确定其最适宜的有机负荷。

2.19.2.5 厌氧活性污泥

厌氧活性污泥主要由厌氧微生物及其代谢的和吸附的有机物、无机物组成。厌氧活性污泥的浓度和性状

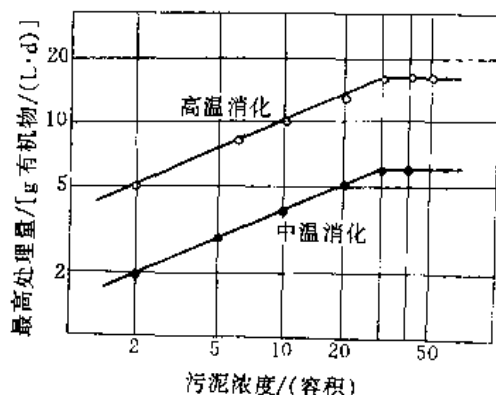


图 2.19.6 消化池内污泥浓度与最高处理量之间的关系 (乙醇蒸馏废水)

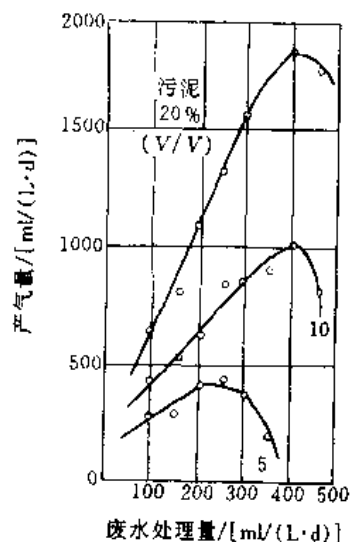


图 2.19.7 消化池内污泥浓度与产气量的关系 (洗毛废水, 中温消化)

与消化的效能有密切的关系。性状良好的污泥是厌氧消化效率的基础保证。厌氧活性污泥的性质主要表现为它的作用效能与沉淀性能,前者主要取决于活微生物的比例及其对底物的适应性和活微生物中生长速率低的产甲烷菌的数量是否达到与不产甲烷菌数量相适应的水平。活性污泥的沉淀性能是指污泥混合液在静止状态下的沉降速度,它与污泥的凝聚性有关、与好氧处理一样,厌氧活性污泥的沉淀性能也以SVI衡量。G·Lettinga认为在上流式厌氧污泥床反应器中,当活性污泥的SVI为15~20ml/g时,污泥具有良好的沉淀性能。

厌氧处理时,废水中的有机物主要靠活性污泥中的微生物分解去除,故在一定的范围内,活性污泥浓度愈高,厌氧消化的效率也愈高。但至一定程度后,效率的提高不再明显。这主要因为:(1)厌氧污泥的生长率低、增长速度慢,积累时间过长后,污泥中无机成分比例增高,活性降低;(2)污泥浓度过高有时易于引起堵塞而影响正常运行。图2.19.6和图2.19.7分别说明污泥浓度与最高处理量和产气量之间的关系。

2.19.2.6 搅拌和混合

混合搅拌也是提高消化效率的工艺条件之一。没有搅拌的厌氧消化池,池内料液常有分层现象。通过搅拌可消除池内梯度,增加食料与微生物之间的接触,避免产生分层,促进沼气分离。在连续投料的消化池中,还使进料迅速与池中原有料液相混匀,如图2.19.8所示。

采用搅拌措施能显著地提高消化的效率,如图2.19.9所示,故在传统厌氧消化工艺中,也将有搅拌的消化器称为高效消化器。但是对于混合搅拌程度与强度,尚有不同的观点,如对于混合搅拌与产气量的关系,有资料说明,适当搅拌优于频频搅拌,也有资料说明,频频搅拌为好。一般认为,产甲烷菌的生长需要相对较宁静的环境,巴斯韦尔曾指出:消化池的每次搅拌时间不应超过1h。Крелис认为消化器内的物质移动速度不宜超过0.5m/s,因为这是微生物生命活动的临界速度。搅拌的作用还与污水废物的性状有关。当含不溶性物质较多时,因易于生成浮渣,搅拌的功效更加显著;对含可溶性废物或易消化悬浮固体的污水,搅拌的功效相对地小一些。

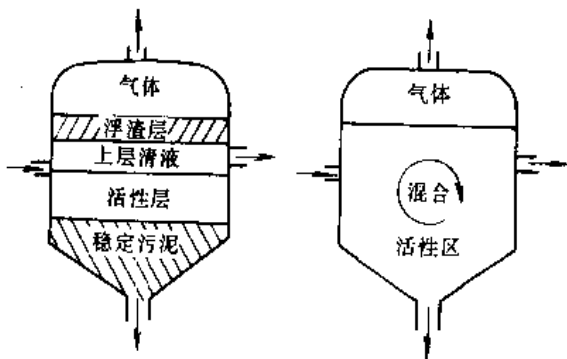


图 2.19.8 消化池的静止与混合状态

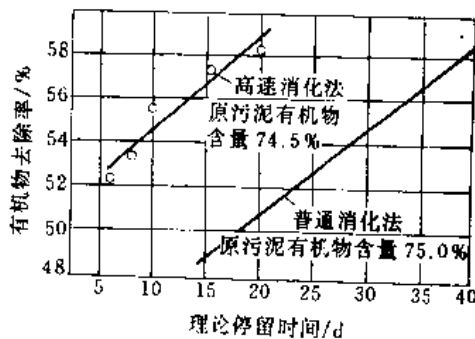


图 2.19.9 普通消化法与高速消化法与有机物去除率的关系

搅拌的方法有:(1)机械搅拌器搅拌法;(2)消化液循环搅拌法;(3)沼气循环搅拌法等。其中沼气循环搅拌,还有利于使沼气中的 CO_2 作为产甲烷的底物被细菌利用,提高甲烷的产量。厌氧滤池和上流式厌氧污泥床等新型厌氧消化设备,虽没有专设搅拌装置,但以上流的方式连续投入料液,通过液流及其扩散作用,也起到一定程度的搅拌作用。

2.19.2.7 废水的营养比

厌氧微生物的生长繁殖需按一定的比例摄取碳、氮、磷以及其他微量元素。工程上主要控制进料的碳、氮、磷比例,因为其他营养元素不足的情况较少见。不同的微生物、在不同的环境条件下所需的碳、氮、磷比例不完全一致。一般认为,厌氧法中碳:氮:磷控制为200~300:5:1为宜。此比值大于好氧法中100:5:1,这与厌氧微生物对碳素养分的利用率较好氧微生物低有关。在碳、氮、磷比例中,碳氮比例对厌氧消化的影响更为重要。研究表明,合适的C/N为10~18:1,如图2.19.10和图2.19.11所示。

在厌氧处理时提供氮源,除满足合成菌体所需之外,还有利于提高反应器的缓冲能力。若氮源不足,即碳氮比太高,则不仅厌氧菌增殖缓慢,而且消化液的缓冲能力降低,pH值容易下降。相反,若氮源过剩,即碳氮比太低,氮不能被充分利用,将导致系统中氨的过分积累,pH值上升至8.0以上,而抑制产甲烷菌的生长繁殖,使消化效率降低。

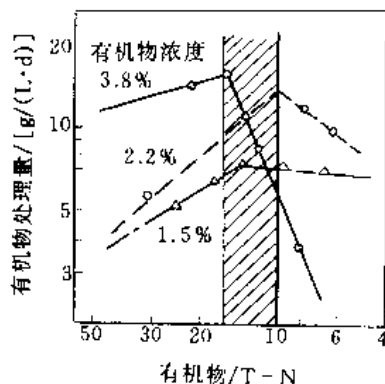


图 2.19.10 氮浓度与处理量的关系

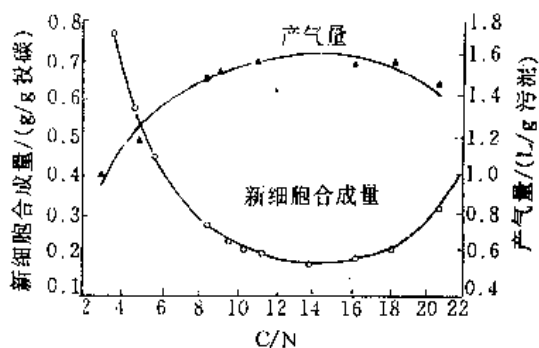


图 2.19.11 C/N 与新细胞合成量及产气量关系

2.19.2.8 有毒物质

厌氧系统中的有毒物质会不同程度地对过程产生抑制作用, 这些物质可能是进水中所含成分, 或是厌氧菌代谢的副产物, 通常包括有毒有机物、重金属离子和一些阴离子等。对有机物来说, 带醛基、双键、氯取代基、苯环等结构, 往往具有抑制性。五氯苯酚和半纤维素衍生物, 主要抑制产乙酸和产甲烷细菌的活动。重金属被认为是使反应器失效的最普遍及最主要的因素, 它通过与微生物酶中的巯基、氨基、羧基等相结合, 而使酶失活, 或者通过金属氢氧化物凝聚作用使酶沉淀。据资料, 金属离子对产甲烷菌的影响按 $\text{Cr} > \text{Cu} > \text{Zn} > \text{Cd} > \text{Ni}$ 的顺序减少。氨是厌氧过程中的营养物和缓冲剂, 但高浓度时也产生抑制作用, 其机理与重金属不同, 是由 NH_4^+ 浓度增高和 pH 值上升两方面所产生的, 主要影响产甲烷阶段, 抑制作用可逆。据资料, 当 $\text{NH}_3\text{-N}$ 浓度在 1500~3000mg/L 时, 在碱性 pH 值下有抑制作用, 当浓度超过 3000mg/L 时, 则不论 pH 值如何, 铵离子都有毒。过量的硫化物存在也会对厌氧过程产生强烈的抑制。首先, 由硫酸盐等还原为硫化物的反硫化过程与产甲烷过程争夺有机物氧化脱下来的氢。其次, 当介质中可溶性硫化物积累后, 会对细菌细胞的功能产生直接抑制, 使产甲烷菌的种群减少。但当与重金属离子共存时, 因将形成硫化物沉淀而使毒性减轻。据资料介绍, 当硫含量在 100mg/L 时, 对产甲烷过程有抑制, 超过 200mg/L, 抑制作用十分明显。硫的其他形式化合物 (如 SO_2 、 SO_4^{2-} 等) 对厌氧过程也有抑制。

有毒物质的最高容许浓度与处理系统的运行方式、污泥驯化程度、废水特性、操作控制条件等因素有关。

2.19.3 厌氧法的工艺和设备

厌氧消化工艺有多种分类方法。按微生物生长状态分为厌氧活性污泥法和厌氧生物膜法; 按投料、出料及运行方式分为分批式、连续式和半连续式; 根据厌氧消化中物质转化反应的总过程是否在同一反应器中并在同一工艺条件下完成, 又可分为一步厌氧消化与两步厌氧消化等。

厌氧活性污泥法包括普通消化池、厌氧接触工艺、上流式厌氧污泥床反应器等。厌氧生物膜法包括厌氧生物滤池、厌氧流化床、厌氧生物转盘等。

2.19.3.1 普通厌氧消化池

普通消化池又称传统或常规消化池, 已有百余年的历史。消化池常用密闭的圆柱形池, 如图 2.19.12 所示。废水定期或连续进入池中, 经消化的污泥和废水分别由消化池底和上部排出, 所产的沼气从顶部排出。池径从几米至三、四十米, 柱体部分的高度约为直径的 1/2, 池底呈圆锥形, 以利排泥。一般都有盖子, 以保证良好的厌氧条件, 收集沼气和保持池内温度, 并减少池面的蒸发。为了使进料和厌氧污泥充分接触、使所产的沼气泡及时逸出而设有搅拌装置, 此外, 进行中温和高温消化时, 常需对消化液进行加热。常用搅拌方式有三种: (1) 池内机械搅拌; (2) 沼气搅拌, 即用压缩机将沼气从池顶抽出, 再从池底充入, 循环沼气进行搅拌; (3) 循环消化液搅拌, 即池内设有射流器, 由池外水泵压送的循环消化液经射流器喷射, 在喉管处造成真空, 吸进一部分池中的消化液, 形成较强烈的搅拌, 如图 2.19.13 所示。一般情况下每隔 2~4h 搅拌 1 次。在排放消化液时, 通常停止搅拌, 经沉淀分离后排出上清液。

常用加热方式有三种: (1) 废水在消化池外先经热交换器预热到定温再进入消化池; (2) 热蒸汽直接在消化器内加热; (3) 在消化池内部安装热交换管。(1) 和 (3) 两种方式可利用热水、蒸汽或热烟气等废热源加热。

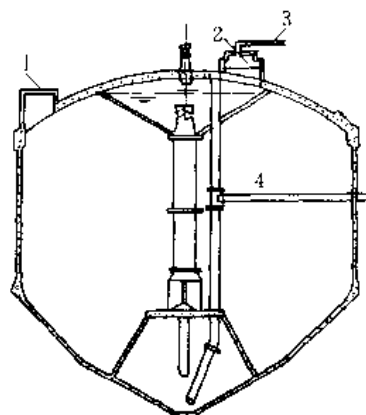


图 2.19.12 螺旋桨搅拌的消化池

1—检修口；2—集气罩；3—出气管；4—污泥管

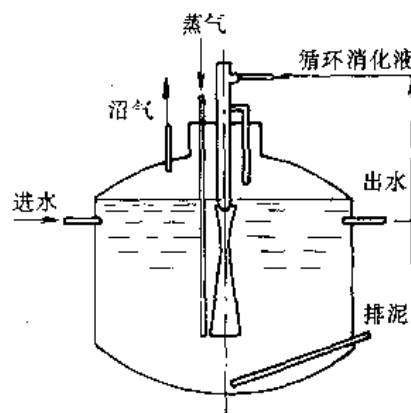


图 2.19.13 循环消化液搅拌式消化池

普通消化池一般的负荷，中温为 $2 \sim 3 \text{ kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ，高温为 $5 \sim 6 \text{ kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。

普通消化池的特点是：可以直接处理悬浮固体含量较高或颗粒较大的料液。厌氧消化反应与固液分离在同一个池内实现，结构较简单。但缺乏持留或补充厌氧活性污泥的特殊装置，消化器中难以保持大量的微生物细胞；对无搅拌的消化器，还存在料液的分层现象严重，微生物不能与料液均匀接触，温度也不均匀，消化效率低等缺点。

2.19.3.2 厌氧接触法

为了克服普通消化池不能持留或补充厌氧活性污泥的缺点，在消化池后设沉淀池，将沉淀污泥回流至消化池，形成了厌氧接触法，其工艺流程如图 2.19.14 所示。该系统即使污泥不流失、出水水质稳定，又可提高消化池内污泥浓度，从而提高设备的有机负荷和处理效率。

然而，从消化池排出的混合液在沉淀池中进行固液分离有一定的困难。其原因一方面由于混合液中污泥上附着大量的微小沼气泡，易于引起污泥上浮；另一方面，由于混合液中的污泥仍具有产甲烷活性，在沉淀过程中仍能继续产气，从而妨碍污泥颗粒的沉降和压缩。为了提高沉淀池中混合液的固液分离效果，目前采用以下几种方法脱气：（1）真空脱气，由消化池排出的混合液经真空脱气器（真空度为 5 kPa ），将污泥絮体上的气泡除去，改善污泥的沉淀性能；（2）热交换器急冷法，将从消化池排出的混合液进行急速冷却，如中温消化液 35°C 冷到 $15 \sim 25^\circ\text{C}$ ，可以控制污泥继续产气，使厌氧污泥有效地沉淀；图 2.19.15 是设真空脱气器和热交换器的厌氧接触法工艺流程；（3）絮凝沉淀，向混合液中投加絮凝剂，使厌氧污泥易凝聚成大颗粒，加速沉降；（4）用超滤器代替沉淀池，以改善固液分离效果。此外，为保证沉淀池分离效果，在设计时，沉淀池内表面负荷比一般废水沉淀池表面负荷应小，一般不大于 $1 \text{ m}^3/\text{h}$ ，混合液在沉淀池内停留时间比一般废水沉淀时间要长，可采用 4 h 。

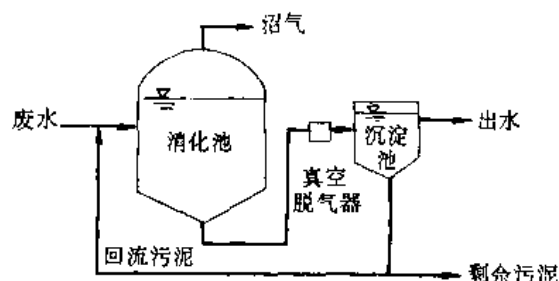


图 2.19.14 厌氧接触法的工艺流程

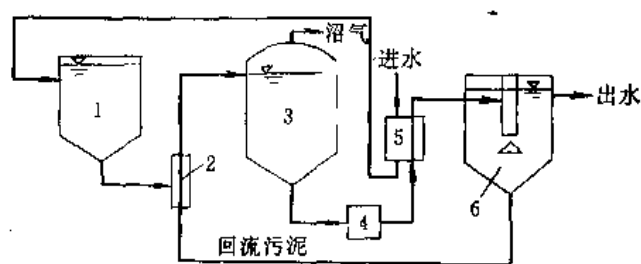


图 2.19.15 设真空脱气器和热交换器的厌氧接触法工艺流程

1—调节池；2—水射器；3—消化池；
4—真空脱气器；5—热交换器；6—沉淀池

表 2.19.3 厌氧接触法处理工业废水的应用实例

废水来源	废水特性				发酵温度 ℃	有机负荷 kgCOD/ (m ³ ·d)	产气量 m ³ /kg COD	水力停留 时间 d	出水特性				处理效率	
	BOD ₅ mg/L	COD mg/L	SS mg/L	pH					BOD ₅ mg/L	COD mg/L	SS mg/L	pH	BOD ₅ %	COD %
屠宰废水	1381	—	988	中性	中温	1.62~3.42 ^②	—	0.5~0.6	129	—	198	中性	90.8	—
蔬菜罐头废水	3800	8000	—	—	中温	3.0	0.28 ^①	3.6	100	700	—	—	92.9	80.5
柠檬酸生产废水	1700	4700	—	—	中温	2.5	0.43 ^①	18.8	1200	10000	—	—	93.0	78.7
苹果汁果胶生产混合 污水	750	1060	290	6.9	—	1.13	—	0.85	80	180	60	7.0	90	83
乳品加工废水	2950	—	—	—	33	1.5 ^②	—	2.0	—	—	—	—	93	—
牛奶房废水	1400	3000	—	—	中温	2.0	0.22 ^①	1.5	600	1000	—	—	80.0	66.8
乳酪加工、乳清除盐和 喷雾干燥混合废水	2950	4900	680	2.4~11	中温	2.52	0.453	1.93	205	830	410	6.95	93	83
小麦淀粉废水	4200	6000	—	—	中温	2.5	0.39 ^①	3.6	200	1600	—	—	95.2	81.2
玉米淀粉废水	6280	—	—	—	23	1.8 ^②	—	3.3	—	—	—	—	88	—
大米加工废水	1290	—	—	—	30	1.4 ^②	—	1.2	—	—	—	—	92	—
甜菜制糖废水	3800	8000	—	—	中温	3.0	0.24 ^①	2.7	2200	3800	—	—	12.1	52.5
啤酒厂废水	3900	—	—	—	33	2.0 ^②	—	2.3	—	—	—	—	96	—
葡萄酒厂废水	9000	—	—	—	33	5.8 ^②	—	2.0	—	—	—	—	96	—
麦芽威士忌酒糟	27200	47520	13400	4.77	中温	1.76	0.474	23.52	2120	6115	3380	7.3	92	87
麦芽威士忌生产混合 废水	18830	33630	7880	4.1	中温	1.03	0.54	32.7	—	5100	2840	7.61	—	84
制浆造纸混合废水	5300	15000	—	—	中温	5.0	0.26 ^①	3.0	720	7700	—	—	86.4	48.7
棉布精炼废水	1600	—	—	—	30	1.2 ^②	—	1.3	—	—	—	—	92	—

①按所投加的 COD 计，其余按去除 COD 计；②以 BOD 计，其余以 COD 计。

厌氧接触法的特点：(1)通过污泥回流，保持消化池内污泥浓度较高，一般为 $10 \sim 15 \text{ g/L}$ ，耐冲击能力强；(2)消化池的容积负荷较普通消化池高，中温消化时，一般为 $2 \sim 10 \text{ kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ，水力停留时间比普通消化池大大缩短，如常温下，普通消化池为 $15 \sim 30$ 天，而接触法小于 10 天；(3)可以直接处理悬浮固体含量较高或颗粒较大的料液，不存在堵塞问题；(4)混合液经沉淀后，出水水质好，但需增加沉淀池、污泥回流和脱气等设备。厌氧接触法还存在混合液难于在沉淀池中进行固液分离的缺点。

表 2.19.3 列举了几种工业废水利用厌氧接触法处理的实际数据。

2.19.3.3 上流式厌氧污泥床反应器

上流式厌氧污泥床反应器，简称 UASB 反应器，是由荷兰的 G·Lettinga 等人在 20 世纪 70 年代初研制开发的。污泥床反应器内没有载体，是一种悬浮生长型的消化器，其构造如图 2.19.16 所示。由反应区、沉淀区和气室三部分组成。在反应器的底部是浓度较高的污泥层，称污泥床，在污泥床上部是浓度较低的悬浮污泥层，通常把污泥层和悬浮层统称为反应区，在反应区上部设有气、液、固三相分离器。废水从污泥床底部进入，与污泥床中的污泥进行混合接触，微生物分解废水中的有机物产生沼气，微小沼气泡在上升过程中，不断合并逐渐形成较大的气泡。由于气泡上升产生较强烈的搅动，在污泥床上部形成悬浮污泥层。气、水、泥的混合液上升至三相分离器内，沼气泡碰到分离器下部的反射板时，折向气室而被有效地分离排出；污泥和水则经孔道进入三相分离器的沉淀区，在重力作用下，水和泥分离，上清液从沉淀区上部排出，沉淀区下部的污泥沿着斜壁返回到反应区内。在一定的水力负荷下，绝大部分污泥颗粒能保留在反应区内，使反应区具有足够的污泥量。

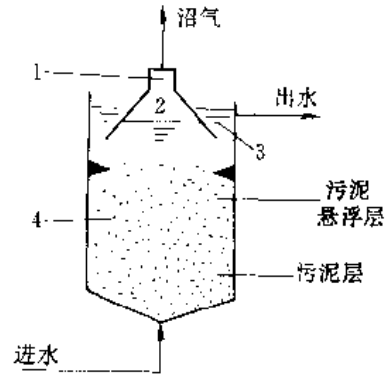


图 2.19.16 UASB 反应器示意图

1—气-液-固三相分离器；2—气室；
3—沉淀区；4—反应区

反应区中污泥层高度约为反应区总高度的 $1/3$ ，但其污泥量约占全部污泥量的 $2/3$ 以上。由于污泥层中的污泥量比悬浮层大，底物浓度高，酶的活性也高，有机物的代谢速度较快，因此，大部分有机物在污泥层被去除。研究结果表明，废水通过污泥层已有 80% 以上的有机物被转化，余下的再通过污泥悬浮层处理，有机物总去除率达 90% 以上。虽然悬浮层去除的有机物量不大，但是其高度对混合程度、产气量和过程稳定性至关重要。因此，应保证适当悬浮层乃至反应区高度。

上流式厌氧污泥床的池形有圆形、方形、矩形。小型装置常为圆柱形，底部呈锥形或圆弧形，大型装置为便于设置气、液、固三相分离器，则一般为矩形，高度一般为 $3 \sim 8 \text{ m}$ ，其中污泥床 $1 \sim 2 \text{ m}$ ，污泥悬浮层 $2 \sim 4 \text{ m}$ ，多用钢结构或钢筋混凝土结构，三相分离器可由多个单元组合而成。当废水流量较小，浓度较高时，需要的沉淀区面积小，沉淀区的面积和池形可与反应区相同；当废水流量较大，浓度较低时，需要的沉淀面积大，为使反应区的过流面积不致太大，可采用沉淀区面积大于反应区，即反应器上部面积大于下部面积的池形。

设置气、液、固三相分离器是上流式厌氧污泥床的重要结构特性，它对污泥床的正常运行和获得良好的出水水质起十分重要的作用。上流式厌氧污泥床的三相分离器的构造有多种型式，到目前为止，大型生产上采用的三相分离器多为专利。图 2.19.17 是几种三相分离器示意图，图中 (c)、(d) 分别为德国专利结构，其特点是使混合液上升和污泥回流严格分开，有利于污泥絮凝聚沉淀和污泥回流。图中 c 设有浮泥挡板，使浮渣不能进入沉淀区。一般来说，三相分离器应满足以下条件：(1)沉淀区斜壁角度约 50° ，使沉淀在斜底上的污泥不积聚，尽快滑回反应区内；(2)沉淀区的表面负荷应在 $0.7 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 以下，混合液进入沉淀区前，通过入流孔道（缝隙）的流速不大于 2 m/h ；(3)应防止气泡进入沉淀区影响沉淀；(4)应防止气室产生大量泡沫；并控制好气室的高度，防止浮渣堵塞出气管，保证气室出气管畅通无阻。从实践来看，气室水面上总是有一层浮渣，其厚度与水质有关。因此，在设计气室高度时，应考虑浮渣层的高度。此外还需考虑浮渣的排放。

上流式厌氧污泥床的混合是靠上流的水流和消化过程中产生的沼气泡来完成的。因此，一般采用多点进水，使进水较均匀地分布在污泥床断面上。常采用穿孔管布水和脉冲进水。图 2.19.18 是德国专利所介绍的进水系统平面分布及配水设备示意图。在反应器的底平面上均匀设置许多布水管（管口高度不同），从水泵来的水通过配水设备流进布水管，从管口流出。配水设备是由一根可旋转的配水管与配水槽构成，配水槽为

一圆环形，配水槽分隔为若干单元，每个与一通进反应器的布水管相连。从水泵来的水管与可旋转的配水管相连接。工作时配水管旋转，在一定时间间隔内，污水流进配水槽的一个单元，由此流进一根布水管进入反应器。这种布水对反应器来说是连续进水，而对每个布水点而言，则是间隙进水，布水管的瞬间流量与整个反应器流量相等。

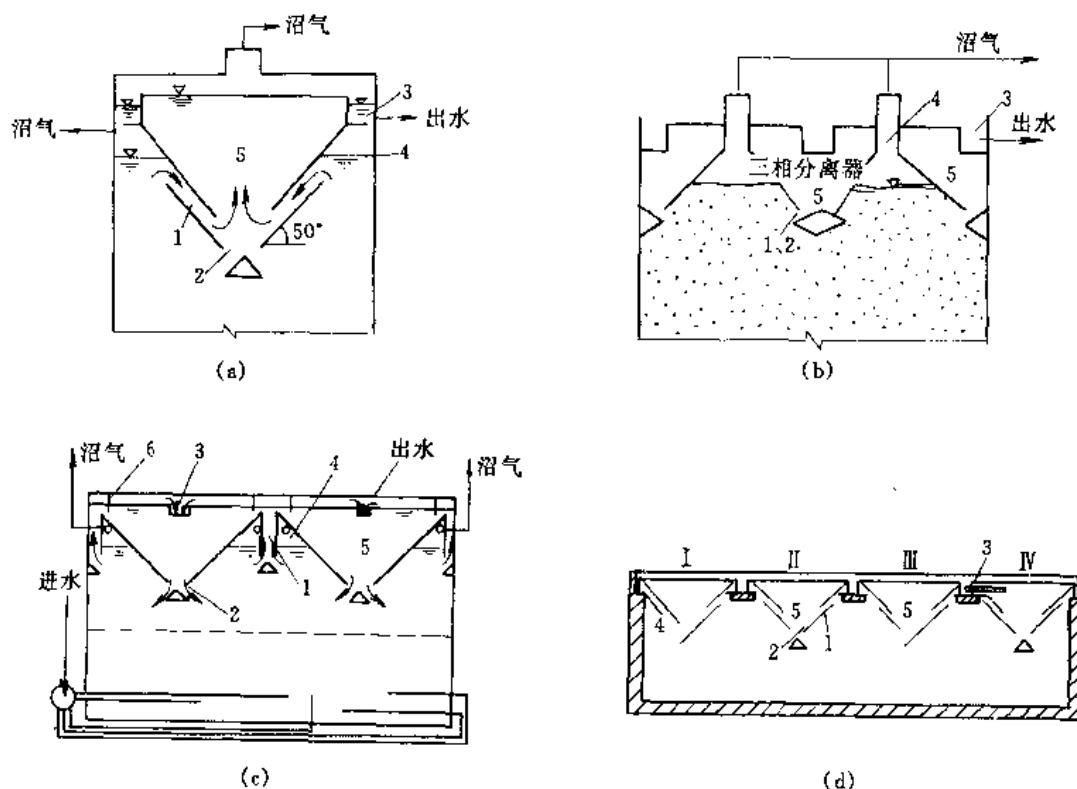


图 2.19.17 几种气、液、固分离器示意图

1—液、固混合液通道；2—污泥回流口；3—集水槽；4—气室；5—沉淀区；6—浮泥挡板

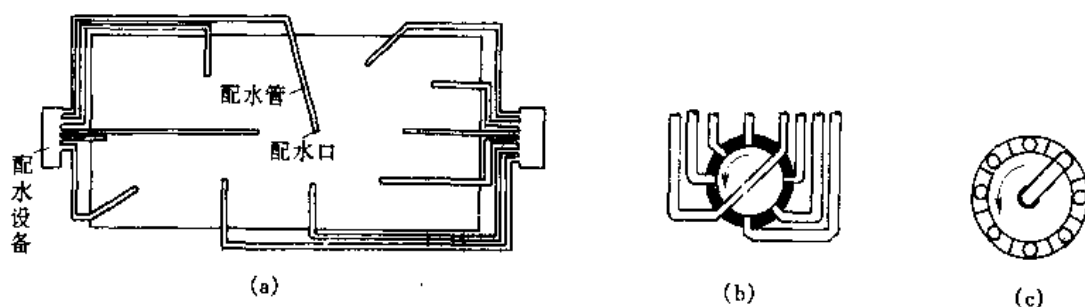


图 2.19.18 进水系统示意图

(a) 进水系统平面分布示意图；(b) 配水设备示意图；(c) 可旋转的配水管配水示意

上流式厌氧污泥床反应器的特点是：(1)反应器内污泥浓度高，一般平均污泥浓度为 $30 \sim 40 \text{ g/L}$ ，其中底部污泥床污泥浓度 $60 \sim 80 \text{ g/L}$ ，污泥悬浮层污泥浓度 $5 \sim 7 \text{ g/L}$ ；(2)有机负荷高，水力停留时间短，中温消化，COD 容积负荷一般为 $10 \sim 20 \text{ kgCOD}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ ；(3)反应器内设三相分离器，被沉淀区分离的污泥能自动回流到反应区，一般无污泥回流设备；(4)无混合搅拌设备。投产运行正常后，利用本身产生的沼气和进水来搅动；(5)污泥床内不填载体，节省造价及避免堵塞问题。但反应器内有短流现象，影响处理能力；进水中的悬浮物应比普通消化池低得多，特别是难消化的有机物固体不宜太高，以免对污泥颗粒化不利或减少反应区的有效容积，甚至引起堵塞；运行启动时间长，对水质和负荷突然变化比较敏感。

三相分离器的设计包括沉淀区设计、回流缝设计和气液分离设计。下面以图 2.19.19 为例说明设计计算方法。

① 沉淀区设计。三相分离器沉淀区的设计方法与普通二次沉淀池的设计相似, 主要考虑两项因素, 即沉淀面积和水深。沉淀区的面积根据废水量和沉淀区的表面负荷确定, 由于在沉淀区的厌氧污泥与水中残余的有机物尚能产生生化反应, 有少量的沼气产生, 对固液分离有一定的干扰。这种情况在处理高浓度有机废水时可能更为明显, 所以建议表面负荷一般应 $< 1.0 \text{ m}^3 / (\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。三相分离器集气罩(气室)顶以上的复盖水深 h_2 可采用 $0.5 \sim 1.0 \text{ m}$, 集气罩斜面的坡度 θ 应采用 $55^\circ \sim 60^\circ$, 沉淀区斜面(或斗)的高度建议采用 $0.5 \sim 1.0 \text{ m}$ 。不论何种形式三相分离器, 其沉淀区的总水深应 $\geq 1.5 \text{ m}$, 并保证在沉淀区的停留时间为 $1.5 \sim 2.0 \text{ h}$ 。

② 回流缝设计。由图可知, 三相分离器由上、下二组重叠的三角形集气罩所组成, 根据几何关系可得:

$$b_1 = h_3 / \tan \theta \quad (2.19.6)$$

式中 b_1 ——下三角形集气罩底的 $1/2$ 宽度, m ;

θ ——下三角形集气罩斜面的水平夹角, 一般可采用 $55^\circ \sim 60^\circ$;

h_3 ——下三角形集气罩的垂直高, m 。

$$b_2 = b - 2b_1 \quad (2.19.7)$$

式中 b_2 ——相邻二个下三角形集气罩之间的水平距离, m , 即污泥的回流缝之一;

b ——单元三相分离器的宽度, m 。

下三角形集气罩之间的污泥回流缝中混合液的上升流速 (v_1) 可用下式计算:

$$v_1 = \frac{Q}{S_1} \quad (2.19.8)$$

式中 v_1 ——回流缝中混合液上升流速, m/h ;

Q ——反应器设计废水流量, m^3/h ;

S_1 ——下三角形集气罩回流缝的总面积, m^2 , 其值可用下式表示:

$$S_1 = b_2 \times l \times n \quad (2.19.9)$$

式中 l ——反应器的宽度, 即三相分离器的长度, m ;

n ——反应器的三相分离器单元数。

为了使回流缝的水流稳定, 污泥能顺利地回流, 建议流速 $v_1 < 2 \text{ m/h}$ 。

上三角形集气罩与下三角形集气罩斜面之间回流缝的流速 (v_2) 可用下式计算:

$$v_2 = Q / S_2 \quad (2.19.10)$$

式中 S_2 ——上三角形集气罩回流缝的总面积, m^2 , 可用下式表示:

$$S_2 = c \times l \times 2n \quad (2.19.11)$$

式中 c ——上三角形集气罩回流缝的宽度, m , 即为图中的 c 点至 AB 斜面的垂直距离 CE , 建议 $CE > 0.2 \text{ m}$ 。

为了使回流缝和沉淀区的水流稳定, 确保良好的固液分离效果和污泥的顺利回流, 要求满足下列条件:

$$v_2 < v_1 < 2.0 \text{ m/h}$$

③ 气液分离设计。由图可知, 欲达到气液分离目的, 上下二组三角形集气罩的斜边必须重叠, 重叠的水平距离 (AB 的水平投影) 越大, 气体分离效果越好, 去除气泡的直径越小, 对沉淀区固液分离效果的影响越小。所以, 重叠量的大小是决定气液分离效果好坏的关键。

由反应区上升的水流从下三角形集气罩回流缝过渡到上三角形集气罩回流缝再进入沉淀区, 其水流状态比较复杂。当混合液上升到 A 点后将沿着 \overrightarrow{AB} 方向斜面流动, 并设流速为 v_a , 同时假定 A 点的气泡以速度 v_b 垂直上升, 所以气泡的运动轨迹将沿着 v_a 和 v_b 合成速度的方向运动, 根据速度合成的平行四边形法则, 则有:

$$\frac{v_b}{v_a} = \frac{AD}{AB} = \frac{BC}{AB} \quad (2.19.12)$$

要使气泡分离后进入沉淀区的必要条件是:

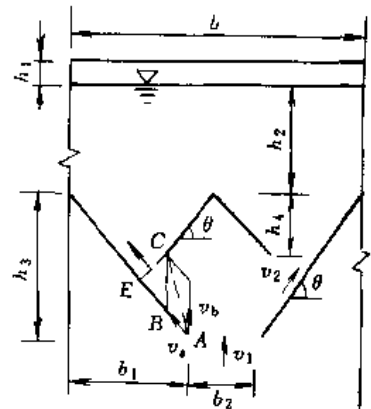


图 2.19.19 单元三相分离器的几何尺寸关系图

$$\frac{v_b}{v_a} > \frac{AD}{AB} \left(= \frac{BC}{AB} \right)$$

(2.19.13)

气泡上升速度 (v_b) 与其直径、水温、液体和气体的密度、废水的粘滞系数等因素有关。当气泡的直径很小 ($d < 0.1\text{mm}$) 时, 在气泡周围的水流呈层流状态, $Re < 1$, 这时气泡的上升速度可用斯托克斯 (Stokes) 公式计算。 $v_a = v_{b0}$

国内部分 UASB 反应器运行数据见表 2.19.4。

表 2.19.4 我国部分半生产及生产性 UASB 反应器运行数据

废水种类	温度/℃	反应器 容积/ m^3	COD 容积 负荷/ $[\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})]$	进水 COD (mg/L)	COD 去除率/%	研究或应用单位
味精废水	30 ~ 32	4.6	5.5	12150	88.5	中科院广州能源所
酒精过滤液	高温	24	22.3	900 ~ 2800	91	北京环保局, 山东酒精总厂
溶剂废醪	52	53	14.8	19870	88	无锡环保监测所 无锡溶剂总厂
柠檬酸废水	35	6	20.3	20000 ~ 36000	90	常州市环境工程设计研究所
酿造废水	常温	64.8	4.2	2000 ~ 6000	82.4	北京环保局
丙丁废醪	35	200	6 ~ 8	25000	90	华北制药厂
啤酒废水	常温	6.7	9 ~ 13	2000 ~ 3000	85	清华大学、北京啤酒厂
柠檬酸、庆大霉素、 螺旋霉素混合废水	38	4 × 200	11.75	23450	91.2	无锡第二制药厂
啤酒废水	常温	8 × 240	5 ~ 7	1500 ~ 3000	85	北京啤酒厂、清华大学

2.19.3.4 厌氧滤池

厌氧滤池又称厌氧固定膜反应器, 其工艺如图 2.19.20 所示。滤池呈圆柱形, 池内装放填料, 池底和池顶密封。厌氧微生物附着于填料的表面生长, 当废水通过填料层时, 在填料表面的厌氧生物膜作用下, 废水中的有机物被降解, 并产生沼气, 沼气从池顶部排出。滤池中的生物膜不断地进行新陈代谢, 脱落的生物膜随出水流出池外。废水从池底进入, 从池上部排出, 称升流式厌氧滤池; 废水从池上部进入, 以降流的形式流过填料层, 从池底部排出, 称降流式厌氧滤池。

厌氧生物滤池填料的比表面积和空隙率对设备处理能力有较大影响。填料比表面积越大, 可以承受的有机物负荷越高, 空隙率越大, 沉池的容积利用系数越高, 堵塞减小。因此, 与好氧生物滤池类似, 对填料的要求为: 比表面积大, 填充后空隙率高, 生物膜易附着, 对微生物细胞无抑制和毒害作用, 有一定强度, 且质轻、价廉、来源广。填料层高度, 对于拳状滤料, 高度以不超过 1.2m 为宜, 对于塑料填料, 高度以 1 ~ 6m 为宜。填料的支撑板采用多孔板或竹子板。

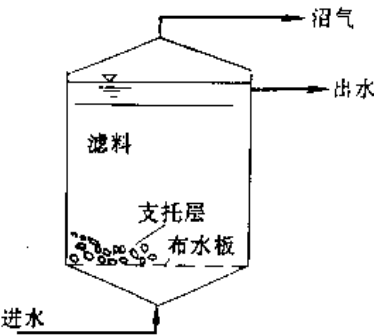


图 2.19.20 升流式厌氧生物滤池

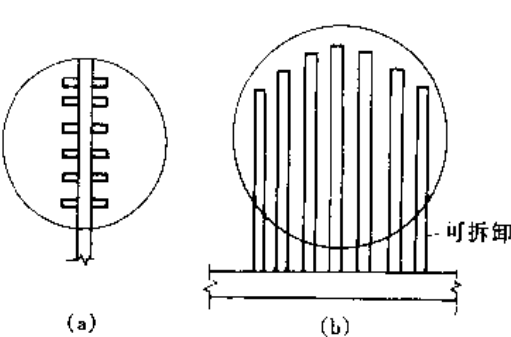


图 2.19.21 厌氧滤器的进水系统示意图
(a) 小直径滤器的布水管; (b) 大直径滤器的布水管

进水系统需考虑易于维修而又使布水均匀, 且有一定的水力冲刷强度。对直径较小的厌氧滤池常用短管

布水,对直径较大的厌氧滤池多用可拆卸的多孔管布水,见示意图 2.19.21。

在厌氧生物滤池中,厌氧微生物大部分存在于生物膜中,少部分以厌氧活性污泥的形式存在于滤料的孔隙中。厌氧微生物总量沿池高度分布是很不均匀的,在池进水部位高,相应的有机物去除速度快。当废水中有机物浓度高时,特别是进水悬浮固体浓度和颗粒较大时,进水部位容易发生堵塞现象。为此,对厌氧生物滤池采取如下改进。(1)出水回流,使进水有机物浓度得以稀释,同时提高池内水流的流速,冲刷滤料空隙中的悬浮物,有利于消除滤池的堵塞。此外,对某些酸性水,出水回流起到中和作用,减少中和药剂的用量。(2)部分充填载体。为了避免堵塞,仅在滤池底部和中部各设置一填料薄层,空隙率大大提高,处理能力增大。(3)采用平流式厌氧生物滤池,其构造示意图如图 2.19.22 所示。滤池前段下部进水,后段上部溢流出水,顶部设气室,底部设污泥排放口,使沉淀悬浮物得到连续排除。(4)采用软性填料。软性填料空隙率大,可克服堵塞现象。

厌氧生物滤池的特点是:(1)由于填料为微生物附着生长提供了较大的表面积,滤池中的微生物量较高,又生物膜停留时间长,平均停留时间长达 100 天左右,因而可承受的有机容积负荷高,COD 容积负荷为 $2 \sim 16 \text{ kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$,且耐冲击负荷能力强;(2)废水与生物膜两相接触面大,强化了传质过程,因而有机物去除速度快;(3)

微生物固着生长为主,不易流失,因此不需污泥回流和搅拌设备;(4)启动或停止运行后再启动比前述厌氧工艺法时间短。但该工艺也存在一些问题:处理含悬浮物浓度高的有机废水,易发生堵塞,尤以进水部位更严重。滤池的清洗也还没有简单有效的方法。

国内外部分厌氧生物滤池应用实例见表 2.19.5。

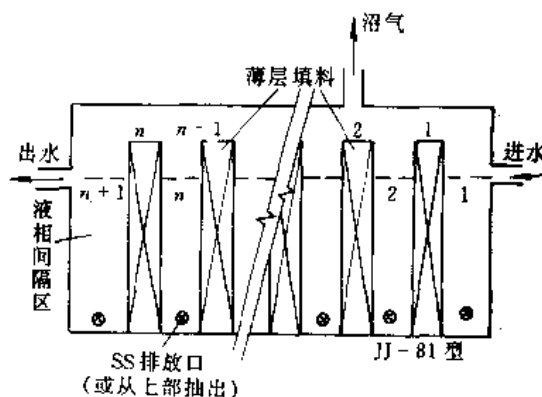


图 2.19.22 平流式厌氧滤池的结构示意图

表 2.19.5 厌氧生物滤池应用实例

废水 种类	滤池 类型	滤池尺寸			温度 ℃	滤料 种类	进水 COD (BOD ₅) mg/L	COD (BOD ₅) 去除率 %	COD (BOD ₅) 负荷 kg/(m ³ · d)	回流比 R	HRT h
		容积 m ³	直径 m	高度 m							
小麦淀粉	升流式	760	9	6	32	12~50mm 碎石	8000(6500)	75~80	4.4		44
化工厂	升流式	1000	12.2	9.1	37	90mm 波尔环	9000	61	7.7	5:1	28
	升流式	6400	26	12.2	37	90mm 波尔环	14000	80~90	12~15	5:1	22~30
	升流式	6400	26	12.2	37	90mm 波尔环	12000	75~85	8~12	5:1	24~36
	升流式	2000	14.5	12	35	90mm 波尔环	5600(3800)	(70~75)	6~8	6:1	20
酶制剂	升流式	5820	27	5	37	50×150mm 波尔环	16000(5000)	72(80)	4~6		32~48
高温发 酵污泥水	升流式	56	4.9	5.4	15~25	90mm 波尔环	(100~150)	50~71 (60~70)	0.1~1.2	0	12~18
生活污水	升流式	56	4.9	5.4	15~25	90mm 波尔环	(100~150)	50~71 (60~70)	0.1~1.2	0	12~18
酿酒厂	降流式	12500	36	12	38	管流式模件	85000(40000)	65~75 (70~80)	6~7	5:1	12~14 (d)
制药厂	二级降流式	5700	18.3	11	35	管流式模件	15000(9000)	85.65	4~5, 7~8	10:1	91.53
化学试剂厂	二级升流式	3800	9×26	8.5	37	交叉流式模件	12000	94.87	3~4, 6~8	1:1	72~96 36~48
填埋厂渗滤液	升流式	2800	18.3	11	37	管流式模件	11000(8650)	(90~96)	0.2~0.7	0	

续表

废水 种类	滤池 类型	滤池尺寸			温度 ℃	滤料 种类	进水 COD (BOD ₅) mg/L	COD (BOD ₅) 去除率 %	COD (BOD ₅) 负荷 kg/(m ³ · d)	回流比 R	HRT h
		容积 m ³	直径 m	高度 m							
发酵厂	升流式	220	6.1	7.6	35	交叉流式模件	24000 (17000)	(80)	11~15	3:1	38~51
罐头食品厂	升流式	3600	33	4	35	交叉流式模件	4600(2500)	89(97)	1.5~2.5	0.25:1	48~72
罐头食品厂	二级	450	3×12	3	30±	交叉流式模件	3000(2400)	90(80)	3~4, 6~8	0	46.23
软饮料厂	二级	85	3×9	3	30±	交叉流式模件	10000(7000)	90	4~6	0	42~60
维生素 C 废水	混合型	2×150			35	纤维滤料	10000	80	6	0	32

2.19.3.5 厌氧流化床

厌氧流化床工艺是借鉴流态化技术的一种生物反应装置，它以小粒径载体为流化粒料，废水作为流化介质，当废水以升流式通过床体时，与床中附着于载体上的厌氧微生物膜不断接触反应，达到厌氧生物降解目的，产生沼气，于床顶部排出。厌氧流化床工艺流程如图 2.19.23 所示。床内填充细小固体颗粒载体，废水以一定流速从池底部流入，使填料层处于流态化，每个颗粒可在床层中自由运动，而床层上部保持一个清晰的泥水界面。为使填料层流态化，一般需用循环泵将部分出水回流，以提高床内水流的上升速度。为降低回流循环的动力能耗，宜取质轻、粒细的载体。常用的填充载体有石英砂、无烟煤、活性炭、聚氯乙烯颗粒、陶粒和沸石等，粒径一般为 0.2~1mm，大多在 300~500 μ m 之间。

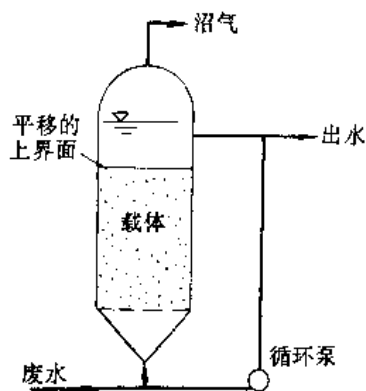


图 2.19.23 厌氧流化床工艺流程

地，实际操作中，上升流速只要控制在 1.2~1.5 倍临界流化速度即可满足生物流化床的运行要求。流化床的计算参见 2.18.5 节。

厌氧流化床特点：(1) 载体颗粒细，比表面积大，可高达 2000~3000m²/m³ 左右，使床内具有很高的微生物浓度，因此有机物容积负荷大，一般为 10~40kgCOD/(m³·d)，水力停留时间短，具有较强的耐冲击负荷能力，运行稳定；(2) 载体处于流化状态，无床层堵塞现象，对高、中、低浓度废水均表现出较好的效能；(3) 载体流化时，废水与微生物之间接触面大，同时两者相对运动速度快，强化了传质过程，从而具有较高的有机物净化速度；(4) 床内生物膜停留时间较长，剩余污泥量少；(5) 结构紧凑、占地少以及基建投资省等。但载体流化耗能较大，且对系统的管理技术要求较高。

为了降低动力消耗和防止床层堵塞，可采取：(1) 间歇性流化床工艺，即以固定床与流化床间歇性交替操作。固定床操作时，不需回流，在一定时间间歇后，又启动回流泵，呈流化床运行；(2) 尽可能取质轻、粒细的载体，如粒径 20~30 μ m、密度 1.05~1.2g/cm³ 的载体，保持低的回流量，甚至免除回流就可实现床层流态化。

表 2.19.6 列出了国外 5 座厌氧生物流化床参数。其中两相流化床为产酸相厌氧流化床和产甲烷相厌氧流化床串联系统。

2.19.3.6 厌氧转盘和折流板反应器

厌氧生物转盘的构造与好氧生物转盘相似，不同之处在于盘片大部分 (70% 以上) 或全部浸没在废水中，为保证厌氧条件和收集沼气，整个生物转盘设在一个密闭的容器内。厌氧生物转盘由盘片、密封的反应

表 2.19.6 生产性厌氧流化床实例

序 号	No.1	No.2	No.3	No.4	No.5
废水种类	清凉饮料	大豆加工	酵母发酵	酵母发酵	KP 纸浆漂白
废水量/(m^3/d)	380	770	4320	1200	—
废水 COD 浓度/(mg/L)	6900	12000	3200	3600	700 ^①
pH 值		6.7~7.1	6.8	7.4	6~3
厌氧消化相数	单相	两相	两相	两相	单相
厌氧流化床容积/ m^3 (流化床有效容积)	120	360(300)	380(225)	125(80)	
厌氧流化床高度/ m (流化部分)		12.5	21(13)	17(12)	
厌氧流化床直径/ m		6.1	4.7	3.0	
系列数		2	2	2	1
水力停留时间/ h	6	16	2.4	3.2	3~12
消化温度/ $^{\circ}\text{C}$		35	37	37	35 \pm 2
COD 去除负荷/[$\text{kgCOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$]	9.6	12	22	20	
微生物浓度/(kg/m^3)		12	20	20	
残余脂肪酸/(g/L)		600	<100	100	
COD 去除率/%	77	76	70	75	50~60 ^①

①以 BOD 值表示。

槽、转轴及驱动装置等组成,其构造如图 2.19.24 所示。对废水的净化靠盘片表面的生物膜和悬浮在反应槽中的厌氧菌完成,产生的沼气从反应槽顶排出。由于盘片的转动,作用在生物膜上的剪力可将老化的生物膜剥落,在水中呈悬浮状态,随水流出槽外。

厌氧生物转盘的特点:(1)厌氧生物转盘内微生物浓度高,因此有机物容积负荷高,水力停留时间短;(2)无堵塞问题,可处理较高浓度的有机废水;(3)一般不需回流,所以动力消耗低;(4)耐冲击能力强,运行稳定,运转管理方便。但盘片造价高。

厌氧转盘有机负荷为 $20\text{gTOC}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ 左右,处理 TOC 为 $110\sim 6000\text{mg}/\text{L}$ 的生活污水、牛奶废水,TOC 去除率可达 60%~90%。

厌氧折流板反应器 (ABR) 构造和工艺流程如图 2.19.25 所示。在反应器内垂直于水流方向设多块挡板来维持较高的污泥浓度。挡板把反应器分为若干个相对独立的格,每格有上向流和下向流室,上向流室比下向流室宽,便于污泥的聚集,形成颗粒污泥。通往上向流的挡板下部边缘处加 50° 的导流板,便于将水送至上向流室的中心,使泥水充分混合。因而无需混合搅拌装置,避免了厌氧滤池和厌氧流化床的堵塞问题和能耗较大的缺点,启动期比上流式厌氧污泥床短。

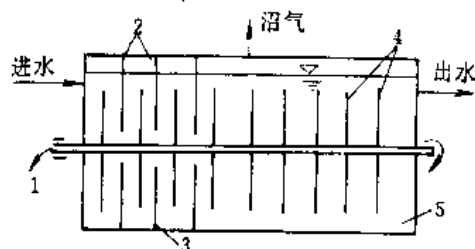


图 2.19.24 厌氧生物转盘构造图

1—转轴; 2—固定盘片; 3—隔板;
4—转动盘片; 5—反应槽

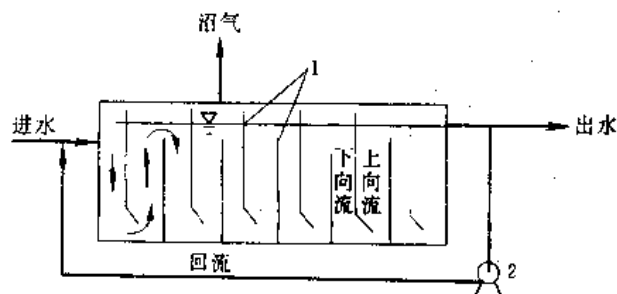


图 2.19.25 厌氧挡板反应器工艺流程图

1—挡板; 2—循环泵

虽然在构造上 ABR 可以看作多个 UASB 反应器的简单串联,但在工艺上与单个 UASB 有显著不同。UASB 可近似地看作是一种完全混合式反应器,而 ABR 则更接近于推流式工艺。研究表明,ABR 反应器出水水质好,运行稳定,对冲击负荷以及进水中有毒物质具有很强的缓冲适应能力。各格中的微生物相是随流程逐级递变的,递变的规律与底物降解过程协调一致,从而确保相应的微生物相拥有最佳的工作活性。一般在第一

格微生物相以产酸菌为主,酸化过程产生的 H_2 以产气形式先行排除,有利于后续产甲烷阶段中丙酸和丁酸的代谢过程在较低的 H_2 分压下顺利进行,避免了丙酸、丁酸过度积累所产生的抑制作用。但在 ABR 中第一格的局部负荷远大于反应器平均负荷。

2.19.3.7 两步厌氧法和复合厌氧法

两步厌氧消化法是一种由上述厌氧反应器组合的工艺系统。厌氧消化反应分别在两个独立的反应器中进行,每一反应器完成一个阶段的反应,比如一为产酸阶段,另一为产甲烷阶段,故又称两段式厌氧消化法。按照所处理的废水水质情况,两步可以采用同类型或不同类型的消化反应器。如对悬浮固体含量多的高浓度有机废水,第一步反应器可选不易堵塞、效率稍低的反应装置,经水解产酸阶段后的上清液中悬浮固体浓度降低,第二步反应器可采用新型高效消化器,流程见图 2.19.26。根据不产甲烷菌与产甲烷菌代谢特性及适应环境条件不同,第一步反应器可采用简易非密闭装置,在常温、较宽 pH 值范围条件下运行;第二步反应器则要求严格密封、严格控制温度和 pH 值范围。因此,两步厌氧法具有如下特点:(1)耐冲击负荷能力强,运行稳定,避免了一步法不耐高有机酸浓度的缺陷;(2)两阶段反应不在同一反应器中进行,互相影响小,可更好地控制工艺条件;(3)消化效率高,尤其适于处理含悬浮固体多、难消化降解的高浓度有机废水。但两步法设备较多,流程和操作复杂。

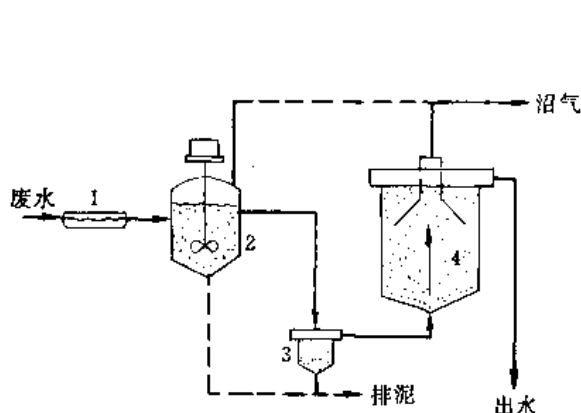


图 2.19.26 接触消化池-上流式污泥床
两步消化工艺流程

1—热交换器;2—水解产酸;
3—沉淀分离;4—产甲烷

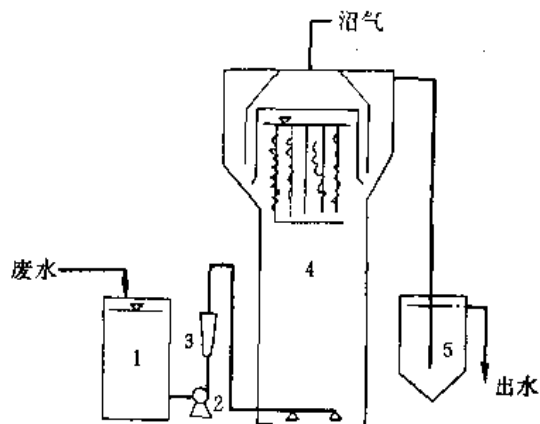


图 2.19.27 纤维填料厌氧滤池-上流式厌氧污泥
床复合工艺流程

1—废水箱;2—进水泵;3—流量计;
4—复合厌氧反应器;5—沉淀池

两步厌氧法是由两个独立的反应器串联组合而成,而复合厌氧法是在一个反应器内由两种厌氧法组合而成。如上流式厌氧污泥床与厌氧滤池组成的复合厌氧法,如图 2.19.27 所示,设备的上部为厌氧滤池,下部为上流式厌氧污泥床,可以集两者优点于一体,反应器下部即进水部位,由于不装填料,可以减少堵塞,上部装设固定填料,充分发挥滤层填料的有效截留污泥的能力,提高反应器内的生物量,对水质和负荷突然变化和短流现象起缓冲和调节作用,使反应器具有良好的工作特性。

2.19.4 厌氧消化过程动力学

Monod 提出的一般动力学方程既适合于废水的好氧处理,也适合于厌氧处理。根据不同的厌氧消化器类型和运行方式,由 Monod 公式出发,可以导出不同的动力学方程。

2.19.4.1 稳态的完全混合反应器

稳态的完全混合反应器的工作条件如图 2.19.28 所示,传统的厌氧消化系统的运行方式与此相似。图中 Q 为废水流量, V 为反应器容积, S_0 、 S 和 S_e 分别为进水中、反应器内和出水中的底物浓度, x_0 、 x 和 x_e 分别为进水中、反应器内和出水中的微生物(污泥)浓度。

对稳态的完全混合反应器, $x_e = x$, $S_e = S$ 。如果假设进水中不含活性微生物,即 $x_0 = 0$,则反应器的水力停留时间 θ 为

$$\theta = \frac{V}{Q} \quad (2.19.14)$$

而微生物固体的停留时间 θ_c (泥龄) 为

$$\theta_c = \frac{Vx}{Qx_e} = \frac{Y}{Q} = \theta \tag{2.19.15}$$

即泥龄与水力停留时间相等，这时可以用控制废水流量来控制泥龄。加大流量将使 θ_c 减小。

由系统污泥的物料平衡，可导出污泥浓度的计算式

$$x = \frac{Y(S_0 - S_e)}{1 + k_d \theta_c} \tag{2.19.16}$$

式中 Y 、 k_d 与在活性污泥法中意义相同，但数值不同。

为了在反应器中保持高的微生物浓度，应使 θ_c 尽量大。由于反应器的容积有机负荷 $L_v = \frac{QS_0}{V} = \frac{S_0}{\theta_c}$ ，则 $\theta_c = \frac{S_0}{L_v}$ ，故在一定的容积有机负荷下，为了增大 θ_c ，就必须提高进水中的有机物浓度 S_0 。

在废水厌氧消化实践中，如果采用此类反应器， S_0 要求在 20000mg COD/L 以上。如以 $S_0 = 20000\text{mg COD/L}$ ， L_v 为 2.0kg COD/(m³·d) 为例，则

$$\theta_c = \frac{S_0}{L_v} = \frac{20}{2} = 10 \text{ (d)}$$

设反应器 COD 去除率为 90%，每去除 1kgCOD 的微生物增长量为 0.1kg，则 $x_e = 0.1 \times 18000 = 1800\text{mg/L}$ 。因 $x = x_e$ ，所以反应器内的生物污泥浓度也应是 1800mg/L。可见在无回流的稳态完全混合反应条件下，即使将进水中的 COD 浓度提高到 20000mg/L，理论上反应器中可维持的微生物浓度仍是最低的。为了提高污泥浓度，在普通消化池的实际运行中，一般采用间歇操作，当从反应器中排出消化液之前，停止搅拌，使污泥沉淀；或在消化池上部加设分离器，即使连续进出水，也可以达到分离生物污泥的目的，此时出水中 $x_e \ll x$ 。

全混合反应器的底物去除速率 R 为

$$R = \frac{Q(S_0 - S_e)}{V} = \frac{S_0 - S_e}{\theta_c} \tag{2.19.17}$$

由此可见，若 θ_c 减小，则 R 增大，但如果 θ_c 接近最小值 θ_{cmin} ，则系统失去降解有机物的能力， $S_e \rightarrow S_0$ ， $R \rightarrow 0$ 。在 $\theta_c > \theta_{cmin}$ 后， R 迅速上升至最大值 R_{max} ，继而则随 θ_c 增大而缓慢下降。为了取得一定的处理效率， θ_c 必须大于与此生长率 u_0 对应的 θ_{cmin} 值，即

$$\theta_c > \theta_{cmin} = \frac{1}{u_0} = \frac{K_s + S_0}{u_{max} \cdot S_0} \tag{2.19.18}$$

上式中饱和常数 K_s 和微生物最大比增长速度 u_{max} 为试验值或经验数据。因此， θ_{cmin} 只与 S_0 有关。当 $K_s = 5000\text{mg/COD/L}$ ， $u_{max} = 0.3/\text{d}$ ， $t = 30^\circ\text{C}$ 时，根据式 (2.19.10) 可以求出不同进水 COD 情况下的 θ_{cmin} 值，其结果示于图 2.19.29。图中的阴影部分是不稳定区，根据国内外的经验，设计所采用的 θ_c 一般比 θ_{cmin} 大 2~10 倍，如图 2.19.29 中虚线所示的范围。

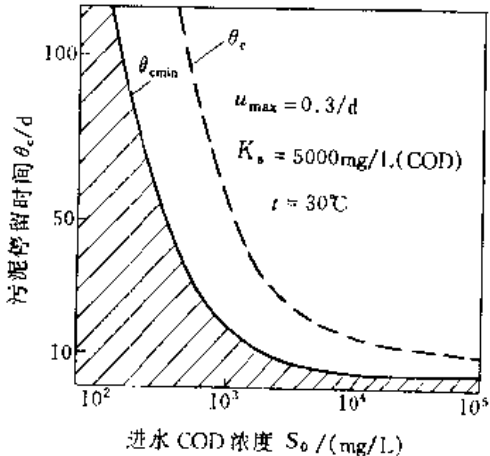


图 2.19.29 θ_c 和设计采用的 θ_c 与进水浓度的关系

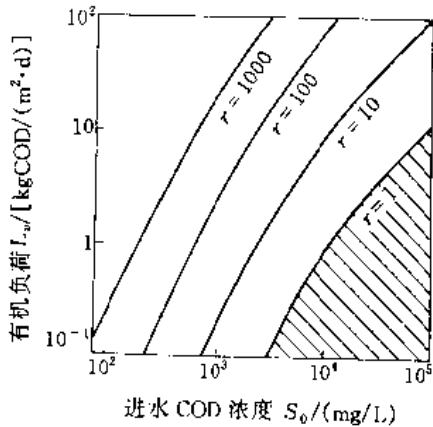


图 2.19.30 进水有机物浓度 (S_0) 和污泥停留因素 (r) 与允许的有机负荷 L_v 的关系

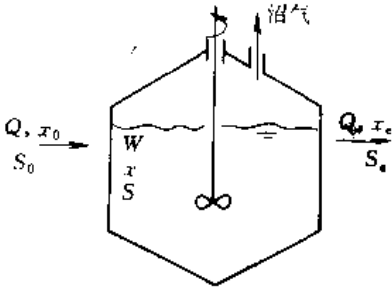


图 2.19.28 稳态的完全混合反应器

对 $x > x_c$ 的系统, 有机负荷 L_v 可从下式求得:

$$L_v = \frac{S_0}{\theta} = \frac{S_0(x/x_c)}{\theta_c f} = \frac{u_{\max} S_0^2 r}{(K_s + S_0) f} \quad (2.19.19)$$

式中 f 为设计采用的安全系数, $f > 1$; (x/x_c) 称为污泥停留因素, 常记作 r 。

从式 (2.19.19) 可以看出, 当 S_0 一定时, L_v 除了与动力学参数 u_{\max} 、 K_s 有关之外, 还直接与 r 有关。随着 r 值增大, 所允许的 L_v 增大。当 $u_{\max} = 0.3/\text{d}$, $K_s = 5000 \text{mgCOD/L}$, $t = 30^\circ\text{C}$ 和 $f = 3$ 时, L_v 与 S_0 、 r 的关系如图 2.19.30 所示。

2.19.4.2 有回流的完全混合反应器

厌氧接触法是典型的带有污泥回流的系统, 如图 2.19.31 所示。

如果该系统只从沉淀池上清液中带走污泥, 即 $x_w = Q_w = S_w = 0$, 则可将消化池与沉淀池视为整体 (如图中虚框所示), 上述无回流条件下推导的动力学方程均可适用。如用式 (2.19.18) 分析厌氧接触系统, 由于加设沉淀池后, x_c 减小, x 增大, 则 r 也增大, 故在相同的 S_0 和 θ 条件下, 能使系统承担的有机负荷提高, 工作稳定性增大。

如果定期从沉淀池底排出部分剩余污泥, 则由厌氧系统的物料衡算, 可推出

$$\frac{1}{\theta_c} = \frac{YK_s S_e}{K_s + S_e} - k_d = \frac{Q}{V} \left(1 + R - R \frac{x_R}{x} \right) \quad (2.19.20)$$

$$x = \frac{\theta_c Y (S_0 - S_e)}{\theta (1 + k_d \theta_c)} \quad (2.19.21)$$

$$S_e = \frac{K_s (1 + k_d \theta_c)}{\theta_c (YK - k_d) - 1} \quad (2.19.22)$$

$$\frac{1}{\theta_{\min}} = Y \frac{KS_0}{K_s + S_0} - k_d \quad (2.19.23)$$

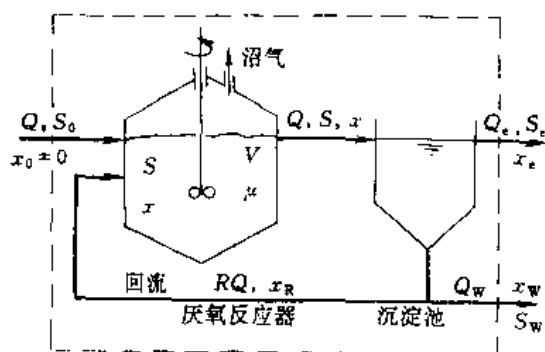


图 2.19.31 厌氧接触消化工艺

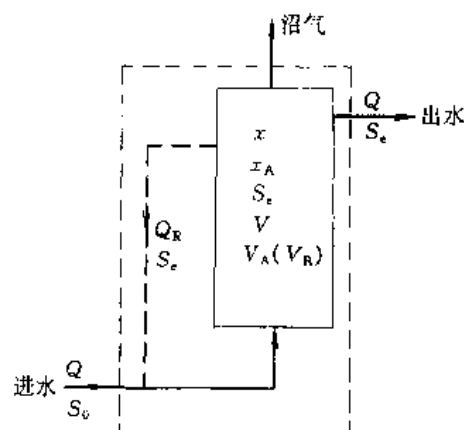


图 2.19.32 厌氧滤池（厌氧流化床）工艺

2.19.4.3 厌氧生物膜反应器

在厌氧生物膜反应器中, 有机物的降解经历传质-反应过程, 其传递过程可能是该消化过程的限速步骤。

对厌氧生物滤池的研究发现, 底物的降解与气体的产生主要发生在滤器的底部。随着底部形成的气泡迅速上升, 液体向下补充空间, 造成液体的上下运动, 在滤器内部产生了一定程度的返混。因此, 将厌氧滤池当作完全混合反应器处理更为合理。

现假设厌氧生物膜反应器是一个全混均质系统, 如图 2.19.32 所示。对系统内的底物作物料衡算, 有

$$-\frac{dS}{dt} V = QS_0 - QS_e - \left[\left(\frac{-dF}{dt} \right)_A V_A + \left(\frac{-dF}{dt} \right)_B V_B \right] \quad (2.19.24)$$

式中 $\left(\frac{-dF}{dt} \right)_A$ ——生物膜降解底物的速率;

$\left(\frac{-dF}{dt}\right)_B$ ——悬浮生长的污泥降解底物的速率;

V_A ——附着于填料上的生物膜体积;

V_B ——悬浮生长的污泥的体积;

其他符号意义同前。

由于在厌氧滤池中,填料的表面积很大,附着的生物量远大于悬浮的生物量,而且悬浮的污泥主要是一些从填料上脱落的老化生物膜,其活性较差。因而悬浮的生物降解的底物量与生物膜去除的底物量相比,可以忽略,则式(2.19.24)简化为

$$-\frac{dS}{dt}V = Q(S_0 - S_e) - \left(\frac{-dF}{dt}\right)_A V_A \quad (2.19.25)$$

如果忽略内源代谢的污泥量,则生物膜增长与底物利用的关系为

$$\left(\frac{dx}{dt}\right)_A = Y_A \left(\frac{-dF}{dt}\right)_A \quad (2.19.26)$$

对生物膜的 Monod 方程可写为

$$\mu_A = \frac{(dx/dt)_A}{x_A} = \frac{(\mu_{\max})_A S_e}{K_{SA} + S_e} \quad (2.19.27)$$

由式(2.19.26)和(2.19.27)可得

$$\left(\frac{-dF}{dt}\right)_A = \frac{\mu_A x_A}{Y_A} = \frac{(\mu_{\max})_A x_A}{Y_A} \frac{S_e}{K_{SA} + S_e} \quad (2.19.28)$$

将式(2.19.28)代入式(2.19.25),且在稳态条件下,即 $\frac{dS}{dt} = 0$,得到

$$Q(S_0 - S_e) = \frac{(\mu_{\max})_A}{Y_A} x_A V_A \frac{S_e}{K_{SA} + S_e} \quad (2.19.29)$$

如果用 δ 代表生物膜平均活性深度,即生物膜厚度; A_m 代表填料比表面积,即单位体积填料表面积; V_m 代表填料体积,则生物膜表面积 A 可表达为: $A = V_m \cdot A_m$;总生物膜体积 V_A 可表达为: $V_A = V_m A_m \delta = A \delta = \frac{x_A V}{\rho_A}$ (其中 ρ_A 为生物膜密度);由此,等式(2.19.29)可表达为:

$$\frac{Q(S_0 - S_e)}{A} = \frac{(\mu_{\max})_A}{Y_A} \frac{\rho_A A \delta}{A} \frac{S_e}{K_{SA} + S_e} \quad (2.19.30)$$

式(2.19.30)左端表示填料生物膜单位表面积的底物降解速率,以 $N_s (ML^{-2} T^{-1})$ 代表;右端的 $\left[\frac{(\mu_{\max})_A}{Y_A} \frac{\rho_A A \delta}{A}\right]$ 表示填料生物膜单位表面积的最大底物降解速率,以 $N_{s, \max} (ML^{-2} T^{-1})$ 代表。将 N_s 和 $N_{s, \max}$ 代入式(2.19.30),便可得厌氧生物滤池底物降解速率的动力学模式:

$$N_s = \frac{N_{s, \max} S_e}{K_{SA} + S_e} \quad (2.19.31)$$

显然,上式与 Monod 公式形式相同。

如果底物中存在着微生物不可降解的物质,其浓度为 S_n ,则式(2.19.31)为:

$$N_s = \frac{N_{s, \max} (S_e - S_n)}{K_{SA} + (S_e - S_n)} \quad (2.19.32)$$

反应器动力学参数 $N_{s, \max}$ 和 K_{SA} 可通过试验确定,对于某种废水和填料,在一定的环境条件下可求得相应的参数值。

生物膜表面面积底物降解速率的模式说明,提高滤池填料的表面面积,即增加生物膜的表面面积,可以提高设备的处理能力。

厌氧流化床同属厌氧生物膜法。由于回流使载体流态化,流化床便处于完全混合型水流流态。只要把反应器与回流设备视为整体,如图 2.19.32 所示,厌氧滤池所推导的生物膜表面面积底物降解速率的动力学模式均可适应。

2.19.4.4 厌氧消化动力学常数的测定

为了应用动力学方程于工程设计,必须确定方程中的有关常数。这些常数值可以在实验室测定,也可以

通过整理废水处理厂实际运行数据得到。
表 2.19.7 给出了几种底物厌氧消化的动力学常数,可供设计时参考。

表 2.19.7 厌氧消化动力学常数

底物种类	K d^{-1}	K_d mg/L	k_d d^{-1}	Y $mg\ VSS/mgBOD_5$	常数计 算基础	θ_{min} d^{-1}	温度 $^{\circ}C$
乙酸	3.6	2130	0.015	0.040	COD	7.8	20
乙酸	4.7	869	0.011	0.054	乙酸	4.2	25
乙酸	8.1	154	0.015	0.044	乙酸	3.1	35
丙酸	9.6	32	—	—	丙酸	—	35
丁酸	15.6	5	—	—	丁酸	—	35
合成奶废水	0.38	24.3	0.07	0.37	COD	—	20~25
罐头厂废水	0.32	5.5	0.17	0.76	BOD	—	35

Lawrence 根据试验结果指出,温度对 Y 和 k_d 值影响不大,设计时可看作不随温度变化的常数。对低脂型废水可采用 $Y = 0.044$, $k_d = 0.019d^{-1}$;对高脂型混合废水,如城市污水污泥,可采用 $Y = 0.04$, $k_d = 0.015d^{-1}$ 。

2.19.5 厌氧产气量计算

回收沼气是厌氧法的主要特点之一,对被处理对象产气量的计算和测定,有助于评价试验结果、工艺运转效率及稳定性,在工程设计方案比较时、能量衡算、经济效益的预测等都建立在产气量计算的基础上。
当废水中的有机物组分已经明确时,可根据有机物厌氧消化过程的化学反应通式 (2.19.1),算出各种纯底物的单位重量产气量;当废水中的有机物组分复杂,不便于精确地定性定量时,可按 COD 值来计算产气量。但是,由于受诸多因素的影响,实际产气量与理论值之间总有出入。当实用精度要求不高时,可直接采用理论计算值,在特殊情况下,应综合考虑诸因素的影响。

2.19.5.1 理论产气量的计算

(1) 根据废水有机物化学组成计算产气量 当废水中有机组分一定时,可以利用第一节中所介绍的化学经验方程式 (2.19.1) 计算产气量,对不含氮的有机物也可用以下巴斯维尔 (Buswell 和 Mueller) 通式计算:

$$C_nH_aO_b + \left(n - \frac{a}{4} - \frac{b}{2}\right) H_2O \longrightarrow \left(\frac{n}{2} - \frac{a}{8} + \frac{b}{4}\right) CO_2 + \left(\frac{n}{2} + \frac{a}{8} - \frac{b}{4}\right) CH_4 \quad (2.19.33)$$

从式 (2.19.33) 可以看出,若 $n = \frac{a}{4} + \frac{b}{2}$ 时,水并不参加反应,如乙醇的完全厌氧分解;若 $n > \frac{a}{4} + \frac{b}{2}$ 时,水是参加反应的,产生的沼气重量将超过所分解有机物质的干重,如 1g 丙酸产沼气量为 1.13g。

碳水化合物、蛋白质、脂类等三类主要有机物的理论产气量见表 2.19.8。

表 2.19.8 三类主要有机物质的
理论产气量①

有机物质 种 类	产气量, m^3/kg 干物质	
	甲 烷	沼 气
碳水化合物	0.37	0.75
蛋白质	0.49	0.98
脂 类	1.04	1.44

① 气体体积以在标准条件(0℃、101.33Pa)下计。

(2) 根据 COD 与产气量关系计算 在实际工程中,被处理对象为纯底物的情况很少见。通常废水中的有机物组分复杂,不便于精确地定性定量,而以 COD 等综合指标表征。为此,了解去除单位重量 COD 的产气量范围,对于工程设计颇有实用价值。

COD_{cr}在大多数情况下可以达到理论需氧量(TOD)的 95%以上,甚至接近 100%。因此可根据去除单位重量 TOD 的产气量,大体上预计出 COD 与产气量的关系。

Mc Carty 指出,可以根据甲烷气体的氧当量来计算废水厌氧消化的产气量。



根据 (2.19.34) 式,在标准状态下,1mol 甲烷,相当于 2mol (或 64g) COD,则还原 1gCOD 相当于生成 $22.4/64 = 0.35L$ 甲烷,以 V_1 代表。实际消化温度下形成的甲烷气体体积可以根据查理定理算出:

$$V_2 = \frac{T_2}{T_1} V_1 \quad (2.19.35)$$

式中 V_2 ——消化温度 T_2 的气体体积, L;
 V_1 ——标准条件 T_1 下的气体体积, L;
 T_1 ——标准条件下的温度, 273K;
 T_2 ——消化温度, K。

根据 COD 去除量与甲烷气的产生量的关系, 可以下式预测一个厌氧消化系统的甲烷日产量 $V_{\text{CH}_4}(\text{m}^3/\text{d})$:

$$V_{\text{CH}_4} = V_2 [Q(S_0 - S_e) - 1.42Qx] \times 10^{-3} \quad (2.19.36)$$

式中 $1.42Qx$ ——代表每天从反应器排泥所流出的 COD 量;
 S_e (出水中的 COD) ——包括不能降解和尚未降解的有机物。

一般, 甲烷在沼气中的含量约为 55% ~ 73%, CO_2 占 25% ~ 35%, NH_3 占 1% ~ 2%, H_2S 占 0.5% ~ 1.5%。由此可得沼气的日产量 V_g 为:

$$V_g = V_{\text{CH}_4} \times \frac{1}{P} \quad (2.19.37)$$

式中 P ——以小数表示的沼气中甲烷含量, P 值越大, 沼气热值越高。

2.19.5.2 实际产气率分析

在厌氧消化工艺中, 把转化 1kgCOD 所产的沼气或甲烷称为产气率。由于实际产气率受物料的性质、工艺条件以及管理技术水平等多种因素的影响, 因此, 在不同的场合, 实际产气率与理论值会有不同程度的差异。处理装置中的实际产气率 (甲烷) 的值主要取决于以下诸因素。

(1) 物料的性质 对于不同质的底物, 去除 1gCOD 产气量不是常量。通常所称的理论产气率, 即去除 1gCOD 产生 0.35 标准升甲烷或 0.7 标准升沼气, 是根据碳水化合物厌氧分解计算的结果, 不能代表各种底物的情况。就厌氧分解等当量 COD 的不同有机物而言, 脂类 (类脂物) 的产气量最多, 而且其中的甲烷含量也高; 蛋白质所产生的沼气数量虽少, 但甲烷含量高; 碳水化合物所产生的沼气体积少, 且甲烷含量也较低; 从脂肪酸厌氧消化产气情况表明, 随着碳链的增加, 去除单位重量有机物的产气量增加, 而去除单位重量 COD 的产气量则下降。

(2) 废水 COD 浓度 废水的 COD 浓度越低, 单位有机物的甲烷产率越低, 主要原因是甲烷溶解于水中的量不同所致, 如当进水 COD 为 2000mg/L 时, 去除 1kgCOD 所产生的甲烷有 21L 溶于水; 而当进水 COD 为 1000mg/L 时, 则去除 1kgCOD 所产的甲烷有 42L 溶于水。图 2.19.33 中给出了一组碳水化合物污水厌氧消化的试验结果。因此, 在实际工程中, 高浓度有机废水的产气率能接近理论值, 而低浓度有机废水的产气率则低于理论值。

(3) 沼气中的甲烷含量 沼气中的甲烷含量越高, 其在水中的溶解度越大, 故甲烷的实际产气率越低。如在 20℃ 下, 若不考虑其他溶质的影响, 当沼气中甲烷含量为 80% 时, 甲烷的溶解度为 18.9mg/L; 当甲烷含量为 50% 时, 其溶解度仅为 11.8mg/L。

(4) 生物相的影响 产气率还与系统中硫酸盐还原菌及反硝化细菌等的活动有关。若系统中上述菌较多, 则由于这些菌会与产甲烷菌争夺碳源, 从而使产气率下降。废水中硫酸盐含量越高, 使产气率下降越多。

(5) 工艺条件影响 对同种废水, 在不同的工艺条件下, 其去除单位重量 COD 的产气量不同。

(6) 去除的 COD 中用于合成细菌细胞所占的比例 对于等当量 COD 的不同有机物, 厌氧消化时用于细菌细胞合成的系数有一定的差异, 故产气率不是常量。去除的 COD 中用于合成细菌细胞所占的比例越大, 则分解用以产生甲烷的比例将越小, 从而去除 1kgCOD 的甲烷产量越低。一般情况下, 变幅小于 10%。

由此可见, 在计算产气量时, 需要综合考虑以上各种因素的影响。

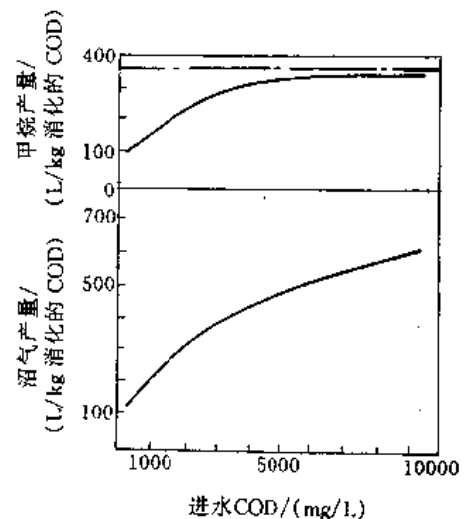


图 2.19.33 沼气产量、甲烷产量与进水 COD 值的关系

2.19.6 厌氧反应器的设计计算

厌氧反应器的设计包括工艺设备的选型、反应器容积的计算和设备构造的确定等。本节主要介绍容积的计算。消化池加热、沼气管道计算参见 3.3.3.2。

厌氧处理装置的选择,在很大程度上取决于废水中的悬浮物含量、粒度和厌氧可降解性。如上流式厌氧污泥床反应器和厌氧生物滤池等新型厌氧反应器虽消化效能高,但在处理含悬浮固体物较多的污水时,却不宜采用。随着污水中悬浮物的增加,厌氧滤池的处理能力下降,逐渐接近其他工艺的处理能力,不仅如此,它还易于引起填料的堵塞;上流式厌氧污泥床反应器可以允许进水带有一定量的悬浮物,但过多的悬浮物将使污泥凝聚、颗粒化性能恶化,比活性下降,设备不能保持正常的流态,进而使处理能力下降,甚至设备堵塞。对于固体物含量较高的料液,宜采用常规厌氧消化池和厌氧接触消化工艺,或者采用两步厌氧消化工艺处理。但是,用厌氧接触法处理可溶性废水时,大量微生物处于分散状态,不易与水分离而随沉淀池出水流出系统,这就对维持较长的 θ_c 值造成了困难。对于这类含低悬浮固体、高浓度可溶性有机质的废水,则更适合用上流式厌氧污泥床反应器等高效消化器处理。

厌氧反应器的容积是一个很重要的设计参数,要完成一定的废水厌氧处理任务,必须保证反应器要有足够的有效容积。计算厌氧反应器容积的方法很多,普遍采用的方法有有机物容积负荷法、水力停留时间法和动力学计算方法。

(1) 按有机物容积负荷和水力停留时间计算 从试验数据或同类型废水有效处理的经验数据中确定一个合适的有机物负荷值 L_v 或水力停留时间 θ , 用下列计算式计算反应器的有效容积:

$$V = \frac{QS_0}{L_v} \quad (2.19.38)$$

$$V = Q\theta \quad (2.19.39)$$

各种类型厌氧反应器的 L_v 值有效范围参见 2.19.3。因为不同类型的厌氧反应器或同型的反应器设备对不同质的废水,以及在不同工艺条件下的 L_v 或 θ 最佳值相差很大,故在选用设计参数时应特别注意。

(2) 根据动力学模式计算 根据第四节推导的动力学公式计算厌氧反应器容积等。如对厌氧接触法,由式 (2.19.20), 有

$$V = \frac{\theta_c YQ(S_0 - S_e)}{x(1 + k_d \theta_c)} \quad (2.19.40)$$

求出水溶性 COD 浓度时基于式 (2.19.14)。如果假定所有脂肪酸发酵过程的 Y 、 k_d 和 K 值都相等,则式 (2.19.22) 可改写为

$$(S_e)_B = \frac{K_c(1 + k_d \theta_c)}{\theta_c(YK - k_d) - 1} \quad (2.19.41)$$

式中 K_c ——等于在废水处理中原有或产生的各种脂肪酸的饱和常数之和,即 $K_c = \sum K_a$ 。

废水在反应器中的停留时间可由下式计算

$$\theta = \frac{S_0 - S_e}{Kx(S_e - S_n)} = \frac{1}{YK(S_e - S_n) - k_d} \quad (2.19.42)$$

2.19.7 厌氧设备的运行管理

2.19.7.1 厌氧设备的启动

厌氧设备在进入正常运行之前应进行气密性试验,氮气吹扫,然后进行厌氧污泥的培养和驯化。

厌氧处理工艺的缺点之一是微生物增殖缓慢,设备启动时间长,若能取得大量的厌氧活性污泥就可缩短投产期。

厌氧活性污泥可以取自正在工作的厌氧处理构筑物或江河湖泊沼泽底、下水道及污水集积腐臭处等厌氧生境中的污泥,最好选择同类物料厌氧消化污泥;如果采用一般的未经消化的有机污泥自行培养,所需时间更长。一般来说,接种污泥量为反应器有效容积的 10%~90%, 40~60kg SS/m³ 依消化污泥的来源方便情况酌定,原则上接种量比例增大,使启动时间缩短,其次是接种污泥中所含微生物种类的比例也应协调,特别要求含丰富的产甲烷细菌,因为它繁殖的世代时间较长。

在启动过程中,控制升温速度为 1℃/h,达到要求温度即保持恒温并搅拌;注意保持 pH 值在 6.8~7.8 之间;此外,有机负荷常常成为影响启动成功的关键性因素。

启动的初始有机负荷因工艺类型、废水性质、温度等的工艺条件以及接种污泥的性质而异。常取较低的

初始负荷, 继而通过逐步增加负荷而完成启动。有的工艺对负荷的要求格外严格, 例如厌氧污泥床反应器启动时, 初始负荷仅为 $0.1 \sim 0.2 \text{ kgCOD}/(\text{kgVSS} \cdot \text{d})$ (相应的容积负荷则依污泥的浓度而异), 至可降解的 COD 去除率达到 80%, 或者反应器出水中挥发性有机酸的浓度已较低 (低于 1000 mg/L) 的时候, 再以每一步按原负荷的 50% 递增幅度增加负荷。如果出水中挥发性有机酸浓度较高, 则不宜再提高负荷, 甚至应酌情降低。其他厌氧消化器对初始负荷以及随后负荷递增过程的要求, 不如厌氧污泥床反应器拘谨, 故启动所需的时间往往较短些。此外, 当废水的缓冲性能较佳时 (如猪粪液类), 可取较高的负荷下完成启动, 如 $1.2 \sim 1.5 \text{ kgCOD}/(\text{kgVSS} \cdot \text{d})$, 这种启动方式时间较短, 但对含碳水化合物较多、缺乏缓冲性物质的料液, 需添加一些缓冲物质, 才能高负荷启动, 否则, 易使系统酸败, 启动难以成功。

正常的成熟污泥呈深灰到黑色, 带焦油气, 无硫化氢臭, pH 值在 7.0 ~ 7.5 之间, 污泥易脱水 and 干化。当进水量达到要求, 并取得较高的处理效率, 产气量大, 含甲烷成分高时, 可认为启动基本结束。

正常的厌氧消化系统指标见表 2.19.9。在污泥培养过程中应对这些指标进行连续检测, 并随时调整至最佳范围。

表 2.19.9 消化污泥培养正常时的指标及参数

项 目	允 许 范 围	最 佳 范 围
pH	6.4 ~ 7.8	6.5 ~ 7.5
氧化还原电位 ORP/mV	-490 ~ -550	-520 ~ -530
挥发性 VFA/(mg/L, 以乙酸计)	50 ~ 2 500	50 ~ 500
碱度 ALK/(mg/L, 以 CaCO_3 计)	1 000 ~ 5 000	1 500 ~ 3 000
VFA/ALK	0.1 ~ 0.5	0.1 ~ 0.3
沼气和 CH_4 含量(体积比)/%	> 55	> 60
沼气和 CO_2 含量(体积比)/%	< 40	< 35

2.19.7.2 日常管理

启动后, 厌氧消化系统的操作与管理主要是通过对产气量、气体成分、池内碱度、pH 值、有机物去除率等进行检测和监督, 调节和控制好各项工艺条件, 保持厌氧消化作用的平衡性, 使系统符合设计的效率指标稳定运作。

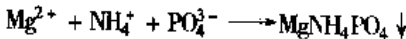
(1) 定期取样分析检测, 并根据情况随时进行工艺控制。与活性污泥系统相比, 厌氧系统对工艺条件及环境因素的变化, 反映更敏感。因此对厌氧系统的运行控制需要更多细心和严格。

(2) 运行一段时间后, 一般应将厌氧池停用并泄空, 进行清砂和清渣。池底积砂太多, 一方面会造成排泥困难, 另一方面还会缩小有效池容, 影响消化效果。池顶部液面如积累浮渣太多, 则会阻碍沼气自液相向气相的转移。一般来说, 连续运行 5 年以后应进行清砂。如果运行时间不长, 积砂积渣就很多, 则应检查沉砂池和格栅除污的效果, 加强对预处理的工艺控制和维护管理。日本一些处理厂在消化池底部设有专门的排砂管, 用泵定期强制排砂, 一般每周排砂一次, 从而避免了消化池积砂。实际上, 用厌氧池的放空管定期排砂, 也能有效防止砂在厌氧池的积累。

(3) 搅拌系统应予以定期维护。沼气搅拌立管常有被污泥及污物堵塞的现象, 可以将其他立管关闭, 大气量冲洗被堵塞的立管。机械搅拌桨有污物缠绕, 一些处理厂的机械搅拌可以反转, 定期反转可摔掉缠绕的污物。另外, 应定期检查搅拌轴穿顶板处的气密性。

(4) 加热系统亦应定期检查维护。蒸汽加热立管常有被污泥和污物堵塞现象, 可用大气量冲吹。当采用池外热水循环加热时, 泥水热交换器常发生堵塞, 可用大水量冲洗或拆开清洗。套管式和管壳式热交换器易堵塞, 螺旋板式一般不发生堵塞, 可在热交换器前后设置压力表, 观测堵塞程度。如压差增大, 则说明被堵塞, 如果堵塞特别频繁, 则应从污水的预处理寻找原因, 加强预处理系统的运行控制与维护管理。

(5) 消化过程的特点, 使系统内极易结垢。原因是进泥中的硬度 (Mg^{2+}) 以及磷酸根离子 (PO_4^{3-}) 在消化液中会与产生的大量 NH_4^+ 离子结合, 生成磷酸铵镁沉淀, 反应式如下:



如果在管道内结垢,将增大管道阻力;如果热交换器结垢,则降低热交换效率。在管路上设置活动清洗口,经常用高压水清洗管道,可有效防止垢的增厚。当结垢严重时,最基本的方法是用酸清洗。

(6) 厌氧池使用一段时间后,应停止运行,进行全面的防腐防渗检查与处理。厌氧池内的腐蚀现象很严重,既有电化学腐蚀也有生物腐蚀。电化学腐蚀主要是消化过程产生的 H_2S 在液相形成氢硫酸导致的腐蚀。生物腐蚀常不被引起重视,而实际腐蚀程度很严重。用于提高气密性和水密性的一些有机防渗防水涂料,经一段时间常被微生物分解掉,而失去防水防渗效果。厌氧池停运放空之后,应根据腐蚀程度,对所有金属部件进行重新防腐处理,对池壁应进行防渗处理。另外,放空厌氧池以后,应检查池体结构变化,是否有裂缝,是否为通缝,并进行专门处理。重新投运时宜进行清水试验和气密性试验。

(7) 一些厌氧池有时会产生大量泡沫,呈半液半固状,严重时可充满气相空间并带入沼气管路系统,导致沼气利用系统的运行困难。当产生泡沫时,一般说明消化系统运行不稳定,因为泡沫主要是由于 CO_2 产量太大形成的,当温度波动太大,或进泥量发生突变等,均可导致消化系统运行不稳定, CO_2 产量增加,导致泡沫的产生。如果将运行不稳定因素排除,则泡沫也一般会随之消失。在培养厌氧污泥过程中的某个阶段,由于 CO_2 产量大,甲烷产量少,因此也会存在大量泡沫。随着甲烷菌的培养成熟, CO_2 产量降低,泡沫也会逐渐消失。厌氧池的泡沫有时是由于污水处理系统产生的诺卡氏菌引起的,此时曝气池也必然存在大量生物泡沫,对于这种泡沫控制措施之一是暂不向厌氧池投放剩余活性污泥,但根本性的措施是控制污水处理系统内的生物泡沫。

(8) 消化系统内的许多管路和阀门为间隙运行,因而冬季应注意防冻,应定期检查厌氧池及加热管路系统的保温效果;如果不佳,应更换保温材料。因为如果不能有效保温,冬季加热的耗热量会增至很大。很多处理厂由于保温效果不好,热损失很大,导致需热量超过了加热系统的负荷,不能保证要求的消化温度,最终造成消化效果的大大降低。

(9) 安全运行。沼气中的甲烷系易燃易爆气体,因而在消化系统运行中,尤应注意防爆问题。首先所有电气设备均应采用防爆型,其次严禁人为制造明火,例如吸烟、带钉鞋与混凝土地面的摩擦、铁器工具相互撞击、电气焊均可产生明火,导致爆炸危险。经常对系统进行有效的维护,使沼气不泄露是防止爆炸的根本措施。另外,沼气中含有的 H_2S 能导致中毒,沼气含量大的空间含氧必然少,容易导致窒息。因此在一些值班或操作位置应设置甲烷浓度超标及氧亏报警装置。

2.19.7.3 运行异常问题的分析与排除

(1) 现象一 VFA/ALK 升高,此时说明系统已出现异常,应立即分析原因。如果 $VFA/ALK > 0.3$,则应立即采取控制措施。其原因及控制对策如下。

① 水力超负荷。水力超负荷一般系由于进泥量太大,消化时间缩短,对消化液中的甲烷菌和碱度过度冲刷,导致 VFA/ALK 升高,如不立即采取控制措施,可进而导致产气量降低和沼气中甲烷的含量降低。首先应将投泥量降至正常值,并减少排泥量;如果条件许可,还可将消化池部分污泥回流至一级消化池,补充甲烷菌和碱度的损失。

② 有机物投配超负荷。进泥量增大或泥量不变,而含固率或有机物浓度升高时,可导致有机物投配超负荷。大量的有机物进入消化液,使 VFA 升高,而 ALK 却基本不变, VFA/ALK 会升高。控制措施是减少投泥量或回流部分二消污泥;当有机物超负荷系由于进水中有机物增加所致时(如大量化粪池污水或污泥进入),应加强上游污染源管理。

③ 搅拌效果不好。搅拌系统出现故障,未及时排除,搅拌效果不佳,会导致局部 VFA 积累,使 VFA/ALK 升高。

④ 温度波动太大。温度波动太大,可降低甲烷菌分解 VFA 的速率,导致 VFA 积累,使 VFA/ALK 升高。温度波动如因进泥量突变所致,则应增加进泥次数,减少每次进泥量,使进泥均匀。如因加热量控制不当所致,则应加强加热系统的控制调节。有时搅拌不均匀,使热量在池内分布不均匀,也会影响甲烷菌的活性,使 VFA/ALK 升高。

⑤ 存在毒物。甲烷菌中毒以后,分解 VFA 速率下降,导致 VFA/ALK 积累,使 VFA 升高。此时应首先明确毒物的种类,如为重金属类中毒,可加入 Na_2S 降低毒物浓度;如为 S^{2-} 类中毒,可加入铁盐降低 S^{2-} 浓度。解决毒物问题的根本措施是加强上游污染源的管理。

(2) 现象二 沼气中的 CO_2 含量升高,但沼气仍能燃烧。该现象是现象一的继续,其原因及控制措施同现象一。现象一系 VFA/ALK 刚超过 0.3,在一定的时间内,还不至于导致 pH 值下降,还有时间进行原因分

析及控制。但现象二系 CO_2 已经开始升高,此时 VFA/ALK 往往已经超过了 0.5,如果原因分析及控制措施不及时,很快导致 pH 值下降,抑制甲烷菌的活性。如果已确认 $\text{VFA}/\text{ALK} > 0.5$,应立即加入部分碱源,保持混合液的碱度,为寻找原因并采取控制措施提供时间。

(3) 现象三 消化液的 pH 值开始下降。该现象是现象二的继续。出现现象二,但没有予以控制或措施不当时,会导致 pH 值下降。其原因及控制对策与现象一和现象二完全一样。当 pH 值开始下降时, VFA/ALK 往往大于 0.8,沼气中甲烷含量往往在 42%~45% 之间,此时沼气已不能燃烧。该现象出现时,首先应立即向消化液内投入碱源,补充碱度,控制住 pH 值的下降并使之回升;否则如果 pH 值降至 6.0 以下,甲烷菌将全部失去活性,则须放空消化池重新培养消化污泥。其次,应尽快分析产生该现象的原因并采取相应的控制对策,待异常排除之后,可停止加碱。

(4) 现象四 产气量降低。其原因及解决对策如下。

① 有机物投配负荷太低。在其他条件正常时,沼气产量与投入的有机物成正比,投入有机物越多,沼气产量越多;反之,投入有机物越少,则沼气产量也越少。出现此种情况,往往是由于浓缩池运行不佳,浓缩效果不好,大量有机固体从浓缩池上清液流失,导致进入消化池的有机物降低。此时可加强对污泥浓缩的工艺控制,保证要求的浓缩效果。

② 甲烷菌活性降低。由于某种原因导致甲烷菌活性降低,分解 VFA 速率降低,因而沼气产量也降低。水力超负荷,有机物投配超负荷、温度波动太大,搅拌效果不均匀,存在毒物等因素,均可使甲烷菌活性降低,因而应具体分析原因,采取相应的对策。

(5) 现象五 消化池气相出现负压,空气自真空安全阀进入消化池。其原因及控制对策如下。

① 排泥量大于进泥量,使消化池液位降低,产生真空。此时应加强进排泥量的控制,使进排泥量严格相等,溢流排泥一般不会出现该现象。

② 用于沼气搅拌的压缩机的出气管路出现泄漏时;也可导致消化池气相出现真空状态,应及时修复管道泄漏处。

③ 加入 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 、 NH_4OH 、 NaOH 等药剂补充碱度、控制 pH 值时,如果投加过量,也可导致负压状态,因此应严格控制该类药剂的投加量。

④ 一些处理厂用风机或压缩机抽送沼气至较远的使用点,如果抽气量大于产气量,也可导致气相出现真空状态,此时应加强抽气与产气量的调度平衡。

(6) 现象六 消化池气相压力增大,自压力安全阀逸入大气。其原因及控制对策如下。

① 产气量大于用气量,而剩余的沼气又无畅通的去向时,可导致消化池气相压力增大,此时应加强运行调度,增大用气量。

② 由于某种原因(如水封罐液位太高或不及时排放冷凝水)导致沼气管路阻力增大时,可使消化池压力增大。此时应分析沼气管阻力增大的原因,并及时予以排除。

③ 进泥量大于排泥量,而溢流管又被堵塞,导致消化池液位升高时,可使气相压力增大,此时应加强进排泥量的控制,保持消化池工作液位的稳定。

(7) 现象七 消化池排放的上清液含固量升高,水质下降,同时还使排泥浓度降低。其原因及控制对策如下。

① 上清液排放量太大,可导致含固量升高。上清液排放量一般应是相应每次进泥量的 1/4 以下;如果排放太多,则由于排放的不是上清液,而是污泥,因而含固量升高。

② 上清液排放太快时,由于排放管内的流速太大,会携带大量的固体颗粒被一起排走,因而含固量升高,所以应缓慢地排放上清液,且排放量不宜太大。

③ 如果上清液排放口与进泥口距离太近,则进入的污泥会发生短路,不经泥水分离直接排走,因而含固量升高;对于这种情况,应进行改造,使上清液排放口远离进泥口。

(8) 现象八 消化液的温度下降,消化效果降低。其原因及控制对策如下。

① 蒸汽或热水量供应不足,导致消化池温度也随之下降。

② 投泥次数太少,一次投泥量太大时,可使加热系统超负荷,因加热量不足而导致温度降低,此时应缩短投泥周期,减少每次投泥量。

③ 混合搅拌不均匀时,会使污泥局部过热,局部由于热量不足而导致温度降低,此时应加强搅拌混合。

2.19.7.4 分析测量与记录

(1) 分析测量项目

- ① 流量：包括投泥量、排泥量和上清液排放量，应测量并记录每一运行周期内的以上各值。
- ② pH：包括进泥、消化液排泥和上清液的 pH 值，每天至少测两次。
- ③ 含固量（%）：包括进泥、排泥和上清液的含固量，每天至少分析一次。
- ④ 有机分（%）：包括进泥、排泥和上清液干固体中的有机分，每天至少分析一次。
- ⑤ 碱度（mg/L）：包括测定进泥、排泥、消化液和上清液中的碱度，每天至少一次，小型处理厂可只测消化液中的 ALK。
- ⑥ VFA（mg/L）：测定进泥、排泥、消化液和上清液中的 VFA 值，每天至少一次，小型处理厂只测消化液中的 VFA。
- ⑦ BOD₅（mg/L）：只测上清液中的 BOD₅ 值，每两天一次。
- ⑧ SS（mg/L）：只测上清液中的 SS 值，每两天一次。
- ⑨ NH₃-N（mg/L）：包括进泥、排泥、消化液和上清液中的 NH₃-N 值，每天一次。
- ⑩ TKN（mg/L）：包括进泥、排泥、消化液和上清液中的 TKN 值，每天一次。
- ⑪ TP（mg/L）：只测上清液中的 TP，每天一次。
- ⑫ 大肠菌群：测进泥和排泥的大肠菌群，每周一次。
- ⑬ 蛔虫卵：测进泥和排泥的蛔虫卵数，每周一次。
- ⑭ 沼气成分分析：应分析沼气中的 CH₄、CO₂、H₂S 三种气体的含量，每天一次。
- ⑮ 沼气流量：应尽量连续测量并记录沼气产量。

(2) 通过以上分析数据，计算并记录以下指标

- ① 有机物分解率： η （即污泥的稳定化程度），%。
- ② 分解单位重量有机物的产气量： q_a ，m³/kgVSS。
- ③ 有机物投配负荷： F_v ，kgVSS/（m³·d）。
- ④ 消化时间： T ，d。
- ⑤ 消化温度： t ，℃。

另外，还应记录每个工作周期的操作顺序及每一操作的历时。

2.20 自然生物处理系统

自然生物处理系统一般包括稳定塘和土地处理系统，是一种废水处理与利用相结合的实用技术。

2.20.1 稳定塘的特点及流程

生物稳定塘也称氧化塘，是一类利用天然净化能力的生物处理构筑物。一般为在有条件的地方，对天然湖塘洼地加以整修，用塘内生长的微生物，处理城市污水和工业污水。

按塘中微生物反应类型，生物塘可分为 4 种：好氧塘、兼性塘、厌氧塘和曝气塘。好氧微生物所需的溶解氧，在好氧塘和兼性塘中，主要由藻类通过光合作用和水面自然复氧提供；在曝气塘中，由表面曝气机或空气扩散器提供。生物塘型式根据当地情况，经全面技术经济比较后选用（见表 2.20.1）。用于处理传统二级处理出水（BOD₅ ≤ 30mg/L）的氧化塘称为深度处理塘，以满足受纳水体或回用的要求。

稳定塘的优点是在条件合适时（如有可利用的旧河道、河滩、沼泽、峡谷及无农业利用价值的荒地等），基建投资少；运行管理简单，耗能小，费用低，约为传统人工处理厂的 1/3 ~ 1/5；可进行综合利用，如养殖水生动物和植物，形成多级食物网的复合生态系统。如使用得当，会产生明显的经济、环境和社会效益。缺点是占地面积过多；处理效果受气候的影响。如过冬问题，春秋季节翻塘问题等；如果设计或运行不当，可能形成二次污染，如污染地下水、产生臭气等。

城市污水及多种工业污水可利用稳定塘进行处理。采用稳定塘是否为最优选择，需视当地是否具备适宜的条件而定。一般需具备 2 个条件。①当地有可供使用的土地，最好是无农业利用价值的荒地、地价较低。②当地的气候适于稳定塘的运行。首先应考虑气温，气温高适于塘中微生物的生长和代谢，使污染物质的去除率高，从而可减少占地面积、降低投资。当然，我国东北、美国的阿拉斯加、北欧和加拿大的严寒地区也建设了不少稳定塘，同样可达到处理废水的目的。占地虽多，但闲置土地可资利用，也是合理的。其次应考虑日照及风力等气候条件。兼性塘和好氧塘需要光能以供给藻类进行光合作用。适当的风速和风向有利于塘水混合。

表 2.20.1 各种稳定塘比较

项目	好 氧 塘	兼 性 塘	厌 氧 塘	曝 气 塘
优点	基建投资和运转维护费低;管理方便;处理程度高	基建投资和运转维护费最低;管理方便;处理程度高;耐冲击负荷较强	占地省(因池深大);耐冲击负荷强;所需动力少;贮存污泥的容积较大;作为预处理设施时,可大大减少后续兼性塘和好氧塘的容积	体积小,占地省;无臭味;处理程度高;耐冲击负荷强
缺点	池容大,占地多;可能有臭味;需要对出水中的藻类进行补充处理	池容大,占地多;可能有臭味;夏季运转时经常出现漂浮污泥层;出水水质有波动	对温度要求高;臭味大	运转维护费高;出水中含固体物质高;起泡沫
适用条件	适于去除营养物;处理溶解性有机物;处理二级处理后的出水	适于处理城市污水与工业污水;为处理小城镇污水最常用的处理系统	适于处理高温、高浓度污水	适于处理城市污水与工业污水

稳定塘可采用不同的工艺流程,典型流程如图 2.20.1。

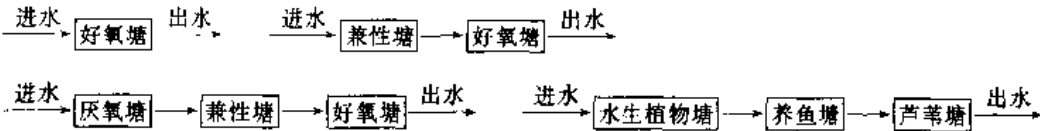


图 2.20.1 稳定塘工艺流程

稳定塘工艺要点如下。

- (1) 根据城市规划,在有湖塘洼地可供利用、气温适宜和日照良好的地方,可采用稳定塘。
- (2) 污水在进入生物塘前宜经过沉淀处理。污水只经过初次沉淀,串联稳定塘不少于 4 级;污水经过生化处理后,为 2~3 级。
- (3) 生物塘可接在其他生物处理流程后作深度处理,也可用来单独处理污水。
- (4) 多级生物塘宜布置为可按并联运行,也可按串联运行。采用多级生物塘串联时,宜设置回流设施,回流比为 1:6。
- (5) 生物塘一般采用矩形,其长宽比不宜大于 3;也可采用方形或圆形。
- (6) 生物塘塘体宜采用下列规定:堤坝最小宽度 1.8~2.4m;外坡横竖比为 4:1~5:1;内坡横竖比为 3:1~2:1。应在内坡上堆防冲乱石,加衬砌或铺砌。建议衬砌的最小值,在生物塘的水面以上和水面以下,均为 0.5m。
- (7) 生物塘的超高不应小于 0.9m。
- (8) 生物塘的进水口布置:对于圆形或方形生物塘,宜设在接近中心处;对于矩形生物塘宜设在 1/3 池长处。
- (9) 生物塘出水口的布置,应考虑能适应塘内水深的变化,宜在不同高度的断面上设置可调节的出流孔口或堰板。
- (10) 各级生物塘的每个进出水口均设置单独的闸门;各级生物塘之间应考虑超越设施,以便轮换清除塘内污泥。
- (11) 塘底应略具坡度,坡向出口方向;拐角处应做成圆角。
- (12) 在生物塘出口前,宜设置浮渣挡板。但在深度处理塘出口前,不应设置挡板,以免截留藻类的可能性。
- (13) 应防止污染地下水源和周围大气,妥善处置塘内底泥,一般应考虑塘底止水的衬里处理。
- (14) 在多级生物塘后可设氧鱼塘,其水质必须符合《渔业水体水质标准》。

2.20.2 厌氧塘

2.20.2.1 一般规定

- (1) 厌氧塘前应设置格栅。格栅间隙不大于 20mm。厌氧塘前宜设置普通沉砂池。至少需设两格。处理含油脂量高的废水时,厌氧塘前应设置除油设备。一般多采用重力分离法。
- (2) 进水水质与传统二级处理的要求相同。有害物质容许浓度应符合《室外排水设计规范》的规定。进水硫酸盐的浓度不宜大于 500mg/L,进水 $BOD_5:N:P=100:2.5:1$ 。
- (3) 厌氧塘的构造及主要尺寸如下:厌氧塘一般为矩形,长宽比为 2~2.5:1。深度由超高 (h_1)、有效水深 (h_2)、储泥深度 (h_3) 和塘面冰冻深度 (h_4) 4 部分组成。 h_1 一般为 0.6~1.0m,塘越大,超高应相应增加。 h_2 可采用 2.0~5.0m。 h_3 的设计值 ≥ 0.5 m。城市污水厌氧塘的污泥量按每人每年 50L 计,最好能取得同类城市的实测值。 h_4 因绝大部分包含在 h_2 中,设计时可不单独计算。
- (4) 堤坝坡度按垂直:水平计,堤内坡度为 1.5:1~1:3;堤外坡度为 1:2~1:4。塘底采用平底。

(5) 厌氧塘进口设在塘底部, 高于塘底 0.6~1.0m。如进水含油脂较多, 进水管直径 $\geq 300\text{mm}$ 。厌氧塘出水管应位于水面下, 淹没深度 $\geq 0.6\text{m}$, 应在浮渣层或冰冻层以下。

(6) 厌氧塘至少应有两座, 可采用并联, 以便其中之一可临时停止运行。单塘面积不得大于 8000~40000 m^2 。

一般厌氧塘为敞口塘, 能否全塘处于厌氧状态取决于塘的有机负荷。

2.20.2.2 厌氧塘设计方法及计算公式

厌氧塘的设计计算方法有 2 类: 有机负荷法和完全混合数学模型法。有机负荷法是一种经验方法; 采用完全混合数学模型的关键是如何获得合理的反应速度常数, 若常数选择不当, 则会导致计算结果偏离当地的时间情况。

(1) 有机负荷法 厌氧塘的有机负荷法有三种: ①BOD 表面负荷, $\text{kgBOD}_5/(\text{10}^4\text{m}^2\cdot\text{d})$, 我国厌氧塘最小容许负荷北方为 300 $\text{kgBOD}_5/(\text{10}^4\text{m}^2\cdot\text{d})$, 南方 800 $\text{kgBOD}_5/(\text{10}^4\text{m}^2\cdot\text{d})$; ②BOD 容积负荷, $\text{kgBOD}_5/(\text{m}^3\cdot\text{d})$, 城市污水一般采用 0.2~0.4 $\text{kgBOD}_5/(\text{m}^3\cdot\text{d})$, 我国肉类加工废水厌氧塘中试结果为 0.22~0.53 $\text{kgBOD}_5/(\text{m}^3\cdot\text{d})$, 美国七个州厌氧塘设计标准见表 2.20.2; ③VSS 容积负荷, $\text{kgVSS}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ 。处理含 VSS 很高的废水时, 其厌氧塘除以 BOD 容积负荷为指标进行设计外, 也可采用 VSS 容积负荷。对下列几种废水, 建议 VSS 容积负荷为: 家禽粪尿废水 0.063~0.16; 奶牛粪尿废水 0.166~1.12; 猪粪尿废水 0.064~0.32; 挤奶间废水 0.197; 菜扭屠宰废水 0.593。

表 2.20.2 美国七个州厌氧塘设计参数

州 名	纬度/度	BOD 容积负荷/ [$\text{kgBOD}_5/(\text{m}^3\cdot\text{d})$]	水力停留时间/d	预计去除率/%
佐治亚	30.4~35	0.048, 0.24(1:1 回流)	—	60~80
伊利诺斯	37~42.5	0.24~0.32	5	60
爱阿华	40.6~43.5	0.19~0.24	5~10	60~80
蒙大拿	45~49	0.032~0.16	10(最小)	70
内布拉斯加	40~43	0.19~0.24	3~5	75
南达科他	43~46	0.24	—	60
德克萨斯	26~36.4	0.4~1.6	5~30	50~100

(2) 完全混合数学模型法 可用下式计算厌氧塘:

$$\frac{S_e}{S_0} = \frac{1}{1 + Kt} \quad (2.20.1)$$

式中 S_0 、 S_e ——分别为厌氧塘进出水 BOD_5 浓度, mg/L ;

t ——厌氧塘停留时间, d ;

K ——厌氧塘反应速率常数, d^{-1} 。 K 值与废水性质、BOD 负荷、水温、水力停留时间等多种因素有关。根据厌氧塘的实际运行数据得出,

$$K = 0.0275e^{0.1199T} \quad (2.20.2)$$

式中 T ——塘水温度, $^{\circ}\text{C}$ 。该式数据的范围如下: 进水 BOD_5 为 80~400 mg/L ; BOD 表面负荷为 300~2000 $\text{kgBOD}_5/(\text{10}^4\text{m}^2\cdot\text{d})$; 水力停留时间为 1~6 d 。

(3) 矩形塘的计算 具有斜边和圆角的矩形塘 (见图 2.20.2), 可用下式计算:

$$V = [(LW) + (L - 2Sd)(W - 2Id) + 4(L - Id)(W - Id)]d/6 \quad (2.20.3)$$

式中 V ——塘有效容积, m^3 ;

L ——塘的水面长度, m ;

W ——塘的水面宽度, m ;

I ——边坡系数, $I = \text{水平边}/\text{垂直边}$;

d ——塘的有效深度 ($h_2 + h_3$), m 。

计算单塘总容积时, 只需把塘的水面长度 L 改为塘的总长度 L_T 、把塘的水面宽度 W 改为塘的总宽度

W_T 、把塘的有效深度 d 改为塘的总深度 d_T ，再将这些参数代入式 (2.20.3)，即可求得单塘总容积。 L_T 、 W_T 和 d_T 计算方法如下：

$$d_T = h_1 + h_2 + h_3 \quad (2.20.4)$$

$$L_T = L + 2lh_1 \quad (2.20.5)$$

$$W_T = W + 2lh_1 \quad (2.20.6)$$

2.20.3 兼性塘

2.20.3.1 一般规定

(1) 假如兼性塘作为稳定塘系统的第一级，则进水的预处理及进水水质要求与厌氧塘相同，只是兼性塘进水的 $BOD_5:N:P=100:5:1$ 。

(2) 兼性塘常采用矩形，长宽比为 3:1~4:1。超高 $h_1=0.6\sim1.0\text{m}$ 有效水深 $h_2=1.2\sim2.5\text{m}$ ，储泥厚度 $h_3\geq 0.3\text{m}$ 。冰冻厚度 h_4 随地区气温而定。 h_4 包含在有效水深 h_2 中，一般不单独计算。塘内坡度 1:2~1:3；塘外坡度 1:2~1:5，坡度 1:3 才可能有利于使用割草机。

(3) 塘系统中兼性塘一般不少于 3 座，多采用串联。在串联中第一座塘的面积较大，约占兼性塘总面积的 30%~60%。当设计规模较大时，可采用几个平行的串联系统。单塘面积太大会造成布水不匀或波浪较大等问题，故一般规定单塘面积以不超过 $8000\sim40000\text{m}^2$ 为宜。

2.20.3.2 兼性塘的设计方法及计算公式

(1) BOD 表面负荷法 兼性塘一般按 BOD 表面负荷计算，建议采用表 2.20.3 的设计参数。

表 2.20.3 城市废水兼性塘 BOD 表面负荷及水力停留时间

冬季平均气温/℃	BOD ₅ 表面负荷/ [kgBOD ₅ /(10 ⁴ m ² ·d)]	水力停留时间/d	冬季平均气温/℃	BOD ₅ 表面负荷/ [kgBOD ₅ /(10 ⁴ m ² ·d)]	水力停留时间/d
>15	70~100	≥7	-10~0	20~30	120~40
10~15	50~70	20~7	-20~-10	10~20	150~120
0~10	30~50	40~20	<-20	<10	180~150

(2) 维纳-维廉 (Wehner-Wilhelm) 公式 以下公式能按介于推流和完全混合流之间的任意流态设计稳定塘，若参数取值合理，可得出理想的计算结果。

$$\frac{S_e}{S_0} = \frac{4ae^{D/2}}{(1+a)^2 e^{aD/2} - (1-a)^2 e^{-aD/2}} \quad (2.20.7)$$

式中 S_0 、 S_e ——分别为进出水 BOD_5 浓度，mg/L；

a ——系数， $a = \sqrt{1+4KD}$ ；

K ——一级反应速度常数， d^{-1} ；

D ——无量纲扩散数；

t ——水力停留时间，d。

不同水温的一级反应速度常数可按式计算：

$$K_T = K_{20} 1.09^{(T-20)} \quad (2.20.8)$$

式中 K_T 、 K_{20} ——分别是塘最低运行水温 ($T^\circ\text{C}$) 和 20°C 时的反应速度常数， d^{-1} ；

T ——最低运行水温， $^\circ\text{C}$ 。

K_T 值与 BOD_5 剩余百分数 ($100S_e/S_0$) 的关系，可由图 2.20.3 查出，查图时先要根据设计兼性塘的实际流态确定扩散数 D ，最理想的是使用实测值，过去大量稳定塘的实测 D 值范围为 0.1~2.0，大多数小于 1.0。

(3) 验算好氧层深度 兼性塘的水面以下需保证有一个好氧层，可用 BOD_5 表面负荷验算好氧层深度。图 2.20.4 是 BOD_5 负荷与维持好氧层深度的关系图。

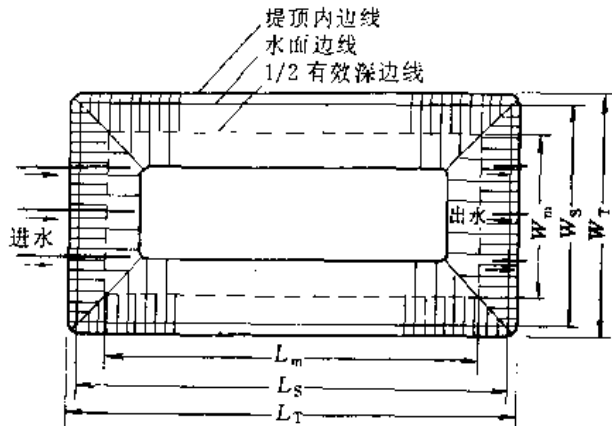
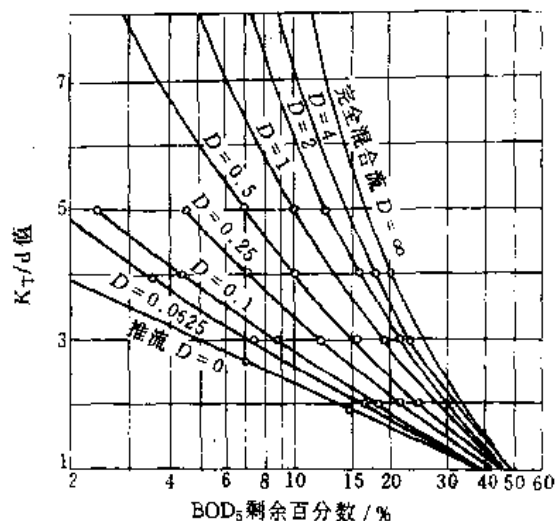
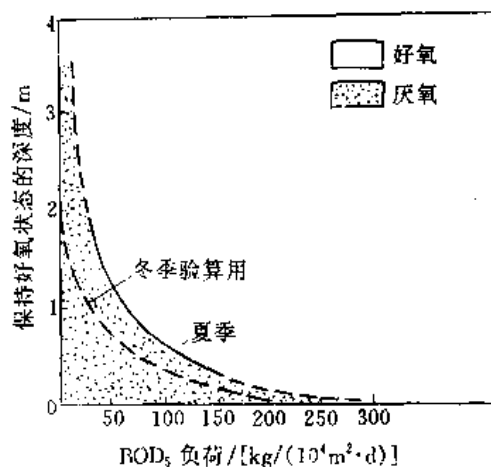


图 2.20.2 具有斜边和圆角的矩形稳定塘

图 2.20.3 K_T 值与 BOD_5 剩余百分数的关系曲线图 2.20.4 BOD_5 表面负荷与好氧层深度关系图

2.20.4 好氧塘

2.20.4.1 一般规定

(1) 好氧塘的种类

① 高负荷好氧塘, 采用此类塘的目的是处理废水的同时又产生藻类。特点是有效深度浅, 水力停留时间短, 有机负荷高。

② 普通好氧塘, 使用的目的是处理废水。特点是有机负荷较低, 停留时间长。

③ 深度处理好氧塘, 串联在已达二级处理排放标准的处理系统之后, 进行深度处理。特点是有机负荷低, 水力停留时间短。

好氧塘多用于串联在其他稳定塘后作进一步处理, 若用于单独处理, 废水在进入好氧塘前宜进行沉砂及沉淀预处理。

(2) 好氧塘多采用矩形塘, 长宽比为 $L:W=3:1\sim4:1$ 。超高 $h_1=0.6\sim1.0\text{m}$; 有效水深对高负荷塘 $h_2=0.3\sim0.45\text{m}$; 对普通好氧塘和深度处理好氧塘 $h_2=0.5\sim1.5\text{m}$ 。塘内坡度 $1:2\sim1:3$, 塘外坡度 $1:2\sim1:5$ 。

(3) 好氧塘不得少于 3 座, 规模很小的塘系统不得少于 2 座。

(4) 好氧塘单塘面积不得大于 $8000\sim40000\text{m}^2$ 。

2.20.4.2 好氧塘设计方法及计算公式

(1) BOD 表面负荷法 好氧塘的设计参数见表 2.20.4。

表 2.20.4 好氧塘典型设计参数

设计参数	高负荷好氧塘	普通好氧塘	深度处理好氧塘	设计参数	高负荷好氧塘	普通好氧塘	深度处理好氧塘
BOD_5 表面负荷/ [$\text{kg}BOD_5/(10^4\text{m}^2\cdot\text{d})$]	80~160	40~120	<5	温度范围/ $^{\circ}\text{C}$	5~30	0~30	0~30
水力停留时间/d	4~6	10~40	5~20	BOD_5 去除率/%	80~95	80~95	60~80
有效水深/m	0.3~0.45	0.5~1.5	0.5~1.5	藻类浓度/(mg/L)	100~260	40~100	5~10
pH 值	6.5~10.5	6.5~10.5	6.5~10.5	出水 $SS/(mg/L)$	150~300	80~140	10~30

(2) 奥斯瓦尔德 (Oswald) 法

$$\frac{d}{t} = 0.028 \frac{FC}{(s_u)_r} \quad (2.20.9)$$

式中 d ——好氧塘有效深度, m ;

t ——好氧塘水力停留时间, d ;

$(s_u)_r$ ——去除的第一阶段完全 BOD (即 BOD_u), $(s_u)_r = s_{u0} - s_{ue}$, 一般情况下 $BOD_u/BOD_5 = 1.46$;

F ——氧转换系数，一般可采用 1.5~1.6；

C ——当地逐月阳光辐射值， $4.18\text{J}/(\text{cm}^2\cdot\text{d})$ 。

$$C = C_{\min} + r(C_{\max} - C_{\min}) \quad (2.20.10)$$

式中 C_{\max} 、 C_{\min} ——当地某月最大、最小阳光辐射值， $\text{J}/(\text{cm}^2\cdot\text{d})$ ，见表 2.20.5；

r ——天气晴朗时间的比例，如日照时间有 50% 为晴朗天气，则 $r = 0.5$ 。我国主要城市日照时数及日照百分率见表 2.20.6。

表 2.20.5 不同纬度地区海平面逐月可见光辐射值/ $[4.18\text{J}/(\text{cm}^2\cdot\text{d})]$

北 纬		月 份											
纬度	范围	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
18	max	192	220	250	272	282	280	280	272	256	229	198	192
	min	144	150	174	174	194	145	170	177	180	157	146	129
20	max	183	213	246	271	284	284	282	272	252	224	190	182
	min	134	140	168	170	194	148	172	177	176	150	138	120
22	max	174	206	241	270	286	286	285	273	248	218	183	172
	min	123	132	162	167	193	152	173	176	170	143	128	110
24	max	166	200	236	268	288	290	287	273	244	212	175	161
	min	111	123	156	164	191	155	176	174	165	136	119	101
26	max	156	192	230	266	288	292	288	273	240	205	166	149
	min	99	114	149	160	189	158	177	172	160	128	109	90
28	max	146	184	224	264	289	294	288	272	236	199	151	138
	min	87	106	142	156	187	161	178	169	154	120	99	80
30	max	136	176	218	261	290	296	289	271	231	192	148	126
	min	76	96	134	151	184	183	178	166	147	113	90	70
32	max	126	169	212	258	290	266	289	269	226	185	138	114
	min	63	87	126	146	181	166	178	163	140	104	80	60
34	max	114	160	204	254	290	297	289	267	221	178	128	101
	min	53	78	118	141	176	168	178	159	134	96	70	47
36	max	103	160	196	250	288	298	289	264	215	170	118	88
	min	44	70	111	136	172	170	177	155	127	88	60	39
38	max	90	140	189	246	287	298	288	262	210	162	106	77
	min	36	62	103	131	166	171	175	152	120	80	50	30
40	max	80	130	181	241	286	298	288	258	203	152	95	66
	min	30	53	95	125	162	173	172	147	112	72	42	24
42	max	68	119	172	236	283	298	287	254	196	144	84	56
	min	24	45	88	120	157	174	167	143	105	65	34	19
44	max	55	106	165	230	280	298	285	250	189	132	72	47
	min	20	37	80	114	153	175	164	139	98	58	28	15
46	max	45	94	156	224	278	298	284	245	181	122	61	39
	min	16	30	72	108	150	175	161	134	90	52	23	11
48	max	35	82	149	218	274	297	282	241	174	111	50	32
	min	12	25	64	102	146	176	158	129	81	45	18	9
50	max	28	70	141	210	271	297	280	236	166	100	40	26
	min	10	19	58	97	144	176	155	125	73	40	15	7
52	max	22	60	134	202	267	296	178	232	158	87	32	21
	min	8	14	51	92	141	176	153	120	65	34	12	4

表 2.20.6 全国主要城市日照时数及日照百分率表

地 名	日照时数/h			日照百分率/%		
	年	冬	夏	年	冬	夏
满 洲 里	2750.5	176.3	272.4	62	65.7	58.3
海 拉 尔	2763.1	188.8	267.2	62	69.7	57.0
呼 和 浩 特	2960.7	206.5	276.5	67	70.0	60.7
齐 齐 哈 尔	2902.9	202.8	275.5	65	73.3	59.7
哈 尔 滨	2636.1	182.9	249.7	59	65.0	54.3
长 春	2653.4	191.3	241.4	61	66.7	53.7
四 平	2751.8	206.8	235.2	63	71.3	52.3
抚 顺	2532.2	177.0	220.1	57	60.3	49.3
沈 阳	2546.9	170.8	229.9	57	58.7	51.7
鞍 山	2535.5	172.1	227.9	57	58.3	51.3
锦 州	2761.1	201.6	232.4	62	68.7	52.3
张 家 口	2832.1	200.3	258.2	65	67.7	58.0
北 京	2763.7	200.6	242.5	63	67.3	55.0
唐 山	2656.2	179.9	238.9	60	60.3	54.3
天 津	2850.3	195.8	269.8	64	65.3	61.7
保 定	2678.1	187.6	240.7	60	62.3	55.0
石 家 庄	2664.0	191.8	233.1	60	63.7	53.7
大 连	2804.1	193.5	241.6	63	64.7	57.3
开 封	2327.6	153.4	228.6	53	50.0	53.7
郑 州	2451.2	173.1	238.0	55	56.3	56.0
洛 阳	2246.6	150.0	222.4	51	49.0	52.3
济 南	2776.3	188.0	260.5	63	61.7	60.3
青 岛	2500.8	175.4	181.2	57	58.0	49.7
大 同	2855.8	199.7	263.2	64	67.3	60.0
太 原	2756.0	202.5	250.3	62	67.0	58.3
蚌 埠	2179.7	143.9	218.7	49	46.0	51.7
合 肥	2287.9	142.5	247.9	51	45.7	58.7
徐 州	2400.4	155.9	234.9	54	50.7	55.0
南 京	2182.4	141.9	227.5	49	45.7	54.0
上 海	1986.1	132.2	215.6	45	41.7	51.3

对阳光辐射值还需进行高程修正, 对海拔 3300m 的范围内, 用下式修正:

$$C_D = C(1 + 0.0033E) \quad (2.20.11)$$

式中 C_D ——设计阳光辐射值, $4.18\text{J}/(\text{cm}^2 \cdot \text{d})$;

E ——地面高程, m。

(3) 按维纳-维廉 (Wehner-Wilhelm) 公式设计, 方法与兼性塘相同。

2.20.5 曝气塘

2.20.5.1 一般规定

(1) 完全混合曝气塘出水的污泥可回流也可不回流。有污泥回流的曝气塘实质上是活性污泥法的一种变化。其进水中固态 BOD 在其出水中仍残留 $\frac{1}{3} \sim \frac{1}{2}$, 在出水排放前应除去这些固体, 所以沉淀应该是曝气塘的必要组成部分。沉淀的方法可以用沉淀池, 也可在塘中用挡板分隔出静止区用于沉淀, 还可在曝气塘后设置兼性塘, 既用于进一步处理出水, 又可将沉于兼性塘的污泥在塘底进行厌氧消化。

(2) 曝气塘的 BOD_5 表面负荷 $1 \sim 30\text{kg}/(10^4\text{m}^2 \cdot \text{d})$; 曝气塘的水力停留时间 $t = 3 \sim 10\text{d}$ 。兼性塘的水力停留时间有可能超过 10d。

(3) 曝气塘有效水深为 2~6m。一般不少于 3 座, 通常按串联方式运行。

(4) 曝气塘多采用表面曝气机进行曝气。也可以用鼓风曝气。北方结冰期间, 表面曝气难以运行, 所以宜采用鼓风曝气。完全混合曝气塘所需功率约为 0.05 至 $0.015\text{kW}/\text{m}^3$ 。表面曝气机应不少于 2 台, 每台表面

曝气机至少应有三个锚固点。表面曝气机的下方塘底应铺牢固的衬里,例如混凝土面层。完全混合曝气塘单位塘容积所需功率虽小,但因水力停留时间长,塘的容积大,所以每处理 1m^3 废水的功率大于常规活性污泥法。

2.20.5.2 曝气塘的设计方法及计算公式

(1) 完全混合曝气塘 按一级反应动力学模型进行设计。

① n 级等容积串联塘的数学模型如下:

$$\frac{S_n}{S_0} = \frac{1}{[1 + K_C t/n]^n} \quad (2.20.12)$$

式中 S_n 、 S_0 ——分别为第 n 级塘出水和进水的 BOD_5 浓度, mg/L ;

K_C ——完全混合一级反应速度常数,设 n 级塘中 20°C 时的 K_C 值均为 0.25d^{-1} ;

t ——塘系统总水力停留时间, d ;

n ——塘的串联级数,一般 $n \leq 4$ 。

非等容积串联塘的完全混合模型如下:

$$\frac{S_n}{S_0} = \left(\frac{1}{1 + K_{C1}t_1} \right) \left(\frac{1}{1 + K_{C2}t_2} \right) \cdots \left(\frac{1}{1 + K_{Cn}t_n} \right) \quad (2.20.13)$$

式中 K_{C1} 、 K_{C2} 、 \cdots 、 K_{Cn} ——各塘完全混合一级反应速度常数,是稳定塘设计的关键参数,最好通过试验或由类似工程取得,若无更全面的资料,可假定为同一数值,按 2.5d^{-1} 进行计算;

t_1 、 t_2 、 \cdots 、 t_n ——各塘的水力停留时间, d 。

研究表明,等容串联稳定塘的处理效率优于非等容串联塘系统。

塘的串联级数 (n) 对塘规模有较大影响。在达到同一处理效果的情况下,增加 n 可以减少曝气塘的总停留时间 t (即减少曝气塘的总容积)。理论上 n 值越大,稳定塘越接近推流式反应器。但实际上,当串联级数 $n > 4$ 后,串联处理效率提高不大。

② 水温对反应速率的影响可用式 (2.20.8) 表示,其中的温度系数为 $\theta = 1.085$ 。

塘中水的混合和大气温度对塘中水温的影响可用曼西尼及巴哈特 (Mancini-Bamhart) 公式计算:

$$T_w = \frac{AfT_a + QT_b}{Af + Q} \quad (2.20.14)$$

式中 T_w ——塘水温, $^\circ\text{C}$;

T_a 、 T_b ——分别是气温和塘进水温度, $^\circ\text{C}$;

A ——塘的水面面积, m^2 ;

f ——比例系数,一般取 0.5;

Q ——废水设计流量, m^3/d 。

完全混合曝气塘在设计时可采用试算法。先假定一个水温,根据此水温求得反应速度常数,再求得水力停留时间,从而求得塘容积及塘面积。利用式 (2.20.14) 算出水温 T_w 。开始假设水温与最后算得水温的误差若低于或等于容许误差,则计算结果有效,否则应再假设一个水温,重新试算,直至误差符合要求。

③ 曝气塘的人工曝气一般采用表面曝气。对完全混合曝气塘,搅拌使塘中固体物质呈悬浮状态所耗动力远大于充氧所需动力,因此应根据搅拌混合的要求决定输入的动力。一般参照生产厂提供的图表去确定。当资料缺乏时也可取 $2.96 \sim 5.9\text{kW}/1000\text{m}^3$ 。定出表面曝气机的总功率后,需确定每个塘中表面曝气机的台数。选用数个小表面曝气机比一个或二个大型表面曝气机的效果好,而且维修时对全塘影响小,更具有运行灵活性。表面曝气机在塘中的布置方式是根据完全混合影响圈交搭设置。

(2) 部分混合曝气塘 在部分混合曝气塘中,不要求保持全部固体处于悬浮状态,部分固体沉淀并进行厌氧消化。对这类塘的曝气仅为了供给进水 BOD 生物降解的需氧量。设计完全混合曝气塘时所考虑的各种因素,也同样适用于部分混合曝气塘。但是因为缺乏更合理的设计反应速率常数,所以仍采用完全混合曝气塘的方法及公式来设计部分混合曝气塘,唯一的区别是反应速率不同。

选择部分混合曝气塘的反应速率常数 K_{pm} ,最好经过中试或小试取得。美国“加州标准”建议的 K_{pm} 值: 20°C 时, 0.276d^{-1} ; 1°C 时, 0.138d^{-1} 。用这两个数值算出温度系数 $\theta = 1.036$ 。

部分混合曝气塘中设置曝气装置的主要目的是充氧,使部分曝气塘保持适当的好氧条件。由于串联的部

分混合曝气系统中的有机物逐渐减少，所以曝气装置的功率也逐塘减少。需氧量的计算方法及公式与活性污泥系统相同。

图 2.20.5 为利用污泥循环方式处理小型罐头加工厂废水的曝气塘示意图。

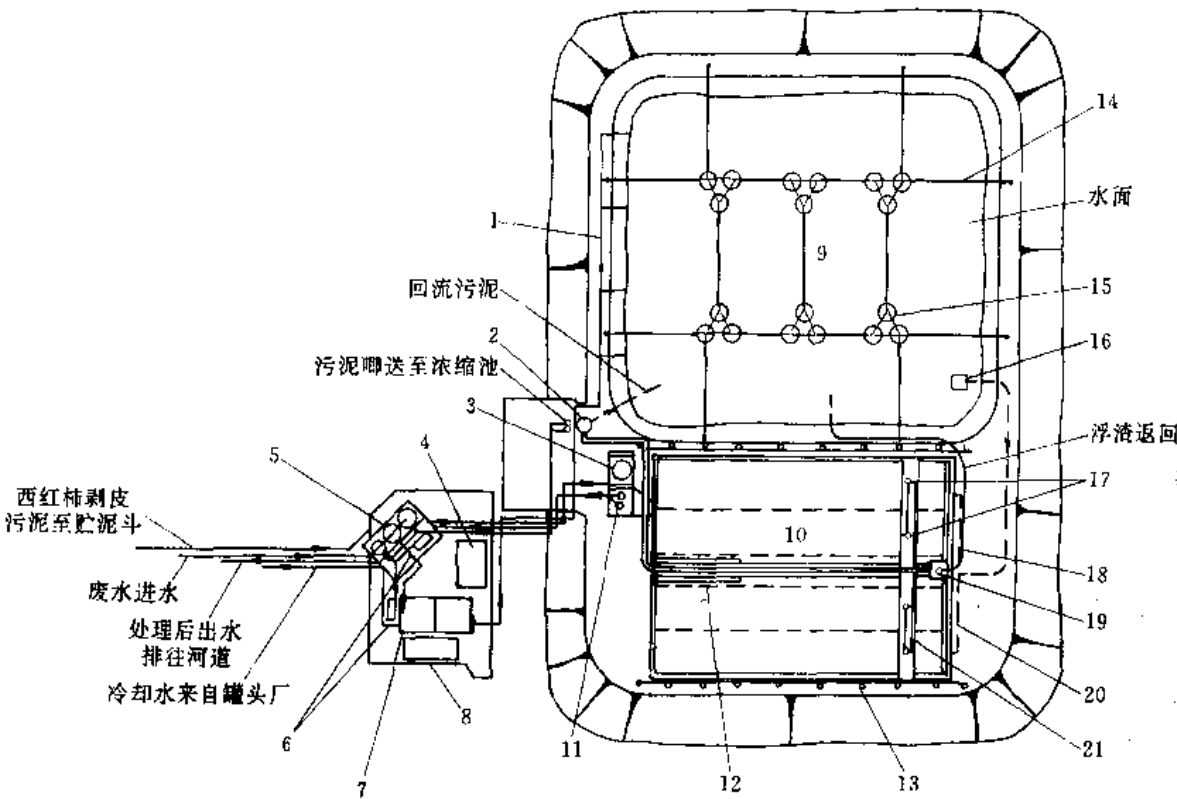


图 2.20.5 采用污泥回流方式处理小型西红柿罐头加工厂废水的曝气塘布置图
1—废水进水支管；2—污泥溢流池；3—冷却塔；4—控制室；5—振动筛下部贮泥斗；6—污泥浓缩池；7—pH 调节槽；
8—酸贮槽；9—曝气池；10—沉淀池；11—出水坑及水泵；12—出水堰；13—供移动桥用电缆车；
14—电缆带；15—浮筒曝气机；16—浮动式溢流堰；17—污泥回流泵；18—浮渣槽；
19—清渣坑及泵；20—进泥支管；21—移动桥式除泥机械

2.20.6 深度处理塘

2.20.6.1 一般规定

深度处理塘设置在二级处理工艺之后。其进水 BOD、COD 和 SS 的大致浓度如下： $BOD_5 \leq 30\text{mg/L}$ ； $COD \leq 120\text{mg/L}$ ； $SS \leq 60\text{mg/L}$ 。出水的水质根据出水的最终处置和重复利用的要求而定。

深度处理塘可使用好氧塘、兼性塘或曝气塘，其设计参数见表 2.20.7。表 2.20.8 中 A 厂为石油化工废水，其余为城市废水。

表 2.20.7 好氧塘型和兼性塘型深度处理塘的设计参数

深度处理塘类型	BOD_5 表面负荷/ [$\text{kg}/(10^4\text{m}^2\cdot\text{d})$]	水力停留时间/d	水深/m	BOD_5 去除率/%
好氧塘	20 ~ 60	5 ~ 25	1 ~ 1.5	30 ~ 55
兼性塘	100 ~ 150	3 ~ 8	1.2 ~ 2.5	40

2.20.6.2 稳定塘中细菌的去除

城市废水中常见的细菌有大肠菌群、志贺氏菌属、伤寒菌、结核杆菌、葡萄球菌属、酵母、真菌等。稳定塘对上述细菌有良好的去除效果。塘的水温、阳光的强度和光照时间，进水成分、pH 值的变化、塘的串联座数、HRT 等皆会影响细菌的去除效果。

表 2.20.8 已建深度处理塘的数据

项 目	废 水 处 理 厂					
	A 厂	R 厂	C 厂	D 厂	E 厂	F 厂
深度处理塘类型	第一级曝气塘 第二级好氧塘	好氧塘	曝气塘	兼性塘	2 级好氧塘	9 级好氧塘
深度处理塘进水的来源	活性污泥法出水	生物滤池出水	生物滤池出水	生物滤池出水	2 级兼性塘出水	生物滤池出水
流量/(m ³ /d)	60 000	5 700~10 600	15 100~26 500	25 800	35 000	6 800
面积/10 ⁴ m ²	10.7	2.5	2.5	3.4	56.7	7.8
水深/m	第一级 2.5 第二级 1.5	0.75	1.5	1.68	第一级 2.1 第二级 2.1	平均 1.02
容积/m ³	19.7×10 ⁴			5.7×10 ⁴	110×10 ⁴	7.9×10 ⁴
BOD ₅ 表面负荷/ [kg/(10 ⁴ m ² ·d)]	65~179	60.4	112	226	20.9	13.1
水力停留时间/d	3.3	1.8~3.3	1.4~2.4	2.3	31.8	12.0
进水 BOD ₅ /(mg/L)	11.6~31.9	24.4	17.5	30	33.8	15.0
出水 BOD ₅ /(mg/L)	6.3~20.7	11.0	8.0	18	22.8	6.4
BOD ₅ 去除率/%	35.2~45.7	54.9	54.2	40	32.5	57.3
进水 COD/(mg/L)	69~105	143				16.4 ^①
出水 COD/(mg/L)	53~82	129				12.3 ^①
COD 去除率/%	22.2	9.8				25.0 ^①
进水 SS/(mg/L)	22.7	26.5	21.0	61	70.0	
出水 SS/(mg/L)	7.45	24.5	10.0	31	62.0	
SS 去除率/%	67.2	7.5	52.3	49	11.4	
氮去除率/%	氨氮未去除	总氮未去除		NO ₃ :8	氨氮 71	氨氮 66
磷去除率/%	10.5	TP15.3		PO ₄ :21		PO ₄ :64
进水 pH 值	7.8			7.5	7.8	7.8
出水 pH 值	8.0	7.0~9.0	≤7.5	7.6	8.4	9.5
塘水温度/℃		6~29	13	进水 14.4~27.8	16.5	11.5~25.8 ^②
出水的处置或回用	排海	排河	排河	排河	排河	再处理后作 生活用水

① 高锰酸钾耗氧量；② 气温。

在设计计算塘的去除细菌效果时，多以大肠杆菌（FC）为指标。推流式稳定塘中 FC 降低率与 HRT 的关系可表达为

$$M_e/M_0 = 10^{-K_M t} \quad (2.20.15)$$

式中 M_0 、 M_e ——进出水的 FC 数；

t ——水力停留时间，d；

K_M ——FC 灭活速率常数，水温 25℃ 时， $K_M \approx 0.1 \text{ d}^{-1}$ 。

N 级串联的完全混合稳定塘对 FC 的灭活率可用下式计算。

$$\frac{M_{ne}}{M_0} = \frac{1}{(1 + K_M t_1)(1 + K_M t_2) \cdots (1 + K_M t_n)} \quad (2.20.16)$$

式中 K_M ——水温为 T ℃ 时 FC 的灭活速率常数，一般为 $0.7 \sim 3.0 \text{ d}^{-1}$ 。

2.20.7 稳定塘的塘体及附属设施

2.20.7.1 稳定塘的塘体设计

应尽量利用现有坑洼湖塘并适当修整改造。塘体设计需要考虑以下因素。

① 塘的平面形状一般为矩形，长宽比为 $(3 \sim 4):1$ 。完全混合曝气塘也可采用正方形。

② 堤顶需有足够的宽度，以便割草机或其他维护设备及车辆通行。堤顶宽度一般最小为 $1.8 \sim 2.4 \text{ m}$ ，允许机动车辆行驶的堤顶宽度不得小于 3 m 。堤岸的外坡度为 $1:(2 \sim 5)$ ，坡度为 $1:3$ 或更平缓时割草机才能正

常运行。堤内坡度为1:(2~3)。

③ 塘底应尽可能平整,竣工高程差不得超过0.15m,并充分夯实。在曝气塘表面曝气机的正下方塘底应用混凝土加固。塘底如位于砂质土壤上,应采取防渗措施。

④ 塘体应考虑防止波浪的冲击,防浪衬砌应在设计水位上下0.5m以上;防雨水冲刷的衬砌不仅要铺盖到水位以上0.5m,而且宜做到堤顶。外坡可做简易的衬砌。还应防止掘地动物的破坏,如采用整体性好的材料加固衬砌等。

⑤ 稳定塘的水中含各种污染物,一旦渗漏量较大就可能污染地下水源,稳定塘出水若需再利用,则渗漏会造成水资源的损失。塘体的衬砌及土质不同,其渗漏率差别很大,见表2.20.9。

表 2.20.9 不同衬面的渗漏率

材 质	厚度/cm	估计最小渗漏率(6m水深,使用1年后)/(cm/d)	材 质	厚度/cm	估计最小渗漏率(6m水深,使用1年后)/(cm/d)
砂石		244	沥青混凝土	10.2	3.8
松土		122	素混凝土	10.2	3.8
挖方土		30.5	素土夯实	91	0.76
水泥土(连续湿润)		10.2	外露式预制沥青板	1.3	0.08
喷枪混凝土	3.8	7.6	外露式合成薄膜	0.11	0.003

一般水工的防护及防渗措施原则上都适用于稳定塘工程。选择时应十分慎重,因为有些防渗措施的工程费用较高,采用后会抵消稳定塘工程造价低的优点。下面简单介绍几种防护及防渗作法。

① 在采取任何防护和防渗措施以前,必须保证塘体土方工程的质量,除去松土和对塘体不利的植被,填方必须保证夯实。素土夯实,塘体在运行初期渗漏率稍高,过一段时间即会明显下降。渗漏率下降的原因是废水中的SS和微生物沉淀及微生物繁殖造成的封堵作用。建议在防渗要求不高的稳定塘工程中,采用素土夯实并利用这种“自然防渗”作用。

② 防浪堆石可采用15~20cm的大卵石堆砌。若有鼠害,需用水泥砂浆砌筑。

③ 块石稳定性优于卵石护坡,用干砌块石护坡及浆砌块石护坡,一般厚度为30cm。

④ 混凝土板护坡造价较高,但整体性优于卵石或块石。预制混凝土板多用六角形,每边长0.3~0.4m,厚约0.15m;也可用边长0.5~1.5m的正方形板。混凝土标号200。板下铺碎石垫层,寒冷地区铺非粘性土防冻层。板间一般用水泥砂浆砌,大型板可在缝间置5~10mm厚沥青板条。现浇板一般每边5~10m,一般加钢筋,缝间加沥青板条。

⑤ 就地取材的砂土、砂壤土、壤土和风化页岩粉渣再加水泥,水泥与土的体积比一般为(10~15):(90~85),加适量水,拌匀压实。厚度一般为0.6m,水平宽度为2~3m。施工时分层压实,每层压实厚0.15m。

⑥ 用高温沥青喷洒成沥青膜;或沥青膜上覆盖卵石层,再用热沥青胶结;或用预制沥青板等制作防渗衬面。

⑦ 膨润土是一种天然土壤,有遇水膨胀的特性,与水接触后24h即开始水化,膨胀4~5倍,约48h水化完成,其土颗粒变成体积为原来的10~30倍的凝胶体,起防渗作用。

⑧ 用塑料薄膜作防渗衬面,常用的塑料是聚氯乙烯和聚乙烯,也可使用丁基橡胶、氯丁橡胶等防渗薄膜。这类薄膜也可加尼龙压片或其他贴面织品加固。作法是先将薄膜预先粘接成大片,然后将薄膜铺在塘中垫层上,垫层需平整,铺平后再将大片薄膜粘成整体。最后再在薄膜上覆盖保护层。保护材料可用土、砂或卵石,也可在土层或砂上再盖一层卵石。薄膜在堤顶需固定,以免被掀起破坏。固定方法较多,如用螺栓固定,或者开沟安放薄膜后再还土夯实。

2.20.7.2 稳定塘的附属设施

(1) 进出口

① 进口设计应尽量避免在塘内产生短流、沟流、反混和死区,使塘内水流尽可能接近推流,以增加进水在塘内的平均停留时间。

② 进出口应尽量使塘的横断面上配水或集水均匀。宜采用多点进水和出水。

③ 进口和出口之间的直线距离应尽可能大。

④ 进出口至少应距塘水面 0.3m。厌氧塘进水应接近底部的污泥层。

⑤ 进口至出口的方向应避免常年主导风向。

(2) 塘与塘之间的连接管必须通过水力计算,使设计水量能顺利通过。连通管需有足够的坡度以免在管中积泥。

(3) 曝气塘的充氧设备

① 人工充氧设备同活性污泥法。

② 当进水高程与塘内水面高程有足够高差时,可利用此高差进行跌水充氧。当高差较大时,可建造多级跌水。

2.20.7.3 稳定塘系统的平面布置原则

稳定塘土方工程占工程造价的 50%~60%,为减少土方量,设计时应充分利用地形。预处理设备(格栅、泵房、沉砂池、沉淀池等)宜集中,并力求布置紧凑,构筑物之间净距一般采用 5~10m。变电所应靠近提升泵站。各稳定塘应靠近,以公用堤坝连接。这样可减少占地面积并减少塘间管渠的长度。为及时排除暴雨水以确保堤坝安全,最后一级稳定塘出口应设溢流堰,暴雨时雨水能溢流泄出。各塘堤坝应高出附近地面,以免暴雨时大量雨水汇入稳定塘。山区稳定塘的排洪沟应尽量利用原有排洪沟。新建排洪沟应沿集水线布置。为防止洪水冲刷稳定塘的堤坝,排洪沟外沿与稳定塘堤坝外坡角的距离不小于 20m。为便于检修,根据需要可设置塘的放空管及超越管。塘系统内部道路一般采用单行车道,宽度为 3.5m;个别主干道宽 6~8m。管理用房宜接近预处理设备,尽量布置在夏季主导风向上方。考虑远期发展,留有余地。

2.20.8 废水土地处理

废水土地处理集水是在废水灌溉基础上发展起来的,两者既有密切联系,又有显著差别,见表 2.20.10。

表 2.20.10 废水土地处理与废水灌溉之区别

废 水 土 地 处 理	废 水 灌 溉 农 田
1. 以控制水污染、净化污水为目标	1. 以作物对水肥资源的利用为目标
2. 以上地为处理构筑物,利用土壤-植物系统净化废水,达到一定水质目标,实质上为生态工程系统	2. 以灌水定额、灌溉制度及废水农田排放标准以控制灌溉水的水量与水质
3. 对进水的水量、水质有严格要求,要进行一定的预处理	3. 无专门的设计运行参数,一般不经过科学的设计
4. 通过实验研究确定设计运行参数,采用适宜负荷与运行条件	4. 不能解决废水的终年运行问题(如雨季及冬季),往往不能进行终年废水灌田
5. 对系统进行有效管理与维护,保证处理效果	5. 出水不加收集,不能有控排放与利用
6. 能终年稳定运行	6. 无专设的环境监测系统
7. 有收集系统,对出水有控排放与利用	
8. 对周围环境设有监测系统	

废水土地处理系统一般由以下部分组成:①废水的预处理设施;②废水的调节与贮存设施;③废水的输送、布水及控制系统;④土地净化田;⑤净化出水的收集与利用系统。

以上诸部分是以土地净化田为核心而组成的一个统一而完整的工程系统,最大限度地利用自然和环境条件来处理废水,使之再生回用。

废水土地处理系统是一个十分复杂的综合净化过程,其净化机理可归纳如表 2.20.11 所示。

表 2.20.11 废水土地处理的净化机理

净 化 作 用	作 用 机 理
1. 物理过滤	土壤颗粒间的孔隙能截留、滤除废水中的悬浮颗粒。土壤颗粒的大小、颗粒间孔隙的形状、大小、分布及水流传送通道的性质都影响物理过滤效率。土壤堵塞主要由于悬浮颗粒太多太大,溶解性有机物被微生物代谢生成产物以及有机物厌氧分解等造成。堵塞的控制方法:加强管理、掌握好灌水(湿期)与休田落干(干期)的交替轮接周期,使其能恢复土壤的截污过滤能力

净 化 作 用	作 用 机 理
2. 物理吸附和物理沉积	土壤中粘土矿物等能吸附土壤中的中性分子—由于非极性分子之间范德华力所致。废水中的部分重金属离子在土壤胶体表面由于阳离子交换作用而被置换、吸附并生成难溶态物被固定于矿物的晶格中
3. 物理化学吸附	金属、离子与土壤中的无机胶体和有机胶体由于螯合而形成螯合化合物；有机物与无机物的复合化而生成复合物；重金属离子与土壤进行阳离子交换而被置换吸附；某些有机物与土壤中重金属生成可吸性螯合物而固定于土壤矿物的晶格中
4. 化学反应与沉淀	重金属离子与土壤的某些组分进行化学反应生成难溶性化合物而沉淀。如调节并改变土壤的氧化还原电位能生成难溶性硫化物；改变 pH 能生成金属氢氧化合物；另外一些化学反应能生成金属磷酸盐和有机重金属等而沉积在土壤中
5. 微生物的代谢和有机物的分解	土壤中含有大量异养性微生物能对土壤颗粒中悬浮有机固体和溶解性有机物进行生物降解。厌氧状态时厌氧菌能对有机物进行发酵分解，对亚硝酸盐和硝酸盐进行反硝化脱氮

土地处理主要的工艺有 5 种：①慢速渗滤 (SR)；②快速渗滤 (RI)；③地表漫流 (OF)；④湿地 (WL)；⑤地下渗滤 (UG)。这 5 种工艺的设计要点见表 2.20.12。由这 5 种基本工艺可组合成若干复合处理系统，如 OF-WL、OF-RI、RI-SR、WI-OF 等。

表 2.20.12 土地处理工艺的典型设计要点比较

项 目	慢速渗滤	快速渗滤	地表漫流	湿 地	地下渗滤
1. 废水投配方式	人工降雨(喷灌)；地面投配(面灌、沟灌、畦灌、淹灌、滴灌等)	通常采用地面投配	人工降雨(喷灌)、地面投配	地面布水人工降雨	地下管道布水
2. 水力负荷/(m/a)	0.5~6	6~125	3~20	3~30	2~27
3. 负荷率 (典型值)/(cm ³ /d)	1.3~10	10~240	6~40	2~64	5~50
4. 最低预处理要求	一般沉淀或酸化池	一般沉淀或酸化池	沉砂和拦杂物、粉碎	格栅、筛滤、沉淀	化粪池一级处理
5. 要求灌水面积/ [10 ⁴ m ² /(1000m ³ ·d)]	6.1~74	0.8~6.1	1.7~11.1	1~27.5	1.3~15
6. 投配废水的去向	蒸发；渗滤	主要经渗滤	地面径流；蒸发；少量渗滤	径流、下渗、蒸散	下渗、蒸散
7. 是否需要种植植物	需要谷物、牧草、林木	可要可不要	需要牧草	需要芦苇等	草皮、花卉等
8. 适用土壤	具有适当渗水性，灌水后对作物生长良好	具有快速渗水性，如亚砂土、砂质土	具有缓慢渗水性，如粘土、亚粘土等		
9. 地下水位最小深度	~1.5m	~4.5m	未有规定	无规定	2.0m
10. 对地下水水质的影响	可能有一些影响	一般会有影响	可能有轻微影响	一般会有影响	影响不太大
11. BOD ₅ 负荷率/ [kg/(10 ⁴ m ² ·a)] [kg/(10 ⁴ m ² ·d)]	2×10 ³ ~2×10 ⁴ 50~500	3.6×10 ⁴ ~32.5×10 ⁴ 150~1000	1.5×10 ⁴ 40~120	1.8×10 ⁴ 18~140	

续表

项 目	慢速渗滤	快速渗滤	地表漫流	湿地	地下渗滤
12. 场地条件坡度	种作物不超过 20% 不种作物不超过 40%	不受限制	2% ~ 8%		
土壤渗透速率	中等	高	低		
地下水埋深/m	0.6 ~ 3.0	布水期: ≥ 0.9 干化期: 1.5 ~ 3.0	不受限制		
气候	寒冷季节需蓄水	一般不受限制	寒冷季节需蓄水		
13. 系统特点:					
运行管理	种作物时管理严格	简单	比较严格		
系统寿命	长	磷可能限制寿命	长		
对土壤影响	较小	可改良砂荒地	小		
对地下水影响	小	有影响	无		
14. 可能的限制组分或设计参数	土壤的渗透性或地下水硝酸盐	一般为水力负荷	BOD、SS 或 N	BOD、SS 或 N	土壤的渗透性或地下水硝酸盐

各种土地处理系统净化污水的出水水质见表 2.20.13。

表 2.20.13 各种废水土地处理类型的净化出水水质 (典型值)

废水水质指标	慢速渗滤		快速渗滤		地表漫流		湿地		地下渗滤		新型快速渗滤 (人工土壤)	
	平均值	最高值	平均值	最高值	平均值	最高值	平均值	最高值	平均值	最高值	平均值	最高值
BOD ₅ /(mg/L)	<2	<5	5	<10	10	<15	10 ~ 20	<30	<2	<5	5	<20
SS/(mg/L)	<1	<5	2	<5	10	<20	10	<20	<1	<5	10	<15
TN/(mg/L)	3	<8	10	<20	5	<10	10	<20	3	<8	20	<25
NH ₃ -N/(mg/L)	<0.5	<2	0.5	<2	<4	<8	5 ~ 10	<15	<0.5	<2	—	—
TP/(mg/L)	<0.1	<0.3	1	<5	4	<6	4	<10	<0.1	<0.3	—	—
大肠菌群/(个/L)	0	<1 × 10 ²	1 × 10 ²	<2 × 10 ³	2 × 10 ³	2 × 10 ⁴	4 × 10 ⁵	<4 × 10 ⁶	0	<1 × 10 ²	—	—

运用土地处理法净化废水应考虑以下主要事项。

(1) 废水特性 了解废水的特性是设计和操作土地处理系统的基础。废水中所含的污染物必须是可生物降解的, 污染物的浓度不能对土壤微生物产生毒害作用。有些物质经过土壤颗粒的吸附、离子交换作用而富集会达到毒害水平, 对此应进行预防。废水中不应含有严重改变土壤结构, 特别是破坏土壤渗透性、通气复氧特性的物质。不应含有能对地下水产生不良影响的物质, 还不应含有对作物生长发育有危害作用的物质, 如硼、盐类等。

国内外实践表明, 城市污水和食品加工废水、纸浆造纸废水, 纺织印染废水、制革加工废水、生物制品废水, 木材加工废水、化肥工业废水、石油炼制废水等用土地处理是技术可行且经济合理的。

(2) 土地处理场地 场地调查与选址对土地处理系统非常重要。调查不充分、资料不足常导致错误抉择, 使工程失败。因此, 首先要从地质、气象、农业、水文、环保等有关部门取得尽可能充分的资料, 并进行适当的现场勘测与试验, 包括试坑、钻孔、测定水力传导系数和渗滤速度等。

土地处理场地评价因子及评分见表 2.20.14。

(3) 植物 土地处理系统中的植物被用于: ①吸收废水中的氮和磷; ②保持和增加吸水率和土壤的透气性; ③减少冲刷; ④作为微生物的介质 (地表漫流)。对于快速渗滤系统, 主要要求耐水植物, 这有助于保持高的渗滤率。对于地表漫流系统, 需要有各种耐水的温季和寒季多年生牧草。对慢速渗滤系统, 选择植物时除应考虑植物的特征和性质外, 还应考虑: ①植物对营养成分的吸收能力; ②对土壤高湿度条件的允许极限; ③消耗水量和灌溉要求; ④获得收益的可能性; ⑤对土壤渗滤速率的影响; ⑥对废水水质的要求及其毒性的影响; ⑦对管理要求等。

表 2.20.14 土地处理场地评价

评 价 因 子		慢速渗滤系统		地表漫流系统	快速渗滤系统
		农业型	森林型		
土层深度/m	0.3~0.6	×	×	0	×
	0.6~1.5	3	3	4	×
	1.5~3.0	8	8	7	4
	>3.0	9	9	7	8
地下水最小埋深/m	<1.2	0	0	2	
	1.2~3.0	4	4	4	2
	>3.0	6	6	6	6
渗透系数/(cm/h)	<0.5	1	1	10	×
	0.15~0.5	3	3	8	×
	0.5~1.5	5	5	6	1
	1.5~5.0	8	8	1	6
	>5.0	8	8	×	9
地形坡度/%	0~5	8	8	8	8
	5~10	6	8	5	4
	10~15	4	6	2	1
	15~20	0	5	×	×
	20~30	0	4	×	×
	30~35	1	2	×	×
	>35	1	0	×	×
目前及未来的土地利用	工业区	0	0	0	0
	居民密度高/城市	0	0	0	0
	居民密度低/城市	1	0	1	1
	森林区	1	4	1	1
	农业区或空地	4	3	4	4
适合性总评	低	<15	<15	<16	<16
	中等	15~25	15~25	16~25	16~25
	高	25~35	25~35	25~35	25~35

注：表中数字为评分值，×表示不适宜。

以下是某些作物的有关特性：①蔺草吸氮速率高[350kgN/(ha·a)]、耐寒持久、生长慢，干物产量13000 kg/(ha·a)；②高羊茅草适于作饲料、不耐寒、属果园牧草；③紫苜蓿属多年生豆科植物，适于作饲料，生长持久，干物产量15770 kg/(ha·a)，吸氮504 kg/(ha·a)，吸磷39 kg/(ha·a)，要求排水良好；④玉米吸氮174 kg/(ha·a)，吸磷19 kg/(ha·a)，适于地下水深1.5~2m处；⑤硬木材适宜于森林型慢速渗滤系统；⑥芦苇、宽叶香蒲、灯芯草、水葱、蘆草等适宜于湿地处理系统。

(4) 对环境的影响

① 非灌溉期间污水若不经贮存排入地表水体，会造成地表水污染。 $\text{NH}_3\text{-N}$ 会对鱼特别是幼鱼生长有不良影响。P浓度大于1mg/L会引起停滞水体的富营养化。

② 氮对地下水的影响最大，有机污染物也是潜在污染物。化学品漏入地下水中，可能对人体健康造成危害。快速渗滤系统可能不能彻底滤除微生物，也存在潜在危险。

③ 采用污水灌溉，可能影响作物的生长、产量和品质。重金属和化学品可能在作物的某些部位富集。

④ 重金属在土壤中积累会影响土壤的特性和使用。

⑤ 土地处理场可能孳生蚊蝇、污水飞沫可能传染病菌；操作人员直接接触污水，可能罹患疾病。应当根据人群接近场区的程度、处理场地大小、当地气候条件等确定是否需要设置缓冲区和对废水进行消毒。

(5) 土地处理的限制组分与限制设计参数 土壤处理系统作为一个生态系统，由土壤-植物以及土壤-微生物和土壤-动物组成。不同含量的污染物（废水成分）对该生态系统产生不同的影响。换言之，一个特定的土地处理系统对污水中的化学成分具有不同的同化容量。于是，对于该土地处理系统就需要确定一个限制组分（LIC）和限制设计参数（LDP）。当系统能满足该组分时，其他组分也自然能满足。当然水量因素也包含在 LIC 之内，有时也能作为一个限制因素。各类土地处理工艺的可能的限制组分或限制设计参数见表 2.20.12。

土地处理规划设计一般分为四阶段。第一阶段，通过试验求出土壤-植物系统对污水主要组分的临界同化容量，然后确定一个或几个 LICs，据此求出所需土地面积。第二阶段，重点是对土壤-植物系统控制 LICs 进行分析研究，选择和设计土壤-植物系统组成部分（如作物选择、污水投配方式等），然后进行多方案的经济分析评价，最后确定利用土壤-植物系统控制 LICs 的单位费用。第三阶段，重点是通过污染源内部控制 LICs，包括通过生产工艺改革，采用无废少废工艺技术、节水减污、综合利用、发展用水-排水封闭、循环系统削减、控制 LICs，实行 LICs 排放总量控制与削减；如有需要再辅以终端预处理，即通过进入土地处理前的预处理以深入控制 LICs。在对比分析污染源内部控制及各种预处理方案的基础上，确定去除单位 LICs 所需的费用。第四阶段，以土地处理系统总体效益为目标函数，对土壤-植物系统与污染源污染物（LICs）总量控制与削减，包括终端预处理控制 LICs，进行综合分析，以确定两者各自控制 LICs 的合理承担部分，以求获得最高总体效益。

污水在土地处理前的预处理要求及其使用控制条件列于表 2.20.15。

表 2.20.15 土地处理前的预处理及其使用控制条件

废水预处理程度	土地处理系统	使用的控制条件
原废水(未经预处理)	慢速渗滤系统 地表漫流系统	只有当污水中污染物浓度不高时才可使用,仅适用于限制公众接触的、隔离的地区,作物不能直接为人食用
一级处理	慢速渗滤系统 快速渗滤系统	适用于限制公众接触的、隔离的地区,作物不直接为人食用
二级处理及二级处理+消毒	慢速渗滤系统	对粪便大肠杆菌应控制在 <100MPN/100ml,作物不直接供人生食。若二级处理是完全处理能加消毒,则可适用于与公众接触的场所,如公园、高尔夫球场等。粪便大肠杆菌、BOD、SS 均应严格控制,以满足感官美学上的要求
二级或高于二级处理	慢速渗滤系统 快速渗滤系统	适用于控制公众接触的、隔离地区可提高系统的渗滤率及脱氮程度

2.21 循环冷却水处理

2.21.1 循环冷却水的冷却

2.21.1.1 工业循环冷却水系统分类

冷却水一般占工业用水的 80% 以上。如一个年产 30 万吨的合成氨厂，每小时冷却水量达 23500 吨。循环水处理的主要任务是降温和水质稳定。图 2.21.1 是应用十分广泛的敞开式循环冷却水系统。水在循环过程中，由于蒸发而使水中所含盐类浓缩，形成水垢，或由于水中所含 CO_2 逸出，含盐量过高或由于曝气使水中溶解氧过高，使设备产生腐蚀；或由于微生物滋长，尘埃污染形成粘垢等。以上的结垢、腐蚀及粘垢，即形成水质的不稳定。国内外在敞开式冷却系统中发展的主要趋势是开发高效低耗的冷却塔以降低水温；发展复合型水质稳定剂以控制结垢、腐蚀、微生物滋生等现象。图 2.21.2 是密闭式循环冷却水系统。水在系统

中进行密闭循环热交换,水升温后不与大气直接接触,经其他介质换热降温后,再用以冷却高温热介质。这种密闭式系统使用含盐量很低的软水或纯水,DO和杂质极少,结垢与腐蚀很小,排污量也很小。但是它冷却效率很低,基建造价和经常电耗高,一般不用。

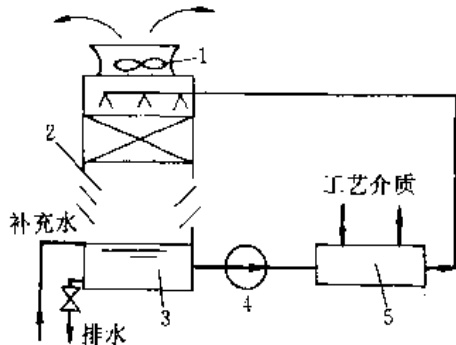


图 2.21.1 敞开式循环冷却水系统

1—风机；2—冷却塔；3—水池；
4—水泵；5—换热器

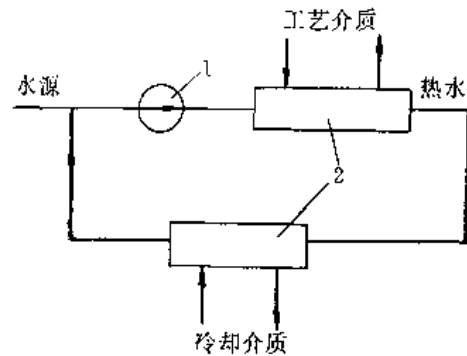


图 2.21.2 密闭式循环水系统

1—水泵；2—换热器

2.21.1.2 冷却构筑物分类

(1) 冷却塔 根据循环水在塔内与空气是否直接接触分成干式、湿式或干湿式 3 种。干式塔中水不与空气直接接触,间接换热,用于某些密闭式循环冷却水系统或不允许水分和污染物散失的场合。干湿塔一般是让温度高的循环水先通过装在塔顶的盘管,以此来加热将要出塔的湿空气,使湿空气“过热”,以免出塔后形成水雾或冰凌。热水出盘管后,再被引到配水装置,喷淋到填料上与空气直接换热。湿式塔中水与空气直接接触换热。各种湿式冷却塔分类及示意图 2.21.3。

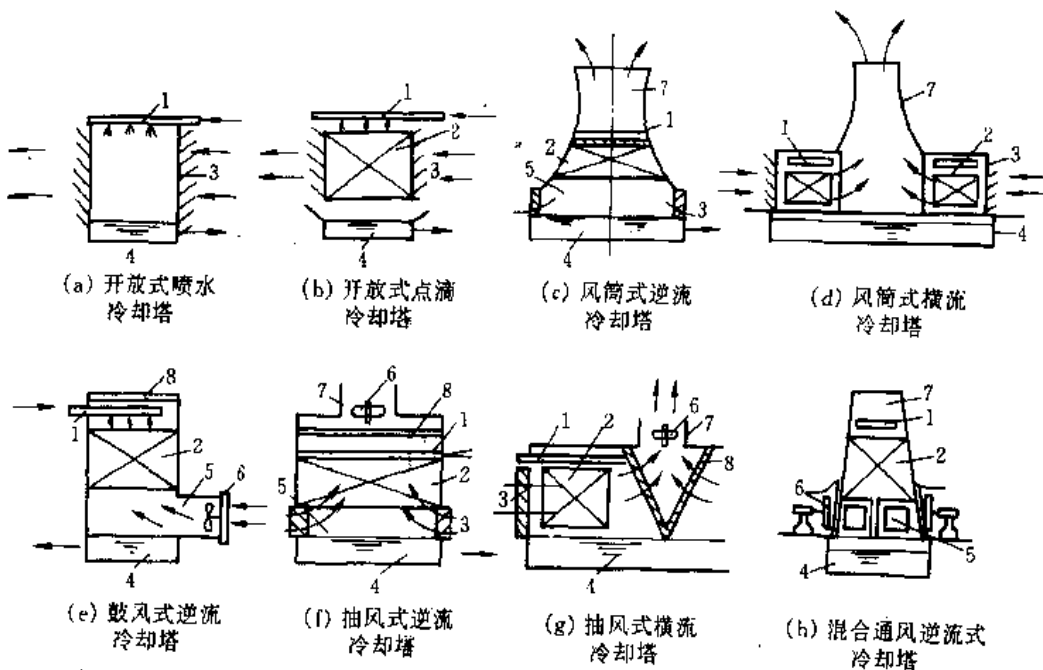


图 2.21.3 各种类型湿式冷却塔分类及结构示意图

1—配水系统；2—淋水填料；3—百叶窗；4—集水池；5—空气分配区；6—风机；7—风筒；8—除水器

(2) 喷水冷却池 将热水经喷头向上喷淋冷却的露天敞开式水池。喷水池设计水深一般为 1.5~2.0m,

超高 0.3~0.5m, 水流负荷 $0.7 \sim 1.2 \text{ m}^3 / (\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。喷头安在正常水位以上 1.2~2.0m, 喷头间距 1.5~2.2m, 配水管间距 3~3.5m。喷头前的配水管中应维持 6~7m 左右的水头。

(3) 水面冷却 将热水引入池塘、湖泊、水库及海湾等天然水体, 通过自然对流蒸发作用进行冷却。一般水力负荷采用 $0.01 \sim 0.1 \text{ m}^3 / (\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。

常用冷却构筑物比较见表 2.21.1。

表 2.21.1 常用冷却构筑物比较表

名 称	优 点	缺 点	适 用 条 件
冷却池	1. 取水方便, 运行简单 2. 可利用已有的河、湖、水库、渣池 3. 造价低	1. 受太阳辐射影响, 夏季水温高 2. 易淤、清理较困难	1. 冷却水量大 2. 所在地区有可利用的河、湖、水库或渣池, 且距厂区不太远 3. 夏季冷却水温要求不甚严格
喷水池	1. 结构简单 2. 就地取材, 造价低	1. 占地大 2. 风吹损失大 3. 有水雾, 影响周围交通和建筑	1. 有足够的开阔场地 2. 冷却水量较小 3. 有可利用的水池、渣池
自然通风冷却塔	1. 冷效稳定 2. 风吹, 水量损失小 3. 维护简单、管理费小 4. 受场地建筑面积影响小	1. 投资高, 施工技术复杂 2. 冬季维护复杂	1. 冷却水量 $> 1000 \text{ m}^3 / \text{h}$ 2. 高温高湿低气压, 地区及水温差 ΔT 要求较高时不宜采用
机械通风冷却塔	1. 冷却高而稳定 2. 布置紧凑, 可设在厂区建筑物和泵站附近 3. 造价较自然通风塔低	电耗和维护费高	1. 气温湿度较高地区 2. 对冷却水温及其稳定性要求严的工艺 3. 场地狭窄, 通风条件稍差
逆流塔	1. 冷效高 2. 占地面积小	1. 通风阻力大 2. 淋水密度低于横流塔 3. 有专门进风口, 塔体高, 水泵扬程大	1. 淋水密度小 2. 温差 ΔT 大 3. 冷幅 $\Delta t'$ 小 4. 场地不很宽裕
横流塔	1. 通风阻力小, 进风均匀 2. 塔体矮, 水泵扬程小 3. 配水方便	1. 占地大 2. 单位体积淋水装置的冷效低于逆流塔	1. 淋水密度大, 可用于大水量 2. 水温差 ΔT 小 3. 冷幅高 $\Delta t'$ 大
玻璃钢冷却塔	1. 冷效高, 占地小 2. 造价低 3. 布置灵活	水量小	宜用于小水量

2.21.1.3 冷却塔的工艺构造

冷却塔一般由通风筒、配水系统、淋水装置、通风设备、收水器和集水池等部分组成。图 2.21.4 为一抽风式逆流冷却塔的工艺构造图。热水从上向下喷洒成水滴或水膜, 空气经风机或自然风筒抽进塔内由下向

上流动, 在淋水填料中水与空气进行热交换, 从而降低水温。

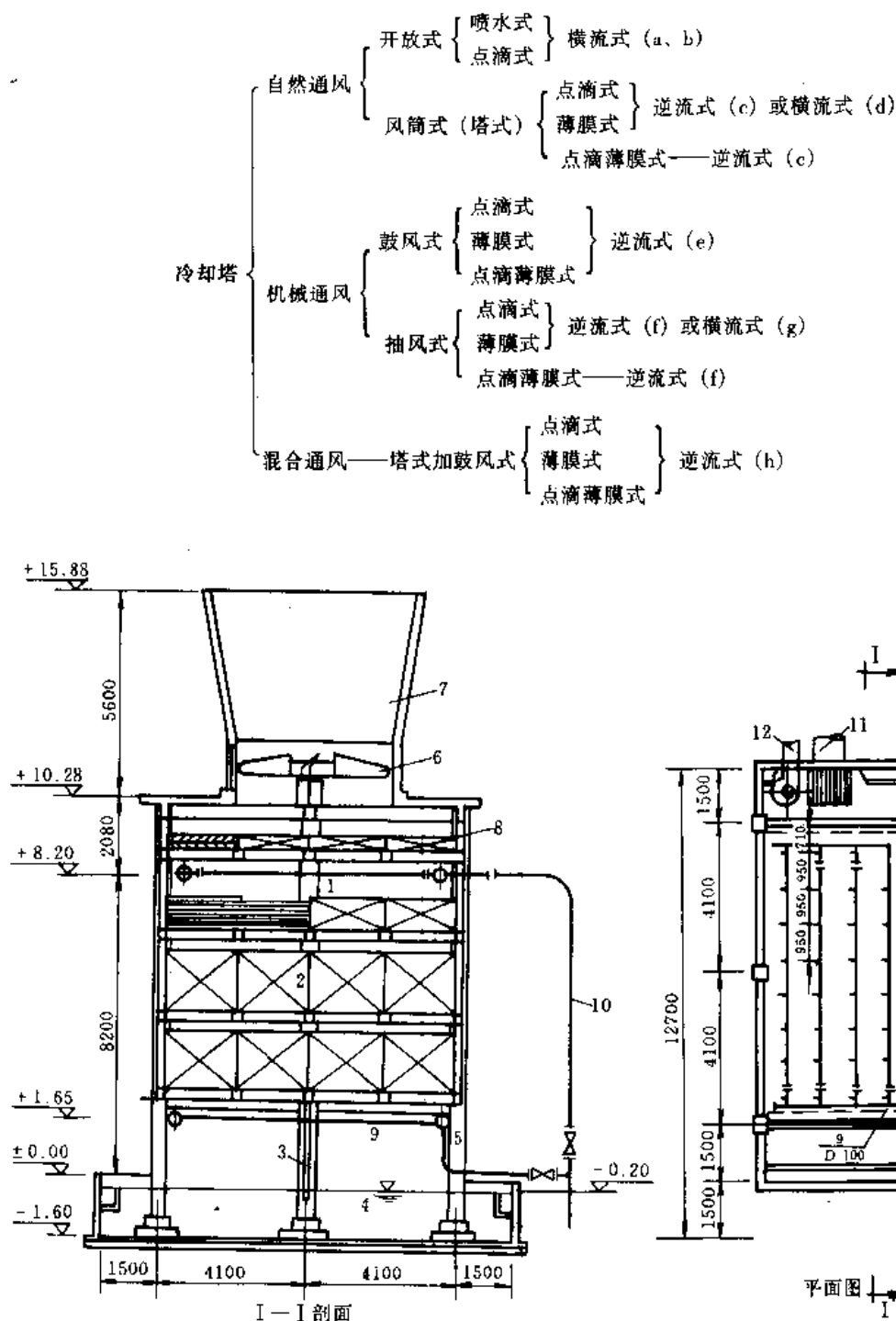


图 2.21.4 抽风式逆流冷却塔工艺构造图
1—配水系统; 2—淋水装置; 3—挡风墙; 4—集水池; 5—进风口; 6—风机; 7—风筒;
8—收水器; 9—化冰管; 10—进水管; 11—出水管; 12—溢流管; 13—梁

(1) 配水系统 其作用是将热水均匀地分布到冷却塔整个淋水面积上。有管式、槽式及池式三种。

管式分为固定与旋转式两种。由干管、配水支管及其喷嘴或旋转布水器组成。固定式布置成环状或枝状 (干管流速 $1 \sim 1.5 \text{ m/s}$), 用于大中型逆流塔, 管嘴有离心式和冲击式 (见图 2.21.5); 小型逆流塔用旋转布水器 (见图 2.21.6), 布水由进水管、旋转体和配水管 (嘴) 组成, 水流通过喷嘴喷出, 推动配水管与出水相反方向旋转, 将热水洒在填料上, 配水管转速为 $6 \sim 20 \text{ r/min}$ 。

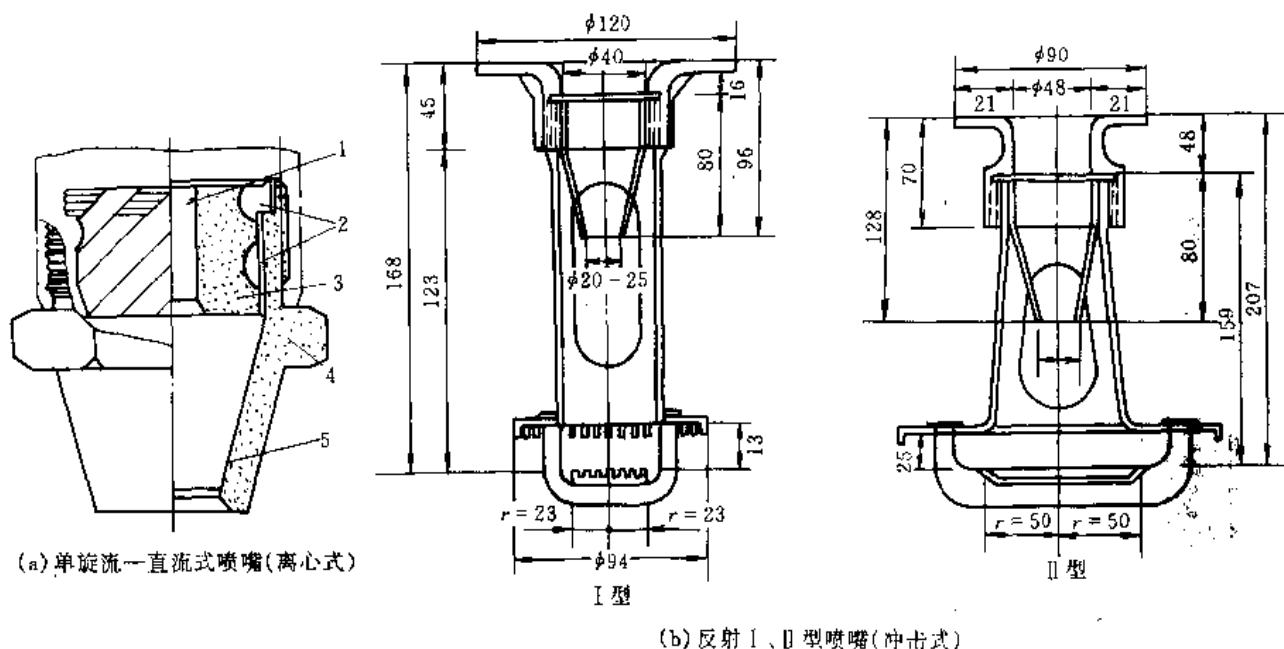


图 2.21.5 管嘴型式

1—中心孔; 2—螺旋槽; 3—芯子; 4—壳体; 5—导锥

槽式由主槽、配水支槽、管嘴及溅水碟组成(见图 2.21.7 和图 2.21.8)。配水槽可布置成枝状或环状, 主槽流速为 $0.8 \sim 1.2 \text{ m/s}$, 支槽流速为 $0.5 \sim 0.8 \text{ m/s}$, 槽断面净宽大于 0.12 m , 配水槽总面积与通风面积之比小于 30%, 管嘴间距 $0.5 \sim 1 \text{ m}$, 碟在管嘴下方 $0.5 \sim 0.7 \text{ m}$, 适宜于大型逆流塔。

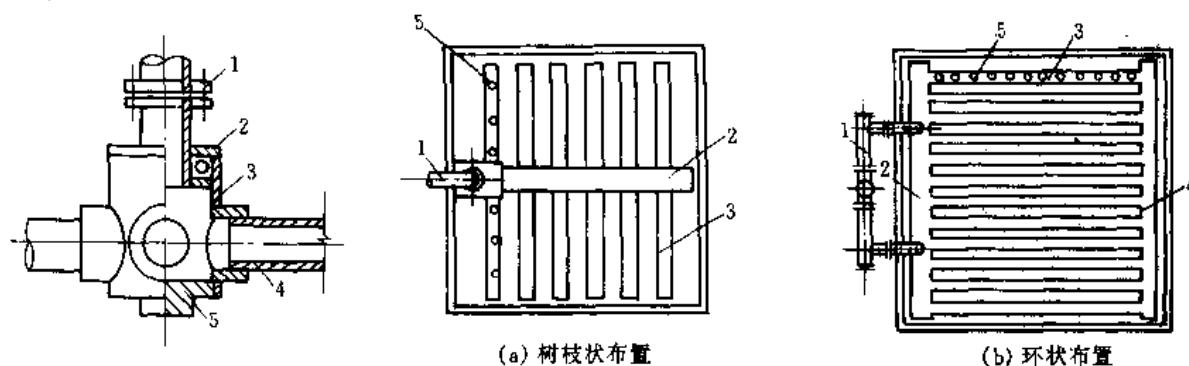


图 2.21.6 旋转布水器

1—进水管法兰; 2—轴承; 3—旋转体;
4—配水管; 5—盖塞

图 2.21.7 槽式配水系统

1—进水管; 2—配水主槽; 3—配水支槽; 4—环形槽; 5—管嘴

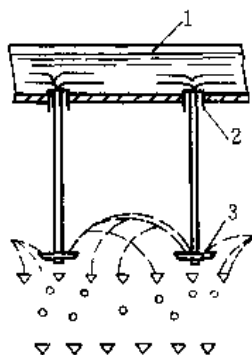
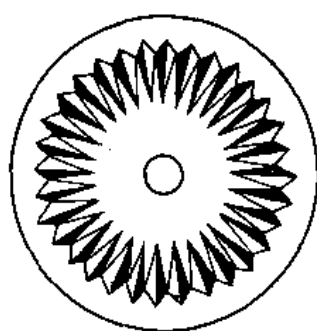


图 2.21.8 溅水碟及溅水碟安装

1—配水槽; 2—管嘴; 3—溅水碟

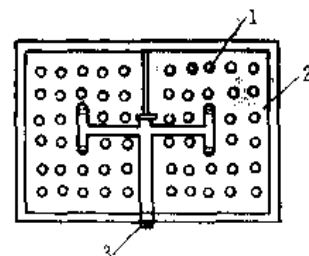


图 2.21.9 池式配水系统

1—管嘴; 2—配水池; 3—进水管

池式在池底开小孔 ($\phi 4 \sim 10\text{mm}$) 或装管嘴, 管嘴顶部以上水深应大于 150mm , 适用于横流塔。见图 2.21.9。

(2) 淋水填料 其作用是将配水系统洒落下来的热水形成细小水滴或水膜, 以增大水和空气接触面并延长接触时间, 创造良好的传热传质条件, 它是冷却塔关键装置。填料应具有较高的比表面积, 通风阻力小, 亲水性强, 价廉易得, 施工维护方便, 质轻耐久, 抗腐蚀。根据水被洒成的冷却表面形式分为点滴、薄膜以及点滴薄膜三种类型。

点滴式填料主要依靠大小水滴散热。常见结构有矩形水泥板条 (横剖面按一定间距倾斜排列)、石棉水泥角型、塑料十字型、M 型、T 型、L 型等 (图 2.21.10)。适用于水质较差的系统。

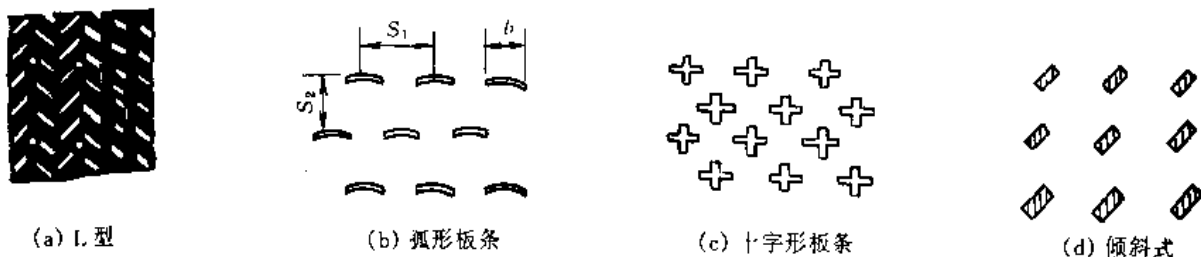
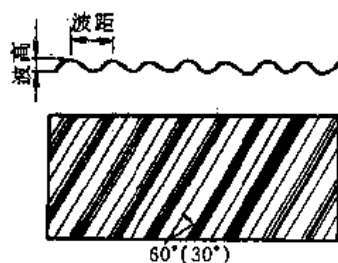


图 2.21.10 点滴式淋水装置

薄膜式填料主要通过薄膜散热。由弯曲波纹板组成多层空心体, 使水沿其表面呈膜状 (厚 $0.25 \sim 0.5\text{mm}$) 缓慢下流, 流速约 $0.15 \sim 0.3\text{m/s}$ 。塑料填料比表面一般为 $125 \sim 200\text{m}^2/\text{m}^3$, 有 3 种形式。①斜波交叉: 由 $0.3 \sim 0.4\text{mm}$ 厚 PVC 薄片压成一定波高、波距, 与水平成 60° (逆流)、 30° (横流) 倾角的斜波纹片组成 (图 2.21.11), 如中波 (波距 \times 波高 \times 倾角 \sim 填料总高) 为 $35 \times 15 \times 60^\circ \sim 800$ (1200), 大波为 $50 \times 20 \times 60^\circ \sim 1500$ 。②梯形斜波: 断面为梯形, 波面上布满螺旋型花纹 (图 2.21.12), 波距 50mm , 波高 25mm , 与水平成 60° 角梯形填料, 表示方法为 T25— 60° 。③折波: 波面为突出折波和圆锥体突头 (高 25mm), 利用圆锥保持片与片的距离, 间距 12mm , 锥体间距 75mm , 各层间可布置成错排。



斜波交错填料

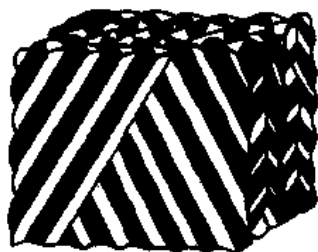


图 2.21.11 斜波交错填料

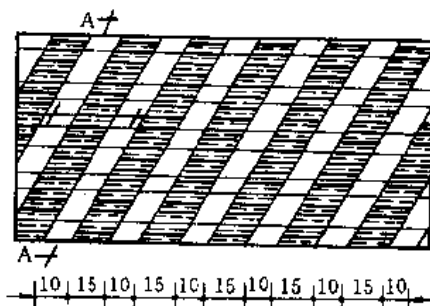
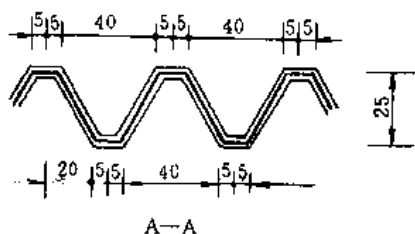


图 2.21.12 梯形斜波填料

60° 大、中斜波、折板、梯形波等填料多应用在大、中逆流式自然或机力塔。大中型横流塔多采用 30° 斜波、折波或弧形填料, 小塔则多采用中波斜交错或折波填料。

点滴薄膜式格网淋水填料 (图 2.21.13) 由 $50\text{mm} \times 50\text{mm} \times 50\text{mm}$ 方格肋板、厚 5mm 矩形的用铅丝水泥砂浆浇灌而成的板块, 每块网板尺寸 $1280\text{mm} \times 490\text{mm}$, 上下两块间距 50mm 。表示方法为层数 \times 网孔—层距, 如 G16 \times 50—50。该填料也可由塑料制成。适用于水质较差的大中型逆流塔。

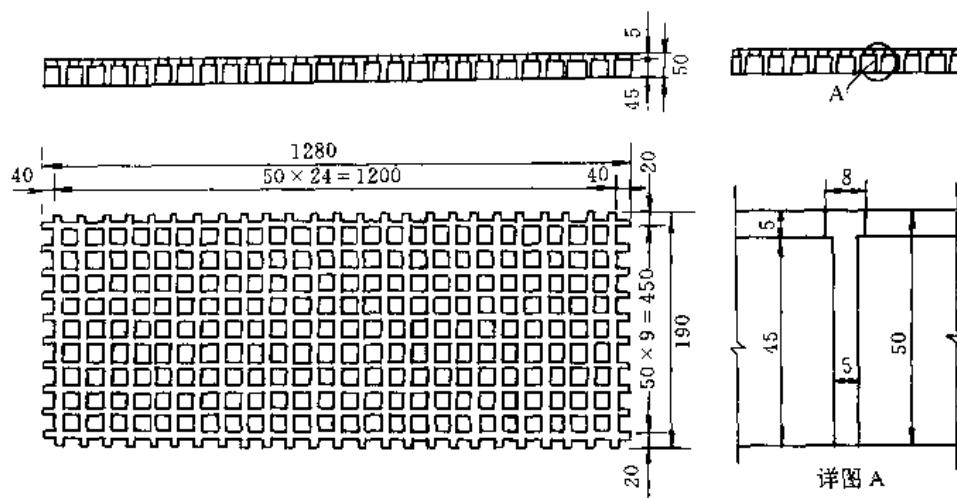


图 2.21.13 水泥格网淋水填料

淋水填料应根据热力、阻力特性、塔型、负荷、材料性能、水质、造价及施工检修等因素综合评价选择。表 2.21.2 列出了冷却塔的大中小型界限。

表 2.21.2 大中小型冷却塔界限

塔型	大	中	小
风筒式	$F_n \geq 3500\text{m}^2$	$3500\text{m}^2 > F_n > 500\text{m}^2$	$F_n \leq 500\text{m}^2$
机械通风式	$D > 8\text{m}$	$8\text{m} \geq D \geq 4.7\text{m}$	$D \leq 4.7\text{m}$

注: F_n 为淋水面积; D 为风机直径。

(3) 风机 机械通风塔由轴流式风机供给空气。大中型塔常用 LF 系列风机, 其叶轮直径为 4.7m、5.5m、6.0m、7.7m、8.0m、8.53m、9.14m 等; 小型塔用 LTF 系列风机。风机由叶轮、传动装置、电机三部分组成, 叶片为 4~8 片, 安装角度 $2^\circ \sim 22^\circ$, 叶轮转速 127~240r/min。轴流式风机风量大、风压小, 可作短时间反转, 并可通过调整各叶片的设置角度来适当改变风量和风压。

(4) 风筒 风筒式自然冷却塔, 靠高大 (可达 150m) 的双曲线风筒所产生的抽力形成稳定的气流。机力塔风筒包括风机进风口和上部扩散筒。进风口成流线型喇叭口, 除水器上到风机进风口间的收缩段的高度不小于风机半径; 风机出口风筒高度为风机半径。风筒扩散段圆锥角为 $14^\circ \sim 18^\circ$, 风筒出口面积与塔的淋水面积比为 0.3~0.6, 风筒下口直径大于上口直径。用不饱和聚酯玻璃钢制作的风筒, 分 8 瓣用螺栓连接而成。

(5) 空气分配装置 包括进风口和导风装置。逆流塔进风口指填料以下到集水水面以上的空间, 机力塔进风口面积与淋水面积比不小于 0.5, 小于此值则应设导风装置以减少涡流; 自然塔的比值小于 0.4; 横流塔进风口等于整个淋水填料的高度。单塔四面进风, 多塔单排并列两面进风, 进风口应与夏季主导风向平行。小塔进风口四周设置向塔内倾斜与水平成 45° 的百叶窗。

(6) 除水器 其作用是回收即将出塔的湿空气中挟带的雾状小水滴。除水器一般由 1~2 层曲折排列的板条组成。逆流塔常用 BO42/140 (图 2.21.14)、BO50/160 和波 160—45、170—50 型除水器; 横流塔常用 HC—150—50、HC—130—50 等型除水器。自然冷却塔可不设。

(7) 集水池 起贮存和调节水量作用。其容积约为循环水小时流量的 $\frac{1}{3} \sim \frac{1}{5}$, 深度不小于 2m。池底设深度为 0.3~0.5m 的集水坑, 并有大于 0.5% 的坡度, 坡向集水坑。坑内设排泥、放空管。集水池设溢流管, 四周设回水台, 宽度为 1.5~2.0m, 坡度为 3%~5%。

(8) 塔体 起封闭和围护作用。在中大型塔中, 主体结构和填料支架用钢筋混凝土或防腐钢结构, 塔体外围用混凝土大型砌块或玻璃钢装配结构, 小塔则用玻璃钢。塔体形状在平面上有方形、矩形、圆形、双曲线型等。

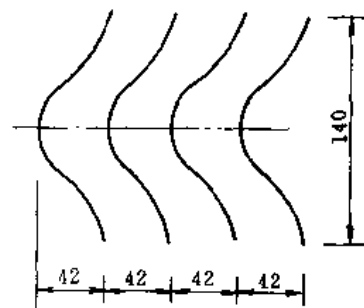


图 2.21.14 BO42/140 弧型除水器

2.21.1.4 冷却塔的设计与计算

2.21.1.4.1 热质传递方程

(1) 接触散热 热水与不同温度的空气接触时,将产生传热,水温 t 高于空气温度 θ 时,水将热量传给空气,从而使水面上空气的温度不平衡,产生对流作用,这种现象叫接触散热。单位时间内通过单位淋水填料体积传递的热量 h_a 可用下式计算:

$$h_a = \alpha_V(t - \theta) \quad (2.21.1)$$

式中 α_V ——容积散热系数, $\text{kJ}/(\text{m}^3 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ 。

(2) 蒸发散热 当热水表面直接与未被水蒸气饱和的空气接触时,水面的某些水分子逸出,进入空气。在冷却塔中,填料将水分散成小水滴或水膜,空气和水界面上有一极薄的饱和空气层,水先蒸发到该层中(其水蒸气分压为 p_i''),再扩散到远离水面的空气(其温度为 θ 、水蒸气分压为 p_θ),单位时间通过单位淋水填料体积蒸发的水量 q_u 可用下式表达:

$$q_u = \beta_{pV}(p_i'' - p_\theta) \quad (2.21.2)$$

$$\text{或} \quad q_u = \beta_{xV}(x_i'' - x_\theta) \quad (2.21.3)$$

式中 β_{pV} 、 β_{xV} ——分别为以分压差、含湿量差为推动力的容积散质系数, $\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{h} \cdot \text{kPa})$ 、 $\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$;

x_i'' 、 x_θ ——分别为与水温 t 相应的饱和空气含湿量、空气温度为 θ 的含湿量, kg/kg 。

蒸发水量带走的热量为 h_p :

$$h_p = r_i q_u = r_i \beta_{pV}(p_i'' - p_\theta) = r_i \beta_{xV}(x_i'' - x_\theta) \quad (2.21.4)$$

式中 r_i ——水的汽化热, kJ/kg 。

(3) 总散热速率与焓差方程 水温的下降是蒸发与接触散热二者作用的结果。总散热速率可以下式表达:

$$dh = dh_a + dh_p = \alpha_V(t - \theta)dV + r_i \beta_{xV}(x_i'' - x_\theta)dV \quad (2.21.5)$$

对一般循环水冷却而言, $\alpha_V/\beta_{xV} = C_{sh} = 1.05 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$, 称为刘易斯数, 代入上式得:

$$\begin{aligned} dh &= \beta_{xV}[(C_{sh}t + r_i x_i'') - (C_{sh}\theta + r_i x_\theta)]dV \\ &= \beta_{xV}(i'' - i)dV \end{aligned} \quad (2.21.6)$$

式中 $i'' = C_{sh}t + r_i x_i''$ 称为饱和空气的焓;

$i = C_{sh}\theta + r_i x$ 称为空气温度 θ 时的焓。

由于湿球温度 τ 是在水银球外纱布含水、蒸发与接触散热处于动平衡时测得的, 故称 τ 为冷却极限, 实际冷却后的水温应是 $\tau + (3 \sim 5)^\circ\text{C}$ 。

(4) 逆流冷却塔热力计算基本方程 将一定流量 Q 的热水由 t_1 降温到 t_2 , 放出的热量为:

$$dh_s = \frac{1}{k} C_w Q dt \quad (2.21.7)$$

式中 C_w ——水的比热, $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$;

$dt = t_1 - t_2$;

k ——蒸发水量带走热量系数。

k 可由以下经验式求得:

$$k = \frac{t_2}{586 - 0.56(t_2 - 20)} \quad (2.21.8)$$

在微元体积淋水填料中, $dh \approx dh_i$, 假定 β_{xV} 为常数, 积分得:

$$\frac{\beta_{xV} V}{Q} = \frac{C_w}{k} \int_{t_2}^{t_1} \frac{dt}{i'' - i} \quad (2.21.9)$$

上式右端表示冷却任务的大小,与外部气象条件、空气参数有关,而与冷却塔的构造型式无关,称为冷却数,用 N 表示。 N 是一个无量纲数。 N 值越大,则要求的散热量越大。上式左端表示在一定淋水填料和塔型下,冷却塔本身具有的冷却能力,它与淋水填料的特性、构造、几何尺寸、散热能力以及气水流量有关,称为冷却塔的特性数,用 N' 表示。冷却塔的计算就是使工艺要求的冷却任务与设计的冷却塔的能力相等,即 $N = N'$ 。

2.21.1.4.2 冷却塔的设计计算

(1) 冷却塔工艺设计的内容、基础资料与步骤 内容包括:①冷却塔类型的选择(塔型、淋水填料、其他装

置和设备);②工艺的热力、空气动力和水力计算;③冷却塔的平面、高程、管道布置和循环水泵站设计。

基础资料包括:①冷却水量、进水温度、出水温度、工艺设备及对水质的要求;②根据设计地区气象资料,工艺对水温保证率的要求,按湿球温度频率统计法,求得保证率为90%~95%条件下的湿球温度(τ)值,并在原始资料中找出与此值相对应的干球温度(θ)、相对湿度(ϕ)和大气压力(P)的日平均值,由此计算容重(γ)、焓(i),图2.21.15为空气比焓计算图;③淋水填料性能试验资料,所选填料的热力特性 $N' = f(\lambda)$,阻力特性 $\Delta p/\gamma = f(v)$,选定的定型塔设计资料。

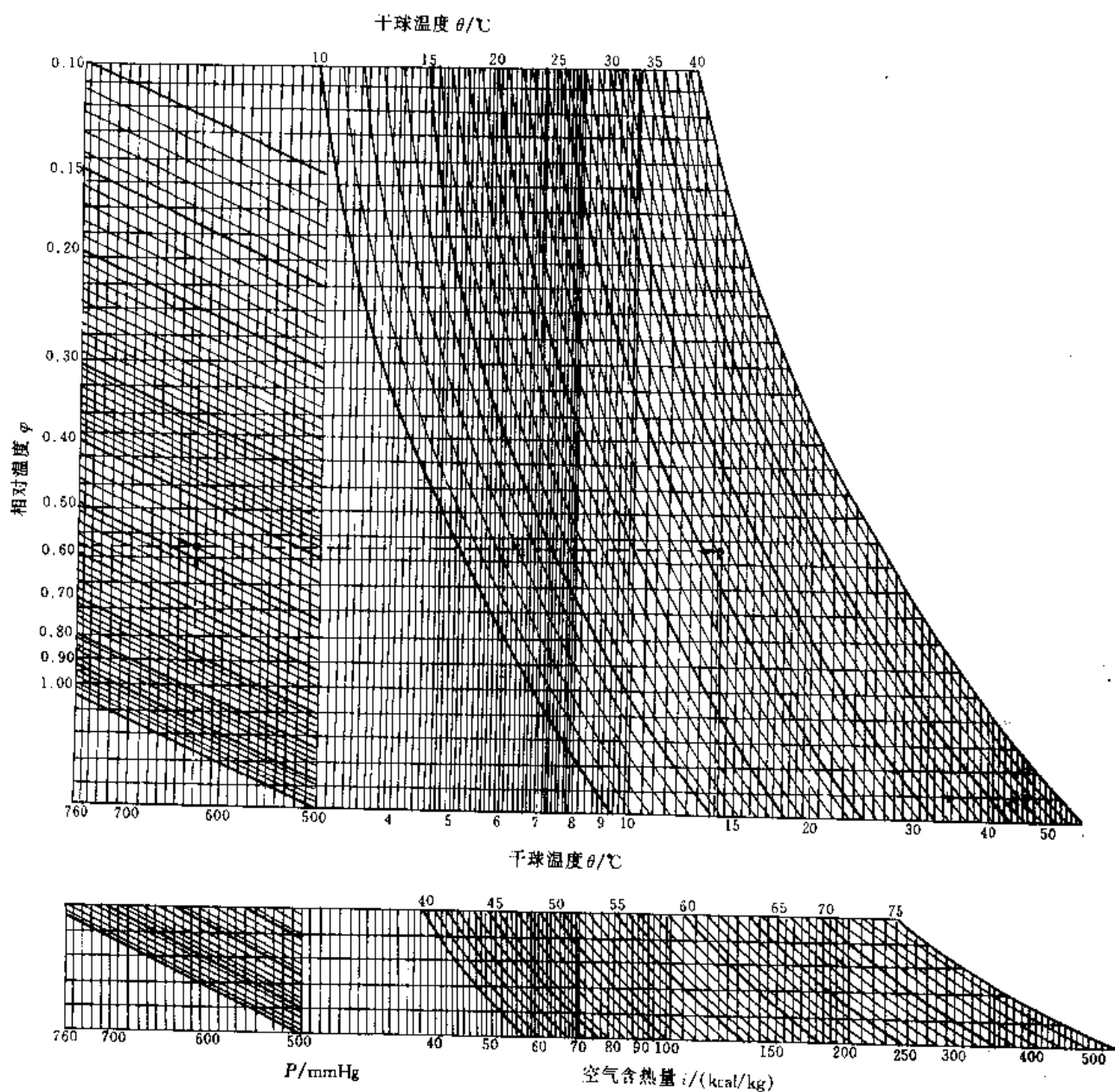


图 2.21.15 空气比焓计算图

查表举例

已知 $P = 630 \times 133.32 \text{ Pa}$, $\phi = 0.48$, $\theta = 26^\circ \text{C}$

如图虚线所示

空气含热量 $i = 13.9 \times 4.18 \text{ kJ/kg} = 58.20 \text{ kJ/kg}$

注: $1 \text{ mmHg} = 133.32 \text{ Pa}$; $1 \text{ kcal/kg} = 4.18 \text{ kJ/kg}$

设计步骤：① 热力计算，求冷却塔所需的传热总面积 F ，再按选定的塔型及尺寸，确定所需塔座数，或塔已定型和要求也明确，校核冷却后水温 t_2 是否满足要求；② 空气动力计算，选择适当风机或验算已选风机是否符合要求，或确定自然塔风筒高度，包括根据所需风量计算全塔阻力，然后进行抽力计算，以确定风机型号及叶片安装角度；③ 水力计算，验算定型塔的阻力以确定水泵扬程。

(2) 热力计算

① 冷却数 N 的求解

应用近似积分法，将水温差 $\Delta t = t_1 - t_2$ 分成 n 等份 (n 应为偶数)，则每等份为 $dt = \Delta t/n$ ；求相应水温 $t_2, t_2 + dt, t_2 + 2dt, \dots, t_2 + ndt = t_1$ 时的焓差 ($i'' - i$) 分别为 $\Delta i_0, \Delta i_1, \Delta i_2, \dots, \Delta i_n$ ，则近似解

$$N = \frac{C_w}{k} \int_{t_2}^{t_1} \frac{dt}{i'' - i} = \frac{C_w dt}{3k} \left(\frac{1}{\Delta i_0} + \frac{4}{\Delta i_1} + \frac{2}{\Delta i_2} + \frac{4}{\Delta i_3} + \frac{2}{\Delta i_4} + \dots + \frac{2}{\Delta i_{n-2}} + \frac{4}{\Delta i_{n-1}} + \frac{1}{\Delta i_n} \right) \quad (2.21.10)$$

此式实际是近似每项分母 Δi_n ($i''_n - i_n$) 中的 i_n 值。

$$i_n = i_{n-1} + \frac{C_w \Delta t}{k \lambda n} \quad (2.21.11)$$

式中 λ ——气水流量比。

计算时应从淋水填料底层开始，先计算底层 i 值，再逐步计算其上各等份的 i 值。各等份的 k 值，可根据相应等份的出水温度 t_2 ，按式 (2.21.8) 求得。

水温差 $\Delta t < 15^\circ\text{C}$ 时可用以下简化式：

$$N = \frac{C_w \Delta t}{6k} \left(\frac{1}{i''_2 - i_1} + \frac{4}{i''_m - i_m} + \frac{1}{i''_1 - i_2} \right) \quad (2.21.12)$$

式中 i_1 ——入塔空气焓，kJ/kg；当 τ_1, P 已知及 $\phi = 1$ 时，查图 2.21.15 求得：

$$i_2 = i_1 + \frac{C_w \Delta t}{k \lambda n} \quad (2.21.13)$$

i''_1, i''_2 —— t_1, t_2 下饱和空气 ($\phi = 1$) 的焓，由图 2.21.15 可得

$$t_m = \frac{t_1 + t_2}{2}, \quad i_m = \frac{i_1 + i_2}{2} \quad (2.21.14)$$

i''_m —— t_m 时饱和焓。

② 冷却塔性能

热力特性

$$\beta_{av} = A G^m q^n \quad (2.21.15)$$

$$N' = A' \lambda^{m'} \quad (2.21.16)$$

式中 A, m, n, A', m' ——试验常数，由表 2.21.3 可得；

G ——空气重量速度， $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ；

q ——淋水密度， $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ；

λ ——气水流量比， $\lambda = G/q$ 。

阻力特性

$$\frac{\Delta P}{r_1} = A_1 v_m^n \quad (2.21.17)$$

式中 ΔP ——淋水填料风压损失，Pa；

r_1 ——进塔空气比重， N/m^3 ；

v_m ——淋水填料中平均风速， m/s ；

A_1, n ——与 q 有关的试验常数，可从表 2.21.3 查得。

如前所述， $N = N'$ 即为设计所求。先任选几个 λ_i (一般为 0.8~1.5)，求出相应的 N_i ，将 $N = f(\lambda)$ 曲线及填料特性曲线 $N' = f(\lambda)$ 作于同一图上 (图 2.21.16)，两线交点 D 即为所求工作点。由此求得设计所需 λ_p 值和相应 N_D 值。

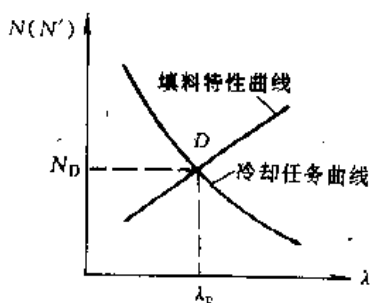


图 2.21.16 气水比及冷却数的确定

表 2.21.3 各种淋水填料模拟塔的性能

编号	填料型式	填料规格	淋水 填料 高度 (m)	尾部 高度 (m)	冷却数 $N = A\lambda^n$	容积散质系数 $\beta_{xV} = AG^m q^n$	阻力 $\Delta p/r_1 = A_1 v_m^{n_1}$ [Pa/(N/m ³)] $q = 10\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$	当 $v_m = 1.5$ m/s 时 $\Delta P/r_1$ [Pa/(N/m ³)]
1	塑料折波	二层错排	1.00	4.8	$N = 1.57\lambda^{0.57}$	$\beta_{xV} = 3510g^{0.54}q^{0.43}$	$\Delta p/r_1 = 0.92v_m^{2.01}$	2.09
2	塑料梯型波	T_{25-60°	1.00	4.8	$N = 1.71\lambda^{0.58}$	$\beta_{xV} = 4100g^{0.51}q^{0.39}$	$\Delta p/r_1 = 0.79v_m^{1.97}$	1.75
3	塑料斜波	$50 \times 20-60^\circ$	1.00	4.8	$N = 1.59\lambda^{0.67}$	$\beta_{xV} = 4891g^{0.53}q^{0.25}$	$\Delta p/r_1 = 0.50v_m^{2.29}$	1.26
4	塑料人字型	二层错排	1.00	4.8	$N = 1.63\lambda^{0.61}$	$\beta_{xV} = 3142g^{0.62}q^{0.44}$	$\Delta p/r_1 = 0.76v_m^{2.05}$	1.74
5	塑料格网	$16 \times 45-50$	1.55	5.8	$N = 1.43\lambda^{0.43}$	$\beta_{xV} = 1540g^{0.46}q^{0.58}$	$\Delta p/r_1 = 0.65v_m^{1.55}$	1.21
6	水泥格网	$16 \times 50-50$	1.55	5.8	$N = 1.63\lambda^{0.49}$	$\beta_{xV} = 2196g^{0.44}q^{0.48}$	$\Delta p/r_1 = 1.07v_m^{1.81}$	2.22
7	塑料斜梯波	二层错排	1.0	4.8	$N = 1.60\lambda^{0.54}$	$\beta_{xV} = 2996g^{0.78}q^{0.45}$	$q = 12\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 时 $\Delta p/r_1 = 0.75v_m^{2.07}$	1.73
8	塑料复合波	二层	1.0	4.8	$N = 1.69\lambda^{0.62}$	$\beta_{xV} = 3616g^{0.65}q^{0.42}$	$\Delta p/r_1 = 0.7v_m^{1.86}$	1.48
9	塑料斜波	$35 \times 15-60^\circ$	1.2	4.8	$N = 1.68\lambda^{0.85}$	$\beta_{xV} = 2972g^{1.24}q^{0.77}$	$\Delta p/r_1 = 0.78v_m^{2.32}$	2.00
10	塑料蜂窝	四层错排 90°	1.6	4.8	$N = 1.41\lambda^{0.55}$	$\beta_{xV} = 1182g^{0.76}q^{0.33}$	$\Delta p/r_1 = 0.43v_m^{1.57}$	0.85
11	塑料折波	三层错排	1.2	4.8	$N = 1.57\lambda^{0.74}$	$\beta_{xV} = 2370g^{0.97}q^{0.40}$	$\Delta p/r_1 = 0.9v_m^{2.29}$	2.5

注: 1. 编号 1~6 试验参数变化范围为 $q = 4 \sim 12\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 、 $v_m = 0.8 \sim 2.5\text{m/s}$ 、 $\theta_1 = 28 \sim 35^\circ\text{C}$ 、 $\tau_1 = 23 \sim 26^\circ\text{C}$ 、 $t_1 = 41.5 \sim 42.5^\circ\text{C}$ 、 $t_2 = 32.06 \sim 32.43^\circ\text{C}$;

2. 编号 7~11 试验参数变化范围为 $q = 4 \sim 12\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 、 $v_m = 0.77 \sim 2.0\text{m/s}$ 、 $\theta_1 = 29.1 \sim 34.3^\circ\text{C}$ 、 $\tau_1 = 23.1 \sim 26.45^\circ\text{C}$ 、 $t_1 = 41.1 \sim 44.5^\circ\text{C}$ 、 $t_2 = 25.29 \sim 36.29^\circ\text{C}$ 、 $P = 96 \sim 99\text{kPa}$ 。

(3) 空气动力计算

① 风速。查图 2.21.16 得 λ_D ，可求出风量 G ，从而有：

$$v_i = \frac{G}{3600 F_i \rho_m}$$

式中 v_i ——空气通过冷却塔各部位时的风速，m/s；

F_i ——空气通过冷却塔各部位的横截面积，m²；

ρ_m ——冷却塔的湿空气的平均容重，N/(m³ × 9.81)。

② 空气阻力。包括塔体各部位（从进风口到出口）阻力和淋水填料阻力两部分，总阻力为：

$$H = \sum H_i = \sum \xi_i \frac{\rho_m v_i^2}{2g}$$

式中 ξ_i ——各部位的局部阻力系数。

有时总阻力不逐项计算，而是利用相同塔测出的总阻力系数 ξ （见表 2.21.4），按下式计算总阻力：

$$H = \xi \frac{\rho_m v_m^2}{2g}$$

表 2.21.4 冷却塔总阻力系数 ξ

序号	冷却塔形式	淋水密度/ [m ³ /(m ² ·h)]	阻力系数		总阻力系数 ξ	附 注
			ξ'	ξ''		
1	18.5m ² 逆流薄膜式	4~10	46.5	23.0	69.5	1. ξ' 为除去风筒 进出口以外的阻 力系数 2. ξ'' 为风筒进出 口阻力系数
2	64m ² 逆流薄膜式	3~14.5	62	23.3	85.3	
3	70m ² 逆流薄膜式	—	—	—	35~40	
4	16m ² 点滴式	—	65.4	1.7	67.1	
5	64m ² 逆流点滴式	3~8	—	—	65~85	
6	60m ² 横流点滴式	3~7	11.5	2.6	14.1	
7	200m ² 点滴薄膜式	—	—	—	60~70	
8	380m ² 逆流点滴薄膜式	4.5~5	12.5	13.7	31.2	

2.21.2 循环冷却水的水质处理

2.21.2.1 循环水特点、水质判断及水质稳定处理指标

(1) 特点 水在循环冷却过程中, 由于蒸发 P_1 、风吹 P_2 、渗漏 P_3 、排污 P_4 等损失一部分水, 所以循环水要不断地补充, 补充水将带人一定的悬浮物、盐类及气体等。由于水不断蒸发, 循环水被浓缩, 造成系统水中含盐量增高。如果只考虑碳酸盐硬度 (H_z), 它的含量增高到极限值 H_{μ} ; 另外, 由于风吹和排污损失一部分高盐度水, 而补充一部分低盐度水, 使系统中的水最后达到平衡, 则

$$H_{\mu} (P_2 + P_3 + P_4) = H_B (P_1 + P_2 + P_3 + P_4)$$

式中 H_B ——补充水碳酸盐硬度, mg/L。

令 $H_{\mu}/H_B = k$, 则

$$k = \frac{P_1 + P_2 + P_3 + P_4}{P_2 + P_3 + P_4} = 1 + \frac{P_1}{P - P_1}$$

式中 k ——浓缩倍数, 生产中 $k = [\text{Cl}]_z^- / [\text{Cl}]_B^-$, $[\text{Cl}]_z^-$ 、 $[\text{Cl}]_B^-$ 分别为循环水与补充水的氯离子浓度;

P ——总损失水量 (与补充水量相等) 占循环水量的百分率, %;

P_i ——各种损失水量占循环水量的百分率, %。

从上式可知, 当 k 大于 1, 增大排污量 P_4 可以降低浓缩倍数。此外, 由于水中含有一定碳酸氢钙, 在系统中受热分解, CO_2 从冷却塔中逸出, 造成碳酸钙沉淀。

循环水除以上原因结垢外, 空气中尘埃、溶解气体 (O_2 、 SO_2 、 NO_x 等)、微生物、菌藻往往也会使金属产生电化学腐蚀及粘垢堵塞, 因此, 相继伴随的腐蚀是不可避免的。

不同材质和结构的换热设备对循环水质的要求不完全相同, 对碳钢设备见表 1.2.12。

(2) 水质稳定性判断

用雷兹纳稳定指数 (I_R) 判断水质稳定性的方法如下:

$$I_R = 2\text{pH}_S - \text{pH}$$

式中 pH ——水的实测 pH 值;

pH_S ——水在碳酸钙饱和平衡时的 pH 值。

pH_S 由下式计算:

$$\text{pH}_S = \text{pCa} + \text{p}M_{\text{碱度}} + (\text{p}K_2 - \text{p}K_{\text{sp}})$$

式中 $M_{\text{碱度}}$ ——以甲基橙为指示剂所测定的总碱度, mmol/L;

Ca ——钙离子浓度, mg/L;

K_2 ——碳酸的二级电离常数;

K_{sp} ——碳酸钙的溶度积。

($\text{p}K_2 - \text{p}K_{\text{sp}}$) 与温度有关。计算时查图 2.21.17, 参照表 2.21.5 判断。

表 2.21.5 利用 I_R 判断水质

I_R	水的稳定倾向	I_R	水的稳定倾向	I_R	水的稳定倾向
4.0~5.0	严重结垢	6.0~7.0	水质基本稳定	7.5~9.0	严重腐蚀
5.0~6.0	轻度结垢	7.0~7.5	轻微腐蚀	9.0 以上	极严重腐蚀

循环水经浓缩并投加药剂后。其水质参数如表 2.21.6 所示。

表 2.21.6 循环冷却水水质指标/(mg/L, pH 除外)

项目	总碱度	碳酸盐硬度	钙	镁	浊度	含盐量	铝	铜	氯离子	SO_4^{2-}	二氧化硅	余氯	油	N、P 总量	总铁	COD	BOD	DO	pH
指标	750	450	160	60	10	2500	0.5	1	碳钢 500 不锈钢 300	350~500	175	0.5~1	5	3	1	75	<5	6~8	6.5~9

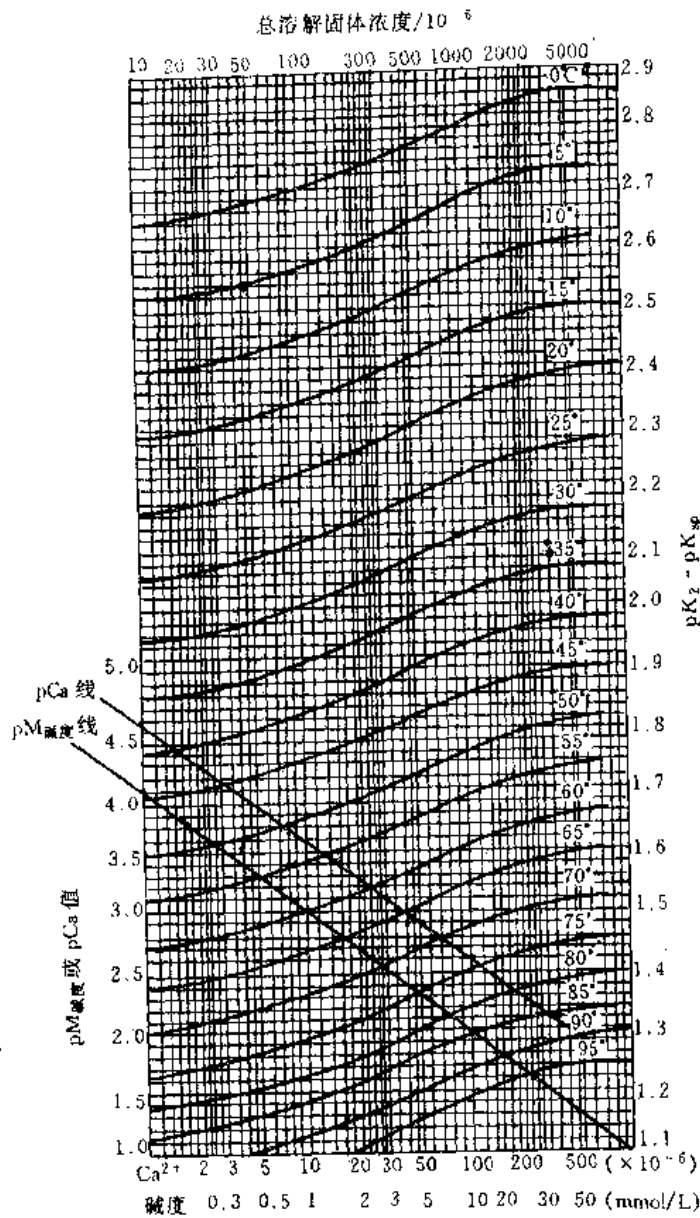


图 2.21.17 碳酸钙饱和度指数计算图

(3) 水质稳定处理的指标 年腐蚀率: 碳钢 $< 0.125\text{mm/a}$; 不锈钢、铜 $< 0.005\text{mm/a}$ 。年污垢热阻: $(2 \sim 6) \times 10^{-4} \text{m}^2 \text{hK}/(\text{J} \cdot \text{a})$ 。异养菌总数: $< 5 \times 10^4$ 个/mL。粘泥量(生物过滤网法): $< 5 \times 10 \text{mL/m}^2(\text{水})$ 。其他: 热负荷强度 $< 209 \text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$; 冷却水侧流速, 管程 $> 0.9 \text{m/s}$; 壳程 $> 0.3 \text{m/s}$; 热水温度 $\leq 50^\circ\text{C}$ 。

2.21.2.2 水垢的控制

为了不产生水垢, 要求 $kH_B < H_{\mu}$ 。有 4 个途径: ①降低 k ; ②降低 H_B ; ③提高 H_{μ} 允许值; ④为三者的结合。

(1) 排污法降低浓缩倍数 (k) 由上述 k 的定义可得:

$$P_4 = \frac{(P_1 + P_2 + P_3) - (P_2 + P_3)k}{k - 1}$$

减小 k 值, 则 P_4 增大。另将 $k = H_B/H_{\mu}$ 代入上式得:

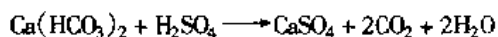
$$P_4 = \frac{H_B P_1}{H_{\mu} - H_B} - P_2 - P_3$$

此式说明排污法只适用于 H_B 远小于 H_{μ} , 而且水源相当充沛的地区。

(2) 降低补充水碳酸盐硬度 (H_B) 法

① 软化法。用石灰法或离子交换法降低碳酸盐硬度, 见 2.11.5 和 2.13。此法适用于石灰凝聚澄清除浊同时除去碳酸盐硬度。

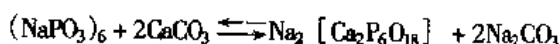
② 酸化法。投加 H_2SO_4 或 CO_2 , 降低 pH 值, 稳定重碳酸盐, 反应如下:



投 CO_2 后使反应向左进行, 阻止了 CaCO_3 的沉淀。若加 HCl 会带入 Cl^- , 增大腐蚀性; 而加 HNO_3 则会带入 NO_3^- , 促使硝化菌繁殖。此法适用于补充水碳酸盐硬度甚高或低 pH 的水质。操作时应注意安全和腐蚀问题, 最好配备自动加酸和调节 pH 值的仪表。一般控制 $\text{pH}=7.2\sim 7.8$ 。

(3) 投加阻垢剂, 提高循环水的极限碳酸盐硬度 (H_L) 值 结垢是水中微溶盐结晶沉淀的结果。结晶动力学认为: 在盐类过饱和溶液中, 首先产生晶核, 再形成少量微晶粒; 然后这些微晶粒相互碰撞, 并按一种特有的次序或方式排列起来, 使小晶粒不断长大, 形成大晶体。如果投加某种药剂 (阻垢剂), 破坏或控制结晶的某一进程, 水垢就难以形成。具有阻垢性能的药剂包括螯合剂、抑制剂和分散剂。螯合剂与阳离子形成螯合物或络合物, 将金属离子封闭起来, 阻止其与阴离子反应生成水垢, 其投量符合化学计量关系。EDTA 是性能良好的螯合剂, 几乎能与所有的金属离子螯合。抑制剂能扩大物质结晶的介稳区, 在相当大的过饱和程度上将结垢物质稳定在水中不析出。当水中产生微小晶核时, 它们强烈地吸附在晶核上, 将晶核与其他离子隔开, 从而抑制晶核长大。即使晶粒能长大, 但由于晶格排列不正常, 发生畸变或扭曲, 也难于形成致密而牢固的垢层。聚磷酸盐和膦酸盐是性能优良的钙垢抑制剂。抑制剂的投量是非化学计量的, 比螯合剂用量少。分散剂是一类高分子聚合物, 如聚丙烯酸 (钠)、聚马来酸、聚丙烯酰胺等, 它们吸附在微晶粒上, 或者将数个微晶粒连成彼此有相当距离的疏松微粒团, 阻碍微粒互相接触长大, 使其长时间分散在水中。分散剂的阻垢性能与其分子量、官能团有关。对聚丙烯酸来说, 其平均分子量在 1000~6000 范围内较好。

① 聚磷酸盐。有六偏磷酸钠 (NaPO_3)₆、三聚磷酸钠 (Na_3PO_4)·12 H_2O 。一般玻璃体含 P_2O_5 67%。它的分子中有两个以上的磷原子、氧原子和轻金属原子, 在水中离解出有一 $\text{O}-\text{P}-\text{O}-\text{P}$ —链的阴离子, 离子中的 P 原子连着很容易给出 2 个电子的氧原子, 与金属离子共同形成配位键, 生成稳定的螯合物。此外, 它还有一种分散作用, 如:



实践证明, 投加 2mg/L 六偏磷酸钠, 能有效防止 600mg/L $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$ 的溶液结垢。聚磷酸盐在结垢型水中含量过高, 或 $\text{pH}6.5\sim 7.5$ 、水温高于 50℃ 时, 易水解生成更难溶的正磷酸钙垢, 往往还得投加阻止生成此垢的药剂。

② 有机膦酸盐。有有机膦酸酯和有机膦酸盐两类。前者分子式中的磷原子不与碳原子直接相联, 如多(六)元膦酸酯; 而后者则直接相联, 如羟基亚乙基二膦酸 (HEDPA)、氨基三亚甲基膦酸 (ATMP)、乙二胺四亚甲基膦酸钠 (EDTMPs)。它们具有良好的化学稳定性, 不易水解, 能耐较高温度, 药剂用量小, 有抗氧化性, 可与氯消毒剂同时使用, 适应高 pH 值, 属碱性水处理配方, 也具有缓蚀、阻垢功能。试验表明, 在钙硬度为 1375mg/L 的水中, 投加 5mg/L 膦酸盐, 在 90℃ 下运行 120h, 仍有 50%~80% 的钙不会沉淀。而在同样条件下, 聚磷酸盐几乎无效。使用表明, 膦酸盐与聚磷酸盐复合使用有增效作用, 且降低处理成本。

③ 聚羧酸类阻垢剂。主要是阴离子型, 如聚丙烯酸钠 (PAA) 及其衍生物聚甲基丙烯酸、水解聚马来酸酐 (HPMA)、中性型聚丙烯酰胺。聚羧酸类阻垢剂投量一般为 1~5mg/L。丙烯酸类型阻垢剂: 起阻垢作用的是 COO^- , 常用分子量为 3000~5000 的聚合物, 聚合度 $n=10\sim 15$; 一般 1mg/L 的聚合物能螯合 45mg/L 的 Ca^{2+} , 同时还能增大 $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$ 的溶解度, 防止铁的氧化物结垢等。聚马来酸酐 (PMA) 和水解聚马来酸酐 (HPMA) 有下列特点: 具有晶格歪曲和临界效应两种作用, 且有良好阻垢效果; 成垢速率最小, 垢层最松软, 易被水冲走; 可用于高 pH 条件下, 除对 CaCO_3 有分散作用外, 对磷酸钙垢还有独特的分散作用, 在总硬度 1000mg/L 或暂硬度为 5000mg/L 的水中仍有阻垢作用; 可用于较高水温且无环境污染; 与锌盐复配后缓蚀性能好。表 2.21.17 所列水解聚马来酸酐的阻垢效果。

表 2.21.17 水解聚马来酸酐快速阻垢的试验结果

处 理	加入量/(mg/L)	温度/℃	pH 值	Ca^{2+} 浓度 (以 CaCO_3 计)/(mg/L)	6h 的结垢量/g
空白	—	50	8.0	300	0.0455~0.0482
HPMA	4	50	8.0	300	0.0089

④ 多官能团阻垢剂和复合配方 含多官能团的药剂具有功能强、效率高的特点, 已成为水质稳定剂的

发展方向。主要官能团是羧酸基、磷酸基和磺酸基,可以分别通过羧酸化、甲磷化、磺化反应得到,如2-膦酸丁烷-1,2,4-三羧酸(PBTCA)。也可用含这些官能团的单体共聚得到,如丙烯酸/丙烯磺酸钠、丙烯酸/马来酸、马来酸/丙烯酰胺、马来酸/2-丙烯酰胺-2-甲基丙基磺酸(AMPS)/2-丙烯酰胺-2-甲基丙基膦酸(AMPP)等。将两种或两种以上阻垢剂的混合使用可得到复合配方。由膦酸盐和聚羧酸盐为主组成的碱性运行配方称为全有机配方。复合配方的作用:a. 加成作用,相当于各单一组分效果的简单相加;b. 增效作用,混合后提高了各自单独处理的效果,且较为经济;c. 拮抗作用。配方的药剂用量一般20~30mg/L。

几种典型阻垢剂对碳酸钙和磷酸钙的阻垢效果分别见图2.21.18和图2.21.19。

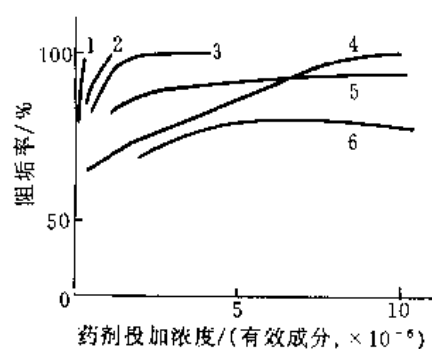


图 2.21.18 各种阻垢剂对碳酸钙的阻垢效果

1—膦酸 A; 2—聚马来酸; 3—聚丙烯酸; 4—丙烯酸三元共聚物; 5—马来酸共聚物; 6—木质素磺酸钠

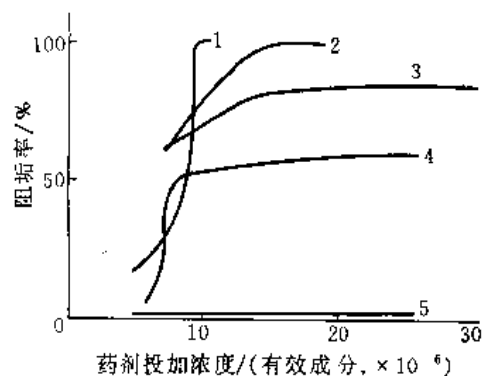


图 2.21.19 各种阻垢剂对磷酸钙的阻垢效果

1—丙烯酸三元共聚物; 2—马来酸共聚物; 3—马来酸均聚物; 4—丙烯酸均聚物; 5—木质素磺酸钠

不同水质条件下加入 PAA 或 HPMA 等的阻垢缓蚀效果见表 2.21.18 和表 2.21.19。

表 2.21.18 加入聚丙烯酸钠复合配方时的污垢热阻

配 方	pH 值	试验水质	污垢热阻/[$\text{m}^2\text{hK}/(\text{J}\cdot\text{a})$]
六偏磷酸钠:聚丙烯酸钠:疏基苯并噻唑(MBT) = 5.5:10:1 (mg/L)	9.0~9.3	Ca^{2+} : 90mg/L; Cl^- : 38mg/L; SO_4^{2-} : 466mg/L; SiO_2 : 22mg/L	2.35×10^{-4}
六偏磷酸钠:聚丙烯酸钠:MBT = 2.2:10:1 (mg/L)			2.17×10^{-4}

表 2.21.19 聚马来酸(PMA)复合配方的运行结果

配 方	水 质/(mg/L)	污垢热阻/($\text{m}^2\text{℃}/\text{W}$)	腐蚀率/(mm/a)
HEDP:PMA: Zn^{2+} = 5:5:2 (mg/L)	总硬度(以 CaCO_3 计)100; Ca^{2+} (以 CaCO_3 计)75; Mg^{2+} (以 CaCO_3 计)25; 总碱度(以 CaCO_3 计)80; Cl^- 10; SiO_2 7; 浊度 6mg/L; pH=8.0	1.46×10^{-4}	0.03
HEDP:PMA: Zn^{2+} = 4:4:2 (mg/L)		1.38×10^{-4}	0.07

阻垢剂的使用效果受水质、水温、流速、壁温和停留时间等操作条件的影响。一般而言,水温在50℃以下时,阻垢效果好,水温升高,饱和 pH (pHs) 降低。水垢的附着速度随流速增大而大幅度减小,流速在0.6m/s时,约为流速在0.2m/s时的1/5。当流速>0.3m/s,阻垢效果趋于稳定。一般阻垢剂发挥作用的时间在100h左右,温度越高,停留时间越长,有机药剂分解越多。

选择阻垢剂时应注意下列几点:①阻垢效果好,在高硬度、高碱度条件下仍有效;②化学稳定性好,

在高温和高浓缩倍数下, 以及与缓蚀剂、杀生剂并用时, 阻垢效果不明显下降; ③ 不影响缓蚀剂和杀生剂的效果; ④ 无毒或低毒, 易生物降解; ⑤ 配制、投加、操作等简单方便; ⑥ 价格低, 易于运输和贮存。

2.21.2.3 腐蚀及其控制

(1) 腐蚀机理及其影响因素 冷却水对碳钢的腐蚀是一个电化学过程。由于碳钢组织和表面以及与其接触的溶液状态的不均匀性, 表面上会形成许多微小面积的低电位区(阳极)和高电位区(阴极), 每一对阳极和阴极过程通过金属本体构成一个腐蚀原电池, 分别发生氧化和还原反应, 其腐蚀过程见图 2.21.20。

因为金属表面的不均匀性是绝对的, 所以电化学腐蚀条件普遍存在, 只要金属与含溶解氧的水接触, 上述腐蚀反应就会继续进行下去。

按照碳钢被腐蚀破坏的特性不同, 电化学腐蚀可分为全面腐蚀和局部腐蚀两类。全面腐蚀在整个金属表面上均匀进行, 腐蚀电流极微小, 难以观察辨识阴阳极, 不能测定阴阳极的电位及电位差, 腐蚀产物对金属有一定保护作用。这类腐蚀危害性较小。设计设备时, 可预先留出一定的腐蚀裕量, 使设备达到所要求的使用寿命。

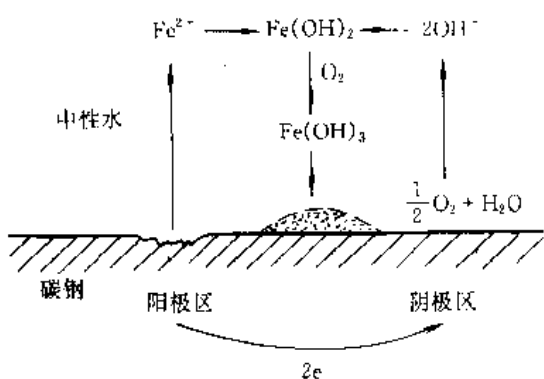


图 2.21.20 碳钢在中性水中的腐蚀过程示意图

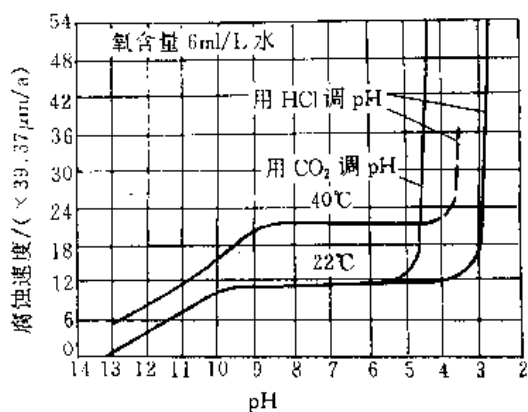


图 2.21.21 pH 对碳钢腐蚀的影响

局部腐蚀是指腐蚀作用仅在金属表面局部范围内进行, 其余区域不受腐蚀。这类腐蚀速度快; 腐蚀产物分布在局部表面, 不具有保护作用; 常引起换热设备和管道等早期穿孔, 危害性甚大, 是金属防腐蚀的主要研究对象。局部腐蚀的表观特征是可宏观识别阴阳极和腐蚀电流的方向, 可测出电极电位值。在循环冷却水系统中, 最常见的局部腐蚀形态有点蚀、缝隙腐蚀等, 可能由下面一些原因引起: ① 金属本身有缺陷, 如表面有切痕、擦伤、缝隙或应力集中的地方; ② 金属表面保护膜或涂料局部脱落; ③ 水垢局部剥离; ④ 金属表面局部附着砂粒、氧化铁皮、沉积物等。上述这些部位电位比较低, 成为阳极, 引起局部腐蚀。

在循环冷却水系统中, 影响金属腐蚀的操作因素主要有几点。

① 水质 金属受腐蚀的情况与水质关系密切。钙硬度较高的水质或钙硬度虽不高, 但浓缩倍数高时, 容易产生致密坚硬的 CaCO_3 水垢, 对碳钢起保护作用, 所以软水的腐蚀性比硬水严重。水中 Cl^- 、 SO_4^{2-} 和溶解盐类含量高时, 会加速金属腐蚀, 所以海水的腐蚀性比淡水严重。具有氧化性的 Cu^{2+} 、 Fe^{3+} 、 Hg^{2+} 、 ClO^- 等离子和 CO_2 、 H_2S 、 NH_3 、 Cl_2 等气体也促使腐蚀进行。

② pH 值 pH 值对腐蚀速度的影响如图 2.21.21 所示。由图可见, 当 22℃ 时, 在 pH 值为 6~10 (用 CO_2 调) 或 4~10 (用 HCl 调) 的范围内, 腐蚀率保持稳定, 几乎与 pH 值无关, 这是因为在碳钢表面形成了一层 $\text{Fe}(\text{OH})_2$ 保护膜, 使表面 pH 值保持在 9.5 左右。此时腐蚀速度主要取决于氧通过 $\text{Fe}(\text{OH})_2$ 到达碳钢表面的速度。当 $\text{pH} < 4.3$, H^+ 离子的去极化作用很强, 它不断从阴极移去电子, 促使阳极溶解, 故腐蚀速度呈直线上升。当 $\text{pH} > 9.5$, $\text{Fe}(\text{OH})_2$ 溶解度进一步减小, 表面钝化, 腐蚀率随之下降。

③ 溶解氧 水中溶解氧在金属表面的去极化作用, 是金属腐蚀的主要原因。腐蚀速度取决于氧的含量和扩散速度。在常温下, 脱氧水中碳钢的腐蚀率为 0, 随溶解氧量增加, 腐蚀率也随之增加 (见图 2.21.22)。当溶解氧高到一定值(临界点)后, 金属表面形成氧化膜, 阻碍氧的扩散, 腐蚀率下降。临界溶解氧值与 pH 值有关。当 pH 值分别为 7、8 和 10 时, 对应的临界溶解氧浓度分别为 20、16 和 6mg/L。在 $\text{pH} < 7$ 的酸性水中, 不存在临界点现象。

④ 水温 水温升高能加快氧的扩散速度,从而加速腐蚀。实验表明,温度每升高 $15 \sim 30^{\circ}\text{C}$,碳钢的腐蚀率就增加 1 倍。当水温为 80°C 时,腐蚀速率最大,以后随水温升高溶解氧量减少,腐蚀速率急剧下降。

⑤ 流速 流速的影响如图 2.21.23 所示。在流速较低时 ($< 0.3\text{m/s}$),增大流速可减薄边界层,溶解氧及盐类容易扩散到金属表面,还可冲去表面上的沉积物,使腐蚀加快。当流速继续增加 ($0.3 \sim 0.9\text{m/s}$),扩散到表面的氧量足以形成一层氧化膜,起到缓蚀作用。当流速更高时,又会磨损氧化膜,使腐蚀率又急剧上升。我国《工业循环冷却水处理设计规范》规定,在敞开式系统间壁换热设备中,管程的冷却水流速不宜小于 0.9m/s ,壳程流速不应小于 0.3m/s 。

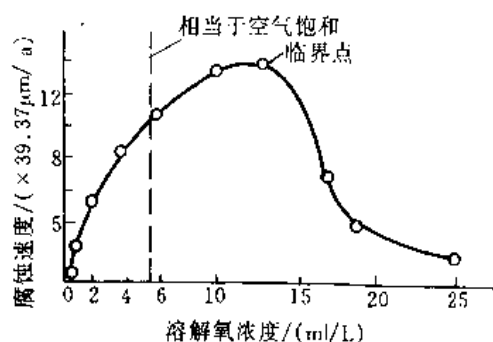


图 2.21.22 蒸馏水中溶解氧的浓度对碳钢腐蚀的影响

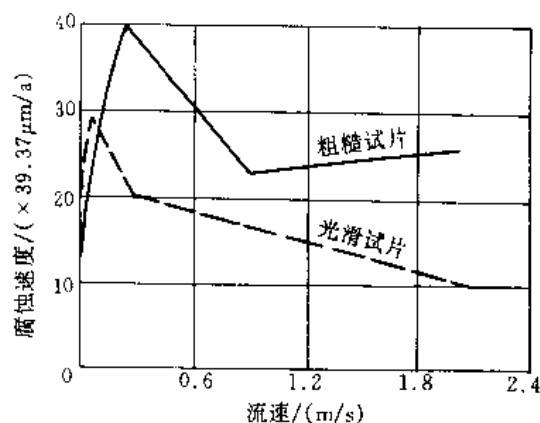
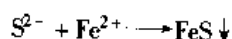
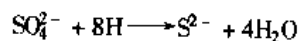


图 2.21.23 流速对碳钢腐蚀的影响

⑥ 微生物 冷却水中滋生的微生物直接参与腐蚀反应。首先,微生物排出铵盐、硝酸盐、有机物、硫化物和碳酸盐等代谢物,改变水质而引起腐蚀。其次,微生物生长繁殖,一般都耗氧而使氧浓度分布不均;微生物淤泥覆盖下的表面也会缺氧,这样形成氧的腐蚀电池,发生点蚀。第三,某些微生物摄取 H_2 或电子来消除 H_2 的极化作用,如硫酸盐还原菌生长处,发生以下反应



这样就使阳极产生的 Fe^{2+} 和阴极产生的 H 无法积累,使金属的腐蚀继续进行下去。

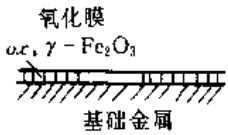
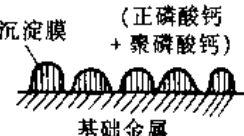
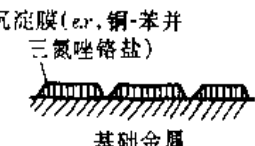
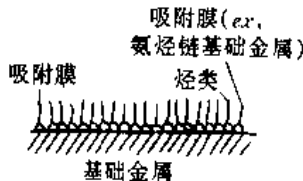
(2) 腐蚀的控制 控制腐蚀的基本方法有三类:① 通过电镀或浸涂的方法在金属表面形成防腐层,使金属和循环水隔绝;② 电化学保护法,即在冷却水系统中,一般使用电极电位比铁低的镁、锌等牺牲阳极与需要保护的碳钢设备连接,使碳钢设备整个成为阴极而受到保护,或者将需要保护的碳钢设备接到直流电源的负极上,并在正极上再接一个辅助阳极,如石墨、炭精等,设备在外加电流作用下转成阴极而受到保护;③ 向循环水中投加无机或有机缓蚀剂,使金属表面形成一层均匀致密、不易剥落的保护膜,这是目前国内外普遍采用的处理方法。为了提高药剂效果,通常在系统正常运行之前,投加高浓度缓蚀剂,进行预膜处理,待成膜后,再降低药剂浓度,使其用量能维持和修补缓蚀膜就可以了。

① 缓蚀剂的作用机理。缓蚀剂种类很多,都通过形成保护膜达到缓蚀的目的。按照成膜机理不同,可将药剂分为三类,如表 2.21.20 所示。

铬酸盐和亚硝酸盐为代表的氧化膜型药剂属于阳极钝化剂,使碳钢的电位向高电位区移动,因而生成的亚铁离子迅速氧化,在碳钢表面上形成以不溶性 $\gamma\text{-Fe}_2\text{O}_3$ 为主体的氧化膜而防锈。另外,对铬酸盐而言,还原反应生成物 Cr_2O_3 也进入保护膜中。一般来说,氧化膜型缓蚀剂大多表现出优良防腐效果,但在低浓度下使用,容易发生局部腐蚀。此外,铬酸盐毒性强,其排放受到严格限制,而亚硝酸盐在实际使用中存在问题,且容易被亚硝酸菌氧化,变成没有缓蚀效果的硝酸盐。

典型的沉淀膜型缓蚀剂是聚磷酸盐,它与水中的钙离子和作为缓蚀剂而加入的锌离子结合,在碳钢表面上形成不溶性的薄膜而起缓蚀作用。以磷酸钙为主体的沉淀膜,因为在碱性环境中容易形成,所以在腐蚀反应生成 OH^- 离子时,在局部阴极区,其保护膜生长速度快。因此主要作为抑制阴极反应的缓蚀剂而起作用。

表 2.21.20 缓蚀膜类型及特点

缓蚀膜类型	典型缓蚀剂名称	保护膜示意图	保护膜的特点
氧化膜型 (钝化膜型)	铬酸盐 亚硝酸盐 钨酸盐 钼酸盐	 <p>氧化膜 e.g., $\gamma\text{-Fe}_2\text{O}_3$ 基础金属</p>	致密 薄膜 (3~20nm) 与基础金属的结合紧密 缓蚀性能好
沉淀膜型	水中离子型 (与水中钙离子等) (生成不溶性盐)	 <p>沉淀膜 (正磷酸钙 + 聚磷酸钙) 基础金属</p>	多孔, 膜厚 与基础金属结合不太紧密 缓蚀效果不佳
	金属离子型 (与缓蚀对象的金属) (离子生成不溶性盐)	 <p>沉淀膜 (e.g., 铜-苯并三氮唑铬盐) 基础金属</p>	较致密, 膜较薄 缓蚀性能较好
吸附膜型	胺类 硫醇类 表面活性剂 木质素	 <p>吸附膜 (e.g., 胺类, 硫醇类, 表面活性剂, 木质素) 基础金属</p>	对酸液、非水溶液等, 在金属表面清洁的状态下, 形成较好的吸附层。在淡水中, 对碳钢的非清洁表面, 难以形成吸附层

沉淀膜与氧化膜相比, 因质地多孔而常常导致缓蚀效果差。假如为了提高缓蚀效果, 将投药量增至需要量以上, 则会因保护膜过厚而积垢。为此, 在使用时需进行全面的浓度管理。

单独使用缓蚀剂时, 因药剂的缺点而影响水质, 故通常把数种药剂配合起来使用。如以铬酸盐为代表的阳极缓蚀剂有点蚀倾向, 一般与沉淀膜型缓蚀剂聚磷酸盐和二价金属盐合用。磷酸盐膜孔隙较多, 与二价金属离子合用形成的膜更加致密。

吡咯类缓蚀剂 (苯并三氮唑等) 对铜及其合金有良好缓蚀效果, 它与铜离子结合在阳极形成膜。当膜形成之后, 即使再过量投加缓蚀剂, 膜也不会增厚, 不会垢化, 因此投药量较小。

以胺类为代表的吸附膜型缓蚀剂, 大多在同一分子内具有能吸附到金属表面的极性基和疏水基, 在清洁金属表面上用极性基吸附, 以疏水基阻止水和溶解氧等向金属表面扩散, 来抑制腐蚀反应。这种吸附膜是单分子膜, 过剩的胺经常存在于液体中, 用于修补膜, 因此投药量小。但在中性冷却水中, 碳钢表面不能保持清洁状态, 所以吸附膜型缓蚀剂很少显示出良好的缓蚀效果。

②几种缓蚀剂的效果。a. 铬酸盐。铬酸盐是最早使用的缓蚀剂, 对碳钢缓蚀效果良好。图 2.21.24 表示投药量与腐蚀速度的关系。作为钝化膜型缓蚀剂, 其用量不能少。为使碳钢在中性水中完全缓蚀, 一般浓度需达 $150 \sim 500 \text{ mg/L}$ (CrO_4^{2-})。常用的是重铬酸钠、铬酸钠等。用铬酸盐缓蚀, 如果发生投药量不够等管理差错, 则会加剧点蚀, 故一般常与聚磷酸盐和二价金属盐配合使用。b. 磷酸盐。目前在敞开式系统中, 最常用的缓蚀剂是磷酸盐, 包括聚磷酸盐和正磷酸盐。有人曾做过实验, 在含有 100 mg/L NaCl 的水溶液中, 加入 P_2O_5 含量都是 100 mg/L 的各种聚磷酸盐, 观测碳钢试片的腐蚀速度, 结果如图 2.21.25 所示。由图可见六偏

磷酸钠的缓蚀效果最好。一般地, 缓蚀效果随聚合度而增加, 但链越长, 越易水解, 故以 3~20 个磷原子的链长为宜。水中钙等二价金属离子和溶解氧浓度对聚磷酸盐的缓蚀效果有很大影响, 如图 2.21.26 所示, 在蒸馏水和含 Ca^{2+} 60mg/L (以 CaCl_2 计) 的水中, 腐蚀率随溶解氧量增加而迅速上升, 当在蒸馏水中添加 60mg/L 聚磷酸盐时, 随着溶解氧量的增加, 开始腐蚀率增加, 而后即趋于平缓, 只有在溶有 60mg/L Ca^{2+} 的水中加入 60mg/L 聚磷酸盐时, 才有最好的缓蚀效果。一般投量 20~25mg/L, 要求水中 $\text{DO} > 2\text{mg/L}$, $\text{pH} = 5.5 \sim 7.0$, $\text{Ca}^{2+} > 20\text{mg/L}$ 。

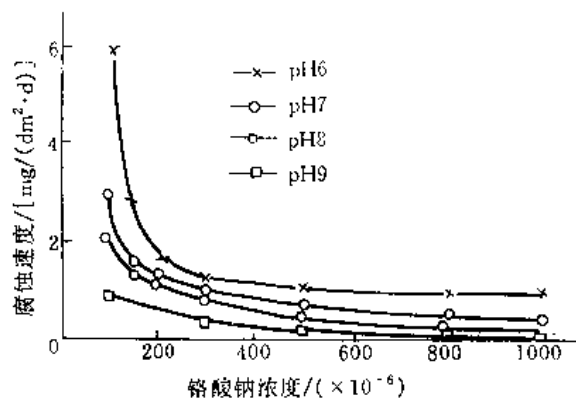


图 2.21.24 碳钢腐蚀与铬酸钠浓度和 pH 的关系

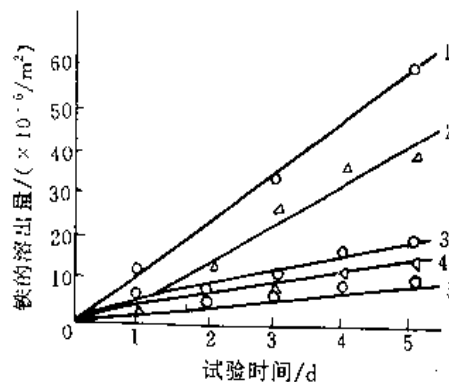
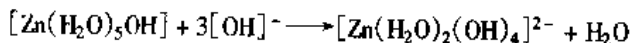


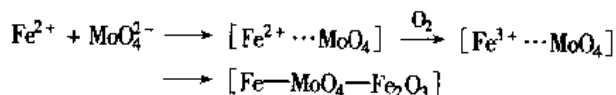
图 2.21.25 几种聚磷酸盐缓蚀效果的比较
1—未投药; 2—焦磷酸盐; 3—三聚磷酸盐;
4—四聚磷酸盐; 5—六偏磷酸盐

磷酸盐也作为缓蚀剂用于冷却水系统, 因比聚磷酸盐缓蚀效果好、稳定, 所以常用于停留时间长、水中硬度高的高浓缩水处理。c. 锌盐。在缓蚀反应中能明显地增加阴极的极化作用, 在阴极部位产生 $\text{Zn}(\text{OH})_2$ 沉淀, 与 1.5mol 的 OH^- 生成双核络合物, 其反应式如下:



它能使保护膜迅速形成, 但膜不持久, 常与其他药剂复合使用, 有明显的协同效应, 同时能减缓聚磷酸盐的水解。以下三例可说明 Zn^{2+} 的作用。

在预膜后, 单投 Zn^{2+} 2mg/L, 腐蚀速率为 0.343mm/a; Zn^{2+} 2mg/L + ATMP 25mg/L (以 PO_4^{3-} 计), 腐蚀速率为 0.1mm/a。对总硬度 133.9mg/L, 总固体 333.5mg/L 的水, 配方为六偏磷酸钠: PAA—Na: HEDP: $\text{Zn}^{2+} = 10:3:4:2$, 腐蚀速率为 0.10mm/a。六偏磷酸钠: BZT: $\text{Zn}^{2+} = 20:0.5:4$, 其缓蚀率可达 90%。d. 钼酸盐。是一种无毒阳极型缓蚀剂, 在 80℃ 时还有 90% 缓蚀率。它的作用机理是在铁阳极上生成铁—氧化铁—钼氧化物的络合物钝化膜。这种钝化作用只有在有溶解氧存在的情况下才能完成。其反应式如下:



最终达成的 $[\text{Fe—MoO}_4\text{—Fe}_2\text{O}_3]$ 就是一种有防腐作用的钝化膜。目前应用钼酸盐作缓蚀剂有 3 种方式: ① 以传统的以高量钼酸盐为基础, 同时含有较低量的有机膦酸盐; ② 用较低量的钼酸盐与有机膦酸盐或锌盐复配, 以上两种均将钼酸盐与膦酸盐混合而成, (即 TMC 配方), 药剂量偏大; ③ 是将低量钼酸钠与低量聚磷酸盐按一定配比经特殊聚合工艺生成磷钼聚合物 (即 JSW 配方), 具有很高的缓蚀效能。表 2.21.21 为钼酸盐复合配方应用效果 (TMC 型)。e. 硅酸盐。常用硅酸钠, 溶解的 SiO_3^{2-} 与金属表面溶出的铁 (Fe^{2+}) 反应生成硅酸凝胶保护膜。一般与其他药剂复配使用, 以水的 $\text{pH} = 6.5 \sim 7.5$, $\text{SiO}_2 < 175\text{mg/L}$ 为宜。若水中 $\text{Mg}^{2+} > 250\text{mg/L}$ (折算为 CaCO_3 计), 则不宜采用此缓蚀剂。f. 抑制铜腐蚀的阳极型有机缓蚀

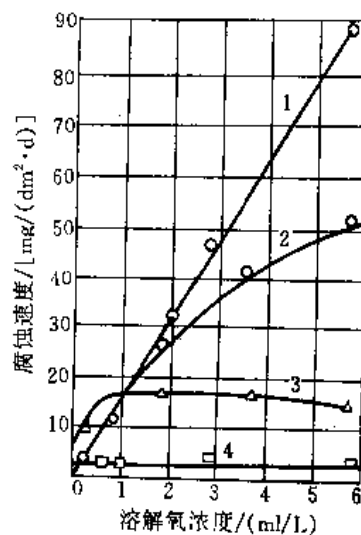


图 2.21.26 Ca^{2+} 和 O_2 量对聚磷酸盐缓蚀的影响

1—60 $[\times 10^{-6}] \text{Ca}^{2+}$; 2—蒸馏水;
3—60 $[\times 10^{-6}]$ 聚磷酸盐; 4—60 $[\times 10^{-6}]$ 聚磷酸盐 + 60 $[\times 10^{-6}] \text{Ca}^{2+}$

剂——巯基苯并噻唑 (MBT)、苯并三氮唑 (BZT)。此类有机缓蚀剂和铜或铜合金表面上的活性铜原子或 Cu^{2+} 产生螯合作用在金属表面形成一层十分致密和牢固的保护膜能抑制腐蚀过程。MBT 投量一般为 $1 \sim 2\text{mg/L}$ ，在 $\text{pH}=3 \sim 10$ 范围内，效果较好。它在碱性溶液中溶解，在磷系配方中必须加 Zn^{2+} 以抵消 MBT 对聚磷酸盐的干扰。用氯杀菌应先形成膜再投氯。MZT 投量在 1mg/L 以内， $\text{pH}=5.5 \sim 10$ ，它对聚磷酸盐不干扰。由于循环水系统的配件（闸、阀等）往往用铜合金，因此，即使对无铜件的换热器，在复合配方中也往往要投加一些 BZT 或 MBT。g. 葡萄糖酸钠有机缓蚀剂。它在水溶液中对 Fe^{2+} 、 Cu^{2+} 、 Ca^{2+} 等离子有极好的络合能力，并对这些离子的盐类有很好的去极化作用。所以它既能缓蚀也能阻垢。它与钼系、磷系主缓蚀剂有协同效应，随水温升高其缓蚀率也提高。对 Fe^{3+} 螯合力更强，阻垢效果好。表 2.21.22 列出在钼系配方（钼酸钠 100mg/L ， Zn^{2+} 5mg/L ，PAA—Na 10mg/L ）中投加不同葡萄糖酸钠的缓蚀效果。h. 吸附膜型有机缓蚀剂。主要有胺类、环胺类及酰胺类，它的分子具有亲水性基与疏水性基，其分子的亲水基吸附在清洁金属表面，将疏水基团朝向水侧，阻碍水和溶解氧向金属扩散，从而抑制了腐蚀反应。i. 全有机（或无聚磷酸盐）—膦酸羧酸型缓蚀阻垢剂。其分子结构中带有有一个或一个以上的膦酸基，同时带有一个或一个以上羧酸基，其配方适用于高 pH 、高温、高含盐量循环水中。

表 2.21.21 钼酸盐复合配方对铁的腐蚀试验结果

羟基乙基二膦酸 (HEDP)/(mg/L)	苯并三氮唑 (BTA)/(mg/L)	巯基苯并噻唑 (MBT)/(mg/L)	Zn^{2+} / (mg/L)	Na_2MoO_4 / (mg/L)	PAA—Na / (mg/L)	葡萄糖酸钠 / (mg/L)	腐蚀率 / (mm/a)
0	0	0	0	0	0	0	12.730
3	0	11.4	0.72	0			0.685
3	0	11.4	0.72	5			0.220
3	0	11.4	0.72	10			0.233
3	1	0	0.72	5			0.124
			5	100	10	100	0.102
			5	100	5	100	0.042
			5	100	10	100	0.403

表 2.21.22 葡萄糖酸钠的投加量对碳钢腐蚀率的影响

葡萄糖酸钠 / (mg/L)	腐蚀率 / (mm/a)	缓蚀率 / %	葡萄糖酸钠 / (mg/L)	腐蚀率 / (mm/a)	缓蚀率 / %
40	0.0071	84.92	100	0.0029	93.66
60	0.003	92.91	不加任何药剂	0.025	—

2.21.2.4 微生物及其控制

微生物在冷却水系统中繁殖形成粘泥，使传热效率下降，加速金属腐蚀，影响输水，粘泥腐败后产生臭味，使水质变差。因粘泥引起的故障往往与腐蚀和水垢故障同时发生，按照故障的表现形式，可分为粘泥附着型和淤泥堆积型二类。前者主要是微生物及其代谢物和泥砂等的混合物附着于固体表面上而发生故障，常发生在管道、池壁、冷却塔填料上；后者是水中悬浮物在流速低的部位沉积，生成软泥状物质而发生故障。常发生在水池底部。在换热器的壳程和配水池中二类故障都可能发生。

根据微生物生长条件的要求，可以采取多种方法控制冷却水系统的微生物生长繁殖，从而防止粘泥危害。

(1) 防止冷却水系统渗入营养物和悬浮物 营养物进入系统主要通过补充水、大气和设备泄漏三条途径。磷系和胺系药剂的分解也提供部分营养物。对原水进行混凝沉淀和过滤预处理可去除大部分悬浮物和微生物，对循环水也可采用旁滤池处理（处理水量一般为循环水量的 $1\% \sim 5\%$ ）。藻类生长需要日光照射进行光合作用，如能遮断阳光，就可防止藻类繁殖。

(2) 投加杀生剂 在循环冷却水系统中投加杀生剂是目前抑制微生物的通行方法。杀生剂以各种方式杀伤微生物，如重金属可穿透细胞壁进入细胞质中，破坏维持生命的蛋白质基因；氯剂、溴剂和有机氮硫类药剂能与微生物蛋白质中的半胱氨酸反应，使以—SH 基为活性点的酶钝化；有些表面活性剂可减少细胞的穿透性，破坏营养物到达细胞的正常流动和代谢产物的排出；季胺盐类药剂能使细胞分泌的粘质物变性，使其附着力下降，从而剥离固体表面。

使用杀生剂时，首先要选择那些对相当多的微生物均有杀伤作用的所谓广谱杀生剂。也要考虑运行费用

以及药剂使用后可能带来的副作用。还要注意到,当细菌受到一种化学物质威胁时,会产生一种使其代谢活动加速的自然趋势,有时甚至可加速 50%,因此,不足以致死的剂量,实际上还可能刺激细菌的生长,故投药量要适当。当投药量相同时,采用瞬时投加比间歇投加和连续投加效果好。某些杀生剂长期使用,微生物易产生抗药性。操作条件如 pH 值、水温、流速、有机物及氨浓度等都对杀生剂的效果有很大影响。

根据杀生剂的化学性质,一般可分为氧化性和非氧化性两大类。氧化性药剂及使用参见 2.9 和 2.10 有关内容,本节主要介绍非氧化性杀生剂。

① 氯代酚类 在苯酚的分子结构中,引入氯原子形成的化合物即为氯代酚,其种类很多,在冷却水中广泛使用的是五氯苯酚和三氯苯酚,其投药量约为 10~100mg/L,一般采用间歇投加。杀菌率为 96.3%~99.9%。

氯代酚吸附在细胞壁上,并渗透到细胞质中,与细胞质作用形成胶体溶液,并使蛋白质沉淀,从而杀死微生物。氯代酚对抑制大多数细菌、真菌和藻类是有效的。过量的有机物质对氯代酚的活性没有影响,孢子和某些细菌对它能产生抗性,尽管这些微生物仍能生存,但是生长受到抑制。如果把氯代酚和某些阴离子表面活性剂如十二烷基硫酸钠混合使用,可增加氯代酚的杀菌效果,这是由于降低了细胞壁的缝隙张力,增加了氯代酚渗透到细胞质中速率的缘故。氯代酚毒性大,对人的眼、鼻等粘膜和皮肤有刺激,对鱼类和动物也具有较高毒性,因此使用时要注意防护。

② 季胺盐类 季胺盐是一种阳离子型表面活性剂,它吸附到微生物上,与细胞壁上的负电荷部位形成静电键,产生压力,还能破坏细胞的半透膜组织,引起细胞内代谢物质和辅酶泄漏,而杀灭细菌,它对污泥也有剥离作用。季胺盐类的缺点是会被水中带负电的物质所消耗,剂量需较高,而且易起泡。

目前国内常用的有烷基三甲基氯化铵(ATM)、二甲基苄基氯化铵(DBA)、烷基二甲基苄基氯化铵(DBL),投量 10~20mg/L, pH=7~9 时,杀菌率达 99%。

③ 有机硫类 有机硫类药剂与蛋白质中的半胱氨酸基结合,使酶丧失功能,微生物死亡。常用的二硫氰基甲烷对细菌、真菌和藻类及原生动物都有较好的杀生效果,特别对硫酸盐还原菌效果最好。当投药量为 50mg/L 时,在 26h 内,可保持 98%~99% 的高杀生率。 $\text{CH}_2(\text{SCN})_2$ 中的硫氰酸根可阻碍微生物呼吸系统中电子的转移。在正常呼吸作用下,含铁细胞色素中的 Fe^{3+} 离子从初级细胞色素脱氢酶接受电子。硫氰酸根与 Fe^{3+} 离子形成 $\text{Fe}(\text{SCN})_3$ 盐,使 Fe^{3+} 丧失活性,从而引起细胞死亡,因此,凡含铁细胞色素的微生物均能被杀死。

2.21.2.5 冷却水的综合处理

冷却水系统的结垢、腐蚀与微生物滋长等问题是由多种因素综合作用的结果,往往同时发生,有些危害仅用化学处理并不能很好解决,应注意综合处理。

(1) 循环冷却水系统的预处理——清洗与预膜 无论是新系统或老系统,在开车正常投药之前都要进行清洗和预膜。清洗是为了有效地预膜。常用化学清洗法,根据垢层性质,用酸或碱清洗。用 5%~10% 浓度 HCl 、 H_2SO_4 或“沉 1—D”,或 0.1%~1% 浓度缓蚀剂进行酸洗,也可用 NaOH 碱洗。酸碱清洗后再用清洗剂清洗,清洗剂配方如下:磺化琥珀酸-2-乙基己酯钠盐 16%、异丙醇 30%、乙醇 2%,其余为水。为了杀菌还可加非氧化型杀菌剂。其清洗液浓度 40~60mg/L,持续 20~30h,清洗后要大量排泥,用清水冲洗置换干净,使循环水悬浮物小于 15~20mg/L。清洗时如产生泡沫,则要添加 3~5mg/L 消泡剂。消泡剂的配方如下:液体石蜡 82%、硬脂酸 3%、聚乙二醇硬脂酸 6%、聚丙二醇硬脂酸 6%、异丙醇 1%,其他 2%。

清洗前应清扫系统,并开泵循环冲洗,待循环水浊度稳定后,再投加清洗剂,控制 pH 为 5.5~6.5,进行清洗。经约 24h,至清洗出水浊度和铁离子不变时结束。接着预膜处理。

预膜旨在金属表面很快地形成一层保护膜,以提高缓蚀剂的效果。系统在开车时、在大检修后,在酸洗后、在停水 40h 或暴露在空气中 12h 后以及系统 pH<4 达 2h 后,都必须进行预膜处理。预膜配方一般采用循环水正常运行条件下的配方,加大用量 2~4 倍;也采用专门预膜剂,此配方应与正常配方互补,见表 2.21.23。预膜有两种方法:一种是动态预膜,预膜的水溶液在系统中循环,因而可在不停车情况下进行;另一种为静态预膜,是将预膜的水溶液送入系统中浸泡,此法需停产。预膜液浓度用三聚磷酸钠时为 200~300mg/L,用六偏磷酸钠时为 600~800mg/L。流速 0.5~3m/s, Ca^{2+} 100~200mg/L, pH 为 5~7,浊度 <10mg/L。常温预膜约需 36~48h, 50℃ 时,需时约 4~8h。

预膜效果一般利用旁路挂片进行检验。预膜过程中,观察挂片上的成膜情况。如膜层均匀致密,色晕一致无锈蚀即表示预膜良好。也有用硫酸铜或亚铁氰化钾溶液滴于挂片上检验成膜效果。

表 2.21.23 常用预膜配方

阻垢缓蚀配方	预膜处理配方及剂量	预膜处理控制条件				
		水温/℃	pH 值	流速/ (m/s)	预膜时间/ h	其他
聚合磷酸盐 + 聚羧酸 类聚合物 + 膦酸盐	聚磷酸盐 + 锌盐	< 50	5.5 ~ 6.5	0.5 ~ 1.0	36	$\text{Ca}^{2+} > 110\text{mg/L}$ 浊度 ≤ 20
		50	5.5 ~ 6.5	0.5 ~ 1.0	20	
多元醇膦酸酯 + 聚羧酸类聚合物	多元醇膦酸酯					浊度 ≤ 20
膦酸盐 + 聚羧酸类 聚合物	HEDP + 聚马来酸酐 + 锌	30	6 ~ 7	0.5 ~ 1.0	≥ 24	浊度 ≤ 20

(2) 循环水的综合处理 由于循环水系统对换热器总会有腐蚀,所以在预膜基础上均投以缓蚀阻垢剂复合配方的药剂,即使结垢型水也应加少量缓蚀剂,反之亦然。MBT 铜缓蚀剂一般都应投加。前面介绍的各种缓蚀剂、阻垢剂的特性列于表 2.21.24。复合配方包括对结垢、污垢、腐蚀、微生物等方面的综合控制。首先分析原水是结垢型或腐蚀型,再用稳定指数 (I_R) 参考图 2.21.27 选用复合配方的主剂。常见复合配方参考表 2.21.25。

表 2.21.24 常用阻垢缓蚀剂一览表

系列	种 类	特 性	pH 值 范围	温度 范围	投加浓度	备 注
聚磷酸 盐	六偏磷酸钠 三聚磷酸钠	有阻垢、缓蚀双重作用; 有明显的表面活性,易与钙 成络合物,阴极缓蚀剂,与 金属阴极表面以电沉积生 成耐久的保护膜	< 7.5	< 50℃	用于阻垢 1 ~ 5mg/L; 用于缓蚀 20 ~ 25mg/L	易于水解成正磷酸盐, 作缓蚀剂使用要控制钙 离子浓度 > 50mg/L,是微 生物营养源
膦酸盐	氨基三亚甲基膦 酸盐(ATMP) 乙二胺四亚甲基 膦酸盐(EDTMP) 1-羟基乙基-1,1- 二膦酸盐(HEDP)	有缓蚀、阻垢双重作用, 有良好表面活性、化学稳定 性和耐高温性;不易水解和 降解,有溶限效应和协同效 应,用药量小;作为缓蚀是 阴极缓蚀剂,作为阻垢和许 多金属离子形成络合物无 毒	7.0 ~ 8.5	50℃	用于阻垢 为 1 ~ 5mg/L 用于缓蚀 为 20 ~ 50mg/L	与聚磷同时使用有增 效作用,由于使用中 pH 值偏高,水结垢倾向增 加,要注意阻垢,分散剂 的配合,铜制换热器要注 意加强缓蚀措施
聚羧酸 类聚合物	聚丙烯酸 聚甲基丙烯酸 聚马来酸 (PMA)	系金属离子优异的整合 剂,对碳酸钙有分散作用, 耐温度性能好,无毒	7.0 ~ 8.5	45 ~ 50	1 ~ 3mg/L	要控制一定的分子量 范围,聚丙烯酸以 1000 左右为好。PMA 与锌盐 复合使用。阻垢性能好, 且沉积物是软垢
有机类 缓蚀阻垢 剂	葡萄糖酸钠	对水溶液中 Fe^{2+} 、 Cu^{2+} 、 Ca^{2+} 有极好络合能力,对许 多盐类有良好去极化作用	7.0 ~ 8.5	> 50	40mg/L	与磷酸系复配有增效 作用既缓蚀也阻垢,随温 度升高缓蚀率增加,价格 低廉,无公害

续表

系列	种 类	特 性	pH 值 范围	温度 范围	投加浓度	备 注
铝酸 盐	铝酸钠 杂聚铝酸盐	低毒、毒性比铬酸盐低 1000 倍,不会引起微生物滋生	8~8.5	温度 80℃仍 有 90% 缓蚀率	复合使用 量 100mg/L 聚合量 5~ 8mg/L	与有机酸盐复合可减少剂量, $\text{Cl}^- + \text{SO}_4^{2-} \leq 400\text{mg/L}$
锌盐	硫酸锌 氯化锌	阴极缓蚀剂成膜快	不大于 8		2~4mg/L	对水生生物有毒性, pH>8 有沉淀,复合使用有明显增效作用
硅酸 盐	硅酸钠	阳极缓蚀作用,成膜慢, 无毒	6.5~ 7.5		开始用较高浓度,正常 30~40 mg/L (以 SiO_2 计)	镁硬度 > 250mg/L 不用,要求一定高的 SiO_2 浓度,但要小于 175mg/L,与氧化锌配合效果好,硅垢难处理,宜复合使用
亚硝 酸盐	亚硝酸钠 亚硝酸铵	是有效的金属钝化剂,在 金属表面形成氧化膜,铁表 面上形成 $\gamma\text{-Fe}_2\text{O}_3$ 氧化膜	3.9~10		300~ 500mg/L	在敞开式循环冷却水系统不宜采用,多用于密闭式系统,水中 Cl^- , SO_4^{2-} 离子过高促腐蚀,水中硝化菌繁殖
巯基 苯并噻 唑 (MBT)	杂环化合物	是铜及铜合金最有效的 缓蚀剂	3~10		1~2mg/L	在磷系配方中使用要加锌,否则会损害聚磷酸盐的缓蚀作用,氧化剂、氯和铬酸盐破坏 MBT,用碱性水溶液投加
苯并 三氮唑 (BZT)	杂环化合物	其负离子和亚铜离子形 成极稳定的络合物,并吸附 在金属表面上,形成稳定而有 惰性保护膜,耐氧化	5.5~10		1mg/L	加氯也会使缓蚀率降低,不损害聚磷缓蚀作用,价格贵,货源少

。未做处理的腐蚀率

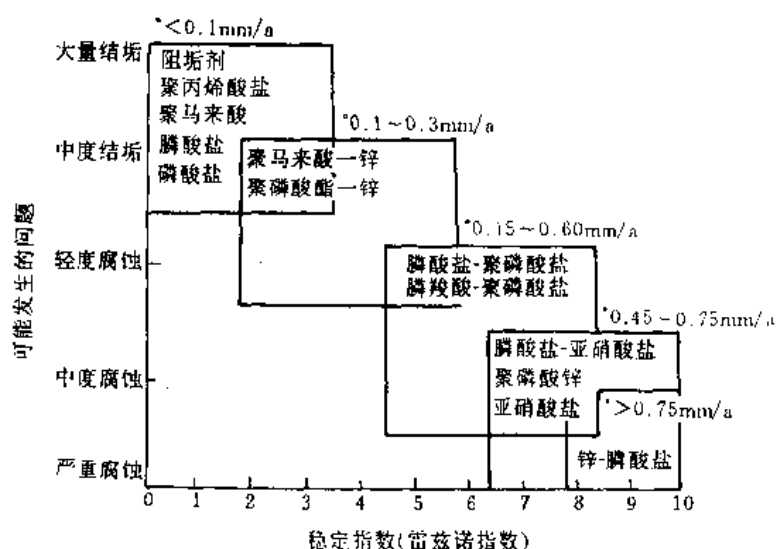


图 2.21.27 稳定指数与阻垢、缓蚀剂选择关系

表 2.21.25 缓蚀阻垢剂的复合配方

序号	配 方	加药量/ (mg/L)	pH 值 控制范围	备 注
1	磷钼聚合物 (JSW) + HEDP + PAA—Na + BZT	8~12	6.5~9.0	对不同水质适应性强;有高效阻垢性能, 同时缓蚀效果好,对钢铁、铜及其合金、铝 都有缓蚀效果
2	ATMP + PAA—Na + 锌 + MBT	4~8	7.0~9.0	对不同水质适应性强,对高硬水阻垢性能 好,同时保护膜形成快,缓蚀效果好
3	聚磷酸盐 + 锌		中性 7.0~7.5	成膜快,且较牢固 一般锌占 20%
4	三聚磷酸钠 + EDTMP + 聚丙烯 酸钠		7.0~7.5	使用效果稳定,操作方便
5	HEDP + 聚马来酸		不调节	缓蚀阻垢效果好,加药量少,成本低,停 留时间长,没有因药剂引起的菌藻问题
6	钼酸盐 + 葡萄糖酸盐 + 锌盐 + 聚 丙烯酸盐		8.0~8.5	对不同水质适应性强,有较好的缓蚀阻 垢效果,耐热性好,克服了因用聚磷酸盐 而促进菌藻繁殖的缺点 要求 $\text{Cl}^- + \text{SiO}_4^{2-} < 400\text{mg/L}$
7	硅酸钠 + 聚丙烯酸钠 (30%)		不调节	减少对环境污染,价格便宜
8	钼酸盐 + 聚磷酸盐 + 聚丙烯酸盐 + BZT	10~15	不调节	对不同水质适应性较强,操作简单,价 廉

在磷系配方中常用高 pH-低磷酸盐法 (pH7.5~9),也可用低 pH-高磷酸盐法 (pH6~7.7)。磷系主剂有聚磷酸盐, Zn^{2+} 、MBT 常作为缓蚀剂;还有聚羧酸盐、有机膦酸盐常作为阻垢剂。钼系主剂有钼酸钠, MBT、聚羧酸盐常作为缓蚀剂;聚羧酸盐、有机膦酸盐常作为阻垢剂。全有机配方 PBTCA、PHPMA 等作为缓蚀、阻垢剂; Zn^{2+} 缓蚀剂, HEDP 作为阻垢剂。在各系配方中的比例一般应经过正交试验确定其缓蚀阻垢的最佳配方。表 2.21.26 为磷系配方的酸碱运行的比较。几种低磷酸盐—高 pH 值法使用效果见表 2.21.27, 磷系配方的操作条件见表 2.21.28。

表 2.21.26 酸性运行和碱性运行的比较

项 目	酸性运行 (高磷酸盐—低 pH 值法)	碱性运行 (低磷酸盐—高 pH 值法)
pH 值范围	pH < 7	pH > 7, 一般控制在 7.5~9.0
聚磷浓度	15~30mg/L	4~10mg/L
预膜条件	pH = 5.5~6.5, 聚磷浓度 200mg/L 左右	pH = 5.5~6.5, 聚磷浓度可高达 800mg/L 左右
阻垢剂	硫酸	有机阻垢剂
杀菌作用	pH 值低, Cl_2 杀菌效果好, 微生物粘流较易控制	因 pH 值高, Cl_2 杀菌效果差, 微生物问题突出,
对环境的影响	排污中含 PO_4^{3-} 高, 易产生公害问题	排污中含 PO_4^{3-} 低, 对环境的影响小
管理操作	相对比较简单	要求控制的指标多, 操作管理的要求严格

表 2.21.27 四种水质不同药剂配方使用效果

配 方	原 水 水 质									浓缩 倍数	运行 pH 值	腐蚀率 (mm/ a)	年污垢 热阻 ($\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$ /W)
	电导率 ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	总硬度 CaCO_3 计 mg/L	总碱度 CaCO_3 计 mg/L	Mg^{2+} (mg/L)	Ca^{2+} (mg/L)	Cl^- (mg/L)	SiO_2 (mg/L)	pH 值	总溶解 固体 (mg/L)				
1.六偏磷酸钠:聚丙烯酸钠:MBT=5.5:10:1	626.5	115.0	143.0	22.75	92.25	34.0	7.20	8.2	263.5	2	9.0~ 9.3	0.07	2.35×10^{-4}
2.六偏磷酸钠:HEDP:聚丙烯酸钠=6:3:8	1135	263.5	422.5	44.37	219.13	97.48	27.5	7.6	69.96	15	<9.0	0.10	2.96×10^{-4}
3.六偏磷酸钠:HEDP:聚丙烯酸钠=4:2:10	540	142.9	258.0	31.68	111.22	31.71	59.84	7.9	34.28	2.5	<9.0	0.02	3.02×10^{-4}
4.HEDP:PMA=6:2		100.0	80.0	25.0	75.0	10.0	7.0	8.0	150	2	不必 调整	0.10	

注:腐蚀率指换热器。

表 2.21.28 磷系配方用于循环冷却水处理的操作条件

序 号	项 目	数 值
1	pH 值	7.8~8.3
2	水温	<50 $^\circ\text{C}$
3	流速	>0.6m/s
4	总碱度	<200mg/L
5	悬浮物	控制浊度 <10
6	钙离子	从缓蚀角度不低于 30~50mg/L,从阻垢角度不高于 160mg/L
7	磷酸根	控制 pH < $\text{pH}_p + 1.5$,停留时间 $\leq 50\text{h}$
8	硅酸根	控制 Mg^{2+} (以 CaCO_3 计,mg/L) $\times \text{SiO}_2$ (mg/L) < 3500
9	氯根	对不锈钢 Cl^- < 300mg/L,对碳钢 Cl^- 可允许 400~500mg/L
10	硫酸根	控制 $\text{Ca}^{2+} \times \text{SO}_4^{2-}$ < 750000

2.21.2.6 冷却水处理试验方法

影响冷却水处理效果的因素很多,如补充水质、浓缩倍数、循环水质、流速、传热要求、冷却器的结构、温度、冷却塔的位置和环境等。因此,为了确定一个处理剂配方,需要进行试验。

(1) 静态阻垢试验法 根据《中国石油化工总公司冷却水分析和试验方法》,可用碳酸钙、磷酸钙和锌盐沉积法评定阻垢剂性能。

① 配制含 Ca^{2+} 和 HCO_3^- 浓度均为 250mg/L 的试验水或现场水,加一定量的阻垢剂,80 $^\circ\text{C}$ 下浓缩 1.5 倍后,密闭恒温 (80 $^\circ\text{C}$) 10h,冷却后分析水中 Ca^{2+} 浓度,按下式计算阻垢率 r :

$$r = \frac{\text{Ca}_1^{2+} - \text{Ca}_2^{2+}}{\text{Ca}_0^{2+} - \text{Ca}_2^{2+}} \times 100\%$$

式中 Ca_0^{2+} ——试验前实测的 Ca^{2+} 浓度再乘以浓缩倍数;

Ca_1^{2+} ——加阻垢的试液,试验后的 Ca^{2+} 浓度;

Ca_2^{2+} ——未加阻垢剂试液 (空白对照试验) 的 Ca^{2+} 浓度。

② 配制含 Ca^{2+} 250mg/L, PO_4^{3-} 5mg/L, pH 值 9 左右 (用四磷酸钠调) 的试验水或采用现场水,加一定量的阻垢剂,80 $^\circ\text{C}$ 恒温 10h,冷却后分析水中 PO_4^{3-} 浓度,按下式计算阻垢率 r :

$$r = \frac{PO_4^{3-} - PO_4^{3-}}{PO_4^{3-} - PO_4^{3-}} \times 100\%$$

式中下标 0、1、2 分别代表试验前、后和空白的 PO_4^{3-} 浓度。

③ 配制含 Ca^{2+} 和 HCO_3^- 均为 250mg/L, 浓缩 1.5 倍后为 5mg/L 的试验水或采用现场水, 试验程序及计算公式类似。

(2) 旋转挂片失重法 旋转挂片试验是在实验室给定条件下, 用旋转挂片来评定水腐蚀程度, 评定缓蚀剂的性能, 也可以用本方法来挑选金属材质。试验装置如图 2.21.28 所示。

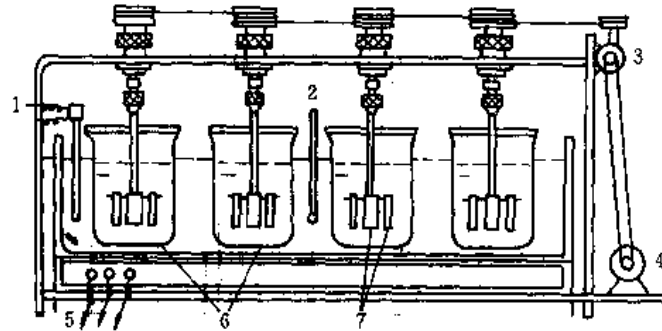


图 2.21.28 旋转挂片试验装置示意图

1—接恒温控制槽；2—玻璃温度计；3—减速器；4—电动机；

5—接 220V 电源和恒温控制器；6—试杯；7—试片

试验水质是模拟生产现场确定的浓缩倍数下的循环水质或含 Cl^- 、 HCO_3^- 、 SO_4^{2-} 均为 100mg/L 的配制水。加入缓蚀剂。水温为 $(50 \pm 1)^\circ C$, 挂片材质应与现场设备一致（一般试验时用国产 20# 优质碳钢），试验转速 45~75r/min, 一般采用 70r/min, 即旋转线速度 0.35m/s。转速过低, 会影响成膜效果; 转速过高, 会有旋涡、气泡等出现。试验时间 72h, 期间应不断补充去离子水, 使浓度恒定。结束后, 清洗挂片, 称量、镜检, 按下式计算平均腐蚀速度

$$F = \frac{C(W_1 - W_2)}{A\rho t}$$

式中 C ——计算常数, 当 F 以 $mg/(dm^2 \cdot d)$ (mdd) 为单位时, $C = 2.40 \times 10^6 \rho$; 以 mm/a 为单位时, $C = 8.76 \times 10^7$;

W_1 、 W_2 ——试片腐蚀前后的质量, g;

A ——试片暴露在冷却水中的表面积, cm^2 ;

t ——试验时间, h;

ρ ——试片材料的密度, kg/m^3 , 碳钢、紫铜、黄铜 H80、不锈钢的 ρ 分别为 7850、8920、8650、7920 kg/m^3 。

(3) 小型动态模拟试验法 动态模拟试验是一种对循环冷却系统腐蚀、结垢状况进行研究的测试方法。这种试验装置是动态的、有传热面的, 为单管或三管式热交换器, 模拟生产上冷却器的材质、壁温和水流动状态等, 是实验室内评定水稳配方和工艺条件的一种较理想的综合性测试方法, 试验数据可为中试及现场使用提供依据。动态模拟试验的参考流程如图 2.21.29。

试验用水一般模拟生产现场冷却水质进行配制, 有条件的可直接用现场水。试验管采用 $\phi 10 \times 1$ 或 $\phi 19 \times 2$ 。设计管内水流速约 1.0m/s, 热交换器入口水温为 25~45 $^\circ C$, 进出口水温差约 5 $^\circ C$, 入口水温波动为 $\pm 0.02^\circ C$, 浓缩倍数为 2~5 倍。试验周期一般 7~14d, 有的达一个月。试验结束后对试管进行剖管检查, 测定污垢热阻平均值、不同温度端的垢层厚度和点蚀数据、管及挂片的腐蚀率, 并对垢样成分进行分析。综合判断循环冷却水的腐蚀和结垢倾向。

动态模拟试验一般要根据旋转挂片、动态污垢监测等对配方筛选的初步结果, 选择几种配方和工艺条件的试验与空白（不加药）试验进行对比, 以便找出最经济合理的配方。因此, 往往需要进行多轮动态模拟试验, 为节省试验时间, 有的动态模拟试验装置往往设计成两套或四套并联, 可在一轮试验中得出两组或四组数据。

$$K = 2 \frac{GC_p(t_2 - t_1)}{A[(T_1 - t_2) + (T_2 - t_1)]}$$

式中 G ——通过试管的循环水重量流率, kg/h;

C_p ——循环水在运行条件下的定压比热, kJ/(kg·°C);

A ——换热器的有效传热面积, m²;

T_1 、 T_2 ——热介质进出换热器的温度, °C;

t_1 、 t_2 ——循环水进出换热器的温度, °C。

③ 污垢热阻 R_f

$$R_f = \frac{1}{K_t} - \frac{1}{K_0}, \quad R = \frac{1}{K_{\text{末}}} - \frac{1}{K_0}$$

式中 K_t ——测定时刻的传热系数, kJ/(m²·h·°C);

K_0 ——初始运转时测定的传热系数, kJ/(m²·h·°C);

$K_{\text{末}}$ ——试验结束时测定的传热系数, kJ/(m²·h·°C)。

评价指标见表 2.21.29。

表 2.21.29 评价指标

项 目	评价内容	模拟试验 指 标	中型试验 指 标	现场监测 试验指标	评价级别
腐蚀控制 ^①	平均腐蚀速度/mdd ^② (mm/a)	0~6 (0~0.028)	0~8 (0~0.037)	0~10 (0~0.046)	很好
	平均腐蚀速度/mdd (mm/a)	6~12 (0.028 ~0.056)	8~15 (0.037 ~0.070)	10~20 (0.046 ~0.093)	好
	平均腐蚀速度/mdd (mm/a)	12~15 (0.056 ~0.070)	15~20 (0.070 ~0.093)	20~25 (0.093 ~0.116)	可以允许
污垢附着控制 ^①	粘附速度/mcm ^③ 极限污垢热阻值 $10^{-4} \times \text{m}^2 \text{h}^\circ\text{C}/\text{kcal}$ ($10^{-4} \times \text{m}^2 \text{K}/\text{W}$)	0~6 0~1.0 (0~0.86)	0~10 0~1.5 (0~1.29)	0~15 0~2.0 (0~1.72)	很好
	粘附速度/mcm 极限污垢热阻值 $10^{-4} \times \text{m}^2 \text{h}^\circ\text{C}/\text{kcal}$ ($10^{-4} \times \text{m}^2 \text{K}/\text{W}$)	6~15 1.0~2.0 (0.86~1.72)	10~20 1.5~3.0 (1.29~2.58)	15~30 2.0~4.0 (1.72~3.44)	好
	粘附速度/mcm 极限污垢热阻值 $10^{-4} \times \text{m}^2 \text{h}^\circ\text{C}/\text{kcal}$ ($10^{-4} \times \text{m}^2 \text{K}/\text{W}$)	15~20 2.0~3.0 (1.72~2.58)	20~30 3.0~4.5 (2.58~3.87)	30~40 4.0~6.0 (3.44~5.16)	可以允许
细菌控制	异养菌总数/(10 ⁴ 个/ml)	1~10	1~10	1~10	很好
	异养菌总数/(10 ⁴ 个/ml)	10~50	10~50	10~50	好
	异养菌总数/(10 ⁴ 个/ml)	50~100	50~100	50~100	可以允许

① 表示碳钢传热面上如有坑蚀, 则腐蚀评价应降低一级;

② mdd 为 mg/(dm²·d);

③ mcm 为 mg/(cm²·30d)。

3 污泥处理与处置

污泥是水处理过程的副产物，包括筛余物、沉泥、浮渣和剩余污泥等。污泥体积约占处理水量的 0.3%~0.5% 左右，如水进行深度处理，污泥量还可能增加 0.5~1 倍。污泥处理的目的有：①确保水处理的效果，防止二次污染；②使容易腐化发臭的有机物稳定化；③使有毒有害物质得到妥善处理或利用；④使有用物质得到综合利用，变害为利。总之，污泥处理和处置的目的是减量、稳定、无害化及综合利用。脱除污泥水分，缩小污泥体积的方法主要有浓缩、调理、脱水和干化；稳定污泥中有机物主要通过消化、焚烧、氧化和消毒等。对一个污水处理厂而言，污泥处理的投资约占总投资的 20%~50%，甚至 70%。

3.1 污泥特性及调理

3.1.1 含水率

污泥中水的存在形式有 3 种：①颗粒间隙中的游离水，约 70%；②毛细水，约 20%；③颗粒表面吸附水和内部结合水，约 10%。通常含水率在 85% 以上时，污泥呈流态；65%~85% 时呈塑态；低于 60% 时则呈固态。污泥含水率从 99.5% 降至 95%，其体积缩减为原污泥的 1/10。

城市污水厂污泥特性见表 3.1.1。

表 3.1.1 城市废水厂污泥的性质和数量

污泥种类	污泥量/[g/(L·d)]	含水率/%	相对密度	比阻/(S ² /g)
沉砂池泥渣	0.03(L/m ³)	60	1.5	(1.31~2.11)×10 ¹⁰ 2.80×10 ¹⁰
初沉池污泥	14~25	95~97.5	1.015~1.02	
活性污泥法污泥	7~19	96~98	1.02	
生物膜法污泥	10~21	99.2~99.6	1.005~1.008	

3.1.2 燃烧值

废水污泥尤其是剩余污泥、油泥等，含有大量可燃烧的成分，具有一定发热值。若有机成分单一，可通过有关资料直接查取该组分的氧化反应方程式及发热值。污泥中可燃组分主要是 C、H、S，如果已知有机组分各元素的含量，可根据下式来计算污泥（废液）的低位发热值 Q_{dw} (kJ/kg)：

$$Q_{dw} = 337.4C + 603.3(H - O/8) + 95.13S - 25.08P \quad (3.1.1)$$

式中 C、H、O、S、P——分别是污泥中碳、氢、氧、硫的质量百分比和污泥的含水率。

然而，污泥组成很复杂，较难确定各组分的含量。比较便利和常用的分析方法是测量 COD 值，它可以间接表征有机物的含量，与污泥的发热值存在着必然的联系。对大多数有机物而言，燃烧时每去除 1gCOD 所放出的热量平均约为 14kJ。利用这一平均值计算污泥的高位发热值所产生的最大相对误差约为 10%，在工程计算时是允许的。这样，有机污泥的低位发热量 Q_{dw} (kJ/kg) 可利用下式估算：

$$Q_{dw} = 14COD - 25.08P \quad (3.1.2)$$

式中 COD——有机污泥的 COD 值，g/kg。

一般有机污泥的热值相当于劣质煤，见表 3.1.2。

表 3.1.2 有机污泥发热量与燃料对比

污泥类别	原污泥	活性污泥	纸浆污泥	酪朊	煤	燃料油
平均热值/(kJ/kg)	18180	14750	11870	24540	20900	45020

用焚烧法处理污泥（有机废液）时，辅助燃料消耗量直接关系处理成本的高低。对于有机污泥或 COD>650g/kg 的有机废液，因热值较高（达 6300kJ/kg），如果选用适合燃用低热值污泥的流化床焚烧炉，可不加辅助燃料进行处理，大大降低其费用。

3.1.3 城市污水污泥的肥分

见表 3.1.3。

表 3.1.3 城市污水污泥的肥料成分

污泥类别	总氮/%	磷(P_2O_5)/%	钾(K_2O)/%	有机质/%	灰分/%	脂肪酸 ($[H^+]$)/($10^{-3}mol/L$)
初次沉淀污泥	2.0	1.0~3.0	0.1~0.3	50~60	50~40	16~20
消化污泥						
初沉池污泥消化后	1.6~3.44	0.55~0.77	0.24	25~30	75~70	4~5
生物膜法污泥消化后	2.8~3.14	1.03~1.98	0.11~0.79			
活性污泥	3.51~7.15	3.3~4.97	0.22~0.44	60~70		

3.1.4 污泥调理

影响污泥浓缩和脱水性能的因素主要是颗粒的大小、表面电荷水合的程度以及颗粒间的相互作用。其中污泥颗粒大小是影响污泥脱水性能的最重要的因素，污泥颗粒越小，颗粒的比表面积越大（按指数规律增大），这意味着更高的水合程度和对过滤（脱水）的更大阻力及改变污泥脱水性能要更多的化学药剂。

污泥中颗粒大多数是相互排斥而不是相互吸引的，首先是由于水合作用，有一层或几层水附于颗粒表面而阻碍了颗粒相互结合。其次，污泥颗粒一般都带负电荷，相互之间表现为排斥，造成了稳定的分散状态。

污泥调理的目的就是要克服水合作用和静电排斥作用，增大污泥颗粒，使其易于浓缩和过滤。其途径有二：一是加入混凝剂，改变颗粒表面性质，使其脱稳并凝聚起来；二是改善污泥颗粒间的结构，减小过滤阻力，使其不堵塞过滤介质（如滤布）。无机沉淀物或一定的填充料可以起这方面的作用。

常用的污泥调理方法有加药调理、淘洗、加热、冷冻等。

3.1.4.1 加药调理

加药调理就是向污泥中投加调理剂三氯化铁、三氯化铝、硫酸铝、聚合氯化铝、聚合硫酸铁、聚丙烯酰胺、石灰等。无机调理剂价廉易得，但渣量大，受 pH 值的影响大。经无机调理剂处理后污泥量增加，污泥中无机成分的比例提高，污泥的燃烧值降低；而加有机调理剂则与之相反。综合应用 2~3 种混凝剂，混合投配或依次投加，能提高效能。如石灰和三氯化铁同时使用，不但能调节 pH 值，而且由于石灰和污水中的重碳酸盐生成的碳酸钙能形成颗粒结构而增加了污泥的孔隙率。

调理剂投量范围很大，因此在特定的情况下，最好通过试验确定最佳剂量。在最佳投量下，污泥的比阻和毛细管吸水时间（CST）最小。

一般情况下，对于城市污水处理厂污泥，三氯化铁投加量为 5%~10%；消石灰投加量为 20%~40%；聚合氯化铝和聚合硫酸铁为 1%~3%；硫酸亚铁为 10%~15%；阳离子聚丙烯酰胺为 0.1%~0.3%。

除了污泥性质和调理剂种类以外，影响调理效果的因素主要是温度、pH 值、调理剂浓度、各种调理剂的投加顺序等。

3.1.4.2 加热调理

污泥在一定压力（1~1.5MPa）下短时间（1~2h）加热（160~200℃），使污泥固体凝结，破坏凝胶体结构，降低污泥颗粒与水的亲合力，而且污泥也被消毒，臭味几乎消除。加热调理可用于各种混合的有机废水污泥，包括难以处理的剩余活性污泥。加热调理后的污泥，经浓缩即可使含水率降低到 80%~87%，再经机械脱水，泥饼含水率可降低到 30%~45%，泥饼体积是浓缩-机械脱水法泥饼的 1/4 以下，污泥中的致病微生物与寄生虫卵可以完全杀死。加热调理的主要缺点是分离液（澄清液和滤液）的 BOD₅ 和 COD 都很高，虽然流量很小，但回流处理时要增加污水处理构筑物的负荷，且能耗较高。

加热调理与湿式氧化并不相同，在湿式氧化中要通入空气以使污泥在高温下有比较深的氧化程度，而加热调理并不要求氧化有机物。

冷冻调理与加热调理一样，也可以改变有机污泥的胶体结构，提高脱水性能。

3.1.4.3 淘洗

淘洗是将固体或固液混合物与液体完全混合，使某些组分转移到液体中。典型的例子是将消化污泥在加药调理以前进行洗涤，以除去可能消耗大量调理剂的某些可溶性有机和无机组分。一般情况下，经淘洗后，调理剂的消耗量可减小 50%~80%。淘洗可除去消化污泥中的重碳酸盐碱度，同时洗去部分小颗粒。淘洗过程包括用淘洗水（二次沉淀池出水或河水）稀释污泥、搅拌、沉淀分离、撇除上清液。淘洗液中 BOD、COD

和SS都很高(达2000mg/L以上),必须回流到废水处理系统去处理。通常,淘洗污泥的费用超过由于降低调理剂所节省的费用。因此现在不提倡采用这种方法。

3.2 污泥浓缩

浓缩目的是降低污泥含水率,减少污泥体积,以利于后续处理与利用。

3.2.1 各种浓缩方法的特点比较

选择污泥浓缩方法时,除考虑方法本身特点外,还应考虑污泥本身性质、来源和最终处置方法等。常用浓缩方法的特点见表3.2.1。

表 3.2.1 常用污泥浓缩方法及比较

浓缩方法	优 点	缺 点	适用范围
重力浓缩法	贮泥能力强;动力消耗小;运行费用低;操作简便	占地面积较大;浓缩效果较差,浓缩后污泥含水率高;易发酵产生臭气	主要用于浓缩初沉污泥;初沉污泥和剩余活性污泥的混合污泥
气浮浓缩法	占地面积小;浓缩效果较好,浓缩后污泥含水率较低;能同时去除油脂,臭气较少	占地面积、运行费用小于重力浓缩法;污泥贮存能力小于重力浓缩法;动力消耗、操作要求高于重力浓缩法	主要用于浓缩初沉污泥;初沉污泥和剩余活性污泥的混合污泥 特别适用于浓缩过程中易发生污泥膨胀、易发酵的剩余活性污泥和生物膜法污泥
离心浓缩法	占地面积很小;处理能力大;浓缩后污泥含水率低;全封闭,无臭气发生	专用离心机价格高;电耗是气浮法的10倍;操作管理要求高	目前主要用于难以浓缩的剩余活性污泥和场地小,卫生要求高,浓缩后污泥含水率很低的场合

3.2.2 重力浓缩法

3.2.2.1 设计要点

(1) 小型污水处理厂采用方形或圆形间歇浓缩池;大、中型污水处理厂采用竖流式和辐流式连续浓缩池。

(2) 间歇浓缩池的主要设计参数是水力停留时间,停留时间由试验确定。时间过短,浓缩效果差;过长会造成污泥厌氧发酵。无试验数据时,可按12~24h设计。当以浓缩后的湿污泥作肥料时,污泥浓缩和贮存可采用方或圆形湿污泥池,有效水深采用1~1.5m,池底坡0.01,坡向一端。

(3) 连续式浓缩池的主要设计参数有:固体通量和水力负荷(无试验资料时,可参考表3.2.2)。有效水深采用4m,竖流式有效水深按沉淀部分的上升流速不大于0.1mm/s进行复核。池容积按浓缩10~16h核算。当采用定期排泥时,两次排泥间隔可取8h。

(4) 浓缩池的上清液应回送初沉池或调节池重新处理。

表 3.2.2 污泥重力浓缩池固体负荷及浓缩前后的污泥浓度

污 泥 类 型	污泥含固量/%		固体通量/ [(kg/(m ² ·h)]
	浓缩前	浓缩后	
1. 单一污泥			
初沉池污泥(PRI)	2~7	5~10	3.92~5.88
生物滤池污泥(TF)	1~4	3~6	1.47~1.96
生物转盘污泥(RBC)	1~3.5	2~5	1.47~1.96
剩余活性污泥(WAS)			
普通曝气法	0.5~1.5	2~3	0.49~1.47
纯氧曝气法	0.5~1.5	2~3	0.49~1.47
延时曝气法	0.2~1.0	2~3	0.98~1.47
消化后的初沉池污泥	8	12	4.9

续表

污泥类型	污泥含固量/%		固体通量/ [$\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$]
	浓缩前	浓缩后	
2. 热处理污泥			
PRI	3~6	12~15	7.84~10.29
PRI + WAS	3~6	8~15	5.88~8.82
WAS	0.5~1.5	6~10	4.41~5.88
3. 其他污泥			
PRI + WAS	0.5~1.5	4~6	0.98~2.94
PRI + TF	2.5~4.0	4~7	1.47~3.43
PRI + RBC	2~6	5~9	2.45~3.92
WAS + TF	2~6	5~8	1.96~3.43
	0.5~2.5	2~4	0.49~1.47
4. 厌氧消化污泥			
PRI + WAS	4	8	2.94

3.2.2.2 设计计算

(1) 浓缩池表面积 选定固体通量, 计算浓缩池表面积 F_s' , 与用水力负荷计算的浓缩池表面积 F_w' 进行比较, 取其大者。

① 按固体通量计算浓缩池表面积 F_s' (m^2):

$$F_s' = \frac{Qw}{q_s} \quad (3.2.1)$$

式中 Q ——污泥量, m^3/d ;

w ——污泥含固量, kg/m^3 ;

q_s ——选定的固体通量, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。

② 按水力负荷计算浓缩池表面积 F_w' (m^2):

$$F_w' = Q/q_w \quad (3.2.2)$$

式中 q_w ——水力负荷, $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。在 F_s' 和 F_w' 中取大者作为下步计算值。

(2) 浓缩池有效池容和停留时间 根据 (1) 确定的池面积 F , 计算浓缩池的有效容积 W , 根据 W 复核污泥在池中停留时间 t' 。

① 计算有效池容 W' (m^3):

$$W' = Fh_2 \quad (3.2.3)$$

式中 h_2 ——有效水深, m 。

② 复核停留时间 t' (h):

$$t' = W'/Q \quad (3.2.4)$$

若 $t' > 10 \sim 16\text{h}$, 则修定固体通量, 重新计算上述各值。最终确定浓缩池设计表面积 F 、有效池容 W 和停留时间 t 。

3.2.2.3 典型构筑物

连续流重力浓缩池的基本构造见图 3.2.1。

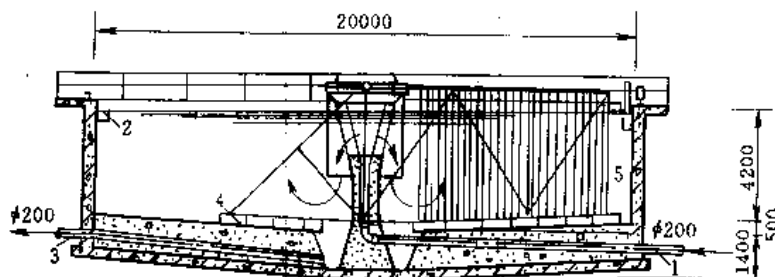


图 3.2.1 连续流重力浓缩池基本构造图

1—中心进泥管; 2—上清液溢流堰; 3—排泥管; 4—刮泥机; 5—搅动栅

其基本工况为：污泥由中心进泥管1连续进泥，浓缩污泥通过刮泥机4刮到污泥斗中，并从排泥管3排出，澄清水由溢流堰溢出。该连续流重力浓缩池的特点是，装有与刮泥机一起转动的垂直搅拌栅，能使浓缩效果提高20%以上。因为搅拌栅通过缓慢旋转（圆周速度 $2\sim 20\text{cm/s}$ ），可形成微小涡流，有助于颗粒间的凝聚，并可造成空穴，破坏污泥网状结构，促使污泥颗粒间的空隙水与气泡逸出。

间歇式重力浓缩池的基本构造见图3.2.2。

3.2.2.4 运行管理

在浓缩池的运行管理中，应经常对浓缩效果进行评价，并随时予以调节。浓缩效果通常用浓缩比（排泥浓度/入流污泥浓度）、固体回收率（浓缩到排泥中的固体/入流总固体）和分离率（上清液量/入流污泥量）三个指标进行综合评价。一般来说，浓缩初沉污泥时，浓缩比应大于2，固体回收率应大于90%；浓缩活性污泥与初沉污泥组成的混合污泥时，浓缩比应大于2，分离率应大于85%。如果某一指标低于以上数值，应分析原因，检查进泥量是否合适，控制的 q_s 是否合理，浓缩效果是否受到了温度等因素的影响。

(1) 浓缩池的日常维护管理 包括以下内容。①及时清除池面浮渣。②保证入流污泥混合均匀，防止因混合不均而出现密度异重流，降低浓缩效果。③当水温较高或者生化系统发生污泥膨胀时，浓缩池污泥也会上浮和膨胀，此时可向池中加入氧化剂（ Cl_2 、 KMnO_4 、 O_3 、 H_2O_2 等），抑制微生物活动。④在浓缩池入流污泥中加入部分二沉池出水，可以防止污泥厌氧上浮，提高浓缩效果，同时还能适当降低恶臭程度。⑤浓缩池较长时间没排泥时，应先排空清池，严禁直接开启污泥浓缩机。⑥在寒冷地区的冬季，浓缩池面会出现结冰现象。此时应先破冰并使之熔化，再开启污泥浓缩机。⑦应定期检查上清液溢流堰的平整度，如不平整或被泥块堵塞应予以调节，否则导致池内流态不均匀，产生短路现象，降低浓缩效果。⑧应定期（每隔半年）排空彻底检查是否积泥或积砂，并对水下部件予以防腐处理。

(2) 异常现象分析与对策

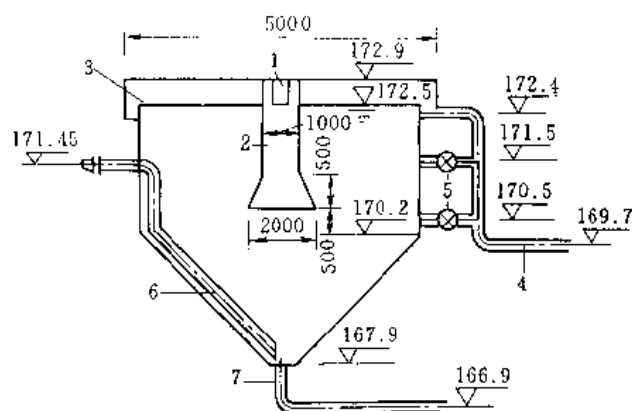
现象一：污泥上浮，液面有小气泡逸出，且浮渣量增多。其可能原因及解决对策如下：①集泥不及时，可适当提高浓缩机转速；②排泥不及时，排泥量太小或排泥历时太短，应加强运行调度，做到及时排泥；③进泥量太小，污泥在池内停留时间太长，导致污泥厌氧上浮，可通过投加氧化剂来解决，或者减少投运池数，增加每池的进泥量；④由于初沉池排泥不及时，污泥在初沉池内已经腐败，此时应加强初沉池的排泥操作。

现象二：排泥浓度太低，浓缩比太小。其可能原因及解决对策如下：①进泥量太大， q_s 超过浓缩池的浓缩能力，应降低入流污泥量；②排泥太快，排泥速率超过浓缩速率，导致排泥中含有一些未完成浓缩的污泥，应降低排泥速率；③浓缩池发生短流，溢流板不平整，进泥口深度不合适，入流挡板或导流筒脱落，温度和入流浓度突变或冲击进泥，均可导致短流，应根据不同原因予以处理。

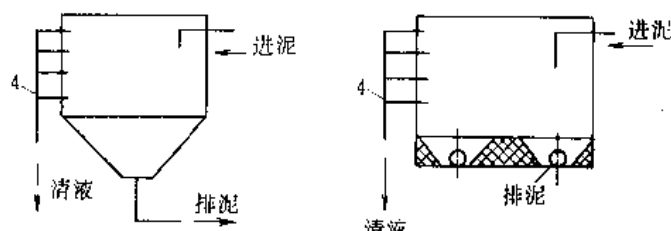
3.2.3 气浮浓缩法

3.2.3.1 气浮浓缩系统及设计要点

常用气浮浓缩系统是出水部分回流加压溶气气浮流程，参见2.7。



(a) 带中心管间歇式浓缩池



(b) 不带中心管间歇式浓缩池

图 3.2.2 间歇式重力浓缩池

1—污泥入流槽；2—中心筒；3—上清液溢流管；
4—上清液排出管；5—闸门；6—污泥泵吸泥管；7—排泥管

① 处理能力与池形、池数。处理能力小于 $100\text{m}^3/\text{h}$ 时, 多采用矩形钢筋混凝土池, $L:B=(3\sim4):1$, $B\geq 0.3\text{m}$ 时, 有效水深为 $3\sim4\text{m}$, 水平流速一般为 $4\sim10\text{mm}/\text{s}$ 。处理能力大于 $100\sim1000\text{m}^3/\text{h}$ 时, 多采用辐流钢筋混凝土池。单池处理能力不应大于 $1000\text{m}^3/\text{h}$ 。

② 系统的进泥量须能调节, 当为活性污泥时, 其进泥浓度不应超过 $5\text{g}/\text{L}$, 即含水率为 99.5% 。

③ 投加混凝剂时, 其投加量一般为污泥干重的 $2\%\sim3\%$, 混凝反应时间一般不小于 $5\sim10\text{min}$, 投加点一般在回流与进泥的混合点处。池容应按停留 2h 进行校核。

④ 浮渣层厚度一般应控制为 $0.15\sim0.3$, 利用出水堰板进行调节。刮渣机运行速度一般采用 $0.5\text{m}/\text{min}$, 并应可调。刮出的泥渣因含有空气, 其起始密度一般为 $700\text{kg}/\text{m}^3$, 需贮存几小时后才恢复正常, 若立即抽送, 则应选用不会产生气堵的柱塞泵或离心泵。沉泥一般按进泥量的 $1/3$ 计算, 刮泥机的设计参见 2.4。

⑤ 设计参数。设计前进行必要的试验, 无试验资料时可采用下列参数:

加压溶气的气固比 (A/S) 一般采用 $0.01\sim0.04\text{kg}$ 气体/ kg 固体; $40\sim80\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{d})$; 溶气压力 $0.3\sim0.5\text{MPa}$; 效率取 $50\%\sim90\%$; 溶气罐高径比常用 $2\sim4$ 。固体负荷 q_s 及水力负荷 q_w 见表 3.2.3 和表 3.2.4。

表 3.2.3 气浮池固体负荷

污泥种类	固体负荷 $q_s/[\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{d})]$	污泥种类	固体负荷 $q_s/[\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{d})]$
活性污泥	25~75	50%初沉池污泥+50%沉淀后的活性污泥	100~200
沉淀后的活性污泥	50~100	初沉池污泥	~260
纯氧曝气活性污泥	60~150		

注: $\text{SVI}=100$ 。

表 3.2.4 气浮池固体负、水力负荷与混凝剂的关系

污泥种类	混凝剂 (%)	固体负荷 q_s [$\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$]	水力负荷 q_w ($\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{h}$)	气浮后污泥含水率 (%)
活性污泥	不投加	1.0~3.6	1.8~5.0	95~97
活性污泥	PHP2~3	1.5~7.2	2.7~10	94~96

3.2.3.2 计算公式

(1) 理论上的空气释放量和实际所需空气量

$$A = \gamma C_s \left(f \frac{P}{1.013 \times 10^5} - 1 \right) \frac{R}{1000} \quad (3.2.5)$$

式中 A ——大气压时释放的空气量, kg/d ;

C_s ——在一定温度和常压下, 空气在水中的饱和溶解度 (见表 3.2.5), ml/L ;

R ——压力水回流量, m^3/d ;

P ——溶气罐操作压力 (表压), Pa , 一般 $(2\sim4) \times 10^5 \text{Pa}$;

γ ——空气容重, g/L ;

f ——空气溶解效率, 当溶气时间为 $2\sim3\text{min}$ 时, 对填料罐, $f=0.9$, 空罐 $f=0.50$ 。

实际所需空气量一般应为 $2A$ 。

表 3.2.5 常压下空气在水中的饱和溶解度及容重

温度/ $^{\circ}\text{C}$	溶解度/ (L/L)	容重/ (g/L)	空气在水中的溶解常数	温度/ $^{\circ}\text{C}$	溶解度/ (L/L)	容重/ (g/L)	空气在水中的溶解常数
0	0.0288	1.252	0.038	30	0.0161	1.127	0.021
10	0.0221	1.206	0.029	40	0.0142	1.092	0.018
20	0.0187	1.164	0.024				

(2) 气浮的干污泥量 S (kg/d)

$$S = QS_s \quad (3.2.6)$$

式中 Q ——气浮的污泥处理量, m^3/d ;

S_s ——入池的污泥浓度, g/L 。

(3) 压力水回流量 R (m^3/d)

$$R = 1000 \frac{QS_a \left(\frac{A}{S} \right)}{\gamma C_s \left(f \frac{P}{1.013 \times 10^5} - 1 \right)} \quad (3.2.7)$$

(4) 气浮池面积 F (m^2)

$$F = S/q_s \quad (3.2.8)$$

(5) 溶气罐体积

$$V' = Rt_{\text{停}}/1440 \quad (3.2.9)$$

式中 $t_{\text{停}}$ ——溶气水在溶气罐中的停留时间, min, 一般取 2~3min。

(6) 按水力负荷校核

$$F = (Q + R)/q_w \quad (3.2.10)$$

(7) 按气浮池停留时间校核

$$T = V/(Q + R) \quad (3.2.11)$$

式中 V ——气浮池的有效体积, m^3 。

3.2.3.3 气浮浓缩系统的操作管理

(1) 进泥量的控制 如进泥量过大, 超过了系统浓缩能力, 则排泥浓度将降低; 反之, 进泥量过小, 则浪费浓缩能力, 相当于增加单位处理量的能耗。进泥量 (Q) 可根据实测进泥浓度 (S_a) 按下式核算:

$$Q = q_s F/S_a \quad (3.2.12)$$

(2) 空气量和 A/S 值的控制 空气量控制影响排泥含固量。空气量是按气固比 A/S 设计的, 空气不足, 溶气量下降, 将导致 A/S 下降。空气量过高, 能耗增加。一般 A/S 越大, 排泥含固量越高。浓缩活性污泥时, A/S 参考值是以活性污泥 $SVI = 100$ 为前提 (表 3.2.6)。当 $SVI > 200$ 时, 即使 $A/S > 0.04$, 排泥中固体含量将明显降低。此时应从污水处理系统寻找原因或投加混凝剂。

表 3.2.6 $SVI = 100$ 时 A/S 与排泥含固量的关系

气固比 A/S	0.01	0.015	0.020	0.025	0.03	0.04
含固量/%	1.5	2.0	2.8	3.3	3.8	4.5

实际所需空气量 (A'), 可根据下式校核。

$$A' = QS_a(A/S)/\gamma \quad (3.2.13)$$

(3) 刮泥控制 刮泥周期过短, 不能形成一定厚度的稳定污泥层, 排泥含水率过高; 过长, 污泥层过厚, 分离液含固量过高。刮泥周期由上浮污泥层厚度确定, 一般污泥层厚度达到 200~400mm 之间时, 即开始刮泥。刮泥机的刮泥速度控制在 0.5mm/min 以内, 刮泥板插入深度控制在泥层厚度的 60%~70% 为宜。气浮原理与固相表面性质相关, 入流污泥中部分亲水性无机成分将留在池底。如初沉池污泥、不设初沉池的延时曝气生化处理污泥等, 池底沉积污泥可达到 30%~35% 之多。因此, 池底亦应设刮泥机或排泥管。

3.2.4 离心浓缩法

离心浓缩法主要用于浓缩剩余活性污泥等难脱水污泥或场地狭小的场合。

适于污水处理污泥浓缩的离心机主要是连续式卧式圆锥型和圆筒型离心机、间歇式离心机。其次是盘式和筛式离心机。一般, 后者主要是为胶体颗粒等物料研制的, 并不太适用于污水处理污泥的浓缩。卧式圆锥型和圆筒型离心机原理相同, 前者在结构上除了具有圆筒型离心机的转筒以外, 其他方面完全一致。圆锥型离心机分离室为圆锥形, 在分离室内, 液体越接近澄清液排出口, 离心力越大, 浓缩脱水效果更好。间歇式离心机主要用于少量污泥和回收物料的浓缩。

离心浓缩的最大不足是能耗高, 一般达到同样的浓缩效果, 其电耗为气浮法的 10 倍。

离心浓缩的主要参数有: 入流污泥浓度、排出污泥含固量、固体回收率、高分子聚合物的投加量等。离心浓缩和脱水的设计工作很困难, 通常以参考相似工程实例更可靠。表 3.2.7 列出了离心机的运行参数, 可供参考。

表 3.2.7 离心机用于污泥浓缩的运行参数

污泥种类	入流污泥含固量 (%)	排泥含固量 (%)	高分子聚合物投加量 (g/kg 干污泥)	固体物质回收率 (%)	离心机类型
剩余活性污泥	0.5~1.5	8~10	0;0.5~1.5	85~90;90~95	轴筒式
厌氧消化污泥	1~3	8~10	0;0.5~1.5	80~90;90~95	
普通生物滤池污泥	2~3	8~9;9~10	0;0.75~1.5	90~95;95~97	
厌氧消化的初沉污泥		8~9	0	95~97	
与生物滤池的混合污泥	2~3	7~9	0.75~1.5	94~97	
剩余活性污泥	0.75~1.0	5.0~5.5	0	90	转盘式
剩余活性污泥	—	4.0	0	80	
剩余活性污泥 (经粗滤以后)	0.7	5.0~7.0	0	93~87	
剩余活性污泥 (经粗滤以后)	0.7	6.1	0	97~80	
剩余活性污泥	0.7	9~10	0	90~70	
					篮式

离心机型号规格可参考有关手册和产品说明书。

3.3 污泥消化

3.3.1 作用

高浓度有机污泥通过厌氧或好氧消化,污泥中的挥发性固体变为稳定的腐殖质,同时减少污泥体积60%左右,并改善污泥性状,控制致病微生物,为污泥的后续处理做好准备。经济的污泥处理系统是:厌氧消化处理初沉池污泥;好氧消化处理剩余活性污泥。好氧消化与厌氧消化的工艺分别参见2.17~2.19。

3.3.2 厌氧和好氧消化的比较(见表3.3.1)

表 3.3.1 污泥厌氧或好氧消化的比较

消化方法	优 点	缺 点	适用条件
厌氧	1. 不需曝气,运行能耗和费用低 2. 可获得部分能源(沼气)	1. 易产生臭气 2. 管理水平要求较高	废水处理厂,规模不限 多采用中温消化
好氧	1. 中小规模时,投资少、上清液中BOD、SS、NH ₄ -N均低于厌氧消化,操作管理简便 2. 消化池中不加温,不产生臭气	1. 供氧消耗的能量大,运行费用高 2. 消化污泥脱水性能差,有机物分解率较低	中小规模废水处理厂,特别适用于无初沉池的好氧生物污水处理厂

3.3.3 中温厌氧消化

3.3.3.1 设计要点及参数

(1) 消化池的形式 有圆柱形、龟甲形和椭圆形,多采用圆柱形。池顶盖有浮动式或固定式,多采用固定式盖。

(2) 分级消化 两级消化总池容比单级消化小,上清液含固量、总热耗量较少。一级池中加热、搅拌、集气;二级池中集气、滗水,不再加热。

(3) 温度和时间 温度33~35℃,消化时间一般为25~30天。两级消化停留时间比值可采用1:1、2:1或3:2,一般采用2:1。

(4) 污泥浓度和消化分解率 污泥含固量采用3%~4%,最大10%~12%。消化分解率40%~50%。两级消化后污泥含水率约92%。

(5) 消化池尺寸 池直径一般为6~35m。总高与直径之比取0.8~1.0,内径与圆柱高之比取2:1。底坡取*i*=8‰。池顶部距污泥面的高度大于1.5m。顶部的集气罩直径取2m,高度为1~2m。池位:保证一级消化池污泥能自流入二级消化池;池底宜高于地下水位。

(6) 消化池构造 采用水密、气密、抗腐蚀良好的钢筋混凝土结构。设进、出泥管, 上清液排出管(可在不同高程处设几个, 最小直径 75mm), 溢流管(最小直径 200mm), 循环搅拌管, 沼气出气管, 排空管(可与出泥管合并), 取样管(至少池中和池边各设取样管 1 根, 伸入最低泥位下 0.5m, 最小管径 100mm), 人孔(2 个, 直径 0.7m), 测压管, 测温管等。一般进泥口布置在池中泥位以上, 其位置、数量和形式应有利于搅拌均匀、破碎浮渣。污泥管的最小直径为 150mm, 管材应耐腐或作防腐处理, 并应配备管道清洗设备。

池周壁和池盖需采取保温措施。可采用覆土保温方法, 以降低工程造价, 有条件时, 池底应建于地下水水位以上, 以减少热损耗。

(7) 消化池的搅拌 一般有沼气循环搅拌、污泥泵循环搅拌、机械搅拌和联合搅拌几种方式, 见表 3.3.2 和图 3.3.1~图 3.3.7。搅拌设备应能在 2~5h 内至少将全池污泥搅拌 1 次。

表 3.3.2 常用搅拌方式的比较

搅拌方式	优点	缺点	适用范围
沼气循环	① 无搅拌装置, 能耗省, 搅拌效果好, 3~6 次/天, 5~10 分钟/次 ② 促进厌氧分解, 缩短消化周期	需特制压缩机, 保证绝不吸入空气	各种消化池
污泥泵循环	① 设备简单, 能耗省, 搅拌效果好, ② 运行可靠, 3~6 次/天, 5~10 分钟/次	需专门设计射流器	小型消化池
机械搅拌	① 效率低, 能耗较大 ② 设备易附着浮渣及纤维	机械传动部分易磨损, 轴承气密性难解决	各种消化池

① 气提泵式(见图 3.3.1)。这种搅拌装置按气体提升泵设计, 其中压缩气体出口的浸没深度一般应大于提升高度。压缩机的气量按导流筒内提升污泥量的 2~3 倍设计。为了同时进行污泥循环加热, 导流筒壁有时设计为双层夹套式换热器, 夹套之间流动热水。有时将加热与沼气搅拌装置置于池外, 以方便检修图 3.3.2。

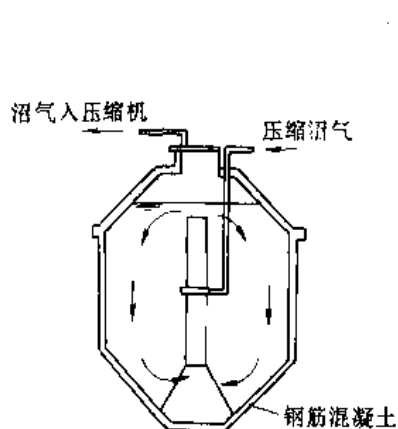


图 3.3.1 气体提升泵式搅拌机

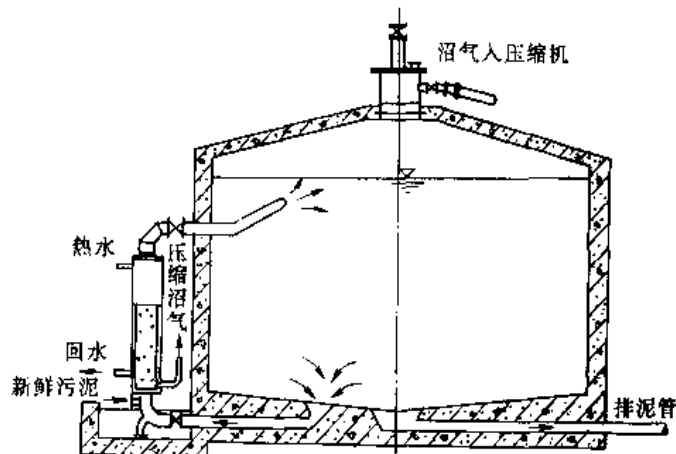


图 3.3.2 混合式沼气搅拌（池外加热）

② 多路曝气管式（气通式）(见图 3.3.3)。压缩的沼气通过配气总管, 通向各根曝气立管, 每根立管按通过的气体流速为 7~15m/s 配管。其单位用气量通常取 5~7L/(m³ 池·min)。管口延伸到距池底 1~2m 的同一平面上, 或在池壁与池底连接面上。

有的将压缩沼气通过配气选择器通向各根曝气管, 按预先选定的时间间隔, 依次接通各根曝气管, 进行逐点搅拌。见图 3.3.4。

③ 气体扩散式(见图 3.3.5)。供气量按平均 0.8m³/(m²·h) 或 10~20m³/(m 圆周长·h) 计算。

沼气搅拌用压缩机的功率, 可按 5~8W/m³ 池或按速度梯度 50~80s⁻¹ 计算。

④ 泵搅拌。用泵将消化池底的污泥抽出, 加压后送至浮渣表面或池中不同部位, 进行循环搅拌。常与投加新鲜污泥、污泥池外加热合并进行。适用于小型消化池或作为其他搅拌方式的补充方法。

⑤ 机械搅拌。在导流筒中安装螺旋桨式搅拌机, 见图 3.3.6。当桨旋转时, 不断将管内污泥提升到泥面, 造成循环。

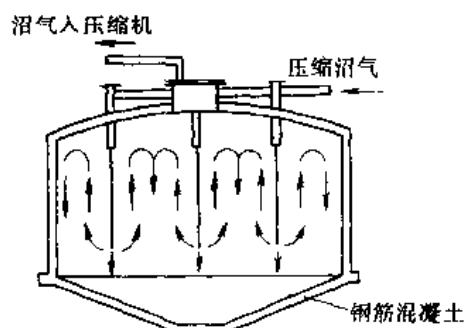


图 3.3.3 多路曝气管式（气通式）

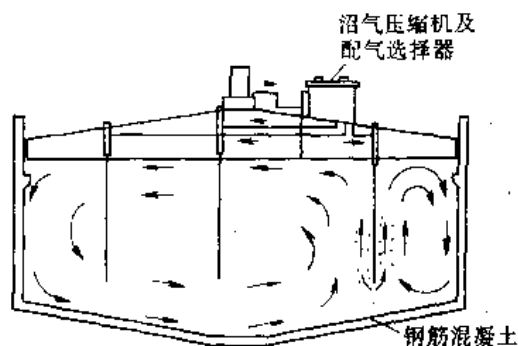


图 3.3.4 多路曝气管式（气通式带配气选择器）

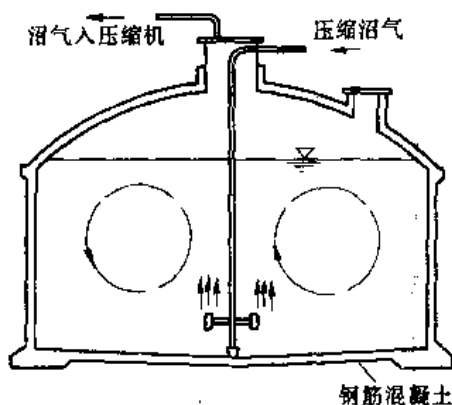


图 3.3.5 气体扩散式

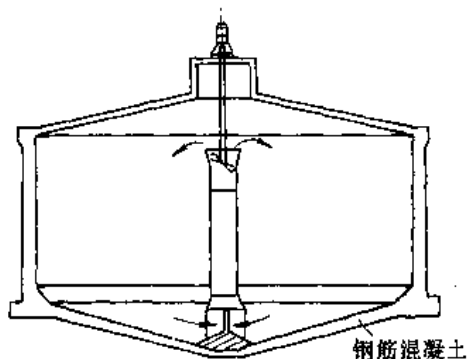


图 3.3.6 螺旋桨式搅拌机

喷射泵式搅拌机如图 3.3.7 所示。在 15~20m 水头下，将污泥压入直径 50mm 的喷嘴，产生负压吸泥。

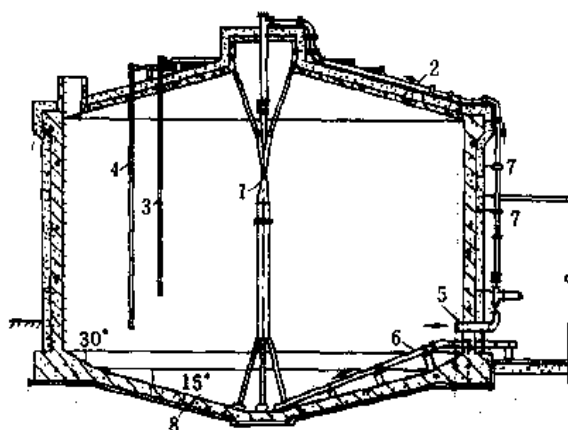


图 3.3.7 喷射泵式搅拌机

1—水射器；2—生污泥进泥管；3—蒸汽管；
4—污泥气管；5—中位管；6—熟污泥
排泥管；7—水平支架；8—消化池

压入的污泥量与吸入的污泥量之比为 1:(3~5)；混合室浸入泥面下 0.2~0.3m。喉管长度采用 0.3m，扩散室圆锥角采用 8°~15°，喷口倾角采用 20°。当池直径大于 10m 时，应设 2 个以上喷射器。

⑥ 联合搅拌。将上述各种方法配合使用，互为备用或补充。

新型反应器一般无需外加搅拌能量，利用系统本身的水力和产气实现搅拌。

(8) 消化池清扫 池底积砂应定期清扫，为此应设置清扫设备。清洗时将砂层以上的污泥抽送至另一消化池或其他贮存设备，用高压水冲洗池底积砂，用泵抽出，进行处置。冲洗水的压力应大于 0.7MPa。池顶中心工作孔最小直径 1.5m；侧墙和池底的交接处设直径 0.6~1m 的工作孔，必要时也可以利用这 2 个工作孔清除积砂。

3.3.3.2 厌氧消化的设计计算

(1) 池容积和数量 一般设两座消化池。小型池容 2500m³/座、中型池容 5000m³/座左右，大型池容大于 10000m³/座。有效池容计算式如下。

$$V = Qt \quad (3.3.1)$$

$$V_0 = V/n \quad (3.3.2)$$

式中 Q ——投入到一级或二级池的污泥量，m³/d；

t ——一级或二级池的停留时间，d；

V_0 ——每座消化池的有效容积，m³；

n ——消化池的数量,座。

(2) 加热与保温 用热水或蒸汽直接加热热效较高,设备投资省,操作简单;投加点局部过热可能影响微生物,但恢复很快。由于增加了冷凝水,池容积一般需增加5%~7%。计算式如下:

① 加热污泥所需热量 Q_1 (kJ/h)

$$Q_1 = \frac{Q}{24} (T_D - T_S) \times 4180 \quad (3.3.3)$$

式中 Q ——投入消化池的污泥量, m^3/d ;

T_D ——消化温度, $^{\circ}C$;

T_S ——入池污泥原有温度, $^{\circ}C$ 。

② 池体的耗热量 Q_2 (kJ/h)

$$Q_2 = \sum F_1 K_1 (T_D - T_A) \times 1.2 \quad (3.3.4)$$

$$K_1 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad (3.3.5)$$

式中 F_1 ——池体总散热面积, m^2 ;

T_A ——池外介质(空气或土壤)温度, $^{\circ}C$;

K_1 ——池盖、池壁和池底的总传热系数, $kJ/(m^2 \cdot h \cdot ^{\circ}C)$;

α_1 ——池内对流传热系数,污泥传到钢筋混凝土池壁为 $1256 kJ/(m^2 \cdot h \cdot ^{\circ}C)$,气体传到钢筋混凝土池壁为 $31.4 kJ/(m^2 \cdot h \cdot ^{\circ}C)$;

α_2 ——池外对流(池壁至介质)传热系数,空气介质为 $12.5 \sim 33.5 kJ/(m^2 \cdot h \cdot ^{\circ}C)$,土介质为 $2.1 \sim 6.3 kJ/(m^2 \cdot h \cdot ^{\circ}C)$;

δ ——池体各部结构层、保温层厚度;

λ ——池体各部结构层、保温层导热系数,见表 3.3.3。

表 3.3.3 常用材料的物理性能

序号	材料名称	密度/ (kg/m^3)	导热系数/ [$kJ/(m \cdot h \cdot ^{\circ}C)$]	使用温度/ $^{\circ}C$	序号	材料名称	密度/ (kg/m^3)	导热系数/ [$kJ/(m \cdot h \cdot ^{\circ}C)$]	使用温度/ $^{\circ}C$
1	建筑钢	7850	209		12	4号沥青	975	0.94	
2	钢筋混凝土	2500	5.85		13	沥青	600	0.63	
3	钢筋混凝土	2400	5.56		14	水泥珍珠岩	300~380	0.25~0.3	<800
4	混凝土	2200	4.6		15	膨胀珍珠岩	130	0.23	<800
5	土壤	1800	4.18		16	膨胀珍珠岩粉	50~80	0.13~0.17	<800
6	水泥砂浆抹面	1800	3.34		17	矿棉	120	0.21	
7	泡沫水泥	474	1.21	≤ 300	18	岩棉板	100	0.125	
8	泡沫水泥	468	1.07	≤ 300	19	岩棉毡	80	0.125	
9	泡沫水泥	229.7	0.68	≤ 300	20	聚苯乙烯泡沫	20~30	0.125	
10	加气混凝土	500	0.67		21	聚氨酯泡沫塑料	60	0.08	
11	加气混凝土	700	0.59						

③ 加热管、热交换器等的散热量 Q_3 (kJ/h)

$$Q_3 = \sum (K_2 F_2) (T_m - T_A) \times 1.2 \quad (3.3.6)$$

式中 K_2 ——加热管、蒸汽管、热交换器等的传热系数, $kJ/(m^2 \cdot h \cdot ^{\circ}C)$;

F_2 ——加热管、蒸汽管、热交换器等的表面积, m^2 ;

T_m ——锅炉出口和入口的热水温度平均值,或锅炉出口和池子入口蒸汽温度的平均值, $^{\circ}C$ 。

④ 锅炉的选用。当选用热水锅炉时,锅炉的加热面积按下式计算:

$$F_3 = (1.1 \sim 1.2) \frac{Q_{\text{max}}}{E} \quad (3.3.7)$$

式中 F_3 ——锅炉的加热面积, m^2 ;

Q_{\max} ——最大耗热量, $Q_{\max} = Q_1 + Q_2 + Q_3$, kJ/h;

E ——锅炉加热面的发热强度, kJ/(m²·h), 根据锅炉样本选用。

当选用蒸汽锅炉时, 锅炉容量按下式计算:

$$G_1 = \frac{G(I - I_1)}{I} \quad (3.3.8)$$

式中 G_1 ——锅炉蒸发量, kg/h;

G ——实际蒸发量, kg/h;

$$G = \frac{Q_{\max}}{I_2} \times (1.2 \sim 1.3) \quad (3.3.9)$$

这里, I_2 ——常压时锅炉产生蒸汽的含热量, kJ/kg; I ——饱和蒸汽的含热量, kJ/kg; I_1 ——常压时 100℃ 的水汽化热, kJ/kg; 1.2~1.3——热水供应系统的热损失系数。锅炉给水的含热量, kJ/kg。

⑤ 直接注入消化池的蒸汽量

$$G' = \frac{Q_{\max}}{I - I_D} \quad (3.3.10)$$

式中 G' ——注入消化池的蒸汽量, kJ/h;

I_D ——消化温度时的污泥含热量, kJ/kg。

池外加热用套管式泥水热交换器较好。污泥走管内, 流速 1.5~2.0m/s; 热水走管套, 流速 1~1.5m/s, 泥水逆流。因污泥和热水都是强制循环, 故传热系数较高。计算式如下:

a. 套管式泥水热交换器的长度:

$$L = \frac{Q_{\max}}{\pi D K \Delta T_m} \times 1.2 \quad (3.3.11)$$

式中 L ——套管的总长度, m;

D ——内管的外径, m;

K ——传热系数, 约 2508kJ/(m²·h·℃), 也可按下式计算:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2}} \quad (3.3.12)$$

其中, α_1 为加热体至管壁的对流传热系数, 选 12142kJ/(m²·h·℃); α_2 为管壁至被加热体的对流传热系数, 选 19679kJ/(m²·h·℃); δ_1 、 δ_2 为管壁和水垢的厚度, m; λ_1 、 λ_2 为管子和水垢的导热系数, kJ/(m²·h·℃)(钢管 λ_1 为 163~209, λ_2 为 8.4~12.5)。 ΔT_m 为对数平均温差, ℃;

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \quad (3.3.13)$$

式中 ΔT_1 ——热交换器入口的污泥温度 (T_s) 和出口的热热水温度 (T_w') 之差;

ΔT_2 ——热交换器出口的污泥温度 (T_s') 和入口的热热水温度 (T_w) 之差。

b. 污泥、热水循环量

如果污泥循环量为 Q_s (m³/h), 热水循环量为 Q_w (m³/h), T_s' 、 T_w' 可按下式计算:

$$T_s' = T_s + \frac{Q_{\max}}{Q_s \times 1000} \quad (3.3.14)$$

$$T_w' = T_w - \frac{Q_{\max}}{Q_w \times 1000} \quad (3.3.15)$$

式中 T_s ——一般取 60~90℃, ($T_w - T_w'$) 一般取 10℃;

Q_s ——污泥循环量, m³/h;

Q_w ——热水循环量, m³/h。

(3) 沼气的收集与贮存 消化池顶部的集气罩应有足够的容积, 并作防腐处理, 因沼气的含有 H₂S 和水分, 具有腐蚀性。出气口应高于最高泥面 1.5m。沼气管管径按日均产气量选定, 按高峰产气量校核, 高峰产气量约为平均值的 1.5~3 倍, 若采用沼气循环搅拌, 则计算管径时应加循环气量, 最小管径 100mm。平

均气速 5m/s, 最大气速 7~8m/s。一般用防腐蚀镀锌钢管或铸铁管。

在沼气管道的适当位置应设水封罐, 以便调整和稳定压力, 排除冷凝水, 在消化池、贮气柜、压缩机、锅炉房等构筑物间起隔绝作用。水封罐面积一般为进气管面积的 4 倍, 水封高度为 1.5 倍沼气压头。

① 沼气的产量。按分解的挥发性有机物计, 一般为 750~1100L/kg (干), 或当投入的污泥含水率为 96% 时, 沼气产量为污泥体积的 8~12 倍。

② 沼气管道气压损失按下式计算:

$$H = \frac{9.8 Q_k^2 \gamma L}{C^2 d^5} \quad (3.3.16)$$

式中 H ——沼气管道的气压损失, Pa;

L ——管道的长度, m;

d ——管径, cm;

γ ——在温度为 0℃, 压力为 0.1MPa 下气体的重度, kg/m³, 可取 0.85~1.25;

Q_k ——相当于气体容重 $\gamma = 0.6\text{kg/m}^3$ 时的气体流量, m³/h;

$$Q_k = Q_1 \sqrt{\frac{\gamma_1}{\gamma}} \quad (3.3.17)$$

式中, Q_1 为容重为 γ_1 的气体流量, m³/h; C 为摩擦系数, 与管材及管径有关, 按表 3.3.4 选用。

表 3.3.4 不同管径的 C 值

管径 d/cm	1.3	1.9	2.5	3.2	3.8	5.0	6.3	7.5	10.0	12.5	15.0	20.0
C	0.45	0.46	0.47	0.48	0.49	0.52	0.55	0.57	0.59	0.63	0.70	0.71

管道的局部损失按下式计算:

$$h = \xi \gamma_h \frac{v^2}{2g} \quad (3.3.18)$$

式中 ξ ——局部阻力系数;

γ_h ——沼气重度, kg/m³, γ_h 与空气相同为 1.229g/L;

v ——沼气流速, m/s。

③ 沼气柜。沼气柜容积可按 6~8h 的平均产气量计算, 大处理厂取小值, 小处理厂取大值。单级湿式贮气柜圆柱部分总高度 H (m) 按下式计算:

$$H = \frac{V}{0.785 D_1^2} \quad (3.3.19)$$

式中 V ——沼气柜计算容积, m³;

D_1 ——沼气柜平均直径, m。

贮气柜中的压力按下式计算:

$$P = \frac{0.124 W}{D_1^2} \left[\frac{0.1636 g_1 (H - h_1)}{D_1^2 H} + h_1 (1.293 - \gamma_1) \right] \quad (3.3.20)$$

式中 P ——沼气柜中的压力, MPa;

W ——浮盖重量, kg;

g_1 ——浮盖伸入水中的柱体部分重量, kg;

h_1 ——气柜中气体柱高, m;

γ_1 ——气体容重, kg/m³。

单级湿式气柜见图 3.3.8。高压球形罐见图 3.3.9。

(小罐 $a = 0.2\text{m}$, 大罐 $a = 0.25 \sim 0.30\text{m}$, $b = 0.4 \sim 0.6\text{m}$)

(4) 附属设施及仪表

① 污泥投配池: 池容积一般为 12h 的贮泥量, 至少设 2 个。

② 污泥泵及污泥管道: 污泥泵采用防爆电机, 最少 2 台, 按自灌方式运行设计。

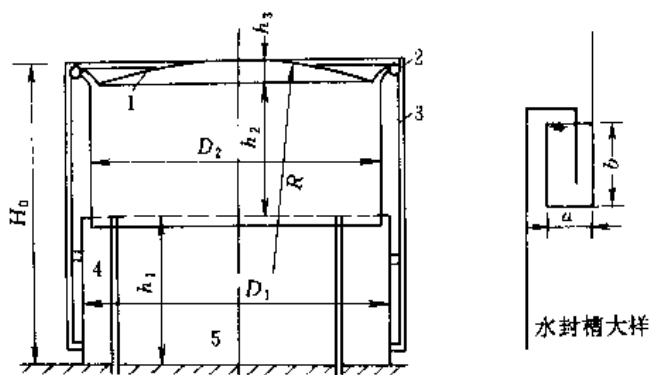


图 3.3.8 单级湿式贮气柜

1—浮盖帽；2—滑轮；3—外轨；4—导汽管；5—贮气柜

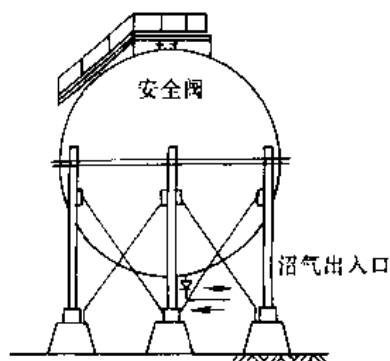


图 3.3.9 高压球形罐

③ 沼气压缩机：常用同转式鼓风机或活塞式压缩机，采用离心式鼓风机时，可不设除油装置；电动机须选用防爆电机；压缩机进出口设闸阀和水封罐消声器。

④ 消化池中设温度计、液位计、pH 计及压力计等。

3.3.3.3 消化池运行管理

(1) 控制污泥投加量。对中温消化，每日投加的固体量不应超过池内固体量的 5%。投入污泥固体含量为 2%~4%，一般间歇投加。小流量连续投加会引起泵和输泥管堵塞。

(2) 排泥量应与投泥量相当，一般采取间歇重力排泥，排泥时闸门应快速全开，避免管路被泥砂堵塞。

(3) 上清液排出量与消化污泥排量有关，应根据经验确定。运行正常时上清液中固体浓度一般为 2000~5000mg/L，最差时，也应在 1000mg/L 以下。上清液一般每天排放数次，有破浮渣设备的消化池，在排上清液前应暂停破浮渣设备的运行；并应防止池内液面下降过多，沼气进入上清液管道。

(4) 沼气产量和沼气中甲烷含量是判断消化状态的重要指标，应经常监测。排泥和上清液时，池内会形成负压，应防止空气漏入，池内气压上升时应检查安全阀和水封的工作情况。

(5) 应经常检查热交换器污泥和热水进出口的温度，发现异常应及时进行调节和维修。

(6) 注意发现异常现象，并采取对策。

厌氧消化过程易于出现酸化，即产酸量与用酸量不协调，这种现象称为欠平衡。厌氧消化作用欠平衡时可以显示出如下的症状：①消化液挥发性有机酸浓度增高；②沼气中甲烷含量降低；③消化液 pH 值下降；④沼气产量下降；⑤有机物去除率下降。诸症状中最先显示的是挥发性有机酸浓度的增高，故它是一项最有用的监视参数，有助于尽早地察觉欠平衡状态的出现。其他症状则因其显示的滞缓性，或者因其并非专一的欠平衡症状，故不如前者那样灵敏有用。

厌氧消化作用欠平衡的原因是多方面的，如：有机负荷过高；进水 pH 值过低或过高；碱度过低，缓冲能力差；有毒物质抑制；反应温度急剧波动；池内有溶解氧及氧化剂存在等。

一经检测到系统处于欠平衡状态时，就必须立即控制并加以纠正，以避免欠平衡状态进一步发展到消化作用停顿的程度。可暂时投加石灰乳以中和积累的酸，但过量石灰乳能起杀菌作用。解决欠平衡的根本办法是查明失却平衡的原因，有针对性地采取纠正措施。

3.3.3.4 沼气利用系统

(1) 一般用途 沼气无色，热值 21~25MJ/m³。主要成分为 CH₄ (55%~75%) 和 CO₂ (25%~40%)。另外还含有微量 H₂、N₂、NH₃ 和 H₂S。其中 H₂S 不仅溶于水产生氢硫酸腐蚀设备管道，同时还是一种有毒气体。H₂S 来源有两个：一是蛋白质水解后发生脱硫化氢脱氨基反应，生成 H₂S；二是污泥中的硫酸盐发生还原反应，生成 H₂S。H₂S 的含量一般为 0.005%~0.08%，当污水或污泥中含有大量粪便时，由于蛋白质大量增加，沼气中 H₂S 的含量有时会高达 1.0%。

沼气的综合利用途径很广。CH₄ 可制造 CCl₄；加氮及氧，合成氢氰酸，再经醇化及酯化，可合成有机玻璃树脂；经氧化可制取甲醛及甲醇；沼气中的 CO₂ 可用于生产纯碱或干冰。但到目前为止，沼气的主要利用途径还是在水处理厂内，包括沼气发电、驱动鼓风机或水泵，以及直接采用沼气锅炉进行污泥加热等。烧茶

炉或做饭,每人每日约需 1.5m^3 沼气,烧锅炉 1m^3 沼气可代替 1kg 煤,作汽车燃料, 1m^3 沼气相当于 0.7L 汽油。

(2) 沼气净化 沼气净化主要包括脱硫、除湿和过滤。

脱硫是去除沼气中的 H_2S ,有干法和湿法两类。干法脱硫系在脱硫塔内装填多层吸收材料,将 H_2S 吸收并脱去。有多种吸收材料,处理厂常用氧化铁。吸收材料应定期更换,更换周期取决于沼气中 H_2S 含量。沼气通过填料层的速度宜在 $0.6\text{m}/\text{min}$ 以下,接触时间大于 2min 。干法脱硫占地面积小,维护管理简单,但脱硫率一般较低。当要求较高的脱硫率时,应考虑采用湿法脱硫。湿法脱硫采用液体吸收剂,吸收剂由吸收塔顶向下喷淋,沼气自塔底送入,在塔板或填料上逆流接触,沼气中的 H_2S 被吸收。常用的吸收剂有 $2\% \sim 3\%$ 的 Na_2CO_3 溶液、稀 NaOH 溶液等。用过的废液应考虑处理或再生回用。湿法脱硫的优点是脱硫效率较高,一般在 90% 以上;但运转管理较复杂,占地面积较干法大。

沼气中带有大量水分,处于饱和状态。沼气含湿会产生以下不良影响:①水分与沼气中的 H_2S 产生氢硫酸腐蚀管道和设备;②水分凝聚在检查阀、安全阀、流量计、调节器等设备的膜片和隔膜上影响其准确性;③水分能增大管路的气流阻力;④水分能降低沼气的热值。因此,沼气输配系统中应采取除湿措施。

沼气除湿方法一般是在管道低点设凝水器。其工作原理是沼气出消化池后随着沼气温度的降低,其中的水汽凝结成水流,沿管底流入凝水器排走。因此沼气管道总体上应保持 $0.5\% \sim 1.0\%$ 的坡度。另外,沼气的流速不可太大,否则会由于挟带水汽而降低除湿效果。国内经验是沼气流速不能大于 $7\text{m}/\text{s}$,国外经验是不能大于 $3.7\text{m}/\text{s}$ 。由于沼气刚离开消化池时温降最大,凝出的水分最多,因而第一道除湿装置应尽量靠近消化池,以便将形成的冷凝水尽快排走,降低对管路的腐蚀程度。

冷凝水应定期及时排出,否则可能增大管路阻力,影响整个沼气利用系统工作的稳定性。冷凝水的排放量与排放次数可以计算得出,也可以在管路上设压力计,压力增大时说明应排放。

有些地区,夏季的温度较高,不利于冷凝水的形成,可采用冷却型凝水器。即在凝水器及其附近的管道上设冷水予以冷却,以利于水汽的凝结。

沼气中常携带一些杂质,尤其在消化池运行初期或消化状态不稳定时杂质较多。因此进入内燃机前一般应采取过滤措施。滤网可设在沼气管路上,一些发动机在设备内部也设有滤网,应定期清洗。

(3) 沼气输配系统的安全 包括压力控制与阻火两方面。

压力是沼气利用系统正常稳定运行的重要参数,一是要保证压力稳定,二是要将压力控制在合适的范围内。低压湿式气柜除贮存沼气以外,另外一个重要作用就是保持系统的压力恒定,使压力不随沼气产量的改变而变化。适当调整气柜浮盖的配重块,可将沼气系统的工作压力控制在合适的范围内,常为 $(3 \sim 4) \times 10^3 \text{Pa}$ 。

由于气流在管道内阻力的影响,消化池气相的实际工作压力要高于气柜的压力。若相差太大,即使气柜工作压力正常,也会使消化池处于超压状态。后者应采取设风机抽取或增大管道直径等措施,降低消化池气相的压力。

贮气柜的运行维护中应注意三点。①时刻保证压力安全阀处于良好工作状态。如果气柜的进气量大于出气量,浮盖升至高位时压力安全阀不能及时打开泄压,则由于压力超载而损坏气柜。中压球罐常用的工作压力一般为 $0.4 \sim 0.6\text{MPa}$ 。②应保证气柜内水封冬季不结冰,否则将影响浮盖的正常升降或造成沼气的泄漏。③应注意外力对浮盖的影响,并及时采取有效措施。例如,风力较大时,将影响浮盖的正常升降,严重时会造成损坏气柜。风力特别大时,可在气柜迎风面设移动式风障。遇雪天应及时清除浮盖上积雪,以免影响气柜的正常工作压力;如果积雪长时间不清,则有可能朝阳部分先融化,造成浮盖受力不均匀,影响其正常升降。另外,当消化系统停止运行时,应将气柜内气体完全放空,严禁气柜载满气体搁置,否则稳定升高将由于气体膨胀而损坏设备。

沼气系统内无论是超压或负压,都将影响系统的正常运行,或对系统造成某些破坏,产生危险,因此常在系统内的某些部位设压力安全阀和负压防止阀。例如消化池顶部以及气柜浮盖上设有压力安全阀和负压防止阀,实际运行中应对它定期检查,使这些安全装置时刻保持良好,如有可能,应定期送专业单位标定。

沼气与一定比例的空气混合,遇明火或达到燃点之后即开始燃烧。如果沼气系统存在负压,负压防止阀将开启,使部分空气进入沼气系统,空气与沼气组成的混合气体通过输配系统到达锅炉、发动机和燃烧器等燃烧点后,将在沼气管道内产生回火。严重时会导致沼气泄漏并产生爆炸。爆炸区见图 3.3.10。因此应在锅炉、发动机和燃烧器之前的沼气管路上设阻火装置。

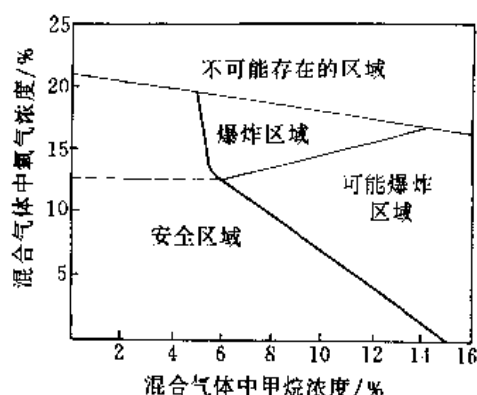


图 3.3.10 甲烷爆炸范围分布图

(4) 沼气利用系统 沼气在处理厂内的利用途径主要是作为动力燃料，通过沼气发动机和沼气锅炉加以利用。沼气发动机有两种具体的利用形式：①驱动发电机发电，供给厂内使用或送入电网；②直接驱动鼓风机或污水泵，以节省能源。这两种形式各有利弊，前者较后者运行灵活。当用沼气直接驱动鼓风机或水泵时，发动机一般应采用双燃料或备份电动机驱动的鼓风机组。另外，两种形式的机械效率不同。沼气发动机的机械效率一般在20%~30%，发电机-电动机组的机械效率一般约为75%，因而采用沼气发电系统时，其总的机械效率约为15%~23%，即沼气中的能量只有15%~23%转化成了机械能。当采用发动机直接驱动鼓风机或水泵时，其总机械效率为20%~30%。对于沼气发动机来说，沼气中的能量除20%~30%转化成了机械能以外，还有30%~35%以热量的形式转化到冷却水中，30%~35%以热量的形式随烟气带走，另有10%为机体本身热损耗和震动能耗。综上所述，沼气中能量的60%~70%转化成了热量。实际中，常将这部分热量继续回收，作为消耗池加热的热源。一般来说，通过有效的热交换，冷却水中热量的90%以上、废烟中热量的60%~70%可被回收用于污泥加热，两者共计47%~55%，即沼气中能量的47%~55%被回收用于污泥加热。可见，沼气中能量的实际利用效率为67%~85%。

沼气锅炉的主要用途是加热消化池污泥，可采用热水锅炉，也可采用蒸汽锅炉，主要取决于消化池的加热方式。沼气锅炉的热效率较高，一般在90%以上，即能把沼气中能量的90%转化为热水或蒸汽中的热能对污泥进行加热。

废气燃烧器的燃气量一般应为消化系统的最大产气量，即保证在不利用沼气时，应将产生的所有沼气燃烧掉。废气燃烧器的种类有多种，通常采用自动点火混合式燃烧器。实际运行中应控制进入每台燃烧器的沼气流速小于火焰的传播速度，否则火焰将熄灭。沼气燃烧产生的火焰传播速度一般为0.65~0.70m/s。

图3.3.11为一典型的沼气利用系统，主要由沼气发动机、沼气管路、湿式气柜、废气燃烧器等部分组成。二种利用沼气发动机的余热加热消化池的流程见图3.3.12。

(5) 沼气利用系统的运行管理 沼气中的 H_2S 是一种有毒气体，其致毒剂量如下：2000mg/L，立即致人死亡；600~1000mg/L，30min内会致人死亡；500~700mg/L，暴露30~60min会致人重残；50~100mg/L，暴露60min以上会致人残疾。

安全运行应注意以下方面：定期检查沼气管路系统及设备的严密性，如发现泄漏，应迅速停气修复。检

常用的阻火装置有三类：铝网阻火器；水封阻火罐；砾石阻火箱。铝网阻火器的原理是用铝丝网迅速吸收和消耗热量，使正在燃烧的气体的温度降至其燃点以下，将火焰熄灭。当沼气内混入的空气较少时，在阻火器与燃烧点之间的管道内会很快将空气耗尽，火焰自动熄灭。但当沼气内混入的空气较多时，火焰会将单层铝网熔化，继续向前燃烧。因此，一些新型的阻火器由多层铝丝网组成，这些丝网一旦熔化，会形成一个封堵，将火焰完全封住。多层丝网阻火器的缺点是阻力大，并且熔化后使系统完全停止工作。阻火器的金属丝网应定期清洗或更换，以降低管道阻力和提高吸热速度。阻火器安装应尽量靠近燃烧点，以缩短回火距离，一般要求离燃烧点不应超过9m。

水封阻火是沼气经过水层而阻火。水封高度一般应控制在50~100mm范围内。

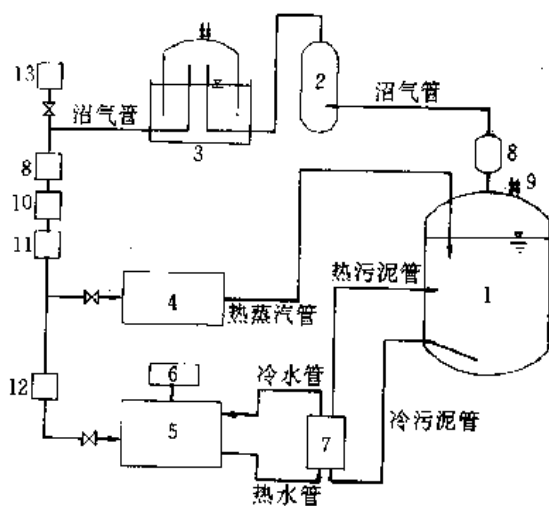


图 3.3.11 典型的沼气利用系统

- 1—消化池；2—脱硫塔；3—气柜；4—沼气锅炉；
- 5—沼气发动机；6—发电机；7—热交换器；
- 8—凝水器；9—压力安全阀和负压防止阀；
- 10—阻火器；11—粗过滤器；
- 12—细过滤器；13—燃烧器

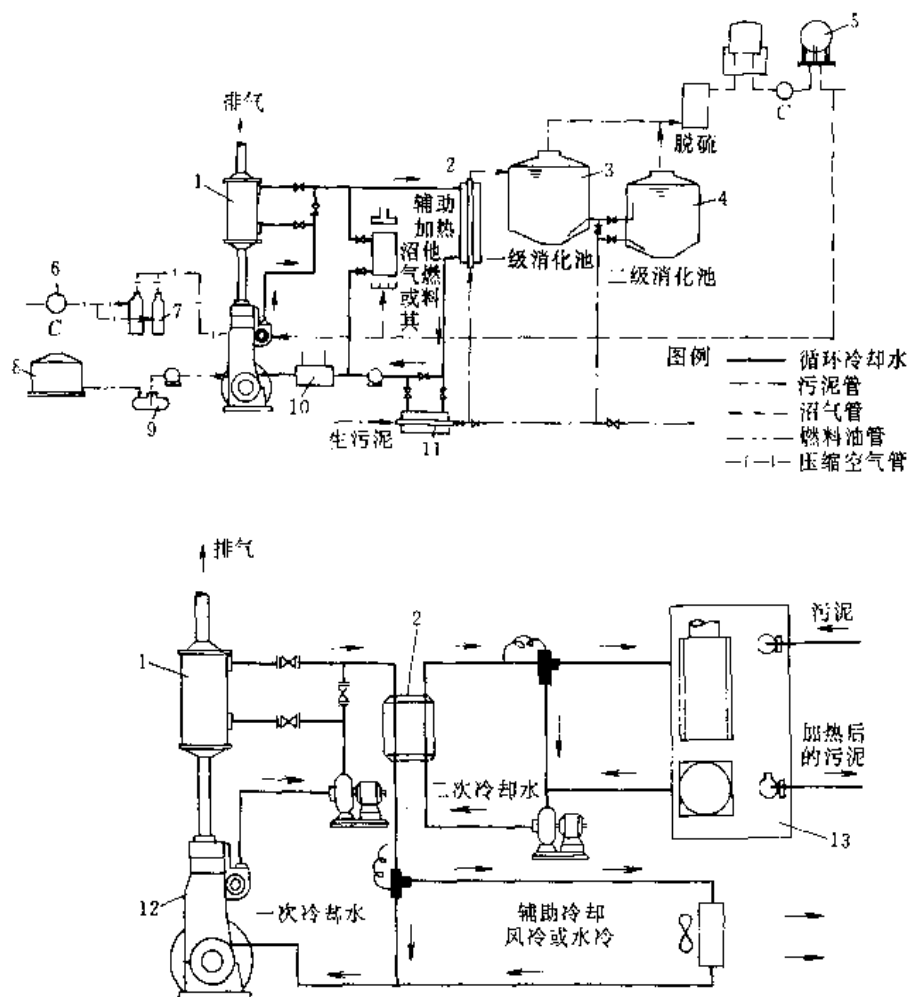


图 3.3.12 利用沼气发动机的余热加热消化池的流程

1—废热锅炉（废气热交换器）；2—热交换器；3—一级消化池；4—二级消化池；5—高压贮气罐；
6—空气压缩机；7—启动用的空气瓶；8—贮油池；9—燃油桶；10—润滑油冷却器；
11—生污泥加热器；12—沼气发动机；13—污泥加热锅炉

修过的管路或贮存设备，重新使用时必须进行气密性试验，合格后方可使用。沼气管路上部不应设建筑物或堆放障碍物，不能通行重型卡车。

沼气贮存设备因故需放空时，应间断释放，严禁将贮存的沼气一次性排入大气。放空时应认真选择天气，在可能产生雷雨或闪电的天气严禁放空。另外，放空时应注意下风向有无明火或热源（如烟囱）。

沼气系统内所有可能泄漏点，均应设置在线报警装置，并定期检查其可靠性，防止误报。沼气系统区域内一律禁止明火，严禁吸烟，严禁铁器工具撞击或电气焊操作。所有电气装置一律应采用防爆型，操作间内均应铺设橡胶地板，入内必须穿胶鞋。沼气系统区域内应按规定设置消防器材并保证随时可用。操作间内需配防毒面具。沼气系统区域周围一般应设防护栏，建立出入检查制度，严禁打火机带物品带入。

沼气系统区域的所有厂房均应符合国家规定的甲级防爆要求，例如是否有泄漏天窗、门窗与墙的比例、非承重墙与承重墙的比例等均应符合防爆要求，否则应予以改造。

3.3.4 好氧消化

好氧消化类似于活性污泥法，微生物处于内源呼吸期。氧化率根据负荷不同可达 40%~70%。

3.3.4.1 设计参数

(1) 水力停留时间(20℃下) 剩余活性污泥 10~15d；剩余活性污泥+初沉污泥 15~25d。

(2) 污泥浓度 为达到消化池内的充分混合和必要的溶解氧浓度，限制浓缩污泥浓度在 2%~3%。浓缩池的固体负荷不应超过 24~49kg/(m²·d)。消化池的挥发性固体负荷 1.6~4.8kgVSS/(m³·d)。

(3) 污泥温度 好氧消化为放热反应, 池内温度稍高于入池污泥温度, 大致为 $20 \sim 25^{\circ}\text{C}$ 。当温度低于 20°C 时, 水力停留时间将大为延长, pH 值随之下降;

(4) 需氧量 分解污泥中有机物的需氧量约为 $2\text{kgO}_2/\text{kgVSS}$, 为保持混合液 $1 \sim 2\text{mg/L}$ 的氧浓度, 充气量按 $15 \sim 20\text{L}/\text{min} \cdot \text{m}^3\text{MLSS}$ 和 $20 \sim 40\text{L}/\text{min} \cdot \text{m}^3$ 池容计算。扩散装置采用大气泡曝气器, 氧转移效率 $5\% \sim 8\%$ 。

(5) 池型和池数 采用分格式矩形池或圆形池。池数不少于两座。矩形池有效水深 $3 \sim 5\text{m}$, 长和水深比取 $1 \sim 2$ 。超高 (防泡) $0.9 \sim 1.2\text{m}$ 。

(6) 搅拌所需能量 用机械曝气器 $20 \sim 40\text{W}/\text{m}^3$ 。

3.3.4.2 计算式

消化池的有效容积

$$V = Qt$$

式中 Q ——好氧消化池所需容积, m^3 ;

t ——停留时间, d。

3.4 污泥脱水

用于经浓缩后的污泥进一步脱水, 以减少体积, 便于运输和后续处理。一般可使污泥含水率从 96% 左右降低至 $60\% \sim 85\%$ 。其体积减少至原来的 $1/5 \sim 1/6$ 。

3.4.1 各型特点比较

目前国内外采用的脱水机械主要是: 板框压滤机、带式压滤机和离心机。自然干化床也有较多应用。各种脱水方法的比较见表 3.4.1。

表 3.4.1 各种脱水方法的比较

方 法	优 点	缺 点	适用范围
板框压滤机 ①间歇脱水 ②液压过滤	①滤饼含固率高 ②固体回收率高 ③药品消耗少, 滤液清澈	①间歇操作, 过滤能力较低 ②基建设备投资大	①其他脱水设备不适用的场合 ②需要减少运输、干燥或焚烧费用; 降低填埋用地的场合
带式压滤机 ①连续脱水 ②机械挤压	①机器制造容易, 附属设备少, 投资、能耗较低 ②连续操作, 管理简便, 脱水能力大	①聚合物价格贵, 运行费用高 ②脱水效率不及板框压滤机	①特别适合于无机性污泥的脱水; ②有机粘性污泥脱水不适宜采用
离心机 ①连续脱水 ②离心力作用	①基建投资少, 占地少; 设备结构紧凑 ②不投加或少加化学药剂; 处理能力大且效果好; 总处理费用较低 ③自动化程度高, 操作简便、卫生	①国内目前多采用进口离心机, 价格昂贵 ②电力消耗大; 污泥中含有砂砾, 易磨损设备 ③有一定噪声	①不适于密度差很小或液相密度大于固相的污泥脱水
自然干化 污泥干化床 ①间歇运行 ②自然蒸发和渗透	①基建费用低, 设备投资少 ②操作简便, 运行费用低, 劳动强度大	①占地面积大、卫生条件差 ②受污泥性质和气候影响大	①用于渗透性能好的污泥脱水 ②气候比较干燥的地区, 多雨地区不宜建于露天 ③用地不紧张的地区 ④环境卫生条件允许的地区

3.4.2 自然干化

3.4.2.1 设计参数

典型污泥干化场平面图及剖面图见图 3.4.1。

(1) 干化场四周用土、砖石或混凝土筑成高 $0.5 \sim 1.0\text{m}$, 顶宽 $0.5 \sim 1.0\text{m}$ 的围堤。土围堤边坡取 $1:1.5$ 。围堤上设输泥槽, 槽底坡度取 $0.01 \sim 0.03$, 中间通常用围堤或木板隔成若干块, 每块宽度 $\leq 10\text{m}$ 。每块干化床的输泥槽上隔一定距离设放泥口, 均匀放入原污泥。为排出围堤间的浓缩上清液, 可在堤上设多层排水

(管) 阀。干化场进泥管采用铸铁管，坡向干化场，管内污泥流速 $> 0.75 \text{ m/s}$ 。

(2) 干化场底设防渗层，可用粘土（厚 $0.2 \sim 0.4 \text{ m}$ ，夯实）、三合土（厚 $0.15 \sim 0.3 \text{ m}$ ）、混凝土（厚 $0.1 \sim 0.15 \text{ m}$ ）或其他防渗材料做成，坡度取 $0.01 \sim 0.03$ 。

(3) 防渗层上设集排水管，管材可采用无釉陶土管或穿孔塑料管等，直径 $100 \sim 150 \text{ mm}$ 。采用无釉陶土管时，各节管子管端均为敞口，管与管接头处留出 $10 \sim 20 \text{ mm}$ 间隙，以接纳下渗的污水。集排水管埋深 $1 \sim 2 \text{ m}$ ，排水坡度取 $0.002 \sim 0.008$ 。

(4) 防渗层和集排水管上设滤水层，一般分两层，上层用粒径 $0.5 \sim 1.5 \text{ mm}$ 的砂或矿渣，下层用粒径 $15 \sim 25 \text{ mm}$ 的碎石或矿渣，各层厚 $0.1 \sim 0.3 \text{ m}$ 。做成 $0.005 \sim 0.01$ 的坡度，以利于污泥流动。

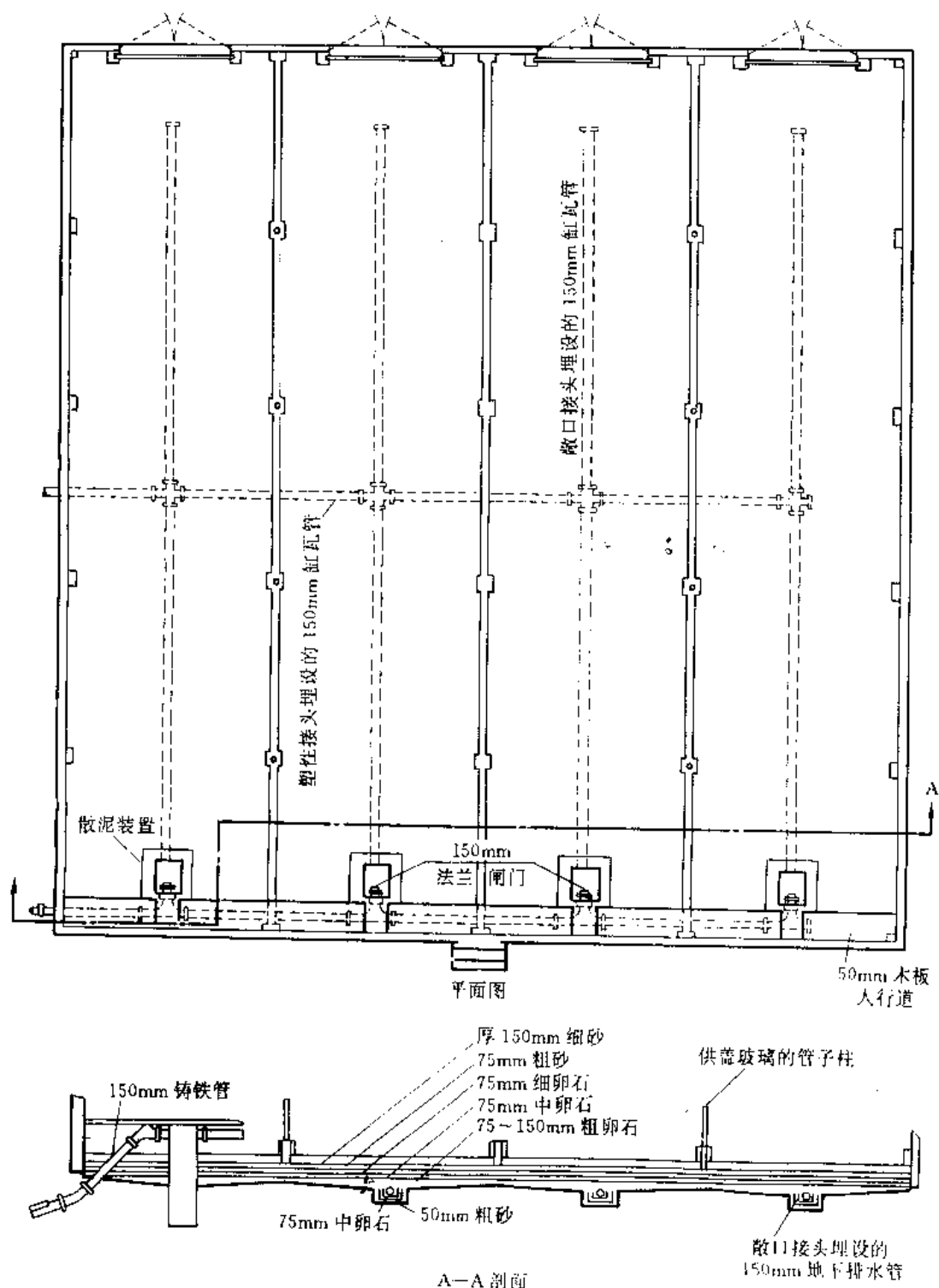


图 3.4.1 典型污泥干化场的平面图和剖面图

(5) 每次放污泥厚度 0.1~0.3m, 污泥含水率由 98% 逐渐降至 65%~75%。干化周期大致是春季 40 天, 夏季 10 天, 秋季 15 天, 冬季 20 天左右。

(6) 采用高分子絮凝剂 (如 PAM) 或硫酸铝调理污泥, 可显著提高干化床的效率和脱水速率。

3.4.2.2 计算公式

可采用单位干化场面积每年可接纳的污泥量或干固体量; 生活污水污泥可采用服务区每人所需要的干化场面积等来确定干化场总面积。

干化场面积可按式计算

$$F_s = k \frac{W}{h}$$
 (3.4.1)

式中 F_s ——所需干化场面积, m^2 ;

W ——每年的总污泥量, m^3/a ;

k ——放大系数, k 取 1.1~1.3;

h ——一年内排放在干化场上的污泥总厚度, m 。

h 值与污泥性质、气候等因素有关。对于年平均气温为 3~7℃, 年平均降雨量为 500mm 的地区, h 值可按表 3.4.2 所列数值选用。其他地区需乘以相应系数 (见表 3.4.3)。

表 3.4.2 干化场上的年污泥层厚度

污 泥 种 类	干化床上污泥 层厚度 h/m
初沉污泥和生物滤池后二沉池污泥	1.5
初沉污泥和活性污泥的混合污泥	1.5
消化污泥	5.0

表 3.4.3 h 值的地区系数

地 区	系 数	地 区	系 数
东北	0.7~1.0	华东、华南	1.0~1.3
西北	1.5~1.8	中南、西南	1.3~1.5
华北	1.2~1.5		

3.4.3 机械脱水

3.4.3.1 板式压滤机

(1) 分类 压滤机按构造可分为两大类: ①板式压滤机; ②带式压滤机。板式压滤机又可分为: 板框压滤机、箱式压滤机和由两者组合成的压滤机 (图 3.4.2c)。

板框压滤机 (图 3.4.2a): 滤板与滤框交替排列, 其间放置滤布并夹紧, 污泥从进泥孔送入后加压, 滤液经滤板上的集水槽排出。

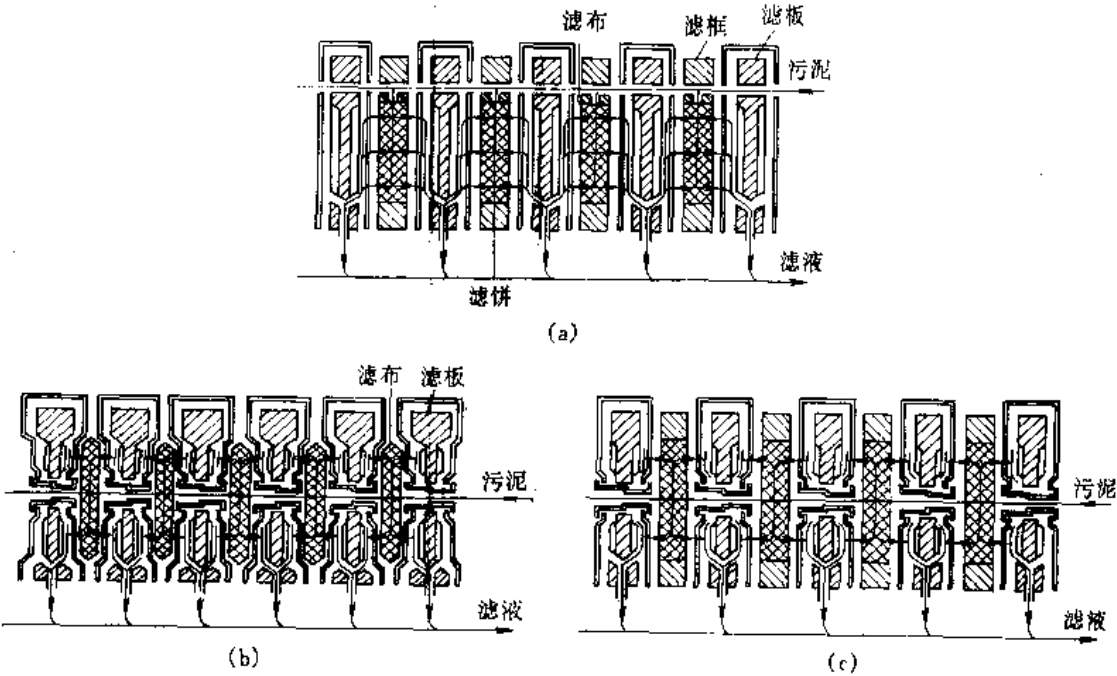


图 3.4.2 板式压滤机的种类

(a) 板框压滤机; (b) 箱式压滤机; (c) 框-箱组合成的压滤机

箱式压滤机 (图 3.4.2b): 只有滤板, 无滤框。污泥用低压泵从中心部分送入, 滤液通过两侧滤布从滤板的集水槽排出。

(2) 设计计算 根据污泥量、压滤机的过滤能力来确定所需过滤面积、压滤机的台数和设备布置方式。

压滤机的过滤能力可用下式计算:

$$L = \frac{S}{(1+n)At} \quad (3.4.2)$$

式中 L ——对污泥的过滤能力 (不计调理剂带来的效果), kg 干污泥/ $(\text{m}^2 \cdot \text{h})$;

S ——滤饼干重, kg ;

n ——絮凝剂对干污泥的质量比;

A ——有效过滤面积, m^2 ;

t ——总过滤时间, $t = \text{进泥时间} + \text{压滤时间} + \text{出泥时间}$, h 。

滤饼取出时间越短, 过滤能力越大。原污泥含水率越低, 过滤时间越短, 过滤能量消耗越低。絮凝剂的用量一般为污泥固体含量的 5%~10%。表 3.4.4 中列出的板框压滤机的过滤能力, 可供设计时参考。板框压滤机的选用主要根据污泥量、过滤能力来确定所需的过滤面积。

表 3.4.4 板框压滤机的过滤能力

污泥种类	性质和来源	调理剂(干重)/%		过滤能力/ [kg 干泥/ $(\text{m}^2 \cdot \text{h})$]	滤饼含固 率/%
		FeCl_3	CaO		
有机的 亲水的 VS70%~80%	新鲜的生活污水混合污泥	3~7	11~19	2~4	40~50
	消化的生活污水污泥	4~7	11~22.5	2~4	35~50
	生活污水污泥(延时曝气)	6~10	15~30	1.5~3	33~38
	生活污水(经 FeCl_3 + 石灰处理)污泥	—	15~22.5	1.5~2.5	33~45
	啤酒厂生物污泥和 10%除碳酸盐污泥	5~7	22.5	2.5~3	35~38
	氨基酸合成生物污泥	7~12	30	1.5~2	30~35
无机的 亲水的 Fe 、 Al 、 Cr 等的氢氧化物	部分除碳酸盐, $\text{Fe}/\text{干固体} \leq 10\%$		7.5~11	5	50~55
	$6\% \leq \text{Fe}/\text{干固体} \leq 10\%$		—	6	55~60
	地表水澄清, 铝盐(少量泥砂)		19~30	1.5~3	30~40
	铝酸盐(HCl)		—	5~6	35~40
	石灰中和		15	5	40
	铝阳极氧化、氢氧化钠中和		—	1.5	30
	钢酸洗, 石灰中和		—	3~5	45~50
	电镀、镀锌		—	2	30~35
	除铬酸盐		19	2	30
无机的 疏水的	除碳酸盐, $\text{Fe}/\text{干固体} \leq 2\%$			10~20	60~70
	$2\% \leq \text{Fe}/\text{干固体} \leq 5\%$			8~13	50~60
	垃圾焚烧, 燃料气洗涤			10~15	55~60
	气体洗涤			7~15	60~70
含油的	含切削油或可溶性油的废水用酸处理后加石灰中和碳氢化合物(30%干固体)的浮选, 铝盐 + 石灰		11	3	50~60
			22	4	50~55
无机的 含油的	含高浓度油脂的轧机废水			15~20	85

国内多家公司生产板式压滤机。杭州兴源过滤机有限公司生产的板框压滤机技术参数见表 3.4.5。图 3.4.3 为板框压滤机脱水工艺流程。

3.4.3.2 带式压滤机

带式压滤工艺是与高分子絮凝剂用于污泥调理相结合的。将浓缩后的污泥加入一定浓度的高分子絮凝剂 (如 PAM), 在絮凝池中混合反应, 污泥中的悬浮微粒絮凝成团状后, 再输送到带式压滤机, 污泥依次经过重力脱水区、上下网带楔形加压区和压榨区而脱水。带式压滤机能连续生产, 处理能力大, 电耗少, 机器制造容易, 附属设备少, 自动化程度高, 操作管理简便, 近几年来得到广泛应用。

表 3.4.5 杭州兴源过滤机有限公司板框压滤机技术参数

系列型号	过滤面积 m ²	滤板付数 块	滤室容积 L	滤饼厚度 mm	过滤压力 MPa	整机尺寸(长度) mm	整机质量 kg
X _M ^A SL [6, 8, 10, 12, 15, 18, 20]/ 630-U	6	9	90	30	1.0	2125 ×	1264
	8	13	120			2365 ×	1370
	10	17	160			2605 ×	1476
	12	21	200			2845 × 886 × 1015	1582
	15	25	240			3085 ×	1685
	18	29	270			3325 ×	1794
	20	33	290			3565 ×	1900
X _M ^A [10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 70, 80, 90, 100]/ 800-U	10	9	157	30	1.2	3365	2000
	15	13	235			3605	2110
	20	19	313			3965	2280
	25	23	391			4205	2400
	30	29	470			4565	2570
	40	39	626			5165	2850
	50	49	798			5765	3130
	60	59	955			6365	3540
	70	69	1111			6965	3860
	80	79	1268			7565	4160
	90	89	1425			8165	4460
	100	99	1597			8765	4760
XZ[10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 70, 80]/ 800-U	10	9	157	30	1.2	3420	2150
	15	13	235			3720	2315
	20	19	313			4020	2480
	25	23	391			4320	2635
	30	29	470			4620	2800
	40	39	626			5220	3115
	50	49	798			5820	3440
	60	59	955			6420	3785
	70	69	1111			7020	4110
	80	79	1268			7620	4335

注：1. 型号中 X——厢式；A——暗流；M——明流；Z——自动；U——聚丙烯；S——手动；L——螺杆保压。
2. 型号中/后的数字表示方形板框的边长，mm。

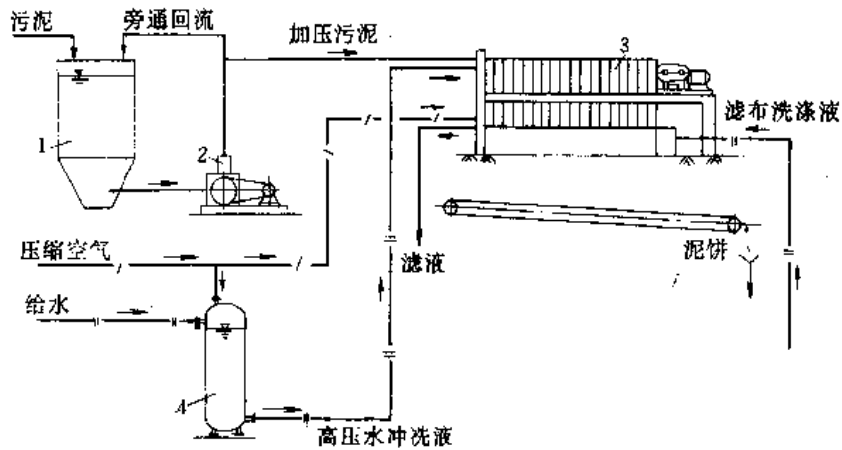
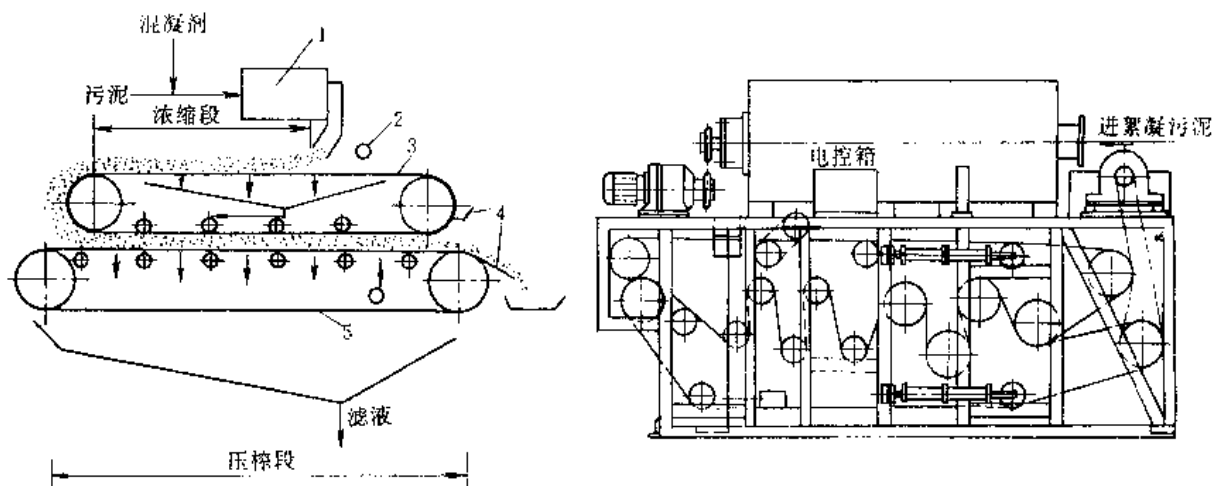


图 3.4.3 压滤机脱水工艺流程

1—污泥浓缩池；2—污泥泵；3—压滤机；4—压力罐

带式压滤机按压榨辊轴的布置方式，分为 P 型（图 3.4.4a）和 S 型（图 3.4.4b、c）布置两大类。P 型滤

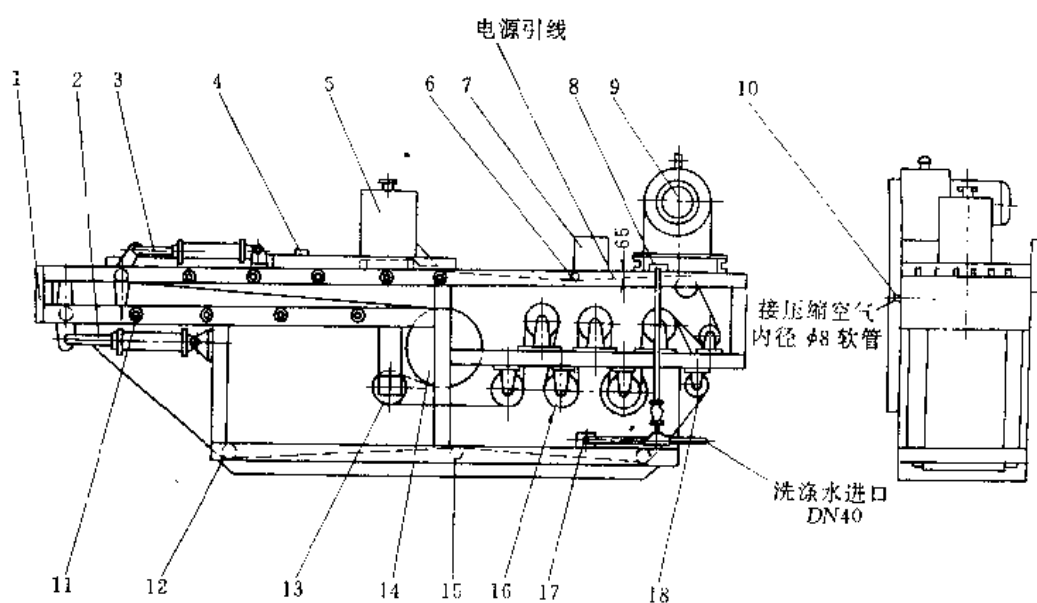
带平直，辊轴相对，直径相同，轴与带的接触面小，污泥受到的挤压力大而强烈，适用于无机疏水性污泥脱水；S型滤带呈S形，辊轴交错布置，直径有相同的，也有不相同的，污泥受压力较小而缓和，适合于有机亲水性污泥脱水。



(a) 压榨辊轴P形布置

(b) 压榨辊轴S形布置 (PFMB型)

1—混合槽；2—洗涤水管；3—金属丝网；
4—刮刀；5—涤纶滤布



(c) 压榨辊轴S形布置 (PFMA型)

1—气动元件控制装置；2—涨紧气缸；3—重力脱水区挡板；4—疏泥耙；5—布泥装置；6—上网带调偏辊；
7—电控箱；8—上网带洗涤器；9—滑差调速电机；10—气源引入端；11—从动托辊；12—辅助辊；
13—低压辊；14—初压辊；15—下网带调偏辊；16—高压辊；17—下网带洗涤器；18—刮泥辊

图 3.4.4 带式压滤机

带式压滤机的选用一般是根据污泥量、污泥性质和机器生产能力来确定带宽和台数。目前最大带宽为3m，选用时最好参照污泥性质和机型类似的工程实例。

采用带式压滤机脱水的费用主要来自高分子絮凝剂，以处理含水率96%的城市废水厂混合污泥为例，总处理费用为8~10元/m³污泥，其中絮凝剂占92%~94%。

表3.4.6列出了带式压滤机处理各种污泥的性能，表3.4.7列出了国产带式压滤机的性能，可供设计选用。图3.4.5为带式压滤机的一种布置方式。

表 3.4.7 国内生产的部分带式压滤机性能

生产单位	沈阳矿山机械厂	无锡第二机床厂	唐山第一机床厂	淮北矿山机械厂	启东环保设备厂	厂东韶关煤矿机械厂	合肥江淮给排水设备厂	唐山市环保局设备总厂	天津纪庄子污水厂	无锡市通用机械厂	上海宝山化工厂	张家港市环境工程机械厂
型号	YDP-1000B	YDP-1000	DL-1	YD-10	GD-1000	CPF-S ₇ 1000	DYQ-1000	DYQ-1000B	DY-3	DY-1000	DY-1000	DT-500
滤带宽度/m	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	3.0	1.0	1.0	0.5
滤带速度/(m/min)		0.5~9.0	0.4~2.7	0.85~10	0.7~4	0~6	0.5~4	0.6~6	0.92~4.63	3.0	2.3~3.1	1~2
处理量/ (m ³ /h)	3~8	3~4	3~5	4~8	3~4	4~8	0.15~1.2	3~5	16~23	3~4	5~8	20~50
处理量/ (kg/h)	150~400	90~160	90~250	160~320	60~160	200~400		60~250	574~741	80	122~242	100~250
原泥含固率/%	<5	3~4	3~5	4	2~4	5	2~5	2~5	2.5~4.5	2~3	2.7~3.5	0.5
泥饼含固率/%	20~35	18~22	25~35	25~35	22~23	28~32	25~35	20~30	20~30	18	15~24	30
配用电机功率/kW	2.2	3.5	2.2	4.0	2.05	3.5		1.5	1.65	3.0	1.5	1.5
外形尺寸/m	5.11×1.75 ×2.25	5.77×1.95 ×2.68	4.7×2.2 ×2.5	5.53×1.85 ×2.72	4.1×1.62 ×2.15	5.1×2.0 ×2.5	5.62×1.43 ×1.95	4.49×1.72 ×1.88	6.59×3.74 ×2.12	5.77×1.95 ×2.68	4.35×1.5 ×2.30	4.29×0.92 ×1.99
重量/t	3.5	4.86	4.8	6.81	5.6	6.0	3.5	4.0	7.8	4.86	4.5	1.51
使用单位	辽阳化纤厂	上海石化总厂水质净化厂 (活性污泥)	北京石油 原纸厂 河北省宣 化造纸厂	吴淞化工 厂 山西辛置 选煤厂	上海宏文 造纸厂	山西太原 洗煤厂 上海东区 废水处理厂 北京市北小 河废水处理 厂		厦门第一 废水厂	天津纪庄子 废水处理 厂	(活性污泥)	上海红光 制革厂 (活性污泥)	广州洗衣厂 (有机污泥)
备注	该厂还生产 YD-3000 CPF-2000S ₇ YDP-500			该厂还生产 YD-2D CPF2000S ₇ P ₃ S ₄ P ₃ S ₇ P ₃ S ₇		该厂还生产 CPF2000S ₇ CPF3000S ₇		该厂还生产 DYQ500 DYQW2000				

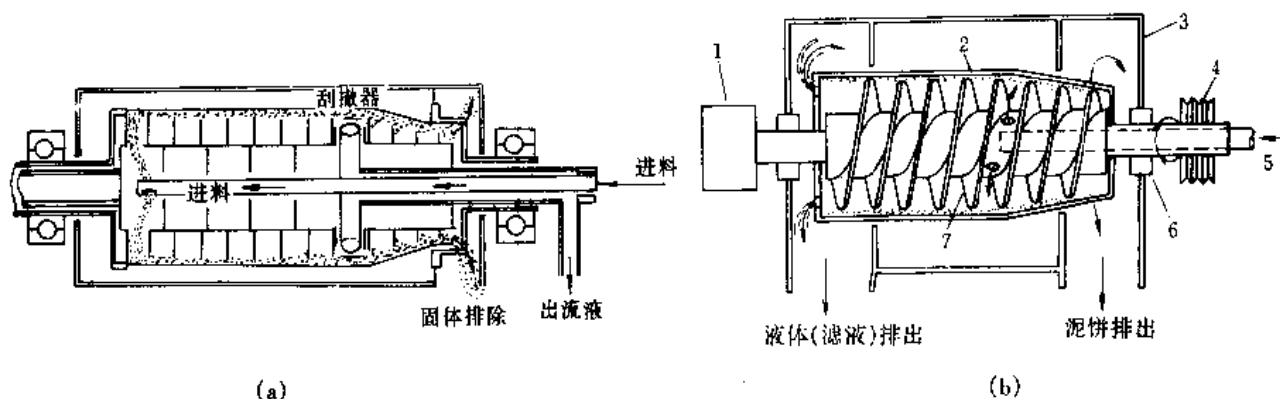


图 3.4.6 卧螺离心机

(a) 顺流式; (b) 逆流式

1—差速齿轮箱; 2—转鼓; 3—外壳; 4—主驱动轮; 5—进料管
(污泥与化学药剂); 6—轴承 (底部未示出); 7—回转输送机

按离心机的分离因素 α (离心加速度与重力加速度之比) 分为两类: $\alpha < 1500$ 的称为低速或低重力离心机; $\alpha > 1500$ 的称为高速或高重力离心机。前者的固体回收率可达 90% 以上, 能耗低, 操作管理简便; 后者固体回收率达 98% 以上, 但能耗高、维护管理要求高。一般污泥脱水大都选用低速离心机。

根据卧螺离心机的处理能力和每日需要处理的污泥数量来确定离心机的台数。选用台数不少于 2 台 (1 台备用)。

表 3.4.8 列出了离心机对各种污泥的脱水效果和能能力。表 3.4.9 列出了离心机的型号规格。可供设计时选用。同一台离心机既可用于污泥浓缩, 也可用于污泥脱水。处于浓缩工作状况的离心机, 只需增加聚合物的用量并降低转速, 即可进入脱水工作状况。反之亦然。

表 3.4.8 KHD 公司生产的顺流螺旋卸料转筒离心机处理能力

城市废水处理厂 废水处理工艺	进料固 体含量 /%	出料固 体含量 /%	分离液 固体含 量/%	调理剂 (有机聚合物) 消耗量/ (g/m ³)	各种规格离心机的处理能力/(m ³ /h)						
					S ₁₋₁	S ₂₋₁	S ₃₋₀	S ₃₋₂	S ₃₋₃	S ₄₋₁	S ₅₋₁
原污泥											
1. 初沉污泥	5~6	25~30	0.1	60~80	3~5	6~10	10~15	15~25	25~30	40~50	90
2. 初沉污泥和活性污泥	4~5	23~30	0.1	60~100	3~4	6~8	10~15	15~20	20~30	40~50	90
3. 初沉污泥和生物膜泥	4~5	24~30	0.1	80~120	3	6	12	18	25	40	80
4. 活性污泥	3	12~18	0.1	50~120	3	6	12	18	25	40	80
5. 氧化沟污泥	3	12~18	0.1	80~120	3	6	12	18	25	40	80
消化污泥											
1. 初沉污泥	8~10	28~35	0.1	120~180	3~5	6~10	10~15	15~25	25~30	40~50	90
2. 初沉污泥和活性污泥	7~8	25~32	0.1	100~150	3~4	6~8	10~15	15~20	20~30	40~50	90
3. 初沉污泥和生物膜泥	7~8	25~30	0.1	120~180	3	6	12	18	25	40	80
4. 活性污泥	5	16~22	0.1	100~160	3	6	12	18	25	40	80

表 3.4.9 KHD 公司生产的顺流螺旋卸料转筒离心机型号规格

型 号	转筒直径/mm	转筒长度/mm	转筒转速/(r/min)	电机功率/kW	机重/t	长×宽×高尺寸/mm
S ₀₋₁	250	750	1150~4400	6.8~8	0.65	1520×1050×630
S ₁₋₁	350	950	750~2200	11	1.20	1955×1320×940
S ₂₋₁	450	1350	750~2200	15	1.64	2340×1370×940
S ₃₋₀	550	1400	1100~2000	18.5	2.2	2580×1400×985

续表

型 号	转筒直径/mm	转筒长度/mm	转筒转速/(r/min)	电机功率/kW	机重/t	长×宽×高尺寸/mm
S ₃₋₁	600	1400	1100~2000	37	5.6	3260×2200×1300
S ₃₋₂	600	1800	1100~2000	37	6.2	3660×2200×1300
S ₃₋₃	600	2500	800~1200	55	7.2	4260×2200×1300
S ₄₋₁	900	2500	500~1100	75	14	4910×3150×1510
S ₅₋₀	1100	2500	500~1100	90	15	5170×2810×1760
S ₅₋₁	1100	3300	500~1000	90	17	5950×2810×1760

注：这项产品目前由浙江丽水市环保工程机械厂引进研制。

3.5 污泥的加热干燥与焚烧

3.5.1 作用

污泥经过自然或人工脱水后，含水率一般为 60%~80%，主要是污泥中的毛细水、吸附水和内部水。干化是进一步去除毛细水，使含水率降至 10%~30%。焚烧则可将吸附水和内部水全部去除，使含水率降至零，有机物氧化为 CO₂、H₂O 和灰，S、N、金属、卤素和其他元素都被转变成各种最终产物。适用于各种有机污泥和废液。焚烧是彻底的处理方法，可回收热量。由于其设备投资和运行费用较大，应用受到制约。一般，当脱水污泥有利用价值时，才采用干燥；对难以利用和脱水的污泥，或当填埋等处置受到限制时，才采用焚烧。

3.5.2 各种干燥与焚烧装置特点比较

表 3.5.1 及表 3.5.2 分别列出了几种污泥加热干燥和焚烧装置的参数和特点，可供设计和选择时参考。

表 3.5.1 污泥加热干燥器的比较

种 类	热空气温度/℃	干燥时间/min	干化污泥含水率/%	尾气臭味	尾气含灰	干燥器构造	占地
回转窑干燥器	120~540	30~32	10~20	较低	低	较简单	较大
多层干燥器	—	—	8~10	较低	低	复杂	中
急骤干燥器	110~530	<1	10	较低	高	较简单	小
Sevar 干燥器	80~150	50~80	5~10	低	无	简单	大

表 3.5.2 各种焚烧装置的比较

种 类	燃烧温度/℃	尾气污染	间歇运行时的启动时间/h	炉子寿命/a	维修次数/(次/a)	炉子结构	设备投资/%	占地
回转窑	700~800	有	2~4	5	1	较复杂	100	100
多层炉	760~870	有	2~4	10	2~3	复杂	50	70~75
流化床	700~850	无	立即	15	0	简单	35	55~65

3.5.3 典型设备

3.5.3.1 立式多段干燥器和立式多段焚烧炉 (图 3.5.1)

脱水污泥滤饼从干燥器顶层投泥孔投入，热风由安装在外侧的喷嘴由下而上送入炉内，与污泥直接接触。如图所示，干燥机筒体部分每隔一定距离安装数块有许多缝隙的圆板。在垂直旋转轴上装有耙臂，它把污泥缓慢地耙到中心，从中心孔落入第二层。在第二层圆盘上耙臂又把污泥耙向周边，并从周边落入第三层。如图中螺旋虚线所示，污泥从最上层的圆板依次落入下层圆板上。或者与此相反，出料臂固定，而圆盘旋转。中层温度可达到 750~870℃，干污泥最终从底部排出机外，一部分反回掺入脱水污泥中，以降低入炉污泥的水分；另一部分作为成品运出。另外，也可在立轴上安装透平以调节热风流量，称为透平干燥机。立式多段焚烧炉与立式多段干燥器基本相同。排出的废气温度，经旋风分离器净化时为 400℃左右，湿式净化时为 150℃。

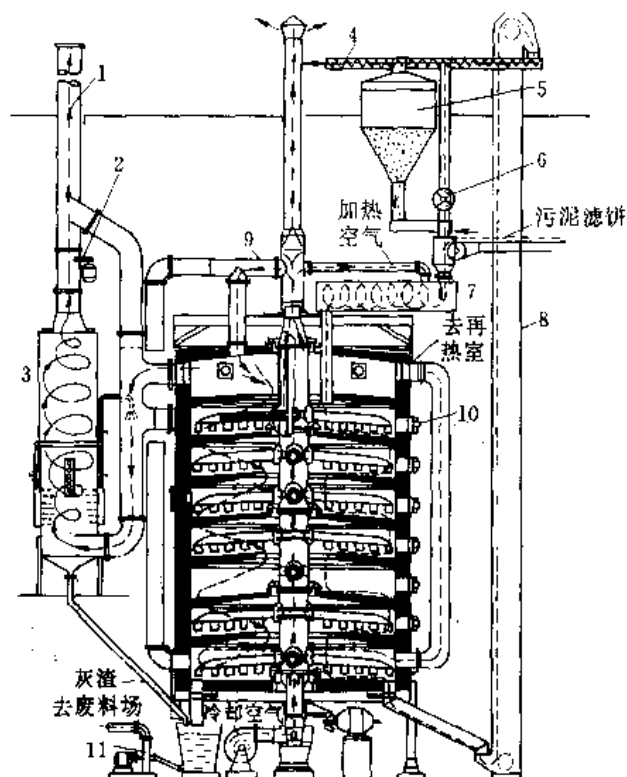


图 3.5.1 立式多段干燥机（焚烧炉）及其工艺

1—排气管；2—引风机；3—湿式旋风分离器；4—去产品贮存场；5—干化污泥贮泥罐；6—回转阀；7—碾磨机；8—立式提升机；9—加热空气管道；10—喷嘴；11—出灰泵

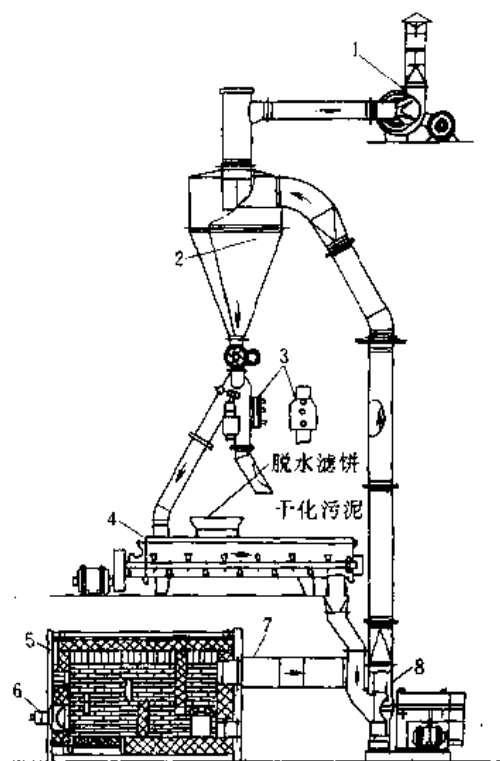


图 3.5.2 急骤干燥器构造与流程

1—排气风机；2—旋风分离器；3—分配器继电器；4—碾磨机；5—空气加热器；6—油或气体喷嘴；7—高温气体管道；8—破碎机

3.5.3.2 急骤干燥器（图 3.5.2）

该机由笼式碾磨机、干燥筒、旋风分离器和热风炉等组成。含水率5%~20%的脱水滤饼在笼式碾磨机内与部分干燥热污泥（含水率10%~20%）混合，使其含水率降至50%左右再送入破碎机。有的干燥机还将来自碾磨机的污泥一次投入圆盘给料机，定量供给破碎机。破碎后的污泥与由热风炉来的高温气体充分接触、搅拌，大部分污泥在此得到干化，随后与热风一道在干燥筒中顺流上升，充分干燥后进入旋风分离器。排出的热废气中含有污泥微粒，并带有恶臭，返送热风炉经高温热处理去除。干化污泥再经旋风分离器除尘后排出作肥料。

3.5.3.3 旋转滚筒式干燥机（图 3.5.3 和图 3.5.4）

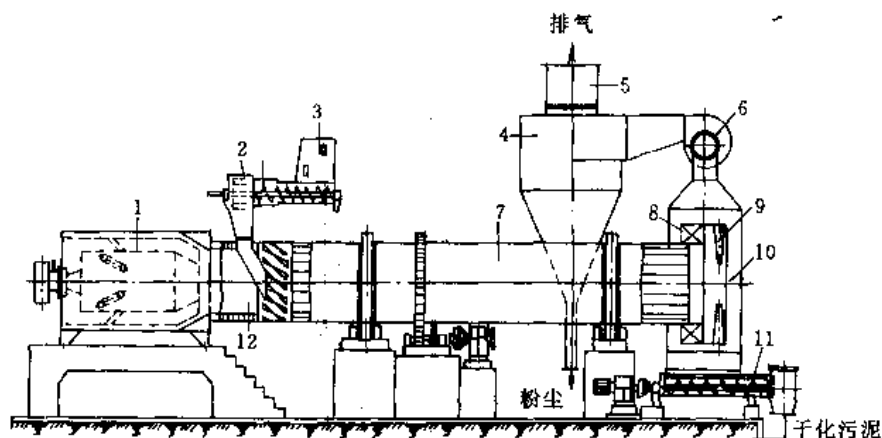


图 3.5.3 旋转滚筒式干燥机

1—热风炉；2—混合器；3—投泥口；4—旋风分离器；5—排气孔；6—排气风机；7—回旋滚筒；8—排气室；9—制动器；10—干化污泥排出室；11—污泥排出用传递带；12—液筒座

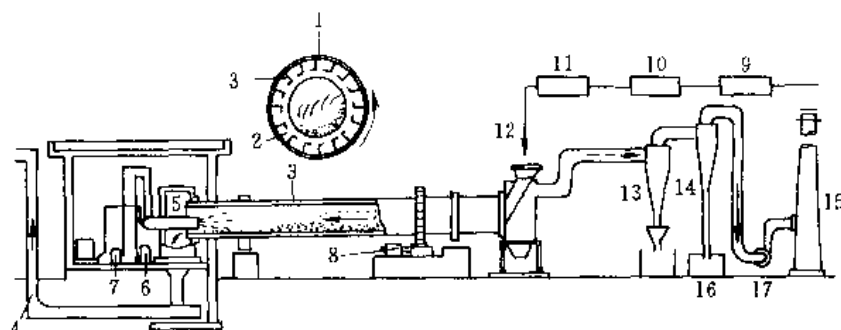


图 3.5.4 逆流回转焚烧炉

- 1—炉壳；2—炉膛；3—炒板；4—灰渣输送机；5—燃烧器；6—一次空气鼓风机；7—二次空气鼓风机；
8—传动装置；9—沉淀池；10—浓缩池；11—压滤机；12—泥饼；13—一次旋流分离器；
14—二次旋流分离器；15—烟囱；16—焚烧灰仓；17—引风机

滚筒内部的搅拌装置（兼作出泥用）使被干化的污泥随着滚筒的转动，在搅拌时上下翻动，反复与热风接触并向前运动。为了增加蒸发面积，在投入浓缩污泥或脱水滤饼之前，将其与已经干化的污泥（含水率约10%~15%）混合，使含水率降低至50%左右，可以提高热效率。滚筒的转动可以通过变速装置和减速装置进行调节。在滚筒内，热风的温度大约从700℃降低到120℃，然后由排气风机排出。为了用热处理去除恶臭，根据情况可用脱臭装置一次加热到600~700℃。这时，为了提高加热效果，可以利用滚筒排出的废气，在预热装置中先行加热到350℃，再与1200~1300℃的加热气体一道送进脱臭装置。这样，两者混合后的气体温度大约为700℃。一部分混合气体送入干燥滚筒，剩下的送入预热装置。在预热装置冷却后，从烟囱排入大气的气体温度为250~300℃，从干燥机排出的废气含有大量粉尘，经旋风分离器捕集后再行排出。卧式干燥机与上述立式干燥机比较，占地面积较大，而且干燥时间也长，但因构造简单，操作比较容易。回转焚烧炉构造与回转干燥器基本相同，主要是长径比较大，达10~16。

3.5.3.4 流化床焚烧炉

流化床的工艺流程有很多种，图3.5.5为流化床与带式干燥器配合使用的流化床流程。

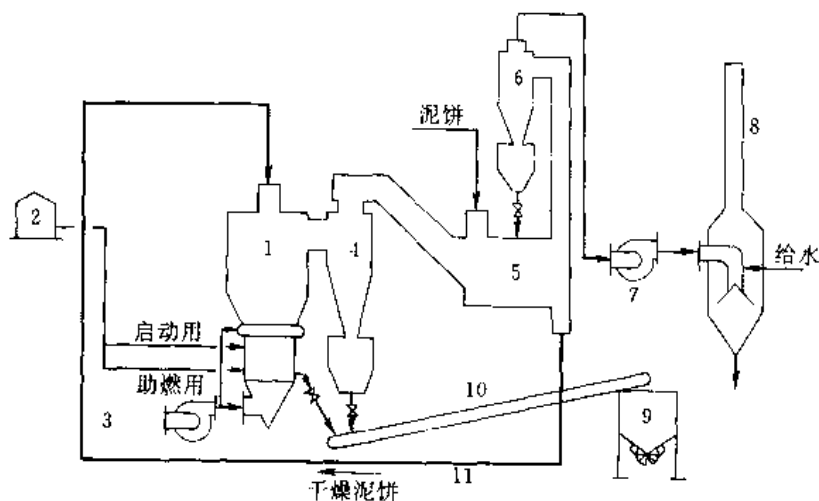


图 3.5.5 流化床流程

- 1—流化床焚烧炉；2—重油池；3—鼓风机；4—一次旋流分离器；5—快速干燥器；6—二次旋流分离器；
7—抽风机；8—除尘器；9—灰斗；10—带式输送机；11—输送带

含水率为70%左右的泥饼，首先经过快速干燥器5，将含水率干燥到40%左右。干燥器的热源是流化床焚烧炉的排出烟道气（800℃），干燥器出口烟气温度约为150℃，焚烧炉排出的烟气热量可被充分利用。干燥后的泥饼用输送带11从焚烧炉顶部加入，落到流化床上的泥饼被流化床层灼热到700℃，搅拌混合，全部分散气化，产生的气体在流化床的上部焚烧。在焚烧部分从侧壁沿切线方向高速吹入二次空气，使与烟气旋流混合，焚烧温度达850℃。焚烧温度不能太高，否则硅砂发生熔结（熔化后结成块）现象。

3.5.3.5 其他燃烧装置

(1) 旋涡炉和旋涡燃烧器 旋涡炉是个垂直圆柱体, 燃料油通过改进了的喷嘴以切线方向喷入炉膛形成油气, 预热的高速二次空气由切向的风嘴吹入, 保持旋涡气流。这种设备的释热率非常高, 大约 $3.7 \times 10^3 \text{ kJ}/(\text{m}^3\text{h})$ 。这种炉子造价低, 但耐火材料容易损坏。旋涡燃烧器是一种切向喷火的装置, 有一个短的敞开的燃烧室。这种燃烧器设计成在短的停留时间内达到完全燃烧或平衡燃烧。这种设备用来处理有机物含量高的或含有难处理物料的液体废物。使用这种设备的地方, 可以达到空气质量标准。能完全燃烧的材料放在一个固定的架子上燃烧, 燃料油点燃后以水平方向进入焚烧区。如果废液的热值超过 1839 J/g , 就可以自持燃烧。

热坑 这种焚烧装置是一个衬耐火材料的坑。它的顶部是敞开的, 顶部的一边设空气总管, 接上许多喷嘴指向坑底, 大部分可完全燃烧的固体用这种装置处理, 空气质量标准限制了这种装置的使用。

(2) 多室炉 有两种多室炉, 一种是罐式有 U 形通道, 用气体燃料, 容量较小, 另一种是直列式的, 容量在 450 kg/h 以上。相接的燃烧室用来点燃、与二次空气混合和燃烧。

3.5.4 设计要点

(1) 干化速度与程度: 污泥的粒度应尽可能小, 以增大蒸发面积, 使内部水分蒸发速度加快; 干化工质除采用自然能源外, 应尽可能利用其他余热或高温废气。

(2) 污泥干化温度一般为 300°C , 对散发恶臭废气的污泥, 干化温度以 $600 \sim 900^\circ\text{C}$ 为宜, 或者采用湿式脱臭装置净化废气。

(3) 为缩短污泥干化或焚烧时间, 并保持良好的工况, 必须经常翻动炉内污泥, 使高温工质与污泥颗粒充分混合。

(4) 干化污泥中不存在细菌和微生物孢子, 只要不含有特别有毒有害物质, 尽管高温使氮的损失较大, 仍可作为农业肥料。

污泥烘干所需净热量 H 可用下式计算

$$H = \gamma \cdot \Delta t \quad (3.5.1)$$

式中 H ——净热量, kJ/kg ;

γ ——平均比热, $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ (见表 3.5.3);

Δt ——温差, $^\circ\text{C}$ 。

表 3.5.3 计算式中采用的比热值

名 称	比热 $\gamma/[\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})]$	名 称	比热 $\gamma/[\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})]$
水, $0 \sim 100^\circ\text{C}$	4.187	水蒸气, $100 \sim 500^\circ\text{C}$	2.093
干化污泥固体	1.256	100 $^\circ\text{C}$ 水的蒸发热	2260.87 kJ/kg
干空气和排出的废气	1.089		

例如, 质量 $m \text{ kg}$, 15°C 的污泥水分在 450°C 的排气温度下蒸发时所需热量 H_1 (kJ) 为:

$$H_1 = m[4.187(100 - 15) + 2260.87 + 2.093(450 - 100)] = 3349.315m$$

同时, 将 $n \text{ kg}$, 15°C 的污泥固体加热到 100°C , 所需热量 H_2 (kJ) 为:

$$H_2 = n \times 1.256(100 - 15) = 106.76n$$

所需总热量, 应等于净热量加上炉子散热损失和从烟囱排出尾气带走的热量之和。炉子散热损失, 由炉型和工作条件决定, 一般相当于所需净热量的 $5\% \sim 20\%$ 。从烟囱排出尾气带走的热量, 取决于炉子的热效率 η :

$$\eta = \frac{T_i - T_0}{T_i - T_s} \times 100\% \quad (3.5.2)$$

式中 T_i ——燃烧带的温度, $^\circ\text{C}$;

T_0 ——排气温度, $^\circ\text{C}$;

T_s ——原泥温度, $^\circ\text{C}$ 。

一般, 将润湿状态下的排气加热脱臭时, $\eta = 40\% \sim 50\%$; 无热脱臭装置时, $\eta = 60\% \sim 65\%$ 。

焚烧炉的选型和设计是焚烧处理的关键,污泥的发热值、焚烧时所需的理论空气量、焚烧后产生的理论烟气量和理论烟气焓是焚烧炉设计和产生余热计算必需的参数。然而由于有机污泥的组成复杂、不易点燃,如利用对煤进行工业分析的方法确定污泥元素组成和发热量是难以实现的,污泥焚烧产生的烟气成分的测量也比较繁琐。

有机污泥(废液)焚烧时理论空气量与 COD 值的关系式为:

$$\text{COD} = K_{O_2} V^0 \rho_{O_2} \quad (3.5.3)$$

式中 K_{O_2} ——空气中氧气的体积比,约为 0.21;

V^0 ——有机污泥(废液)焚烧时的理论空气量(标准状态下), m^3/kg ;

ρ_{O_2} ——氧气在标准状态下的密度, g/m^3 , 其值为 1429.1。

所需的理论空气量计算式为:

$$V^0 = \frac{\text{COD}}{K_{O_2} \times \rho_{O_2}} = \frac{\text{COD}}{0.21 \times 1429.1} = \frac{\text{COD}}{300.111} \quad (3.5.4)$$

理论烟气量由四部分组成,即由有机物燃烧产物(主要为二氧化碳、二氧化硫、产生的水蒸气和生成的氮氧化物)、理论空气量中原有的氮气和空气、有机污泥(废液)中水分蒸发产生的水蒸气所组成,如下式:

$$V_y^0 = V_{y1} + 0.79 V^0 + 0.0161 V^0 + 1.24 P / 100 \quad (3.5.5)$$

式中 V_y^0 ——污泥(有机废液)焚烧的理论烟气量(标准状态下), m^3/kg ;

V_{y1} ——有机物燃烧产物的体积, Nm^3/kg ;

P ——污泥含水率, %。

将 $V_{y1} = 1.163 \text{COD} / 1000$ 和式(3.5.4)代入式(3.5.5)整理得

$$V_y^0 = 0.003849 \text{COD} + 0.0124 P$$

理论烟气焓的计算

理论烟气焓是污泥(有机废液)焚烧产生的理论烟气量所具有的焓值,是焚烧炉设计时热力计算必需的参数。通常情况下某一温度的理论烟气焓是根据烟气的成分和各种组分的比热计算确定,如下式:

$$I_y^0 = V_{\text{RO}_2}^0 (CT)_{\text{CO}_2} + V_{\text{N}_2}^0 (CT)_{\text{N}_2} + V_{\text{H}_2\text{O}}^0 (CT)_{\text{H}_2\text{O}}$$

式中 I_y^0 ——理论烟气焓, kJ/kg ;

$V_{\text{RO}_2}^0$ 、 $V_{\text{N}_2}^0$ 、 $V_{\text{H}_2\text{O}}^0$ ——分别是烟气中三原子气体(CO_2 和 SO_2)量、理论氮气量、理论水蒸气量, m^3/kg (标准状态);

C ——为气体的比热, $\text{kJ}/(\text{Nm}^3 \cdot ^\circ\text{C})$, 可根据气体种类和温度计算或查表获得;

T ——烟气的温度, $^\circ\text{C}$ 。

由于污泥(有机废液)的组成复杂,焚烧后产生的烟气成分难以确定,所以利用上述计算理论烟气焓的方法难以实现,而采用最常用的有机废液监测指标 COD 值的方法来估算理论烟气焓。平均来说,焚烧 1gCOD 产生 0.00058664m^3 (标准状态)的三原子气体、 0.00054727m^3 (标准状态)的水蒸气、 0.000066763m^3 (标准状态)的氮气,同时每消耗 1gCOD 就从空气中带入焚烧产物 0.00263237m^3 (标准状态)的氮气和 0.000053647m^3 (标准状态)的水蒸气。考虑到有机废液本身所含的水量 P 在焚烧时也产生水蒸气进入理论烟气量中,所以 COD 与理论烟气量所具有的焓值的关系如下:

$$I_y^0 = \text{COD} \times [5.8664 \times 10^{-4} (CT)_{\text{CO}_2} + 26.9913 \times 10^{-4} (CT)_{\text{N}_2}] + [6.00918 \times 10^{-4} \text{COD} + 0.0124 P] (CT)_{\text{H}_2\text{O}}$$

在污泥(有机废液)焚烧炉设计的实用温度和 COD 浓度范围内,水分含量在 $>42\%$ 的情况下,由上式计算的理论烟气焓所产生的相对误差 $\leq 15\%$,这对于焚烧炉设计时的热力计算是能够接受的。

3.6 污泥的综合利用与处置

污泥的综合利用视其性质而定。大致有以下几类利用方式。

3.6.1 农业利用

污泥中含有植物所需要的营养成分和有机物,因此污泥应用在农业上是最佳的最终处置办法。污泥的肥

效主要取决于污泥的组成和性质。以生活污水的污泥为例,含氮量为2%~6%,含磷量1%~4%,含钾量为0.2%~0.4%。从肥料的三要素来分析污泥的肥效,主要是利用其氮肥,其次是磷肥,钾肥的利用价值较小。污泥的氮、磷含量都比一般农家肥高,而且污泥中含有的硼、锰、锌等微量元素,对农业增产有重要作用。因此可以说污泥是一种优质的有机肥料。但污泥中含有的病菌、寄生虫、病原体及重金属离子,如直接用作肥料,会对植物有危害作用并进入食物链影响其他生物,而且不利于土壤吸收养分。因此在把污泥用作农田肥料前,应首先进行稳定化处理,使病菌、寄生虫和病原体等死亡或减少,稳定有机物和减少臭气。此外,对于其中重金属离子的含量,也必须符合我国农业部制定的《农用污泥中污染物控制标准》(GB 4284—84)的要求。

较常用的处理方法是堆肥。堆肥是利用嗜热微生物,使污泥中的有机物和水分好氧分解,能达到腐化稳定有机物、杀死病原体、破坏污泥中恶臭成分和脱水的目的。堆肥的缺点是在天气不好时,过程缓慢,且会产生臭气。

3.6.2 建筑材料利用

污泥可用作制砖与制纤维板材两种建筑材料。此外还可用于铺路。

污泥制砖可采用干化污泥直接制砖,也可采用污泥焚烧灰制砖。制成的污泥砖强度与红砖基本相同。

对制砖粘土的化学成分有一定要求。当用于干化污泥直接制砖时,由于干化污泥组成与制砖粘土有一定差异,应对污泥的成分作适当调整,使其成分与制砖粘土的化学成分相当。而焚烧灰的化学成分与制砖粘土的化学成分是比较接近的,因此利用污泥焚烧灰制砖,只需加入适量的粘土与硅砂即可。

污泥制纤维板材,主要是利用蛋白质的变性作用,也即活性污泥中所含粗蛋白(有机物)与球蛋白(酶)在碱性条件下,加热、干燥,加压后,会发生一系列的物理、化学性质的改变,从而制成活性污泥树脂(又称蛋白胶),再与经过漂白、脱脂处理的废纤维(可利用棉、毛纺厂的下脚料)一起压制成板材,即生化纤维板。生化纤维板性能见表3.6.1,表中还列出了国家三级硬制纤维板的标准以作比较。

表 3.6.1 生化纤维板与三级硬质纤维板比较

板 名	容重/(kg/m ³)	抗折强度/(kg/cm ²)	吸水率/%
三级硬质纤维板	≥800	≥200	≤35
生化纤维板	1250	180~220	30

3.6.3 填埋

污泥可单独填埋或与其他废弃固体物(如城市垃圾)一起填埋。填埋场地应符合一定的设计规范。其中需注意以下几点。

① 填埋场地的渗沥水属高浓度有机污水,污染非常强,必须加以收集进行处理,以防止对地下水和地表水的污染。

② 应注意填埋场地的卫生,防止鼠类和蚊蝇等的孳生,并防止臭味向外扩散。

③ 除焚烧灰的挥发分在15%以下时,可进行不分层填埋,其他情况均需进行分层填埋。生污泥进行填埋时,污泥层的厚度应≤0.5m,其上面铺砂土层厚0.5m,交替进行填埋,并设置通气装置;消化污泥进行填埋时,污泥层厚度应≤3m,其上面铺砂土层厚0.5m,交替进行填埋。

④ 如在海边进行填埋时,需严格遵守有关法规的要求。

3.6.4 投海

沿海地区,可考虑把污泥投海,投海污泥最好是经过消化处理的污泥,而且投海地点必须远离海岸。投海的方法可用管道输送或船运,前者比较经济。污泥投海,在国外有成功的经验也有造成严重污染的教训,因此必须非常谨慎。

按英国的经验,污泥(包括生污泥、消化污泥)投海区应离海岸10km以外,深25m,潮流水量为污泥量的500~1000倍。这样由于海水的自净与稀释作用,可使海区不受污染。

我国城市污水污泥利用和处置途径见图3.6.1。

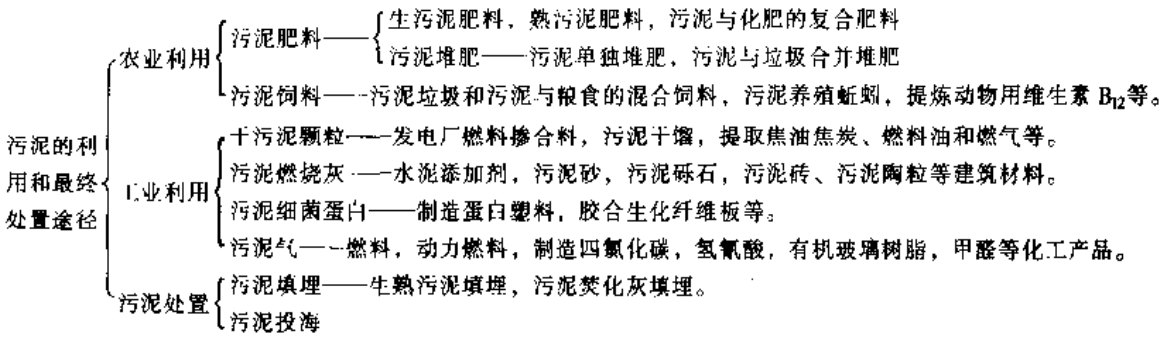


图 3.6.1 我国城市污泥利用和最终处置的可能途径

4 水处理工艺流程选介

将上述水质处理单元技术和污泥处理与处置方法组合起来,可以形成各种各样的水处理工艺流程,下面按废水种类或处理对象选介若干个处理系统。有关工艺流程的选择参见 9.3。

4.1 肉类加工废水处理

4.1.1 废水水质水量

肉类加工厂的废水主要来自屠宰车间、分割肉加工车间、肉制品加工车间和圈舍等。废水中主要含有血液、油脂、碎肉、畜毛和粪便等,属高浓度有机废水。废水呈红褐色、具有较强的腥臭味,含有较多的病原微生物。废水流量在 1d 内变化幅度较大。废水量取决于屠宰牲畜的种类及头数。一般屠宰一头大牲畜的废水量为 $1.5 \sim 2.0\text{m}^3$; 小牲畜 $0.4 \sim 0.7\text{m}^3$ 。日屠宰生猪 5000 头的肉联厂,废水量为 $2000\text{m}^3/\text{d}$ 。国内部分肉联厂的废水水质见表 4.1.1。

表 4.1.1 国内部分肉类加工废水资料 (除 pH 和注明外,其余单位为 mg/L)

厂名 项目	北京肉联厂	上海大场 肉联厂	南京 肉联厂	武汉 肉联厂	齐齐哈尔 肉联厂	沈阳 肉联厂	江苏盐城 肉联厂	河北邯郸 肉联厂	成都南郊 肉联厂
pH	7		7	7.0	7.0~7.6	6.9~7.6		5.8~7.4	
BOD ₅	301~721	522	759	475	180~655	801	305~529	300~700	402~819
COD	621~1778		1401		246~1023	1962	754~1407	600~1400	660~1016
油脂	65~133			224		28			
SS	234~800	564	556	573	310~1036	544		1200~2700	
总氮	34.7~85.2			207	29.1~44.1				
NH ₃ -N	17.2~80.4		42.0	32	1.51~28.5	6.25~48.0			
硝酸盐氮					2.56~5.5	0.58~45.2			
总磷 (磷酸盐)	0.17~35.8			(61.6)	2.22~3.66				
大肠菌群 (个/100mL)	$1.64 \times 10^{10} \sim$ 72.38×10^{12}		$<1.74 \times$ 10^8			$>1.6 \times 10^7$			

4.1.2 综合废水处理系统

对肉类加工废水的处理主要是去除废水中的悬浮物和各种形态的有机物,因此宜采用以生物处理为主体的流程。在进生化装置前,通常需要去除废水中的油脂和 SS,调整 pH 值,吹脱 H_2S 等,以减轻废水的腐败程度和生化处理的负荷,可选方法有格栅、预曝气、隔油池,沉砂池、均和调节池、初次沉淀池等。经过上述预处理,废水 BOD₅ 可去除 30% 左右。

废水处理主要构筑物设计参数如表 4.1.2。

表 4.1.2 废水处理主要构筑物设计参数

构筑物	作用	设计参数	备注
1. 格栅	去除大块杂物、内脏、碎肉、碎皮	① 栅条间距 20~40mm ② 过栅流速 0.65~1.0m/s ③ 倾角 45~60°	① 宜安装前疏后密的 2 道格栅 ② 按最大流量设计
2. 预曝气	改善沉淀条件, 吹脱有害气体	① 停留时间 10~20min ② 曝气量 0.5m³/m³ 污水	可以投加二沉淀的回流污泥
3. 隔油池	收集清除油脂	① 停留时间 1.5~2.0h ② 水平流速 2~5mm/s ③ 水深 1.5~2.0m	① 多用平流池 ② 回收油脂可作为工业用油或饲料添加剂
4. 沉砂池	去除泥、砂、炉渣、骨屑等	① 平流池水平流速 0.15~0.3m/s ② 竖流池上升流速 0.02~0.1m/s ③ 曝气沉砂池 水平流速 0.1m/s 水深 2~3m 宽深比 1~1.5 长宽比 5 曝气量 0.2m³/m³ 污水 或 3~5m³/(m² 池面·h) 穿孔管布气孔径 2.5~6mm ④ 停留时间 1~3min	
5. 均和调节池	均化水质水量	① 空气搅拌用穿孔管 空气量 2~3m³/(m 管长·h) ② 空气提升循环 空气量 4~6m³/(m³ 废水·h) 或 5~6m³/(m² 池面·h)	也可用水泵循环、机械搅拌、穿孔导流槽进水
6. 初次沉淀池	去除 SS	① 平流池水平流速 5mm/s 表面负荷 1.5~3m³/(m²·h) 池长宽比 >4 池长深比 8~12 ② 竖流池上升流速 0.5~1.0mm/s, 中心管流速设反射板 100mm/s 不设反射板 30mm/s 泥斗倾角 >55° ③ 辐流池表面负荷 2~3m³/(m²·h) ④ 停留时间 1~2h ⑤ 污泥在泥斗中停留时间 <4h ⑥ 斜板池 板间距 80~100mm 斜板上部水深 0.5~1.0m 斜板下部缓冲层高 0.5~1.0m 停留时间 30min	① 中小厂多用竖流池 ② 可去除 70%SS 30% BOD₅

续表

构筑物	作用	设计参数	备注
7. 活性污泥法	去除 BOD_5	① 污泥负荷 $0.3 \sim 0.7 kgBOD_5/(kgMLSS \cdot d)$ 容积负荷 $1.2 \sim 1.6 kgBOD_5/(m^3 \cdot d)$ ② $MLSS 2 \sim 4 g/L$ ③ 停留时间 $7 \sim 12h$ ④ 污泥回流比 $50\% \sim 100\%$ ⑤ 鼓风曝气供气量 $210m^3/kgBOD_5$	① BOD_5 去除 $90\% \sim 95\%$
8. 延时曝气池	去除 BOD_5	① 有机负荷 $0.1kgBOD_5/(kgMLSS \cdot d)$ 容积负荷 $0.48kgBOD_5/(m^3 \cdot d)$ ② $MLSS 2 \sim 3g/L$ ③ 停留时间 $> 30h$	① BOD_5 去除 $95\% \sim 98\%$ ② TN 去除 90%
9. 生物转盘	去除 BOD_5	① 有机负荷 $20 \sim 32 g/(m^2 \cdot d)$ ② 停留时间 $4 \sim 9h$ ③ 转数 $8r/min$	① BOD_5 去除率 $84\% \sim 95\%$ ② 水温 $8 \sim 13^\circ C$

肉类加工废水处理流程见图 4.1.1~图 4.1.3。

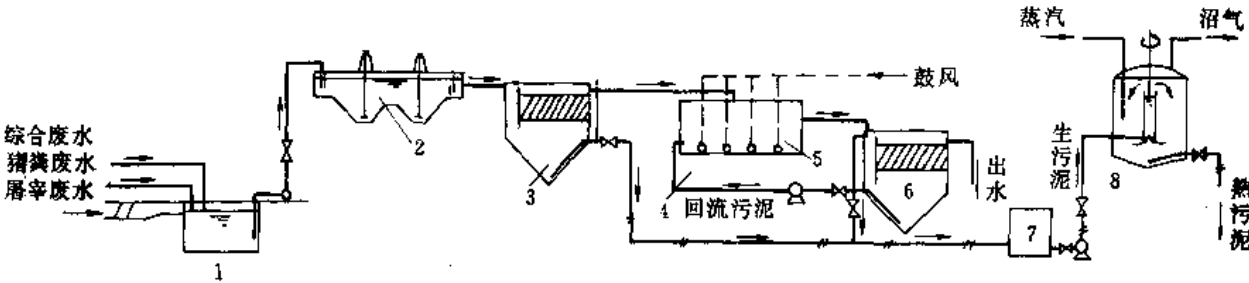


图 4.1.1 肉联厂废水处理流程图

1—集水井；2—沉砂池；3—初沉池；4—再生池；5—吸附池；6—二沉池；7—投料池；8—消化池

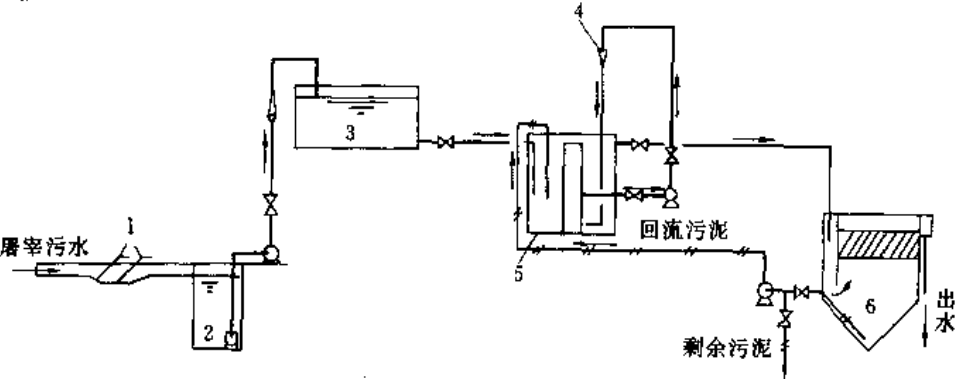


图 4.1.2 肉联厂废水处理流程图

1—格栅；2—集水井；3—调节池；4—射流器；5—射流曝气池；6—沉淀池
射流器工作压力 $0.1MPa$ ，工作水量 $40 \sim 50m^3/h$ ，水气比 $0.5 \sim 1.0$

广东某屠宰厂日宰生猪 2000~2500 头，排放废水 $2000m^3/d$ ，废水集中在短时间内排放，水量波动大。废

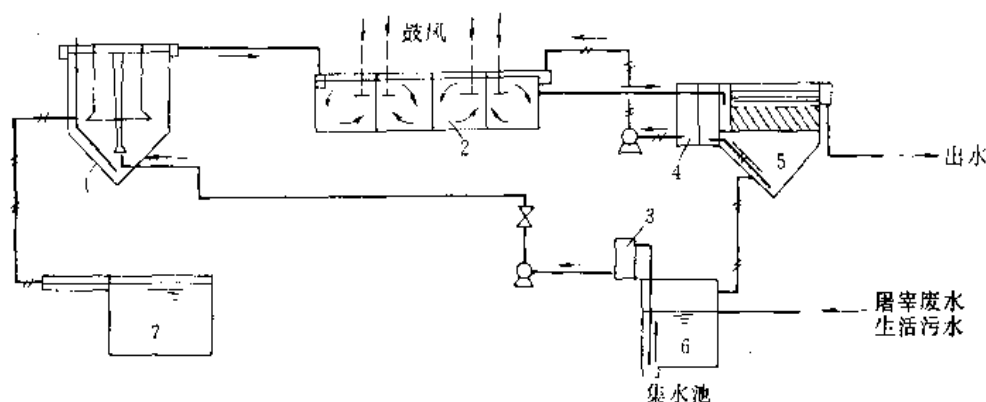


图 4.1.3 肉联厂废水处理流程图

1—厌氧接触池；2—多点进水曝气池；3—引水罐；4—污泥回流井；5—斜板沉淀池；6—集水池；7—污泥池

水 COD800~1200mg/L, BOD₅ 500~700 mg/L, SS700~900 mg/L, 动植物油类 20 mg/L。采用如下 SBR 为主的处理工艺：废水→机械格栅→集水井→潜污泵→机械转筛→调节池→潜污泵→SBR 反应池→出水。污泥经浓缩池后干化，浓缩池上清液回至集水井。主要构筑物及设备如表 4.1.3。

表 4.1.3 主要构筑物及设备

名 称	主要尺寸/m	数 量	名 称	规格型号	数 量
集水井	3.6×1.65×4.3	1	机械格栅	XGC500	1
调节池	12.5×8.5×6.2	1	机械转筛	SXF-1315	1
SBR 反应池	8.0×8.5×6.2	4	潜污泵	WQ140-15-15	3
设备间	24.0×4.5	1	潜污泵	WQ400-20-45	5
泵房	4.0×4.5	1	污水泵	4PW	4
污泥浓缩池	8.3×4.3×4.8	1	射流曝气器	φ25×3 组合型	16
			射流充氧机	ASJ-5	1

SBR 反应池设计工作周期 12h，均为人工配水（计划二期工程改为自动控制）。限制性曝气方式进水 1.0h，曝气 7.5h，沉淀 1.0h，排水排泥 1.0h，闲置 1.5h。采用人工控制固定式多点排水法。池中污泥浓度较高。

处理效果见表 4.1.4。当 COD 负荷短时期增至设计值 2 倍以上时，系统仍能稳定工作。

该工程占地仅 1000m²，耗电量为 1.2kWh/m³，运行费用约 1.1 元/m³（不含折旧）。

表 4.1.4 处理效果

项 目	正 常 运 行						高负荷运行
	pH	SS	COD	BOD ₅	硫化物	油	COD
处理前/(mg/L)	7.83	180	1030	436	2.30	10.8	SBR 进 2012~2502
处理后/(mg/L)	8.10	61	110	49.6	0.03	5.1	SBR 出 95.6~110
去除率/%		66.1	89.3	88.7	98.6	52.8	94.8~95.9

4.2 制革工业废水处理

4.2.1 生产工艺

皮革生产使用的原料主要是牛皮、猪皮和羊皮。制革工艺包括准备、鞣制和整理三个工段。

准备工段是对原皮进行初步加工，准备适宜于加工的半制品。包括浸水、浸灰、脱毛、脱灰、软化、浸

酸等工序。浸水工序将已晒干或用防腐剂处理过的原皮用水加盐浸泡,回软并清除皮上沾染的血污、泥沙、油脂等。浸灰工序用石灰及硫化钠的混合液浸泡。接着开动转鼓进行脱毛,使其成为裸皮,再用清水冲洗30~45min。然后用铵盐、盐酸的混合液中和皮上残碱,使pH值下降到7.5左右。将皮放在木质转鼓中用酶液软化,再用温水漂洗。最后用硫酸和食盐的混合液浸泡,得到呈酸性的生皮。采用酶脱毛的制革厂,不再有浸灰、脱灰工序,废水排放量和浓度大大减小。

鞣制工段用鞣料处理生皮,使皮的蛋白质与鞣料结合,将生皮转变成革。轻革较薄,一般用铬盐鞣制;重革较厚,一般用植物鞣剂鞣制。常用的铬盐有红矾(重铬酸钠、重铬酸钾)与明矾(钾明矾、钠明矾、铵明矾)。鞣制时先往转鼓中注入一些清水,再加3%~5%的食盐,放进生皮,开动转鼓,然后从转鼓的轴眼分批注入鞣液,数小时后注入碱液。待生皮的试样在95℃的热水中不收缩时,表明鞣制完成,然后水洗、染色。植物鞣剂为单宁,有效成分是具有多元酚基和羧基的有机物。鞣制在一组池子中进行,池中鞣液浓度逐一提高,最后一池要加热到40℃左右。纯植物鞣制的生产周期一般为数十天。废鞣液和漂洗水成为废水。

整理工段把鞣制好的皮革进行机械加工,如平展、干燥、回湿、拉软、张钉、净面、涂饰、打光等,以增进其机械及感官性能,如色泽、手感、光洁度和坚实度等。废水主要是整饰剂贮存用具的冲洗水。

猪皮轻革的生产工艺过程及废水排放情况见图4.2.1。

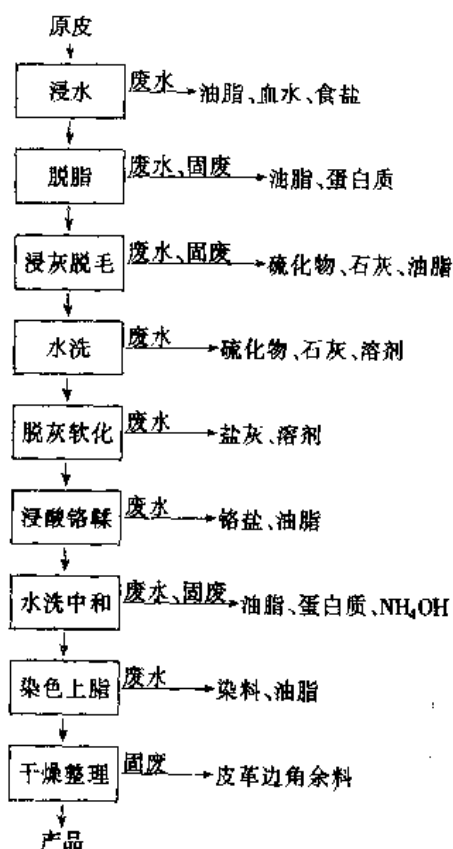


图 4.2.1 猪皮轻革生产工艺与废水排放

近年来推行的清洁生产工艺要点:①采用冷藏法保存鲜皮、消除盐腌皮的盐污染。②用保毛法浸灰脱毛工艺取代传统的浸灰脱毛,可回收90%以上的毛,且毛形完整。COD、BOD可降低80%,SS降低70%,TN降低90%,浸灰废水排放量减少80%。③通过长链二羧酸盐或者加催化剂使铬和皮纤维的结合点增加,结合更牢固,使铬吸收率达到90%左右,废水 Cr^{3+} 从3~4 g/L降至0.2 g/L以下。代表性工艺有巴斯夫工艺和PCPA工艺。

4.2.2 废水的水量及水质

制革废水由强碱性浸灰脱毛废水和弱酸性鞣制废水组成,前者主要由准备工段排出,后者则主要来自鞣制工段。各工序废水量占总废水量的比例大致为浸水脱脂25%、浸灰水洗20%、脱灰软化20%、浸酸铬鞣5%、中和染色上脂30%。据调查统计,每100kg原皮,生产牛面革排水18m³,猪面革10.15m³,羊面革11.225m³,牛底革18.05m³,猪底革21.4m³。

制革混合废水呈碱性(pH8~12);含大量悬浮物(SS2000~4000mg/L)和有机物(BOD1500~2000mg/L, COD3000~4000mg/L);外观污浊(色度600~3500倍),气味难闻。铬鞣废液中含 Cr^{3+} 达4000mg/L,脱毛废水含 S^{2-} 2~25g/L。废水水质水量一天内变化很大。

4.2.3 脱毛含硫废水预处理

(1)催化氧化法 S^{2-} 是一种强还原剂,可在Mn、Cu、Fe、Co、Ni等金属盐类催化下用空气氧化为元素S以及相应pH值的硫酸盐。 MnSO_4 用量为50 g/kg Na_2S ,需氧量为2kg O_2 /kg Na_2S 。曝气2h。充氧方式可用表面曝气机,射流泵或鼓风曝气。用表面曝气机一次投资较大,缺乏耐冲击负荷性能,但占地小;用鼓风曝气和射流泵投资较省,负荷适应范围大,但水面易起泡沫,影响排渣和复氧。反应在碱性条件下进行,若pH低于8.5~9.0,处理后的水在厌氧条件下有重新还原成 S^{2-} 的可能。曝气4~6h, S^{2-} 可去除98%以上,COD去除69%左右。出水进综合污水处理系统。

(2)酸化负压法 将碱性废水加 H_2SO_4 调至酸性(pH4),沉淀后 BOD_5 、TN浓度最低,同时放出 H_2S ,再用NaOH吸收,可回收 Na_2S 和皮蛋白。

反应罐在抽气负压状态下工作,真空度80kPa,脱硫时间5min,含 H_2S 尾气经调节罐进入吸收罐,用

10%~15%的NaOH溶液二级吸收,反应罐出水入沉淀池,沉淀30min、沉渣用压滤机脱水,可回收蛋白质含量为60%~70%的皮蛋白(干)9kg/m³(废水)。废水COD、S²⁻和SS分别降低88%、99%和97%。出水进综合污水处理系统。

(3)化学沉淀、混凝法 用铁盐(PFS、FeSO₄或FeCl₃)与S²⁻形成FemSn沉淀,以去除S²⁻,这种方法效果好,但生成的黑色污泥量大,脱水困难,药耗大。

用PAC混凝,再用沉淀或气浮法分离絮凝体,可去除SS60%以上,COD和S²⁻可去除70%以上。

4.2.4 含脂废水回收

猪革原皮含大量油脂,脱脂废水中油脂浓度高达6~14g/L。油脂以乳化状态分散在水中,通常加H₂SO₄调pH值至3~4进行破乳,通入蒸汽加盐搅拌,并在40~60℃的温度下静置2~3h,油脂逐渐上浮形成油脂层。再进行油水分离可回收油脂95%,去除COD90%以上。

回收的油脂泵入皂化罐,加30%NaOH调pH值至12,同时通入蒸汽,进行间壁加热,沸腾1h,再泵入酸化反应罐,加H₂SO₄酸化(pH3~4),静置2~3h后放出澄清水,用湿水洗油脂2~3次,分离后得到混合脂肪酸。澄清水进综合污水处理系统。

4.2.5 含铬废水回收

(1)碱沉淀法 在铬鞣废液中铬的主要成分是碱式硫酸铬,当pH<4时,呈稳定的蓝绿色,当pH>6时,则形成Cr(OH)₃沉淀。Cr(OH)₃用H₂SO₄溶解,又还原成Cr(OH)SO₄。目前国内90%的制革厂都采用碱沉淀法回收铬。当铬含量不高时,可用氧化镁、石灰作沉淀剂;如果铬含量高,石灰中的钙有可能被废水中的阴离子沉淀出来,影响回收的Cr(OH)₃的纯度,则可用NaOH作沉淀剂。回收流程是:废铬液经粗细格栅除杂后进入贮液池,然后泵入碱沉淀池,在沉淀池中通入蒸汽加热搅拌,最佳温度40℃,加碱控制pH8.2~8.5,经陈化沉淀后,澄清液进综合污水处理系统,沉渣泵入受压容器,加压缩空气,将渣浆(体积约为沉淀池的52%)压入第一板框压滤机,滤液入综合污水处理系统,滤饼移入酸化池,加H₂SO₄溶液混合搅拌,再压入第二板框压滤机,滤液入铬液池,回用于生产。铬回收率在99%以上。

在加碱的同时,加入脂肪酸二元酸钠盐助沉剂,渣浆在助沉剂分子中烷基的疏水作用下,逐渐排出水分,体积收缩,在水下产生龟裂,可显著降低渣浆中水的流动阻力,实现沉降自滤,从而省去板框压滤机。助沉剂用量及最终pH值依原废水Cr含量由试验确定。

(2)萃取法 以R溶剂为萃取剂,在pH4左右进行萃取。R溶剂中的H⁺和废液中的Cr³⁺以3:1的比例进行交换。操作前先要加碱中和部分酸,使整个过程保持恒定的pH值,以保证萃取效果。在反萃取前应先行加碱以破坏R溶剂和Cr³⁺形成的稳定的环状结构,然后再加酸,进行反萃。用这种方法回收的Cr³⁺纯度高。

4.2.6 综合废水处理

制革废水污染物含量高,成分复杂,经常采用的是物化处理与生化处理相结合的流程。物化处理最常用的是混凝沉淀法及混凝气浮法。设备与操作简单,处理效果稳定,但污泥量较多,适用于中小型制革厂。采用的混凝剂有FeSO₄、碱式氯化铝、聚丙烯酰胺。物化处理后再接以生化处理,常用方法有活性污泥法、接触氧化法、生物滤池、生物转盘、氧化沟及间歇式活性污泥法(SBR)。

设计参数与处理效果见表4.2.1。

综合制革废水处理典型流程图见图4.2.2。

表4.2.1 废水处理主要构筑物设计参数

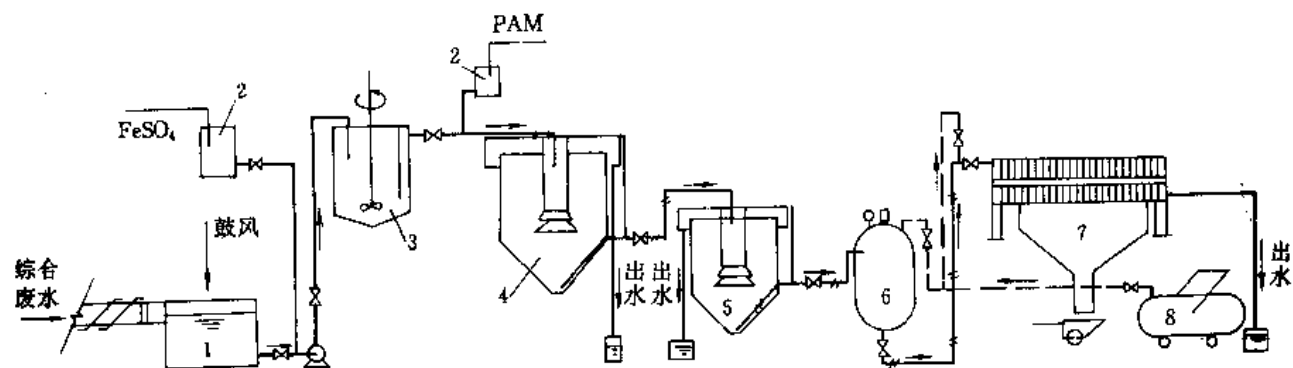
构筑物	作用	设计参数	备注
格栅	去除大块碎皮、毛	(1)栅条间距: 粗:20~25mm 细:10mm (2)过栅流速:0.2~0.5 m/s (3)倾角:60° (4)按瞬时最大流量设计	宜用机械格栅; 设粗细两道

续表

构筑物	作用	设计参数	备注
调节池	(1)调节水质水量 (2)预曝气、脱硫	(1)容积:停留时间不小于 12h (2)曝气量(穿孔管): $0.02 \sim 0.04 \text{ m}^3 \text{ 空气}/(\text{min} \cdot \text{m}^3 \text{ 池容})$	容积设计应根据水量累加曲线及工厂生产发展计划决定 曝气管按廊道单侧布置
初沉池	去除可沉物质	(1)表面负荷:约 $1 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ (2)沉淀时间:2~3h (3)去除效果:SS 60%~70% COD 与 BOD 约 30%	常用平流式或竖流式,应设加药混凝设施,以备处理效果下降时,加混凝剂强化初沉效果
混凝沉淀池、混凝气浮池	去除各种形态的污染物,尤其是大分子、难降解物质,有毒物质、胶体物质及不溶物质,如 SS、色度、表面活性剂、 S^{2-} 重金属等	(1)投药量:用硫酸亚铁(固)或碱式氯化铝(液,含 Al_2O_3 10%)时,投加量为 0.3‰~0.5‰。聚丙烯酰胺 2mg/L (2)表面负荷: 混凝沉淀池:2~3 $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 混凝气浮池:3~5 $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ (3)去除率: COD 与 BOD 约 50% $\text{S}^{2-} > 70\%$ SS 与色度 > 80%	加药间内设溶解池。溶液池、投药设施;混合可用空气搅拌,反应可用桨板或水力搅拌 气浮法对混合与反应的要求不严格
活性污泥曝气池	去除各种形态的有机污染物,主要是可溶性有机污染物	(1)污泥浓度:MLSS2~3g/L (2)污泥负荷: 不考虑硝化 $0.3 \sim 0.5 \text{ kgBOD}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ 考虑硝化 $< 0.2 \text{ kgBOD}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ (3)曝气量(穿孔管): $0.05 \sim 0.08 \text{ m}^3 \text{ 空气}/(\text{min} \cdot \text{m}^3 \text{ 池容})$ (4)沉淀后效果: COD 70%~80% $\text{BOD}_5 > 90\%$ 色度与 $\text{S}^{2-} > 70\%$	废水中的 S^{2-} 易导致产生污泥膨胀,最好选用推流式曝气池。废水中含有表面活性剂,在曝气池水面形成大量泡沫,因此不能用表面曝气设备。曝气池应设消泡设施
活性污泥二沉池	将微生物及吸附的污染物从水中分离	(1)表面负荷:约 $1 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ (2)沉淀时间:2~3h (3)固体通量: $< 150 \text{ kgMLSS}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ (4)污泥回流比:50%~60%	根据表面负荷和固体通量计算出两个面积,用大者作为沉淀池设计面积 污泥回流比应根据计算确定
接触氧化池	去除各种形态污染物	(1)容积负荷:2~4 $\text{kgBOD}_5/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 考虑硝化时,用负荷下限 (2)曝气量(穿孔管): $0.15 \sim 0.3 \text{ m}^3 \text{ 空气}/(\text{min} \cdot \text{m}^3 \text{ 池容})$ (3)去除效果:同曝气池	该法负荷高,不产生污泥膨胀现象,且生物膜上的硝化菌有硝化作用 污染物浓度高时用两级

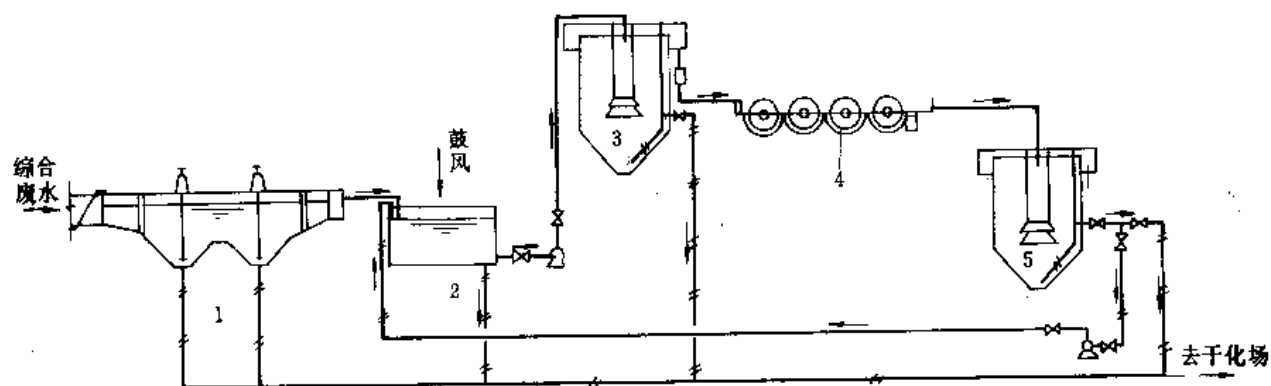
续表

构筑物	作用	设计参数	备注
低负荷生物滤池 (以碎石为填料)	去除各种形态污染物	(1)表面水力负荷: $1 \sim 3 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ (2)容积负荷: $0.3 \text{ kgBOD}_5/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ (3)去除效果: COD 去除: 70% ~ 80% BOD ₅ 去除: 85% ~ 90%	进水 SS 较高时易堵塞, 因此对预处理要求高, 受温度影响大, 适用于中小型的制革厂
高负荷生物滤池		(1)表面水力负荷: $10 \sim 30 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ (2)容积负荷: $1 \text{ kgBOD}_5/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ (3)去除效果: BOD ₅ 去除: 约 80% COD 去除: 约 70%	
塔式滤池	去除各种形态污染物	(1)高度: 8 ~ 12m 填料孔径: > 19mm (2)表面水力负荷: $150 \sim 200 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ (3)容积负荷: $2 \text{ kgBOD}_5/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ (4)去除效果: COD 去除: 70% BOD ₅ 去除: 80%	
生物转盘	去除各种形态污染物	(1)水力负荷: $0.1 \sim 0.2 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ (2)有机负荷: $0.02 \sim 0.03 \text{ kgBOD}_5/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ (3)去除效果: 三级串联时, BOD ₅ 去除 85% ~ 90%	适合于小型制革厂, 除硫效果好, 受温度影响大
生物膜法二沉池	固液分离	(1)表面水力负荷: $3 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ (2)停留时间: 1 ~ 1.5h (3)污泥含水率: 96% ~ 97%	可通过投药以加强色度与难降解物质的去除
氧化沟	去除各种形态污染物, 具有脱氮功能	(1)污泥浓度 (MLSS): $2 \sim 5 \text{ g/L}$ (2)污泥负荷: $0.1 \sim 0.2 \text{ kgBOD}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ (3)污泥龄: 20 ~ 30d (4)水流速: 0.3m/s (5)去除效果: COD、SS: 约 85% BOD ₅ 、S ²⁻ : 约 95% NH ₃ - N: 70%	二沉池设计同活性污泥法; 曝气设备根据需去除的 BOD ₅ 量确定



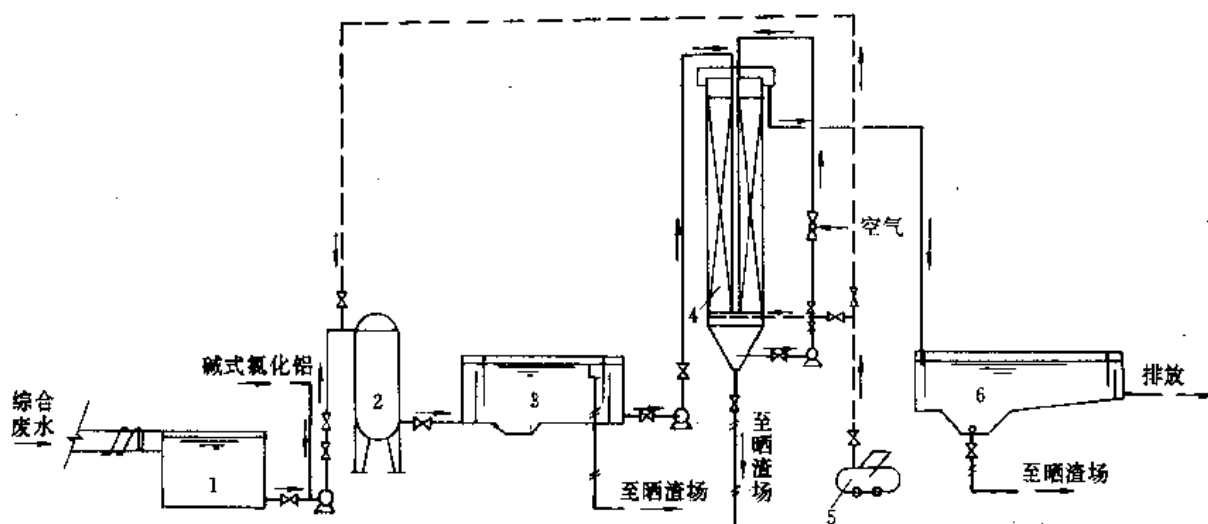
(a)

1—均质池；2—药箱；3—反应池；4—沉淀池；5—浓缩池；6—贮气罐；7—板框压滤机；8—风压机



(b)

1—沉砂池；2—预曝调节池；3—竖流沉淀池；4—生物转盘；5—竖流二沉池



(c)

1—调节池；2—溶气罐；3—气浮池；4—氧化塔；5—空压机；6—二沉池

图 4.2.2 制革废水处理流程图 (综合废水)

4.3 啤酒工业废水处理

4.3.1 啤酒生产工艺及废水来源

啤酒生产通常以大麦和大米为原料，辅以啤酒花和鲜酵母，经较长时间的发酵酿造而成。其生产工艺如图 4.3.1。

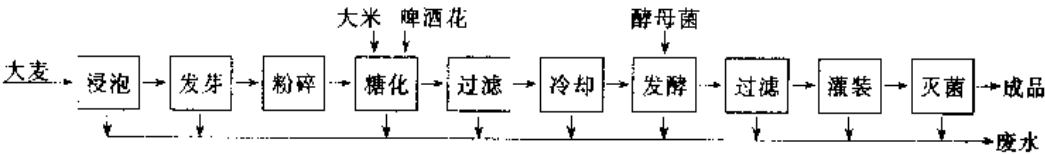


图 4.3.1 啤酒生产工艺及废水来源

4.3.2 废水水质水量

啤酒工业废水主要含糖类、醇类有机物，有机物浓度较高。大麦在浸泡过程中溶出戊糖、蔗糖、葡萄糖、果胶、矿物盐和外皮中的纤维素、蛋白胍、单宁、苦味质等，这些可溶物约占麦粒质量的 0.5% ~ 1.5%，废水呈黄褐色。其他车间排出的废水中除含糖类外，还含多种氨基酸、醇、维生素、酵母菌、啤酒花、纤维素、麦糟等。混合废水水质大致如表 4.3.1。生产废水和部分生活废水混合后，有机物浓度会有所降低。

表 4.3.1 啤酒生产废水水质

pH	水温/℃	COD/(mg/L)	BOD ₅ /(mg/L)	碱度/(mgCaCO ₃ /L)	SS/(mg/L)	TN/(mg/L)	TP/(mg/L)
5~6	16~30	1000~2500	700~1500	400~450	300~600	25~85	5~7

废水量取决于生产规模和管理水平，一般每酿造 1t 啤酒排放 12~20m³ 废水。废水流量在 1d 内变化幅度较大。

4.3.3 混合废水处理系统

啤酒废水可生化性好，常用好氧、厌氧生物处理工艺。经过二级生物处理，出水可以达到排放标准。国内部分啤酒厂废水处理工艺及设计运行参数见表 4.3.2~ 表 4.3.5。

表 4.3.2 国内部分啤酒厂废水处理工艺

厂 名	核 心 工 艺	处 理 水 量
合肥、昆明啤酒厂、常州酿酒总厂	生物滤池 + 射流曝气	29.2 × 10 ⁴ m ³ /a
杭州啤酒厂	二级充氧型生物转盘	2100 m ³ /d
青岛啤酒厂	三段生物接触氧化池	2000 m ³ /d
无锡啤酒厂	两段活性污泥法 + 稳定塘	1200 m ³ /d
广州、烟台、武汉、东西湖啤酒厂	普通活性污泥法	120 × 10 ⁴ m ³ /a
珠江啤酒厂	两段活性污泥法	51 × 10 ⁴ m ³ /a
上海江南啤酒厂	塔滤 + 射流曝气	3000 m ³ /d
上海华光啤酒厂	生物转盘 + 曝气池 + 气浮	2000 m ³ /d
抚顺啤酒厂	曝气池 + 生物接触氧化池	2100 m ³ /d
北京华都啤酒厂	两段活性污泥法 + 稳定塘	2400 m ³ /d
长江啤酒厂	两段表面曝气池	3600 m ³ /d
湖北荆门、上海益民啤酒厂	塔滤 + 曝气池	2200 m ³ /d
房山啤酒厂	超滤池 + 生物接触氧化池	1500 m ³ /d
合肥啤酒厂	常温 UASB 反应器 + 氧化沟	1800 m ³ /d

续表

厂 名	核 心 工 艺	处 理 水 量
北京啤酒厂	常温 UASB 反应器	5000m ³ /d
沈阳啤酒厂	中温 UASB 反应器	400m ³ /d
上海、北京五星啤酒厂	深井曝气	年产 50000t
蚌埠啤酒厂	厌氧+好氧	年产 15000t
南宁、桂林酿酒总厂	生物滤池+接触氧化	
牡丹江啤酒厂	气浮+活性污泥+接触氧化	年产 24000t
厦门华侨啤酒厂	活性污泥+接触氧化+气浮	年产 25000t

表 4.3.3 活性污泥法处理啤酒废水的主要设计运行参数

处理方法	进水容积负荷 kgBOD ₅ /m ³ ·d	污泥负荷 kgBOD ₅ /kgSS·d	混合液悬浮固体 (MLSS)浓度 kg/m ³	需氧量 kgO ₂ /kgBOD ₅	产泥率 kgSS/kgBOD ₅	BOD ₅ 去除率 %	回流比 %
普通活性污泥法	0.3~0.8	0.2~0.4	1.5~2	0.8~1.1	0.2~0.4	90~95	50~100
两段活性污泥法	0.6~1.2	0.3~0.5	2~4	0.7~1.0	0.4~0.6	90~95	100~150
完全混合活性污泥法	0.6~2.4	0.2~0.4	3~6	0.7~1.1	0.4~0.6	85~90	50~150
射流曝气	2.5~5.0	0.8~1.5	3~5	0.8~1.0	0.5~0.8	90~95	100~150
延时曝气	0.15~0.25	0.05~0.15	2~5	1.4~1.8	0.15~0.3	≥95	50~150
氧化沟	0.1~0.2	0.05~0.15	2~6	1.5~2.0	0.2~0.4	95~98	50~100
单级纯氧曝气	2.4~3.2	0.4~0.6	6~8	0.5~0.6	0.1~0.3	90~95	25~50
二级纯氧曝气	3.0~3.6	0.5~0.7	6~8	0.5~0.6	0.1~0.3	90~95	25~50

表 4.3.4 生物膜法处理啤酒废水主要设计运行参数

处理工艺	进水有机负荷 kgBOD ₅ /m ³ ·d	水力负荷 m ³ /(m ² ·d)	池高(H) 或直径(D) m	产泥率 kgSS/kgBOD ₅	气水比(r) 或回流比(R) %	去除率 %
1. 高负荷生物滤池	0.8~1.2	10~40	2(H)	0.4~0.6	100~400(R)	75~85
2. 塔式生物滤池	2.5~4.5	80~200	8~12(H)	0.4~0.6	300~500(R)	60~80
3. 超滤生物滤池	4~6	80~150	4~6(H)	0.4~0.6	300~500(R)	50~60
4. 生物转盘	30~40	0.05~0.08 (以盘面计)	1.8~4.0(D)	0.4~0.6	—	80~85
5. 生物接触氧化池	4~6 (1.5~2) ^①	—	2~3(H)	0.4~0.6 (0.3~0.5) ^①	50~100 (6~10) ^① (r)	90~95 (60~70) ^①

① 作为第二级生物处理时的数据。

表 4.3.5 厌氧生物法处理啤酒废水主要设计运行参数

处理方法	反应 温度	进水有机负荷 kgCOD/ (m ³ ·d)	污泥负荷 kgCOD/ (kgVSS·d)	水力停留时间 HRT h	反应 器高 m	沼气产率 m ³ 沼气/ kgCOD 去除	污泥产率 ^① kgVSS/ kgCOD 去除	去除率 (COD) %
UASB 反应器	常温	6~8	0.3~0.35	6~8	4~5	0.4	0.1~0.2	≥85
UASB 反应器	中温	8~14	0.35~0.5	4~6	4~5	0.5	0.1~0.2	≥85
升流式厌氧滤池	常温	6~7	—	7~9	4~5	0.4	0.1~0.2	≥85
厌氧接触法	中温	2~5	0.1~0.2	3~4(d)	—	0.4~0.5	0.1~0.2	≥90

① 包括出水 VSS。

某厂采用三段接触氧化-气浮流程见图 4.3.2。

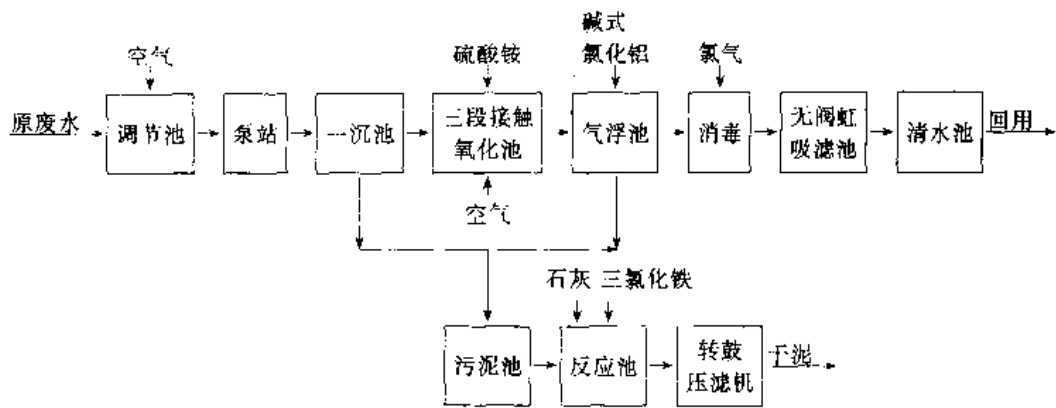


图 4.3.2 某啤酒厂废水处理工艺流程

4.4 味精工业废水处理

4.4.1 生产工艺与废水来源

味精生产大部分以淀粉水解糖为主要原料，少部分用糖厂废糖蜜为原料，采用发酵法生产工艺。生产过程中产生 3 种不同浓度废水。①高浓度废水来自谷氨酸提取母液，不同的提取工艺母液有所不同。可采用直接等电点法、水解等电点法或锌盐法提取。②中浓度废水主要是各生产工序贮槽洗涤水及酸碱废液。③低浓度废水主要是生产过程中蒸发、结晶形成的反复使用后的冷却水。

4.4.2 废水水质水量

等电点法提取谷氨酸的工艺废水见表 4.4.1。

表 4.4.1 等电点法味精废水水质

项 目	含 量	项 目	含 量
COD _{Cr} / (mg/L)	35800 ~ 65000	PO ₄ ³⁻ / (mg/L)	121 ~ 136
BOD ₅ / (mg/L)	39200	SO ₄ ²⁻ / (mg/L)	710
Cl ⁻ / (mg/L)	15600 ~ 23200	pH	0.6 ~ 5.9
SS/ (mg/L)	1100 ~ 23000	干物/%	3
NH ₃ -N/ (mg/L)	251.0 ~ 7400		

采用锌盐法提取谷氨酸的工艺废水水质为 COD_{Cr}40 ~ 60g/L, Zn²⁺ 2000 ~ 5000mg/L, S 27.3mg/L, P 124mg/L, N 6740mg/L, SS 2212mg/L, K 500mg/L, Cd²⁺ 8mg/L, pH6.3。1t 味精排放废水 600 ~ 700t, 其中高浓度水 20 ~ 30t。

味精废水具有高有机物浓度，高硫酸根和高氨氮的特征，治理难度较大。

4.4.3 废水处理工艺

根据国内大多数味精厂采用低温一次等电点加离子交换工艺提取谷氨酸的现状，设计废水处理工艺时，应结合清洁生产着重考虑以下几点。

① 运用国产离心分离设备和工艺技术来实现对谷氨酸发酵液先除菌，再等电点提取谷氨酸。用这种清洁生产工艺的办法，降低废液中有机物的含量，削减其 COD。不仅达到回收菌体制取菌体蛋白粉副产品的目的，而且明显提高谷氨酸一次等电点回收率和改善谷氨酸晶体质量。

鉴于需要去除的菌体尺寸在 700 ~ 1000nm 以上，比谷氨酸发酵液中同时存在的蛋白和胶体分子大得多。若研制一种膜孔尺寸在 800 ~ 1000nm 之间的高分子膜材料，并将其制成外压管状的膜管，让谷氨酸发酵液在内外管的环隙中作高速流动，利用流体的压力使溶液和尺寸远小于 800nm 的溶质分子透过外压管状膜，菌体则被完全截留，并被高速液流冲走，实现“自净式”循环过滤，直至菌体在液流中浓度满足烘干要求时停

止,则不仅可以解决超过滤膜除菌时必定遇到的滤速极慢〔仅 $5\sim 10\text{L}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ 〕的问题,也可以解决膜的反冲洗问题。

国内少数味精厂引进瑞典或西德生产的高速喷嘴型碟片式离心分离机用于谷氨酸发酵液除菌,已有成熟的使用经验。

由于采用离心分离机除菌处理能力强,连续分离,完全适用于谷氨酸发酵液除菌工业生产的要求。试用证明,它能同时达到提取菌体、制取副产品和提高谷氨酸一次等电点回收率的双重效果。

② 谷氨酸提取工艺沿用工厂现有的低温一次等电点加离子交换工艺,在正常生产中提高主产品谷氨酸的回收率。由于先除菌后提取,一次等电点回收率提高 $1\%\sim 3\%$ 。

③ 坚持生产工艺成熟、附加值高、销路好的副产品—饲料酵母。用这种清洁生产工艺充分消耗废水中残余的营养成分,削减 COD。

味精废水处理如果缺少饲料酵母生产这一环,最终处理设施的进水 COD 就会高达 $2.5\times 10^4\sim 3\times 10^4\text{mg/L}$,这将大大增加最终达标排放处理的难度,并加大其工程投资及运行费用。因此,坚持饲料酵母生产对于最终能达标排放具有重要作用。

可从提高饲料酵母发酵工艺的产菌率、提高饲料酵母发酵液的酵母回收率、降低中和离子交换废水的耗碱以及生产过程的能耗三方面入手,较大幅度地降低饲料酵母生产成本。

提高饲料酵母发酵产菌率的主要影响因素是菌种及其发酵工艺和进水 COD,因此首先必须对进入发酵罐的离子交换废水实行清浊分流,杜绝冲柱废水混入,保证离子交换废水以较高的 COD 进入发酵罐。采取上述措施饲料酵母发酵产菌率仍达不到 15g/L 左右时,应再改换菌种和相应的工艺,以提高饲料酵母发酵的产菌率。

为提高酵母回收率,在离心分离后面加一级混凝沉淀处理。试验表明,无毒专用双组分混凝剂(HD718₆)对酵母废水有明显的混凝沉淀作用,对废水中残余酵母的去除率为 $58\%\sim 60\%$,则酵母的总回收率可由原来(只作离心分离)的 60% 提高到 84% 。

另外,谷氨酸菌体尺寸为 $0.7\mu\text{m}\times(2\sim 3)\mu\text{m}$ 。用国产 JMDJ 211—VC—03 高速离心分离机对谷氨酸发酵液进行除菌处理时,菌体的回收率可达 $80\%\sim 87\%$ 。若用这种分离机来处理菌体尺寸为 $5\sim 8\mu\text{m}$ 的饲料酵母发酵液,则其菌体的回收率可望达到 85% 以上,与用 DP—500 分离机再加混凝沉淀两级处理的总效果相当或超过。

由于目前采用的热带假丝酵母菌种要求在 pH4.6 的条件下发酵,而离子交换废水的 pH 值在 $1\sim 1.5$ 之间,必须用碱将 pH 调到 4.6 之后才能进入饲料酵母发酵罐发酵。

为降低中和碱耗成本,改用嗜酸菌种进行发酵。该菌种的含蛋白量与热带假丝菌相当,并可在 pH3 的条件下发酵,其 pH 调节的幅度比热带假丝菌小。因此,改用该菌种后可对降低碱耗成本有一定作用。另外,可用石灰或工业碳酸钙粉代替烧碱来中和离子交换废水,可以明显降低中和成本。由于味精废水在进行生化处理之前,不可避免地要用石灰先去除 SO_4^{2-} 和 $\text{NH}_3\text{—N}$,所以考虑在酵母发酵工艺中改用石灰中和。

④ 废水最终处理达标排放。经过上述多项清洁工艺处理后废水 COD 降至 $4000\sim 6000\text{mg/L}$,可采用生化为主的工艺处理,方法有以下几种:厌氧-好氧二级串联;SBR 工艺,必须预先加入石灰除硫脱氮;氧化沟。

国内部分味精厂废水处理工艺见表 4.4.2。

表 4.4.2 国内部分味精厂废水处理工艺

厂 名	主要工艺	厂 名	主要工艺
苏州味精厂、江阴清江食品厂	生产饲料酵母+厌氧	沈阳、天津、江西味精厂	中和沉淀
绍兴味精厂、杭州西子味精厂	厌氧(UASB)+好氧(生物流化床)	成都制药四厂、广西武鸣华味精厂	
广东西江食品厂	UASB+厌氧接触法	芜湖味精厂	混凝沉淀+氧化塘
上海天厨味精厂	UASB	南昌味精厂	
广州味精厂	二级厌氧+好氧		生物转盘

图 4.4.1 流程为中和沉淀法处理锌盐法味精废水。先采用化学热凝聚工艺回收谷氨酸,然后加碱中和回收锌。即先调废水 pH 值达 ≥ 6.3 ,同时加入明矾(投量 7.5g/L),在 100°C 下搅拌反应,使菌体在热凝聚和化

学凝聚的双重作用下，析出绒体颗粒。然后冷却至 70℃，压滤，滤渣回收谷氨酸；第二步，将滤液加入 H_2SO_4 ，调节 pH 值至 1~3，使残余菌体进一步沉淀析出，部分 $Zn(OH)_2$ 溶解，进入废水，再将上层液加入饱和石灰乳上清液（中和后 pH9），产生 $Zn(OH)_2$ 絮体，进行第二次压滤，滤渣回收锌（品位 8%~10%），滤液经沉淀后入活性炭吸附装置处理。

去除率：COD98.0%； BOD_5 98.0%； Ca^{2+} 99.0%； Zn^{2+} 99.9%。

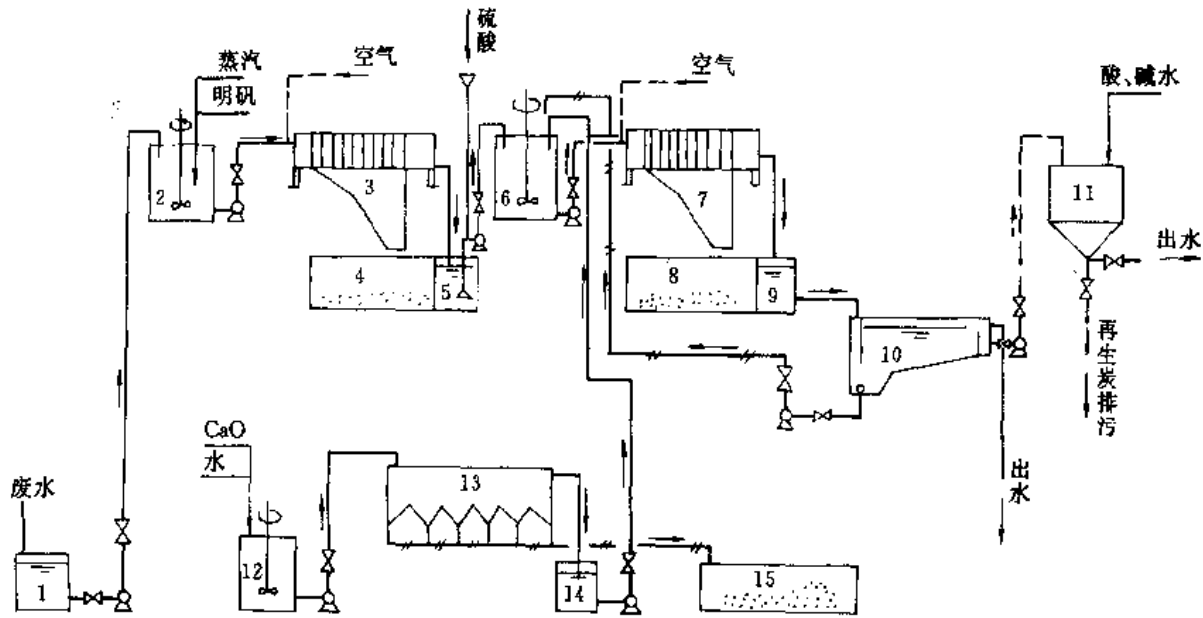


图 4.4.1 味精工业废水处理流程图

1、5、9、14—吸水池；2、6—反应缸；3、7—压滤机；4、8—滤饼仓；
10、13—沉淀池；11—活性炭塔；12—搅拌池；15—石灰渣贮池

4.5 纺织印染工业废水处理

纺织印染行业是工业废水排放大户。据估算全国每天排放废水量 $(3 \sim 4) \times 10^6 m^3$ 。废水中主要含有纺织纤维上的污物、油脂、盐类以及加工过程中附加的各种浆料、染料、表面活性剂、助剂、酸碱等。废水特点是有机物浓度高、成分复杂、色度深且多变，pH 变化大，水量水质变化大，属难处理工业废水。随着化学纤维织物的发展，仿真丝的兴起和印染后整理要求的提高，使 PVA 浆料、人造丝碱解物（主要是邻苯二甲酸类物质）、新型染料、助剂等难生化降解有机物大量进入纺织印染废水，对传统的废水处理工艺构成严重挑战。

4.5.1 棉纺印染工业废水处理

(1) 棉纺织物生产工艺及废水来源见图 4.5.1。

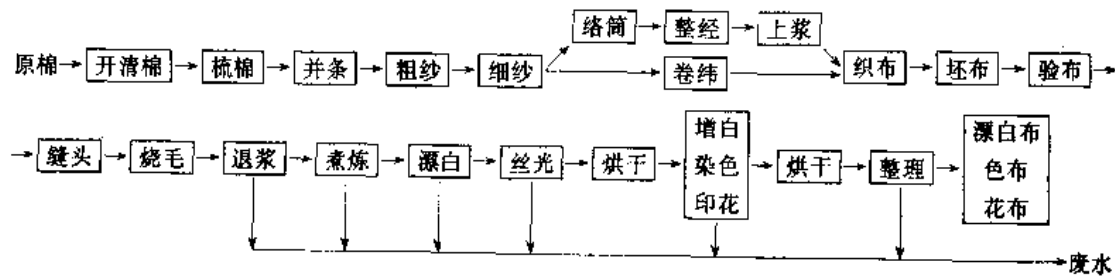


图 4.5.1 棉纺织印染工艺及废水排放

(2) 棉纺织印染行业各工序使用的化学品见表 4.5.1。

表 4.5.1 棉纺织印染工艺用化学品

工序	使用 化 学 品
上浆	可溶性淀粉,或合成龙胶,或海藻酸钠,或羧甲基纤维素(CMC),或聚乙烯醇(PVA)
退浆	淀粉分解酶、NaOH、NaBrO ₂ 、H ₂ O ₂
煮炼	Na ₂ CO ₃ 、NaOH、NaHCO ₃ 、多聚磷酸钠
漂白	NaClO、NaClO ₂ 、H ₂ O ₂ 、过醋酸、NaBO ₃ ·4H ₂ O、K ₂ MnO ₄ 、Na ₂ S ₂ O ₄ 、Na ₂ S ₂ O ₅ 、NaHSO ₃ 、乙酸、甲酸、草酸、H ₂ SO ₄
丝光	NaOH、H ₂ SO ₄ 、醋酸
印染	① 直接染料、Na ₂ CO ₃ 、Na ₂ SO ₄ 、NaCl、表面活性剂 ② 还原染料、NaOH、Na ₂ S ₂ O ₄ 、Na ₂ SO ₄ 、K ₂ Cr ₂ O ₇ 、H ₂ O ₂ 、乙酸、红油、平平加 ③ 纳夫妥染料、乙醇、NaOH、Na ₂ CO ₃ 、NaCl、HCl、醋酸钠、NaNO ₂ 、表面活性剂 ④ 硫化染料、Na ₂ S、Na ₂ CO ₃ 、NaHS、NaCl、Na ₂ SO ₄ 、K ₂ Cr ₂ O ₇ 、H ₂ O ₂ ⑤ 活性染料、NaOH、Na ₃ PO ₄ 、Na ₂ CO ₃ 、NaHCO ₃ 、Na ₂ SO ₄ 、尿素、表面活性剂 ⑥ 酸性染料、Na ₂ SO ₄ 、(NH ₄) ₂ SO ₄ 、醋酸铵、H ₂ SO ₄ 、醋酸钠、丹宁酸、酒石酸氧铯钾、苯酚、间苯二酚、表面活性剂 ⑦ 酸性媒染染料、醋酸、Na ₂ SO ₄ 、K ₂ Cr ₂ O ₇ 、Na ₂ CO ₃ 、丹宁酸、表面活性剂 ⑧ 金属络合染料、H ₂ SO ₄ 、醋酸钠、(NH ₄) ₂ SO ₄ 、Na ₂ SO ₄ 、表面活性剂 ⑨ 分散染料、Na ₂ S ₂ O ₄ 、各种载体(有机物)、表面活性剂 注:后四种常用于毛织品
整理	甘油、(NH ₄) ₂ SO ₄ 、(NH ₄) ₂ HPO ₄ 、硼砂、H ₃ BO ₃ 、尿素、甲醛、石蜡、淀粉、树脂

(3) 棉纺印染废水排放量一般为 0.2~0.35 m³/m 织物,其中退浆废水占 15%,污染物占 50%,可处理性随浆料品种而异;煮炼丝光废水占 20%,pH10~14,呈褐色;印染废水占 50%~60%,污染物难生物降解。国内纺织工业废水水质见表 4.5.2。

表 4.5.2 纺织印染工业废水水质

废水种类	pH	色度/倍	COD/(mg/L)	BOD ₅ /(mg/L)	SS/(mg/L)
纯棉印染	9~12	100~500	400~1000	200~300	100~400
棉混印染	9~11	50~500	300~1200	120~300	100~400
化纤印染	5~7.5	50~200	300~1000	100~300	50~300
毛纺染色	5~7	50~150	150~450	30~300	40~500
纯丝印染	6~8	50~250	400~800	150~300	50~1000
丝混印染	6.5~8.5	200~500	300~650	80~150	50~1000
苧麻煮炼	13~14			15000~18000	5500~7000
苧麻染色	9~10	200~500	500~800	200~300	
麻绢混纺染色	8~9	200~300	250~350	120~170	

(4) 国内棉纺印染废水多采用好氧生化处理为主的工艺。纯棉印染废水直接生化处理效果较好,针织品生产因无退浆废水,其生化效果比机织品废水好。棉混及化纤织物废水生化效果较差,可在好氧生化设施前增加水解酸化池。在曝气池中加入适量的铝盐、Fe(OH)₃和粉末活性炭,并逐步驯化形成具有特殊结构的生物污泥,MLSS 可达 7 g/L, COD 去除率比普通活性污泥法高 10%~20%。筛选培育高效脱色菌种降解染料和 PVA 可以使脱色率达到 80%,PVA 去除率达 75%~90%。另外,采用高效曝气设备,高强度曝气(气水比 15:1~20:1)或 SBR 工艺都可以改善处理效果。

一般活性污泥法的 HRT≥8h,生物膜法多采用接触氧化二段, HRT=2.5~4h,水解酸化池 HRT=5~8h,调节池 HRT≥8h,沉淀池 HRT=1.5~4h。

两种生化方法的工艺特点及费用比较见表 4.5.3。部分染色废水生化处理工程举例见表 4.5.4。

表 4.5.3 两种生化方法的工艺特点及费用比较

项 目		接 触 氧 化 法	延 时 曝 气 法
工 艺 特 点	出水水质	良	优
	流程	无污泥回流系统,较简单	有污泥回流系统
	过程控制	没有污泥膨胀现象,易于控制	控制不好有污泥膨胀上浮现象
	负荷	负荷高,污泥浓度高	低负荷,长停留时间
	占地面积	曝气池容积相对较小,但需设污泥浓缩池	曝气池容积较大
	污泥产量及处置	污泥产量较大,污泥需进行浓缩,然后脱水	污泥产量小,絮凝沉降性能相对好,不需浓缩,可直接脱水
	与后续脱色流程的组合	可在二沉池前直接投混凝剂进行脱色,简便易行,节省费用	追求高效脱色时可用吸附法
费 用	基建投资 元/(m ³ /d)	500	688
	直接处理成本 元/(m ³ /d)	0.37	0.40

表 4.5.4 国内外染色废水生物处理效果举例

厂名	处理方法	水量/ (m ³ /d)	曝气 时间/ h	污泥性能		BOD 污泥 负荷/ kg BOD ₅ kg MLSS	COD 污泥 负荷/ kg COD kg MLSS	COD _{Cr} /(mg/L)			BOD ₅ /(mg/L)			色度/倍		
				SVI	MLSS			进水	出水	去除 率/ %	进水	出水	去除 率/ %	进水	出水	去除 率/ %
常州东 方染厂	表曝	5000	5.42 ~ 6.8	-	-	0.2 ~ 0.5	0.8	800	150	75	350	<30	93	200	80	65
云南 印染厂	延时曝气- 光氧化	10000	12 ~ 15	-	-	0.45	0.6 ~ 0.8	600 ~ 800	150 ~ 250	75	450	<60	90	600 ~ 800	20 ~ 100	75
深圳新南 印染厂	混凝沉淀- 延时曝气	3000	20 ~ 26	200	4.5g	0.04	0.17	1004	192	81	192	22	88	447	168	62
北京二 针织厂	接触氧化- 斜板沉淀	2400	3.3 ~ 4	-	-	-	-	200 ~ 400	90 ~ 140	55 ~ 70	80 ~ 160	10 ~ 25	90 ~ 95	200 ~ 600	170 ~ 350	15 ~ 40
食敷公司 (日本)	两段曝气	2000	72	100 ~ 160	7.0g ~ 8.0g	-	0.09 ~ 0.21	4500	213	95	-	-	-	-	-	-
		6000	16	160 ~ 240	4.5g ~ 5.0g	-	0.09 ~ 0.15	213	75	65	-	-	-	-	-	-
安纺总 厂印染 污水厂	表曝 (8台串联)	7200	39	300	-	0.05	-	700 ~ 800	150 ~ 200	75 ~ 78	-	-	-	-	-	-
某印染 公司	中和沉 淀-填料 SBR	调节池 HRT6h; 中和沉淀池加铁盐 HRT2.8h; SBR 负荷 0.28kgBOD ₅ /(m ³ ·d), 进水 3h, 曝气 3h, 沉淀 1h, 排水 1h						494	74	-	131	23	-	400	32	-
								~	~	-	~	~	-	~	~	-
								1071	188	-	275	63	-	2048	128	-

某地印染废水集中处理厂采用如图 4.5.2 的厌氧-好氧流程, 废水 COD1700mg/L, BOD₅ 450mg/L, SS180mg/L, 色度 180 倍, pH11.5。

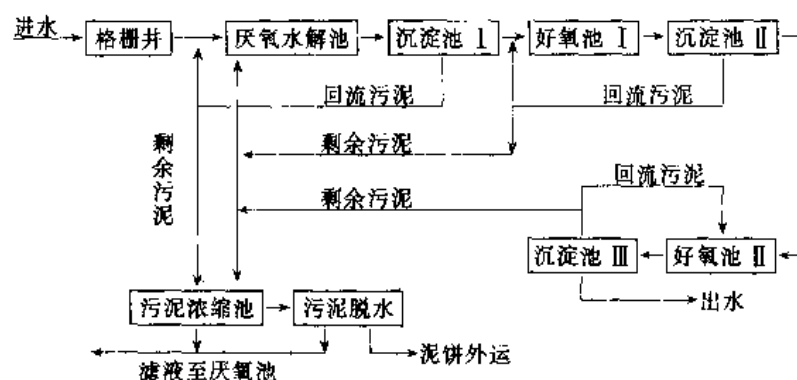


图 4.5.2 厌氧/两段好氧工艺流程示意图

其主要设计参数如下：

设计规模 $20 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$;

总变化系数 1.3;

格栅井细格栅栅条间隙 6mm;

厌氧水解池 $\theta_c = 10\text{d}$, HRT = 9h, $X = 3 \text{ g/L}$, 分数格, 部分装填料, 最后一格曝气;

沉淀池 I $q = 1.75 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, HRT = 2.3h;

好氧池 I $\theta_c = 4\text{d}$, $X = 3 \text{ g/L}$, HRT = 8h, 分格推流设计;

沉淀池 II $q = 1.75 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, HRT = 2.3h;

好氧池 II $\theta_c = 20\text{d}$, $X = 3 \text{ g/L}$, HRT = 9h, 备用生物铁法;

沉淀池 III $q = 0.85 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, HRT = 4h;

其中好氧池 I、II 可分别是接触氧化池和氧化沟。

(5) 鉴于染色废水的色度高, 许多染料的可生化性较差, $\text{BOD}_5/\text{COD} \approx 0.2$, 因此用物化方法进行脱色较为合适, 方法有混凝、化学氧化 (臭氧、光氧化、电解、 H_2O_2 等)、吸附等, 泥水分离多数用沉淀池, 少部分用气浮法。多种脱色混凝剂已在试用。传统的 PAC、 FeSO_4 及阴离子型高分子絮凝剂也有较好的脱色效果。混凝法与吸附法用于脱色的比较见表 4.5.5。部分染料印染废水物化处理举例见表 4.5.6。

表 4.5.5 两种脱色单元工艺特点比较

项 目		混 凝 法	活 性 炭 吸 附 法
工 艺 特 点	处理效果和出水水质	良, 对混凝剂种类依赖性较大	优, 水质稳定, 达标率 100%
	基建特点	土建工程量较大, 设备较少, 占地面积大	设备较多, 自动化程度高, 土建工程量小, 占地面积小
	废弃物产量及出路	污泥量较大, 脱水过程复杂, 难以找到最终出路	废弃的炭可掺入燃煤中烧掉
	二次污染可能性	化学污泥处置不当容易造成二次污染	活性炭再生时产生少量尾气
	操作管理	操作简单, 劳动强度小	活性炭再生操作繁琐
	过程控制	如水量稳定, 过程控制简便	简便
费 用	基建投资/(元/ m^3)	277	542
	直接处理成本/(元/ m^3)	0.46	0.58

表 4.5.6 国内外染料染色废水物化处理举例

名称	废水中 主要染料	处理 水量/ (t/d)	主要工艺流程	混凝剂 投加量/ (mg/L)	水 质		处理效率		备注
					色度/ 倍	COD/ (mg/L)	色度/ %	COD/ %	
云南 昆明针 织厂	纳夫妥、 士林、直接 酸性、活性	1000	废水→泵→ \downarrow PAC→混合 反应池→沉淀池→出水	60~80	70~120	267	>90	60	蜂窝沉 淀池
上海 印染十 六厂	还原、纳 夫妥、染料	中试	废水→调节池 \downarrow $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ →泵→溶气罐 →气浮池→出水	400	400	600~800	80~90	60	溶气罐 停留时间 5min
日本 大昭和 造纸公 司吉永 工厂	以木质 素磺酸钠 为主	240	废水→混合池→电解 池 $\xrightarrow{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3}$ →沉淀池→ 出水		3600~ 5000	1500~ 2000	90~95	55~70	
北京 印染厂	活性、纳 夫妥、分 散、还原、 硫化	120	废水→调节池 XB-III 硫酸亚铁 \downarrow 池→斜管沉淀池 $\xrightarrow{\text{PAC}}$ →气 浮池→砂滤池→出水	PAC25 FeSO_4 150 XB-III 700	174~ 347	228~ 352	97.41	74.69	中试
天津 某染料 厂	直接、酸 性及中间 体	1200~ 1400	废水→均化中和→炉 灰渣吸附→电解→气浮 池→砂滤→出水		6500	1553	80~85	60~80	表中数 据系设计 值 采用阴 离子-非离 子型絮凝 剂
浙江 绍兴丝 绸炼染 厂	分散、活 性、直接、 硫化、酸性	500	废水→调节池→混凝 池→反应池→斜管沉淀 池→出水	硫酸亚 铁: 0.7kg/ t 废水 石灰: 0.38kg/t 废水	720~ 830	1114~ 1153	92	55~ 59	混凝池 废水停留 时间 3min

几种典型的物化处理流程见图 4.5.3 和图 4.5.4。

(6) 物化处理工艺通常成本较高，将其置于生化法后解决脱色问题比较合理。四种生化-物化组合工艺比较见表 4.5.7。典型流程见图 4.5.5 ~ 图 4.5.7。也可以将高浓度废水先混凝处理，降低后续生化设施的负荷，流程如图 4.5.8 和图 4.5.9。

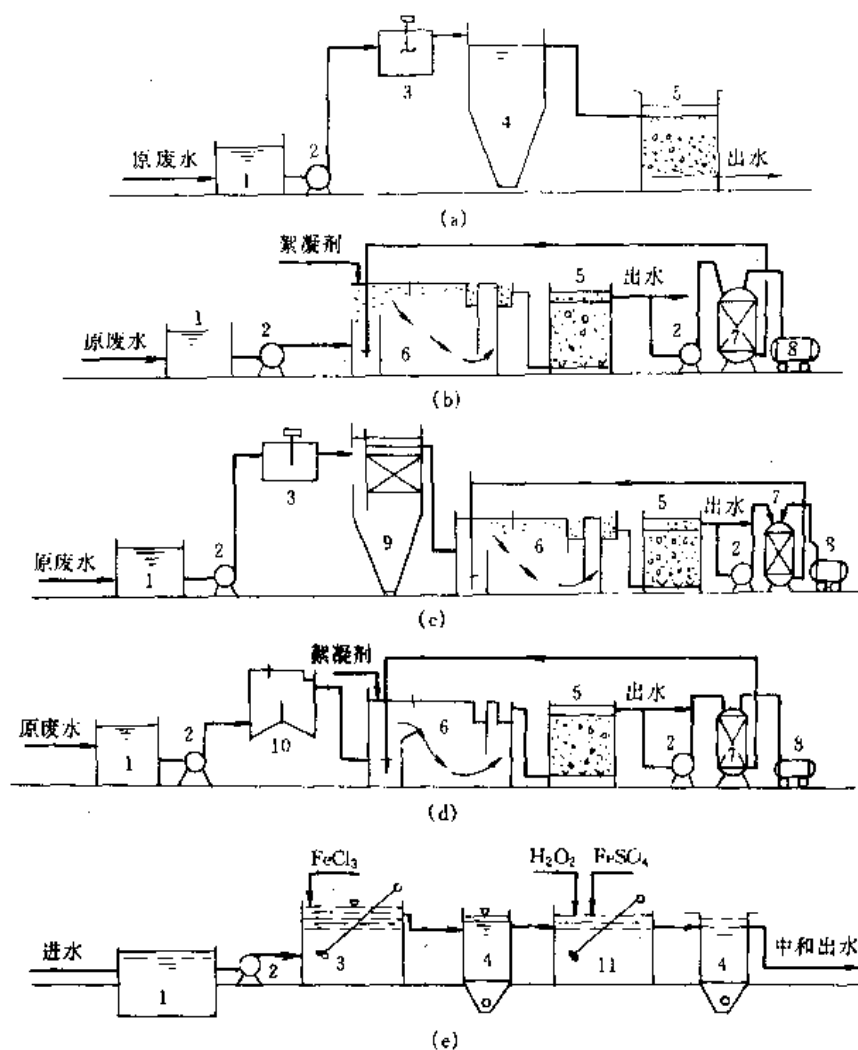


图 4.5.3 染料、染色废水的物化处理工艺流程

1—调节池；2—水泵；3—混凝池；4—沉淀池；5—砂滤池；6—气浮池；7—溶气罐；
8—空气压缩机；9—斜管沉淀池；10—电解池；11—氧化池

适用场合：(a)、(b) 一般疏水性染料；(c) 含油较高；(d) 亲水性染料；(e) 分散染料

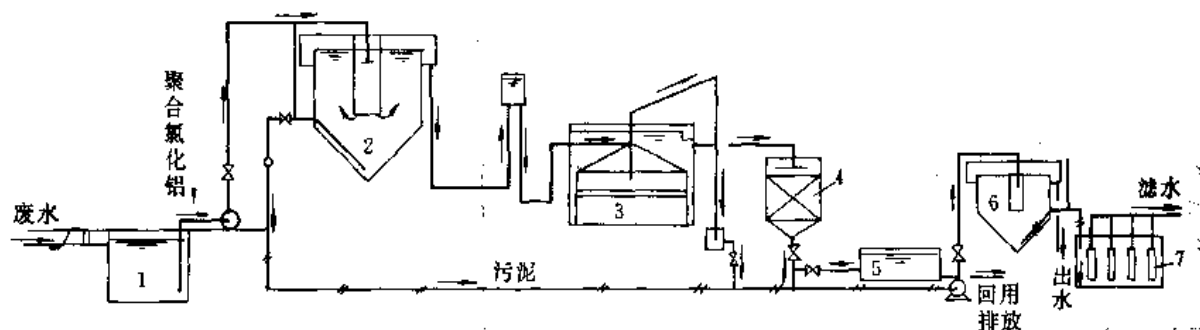


图 4.5.4 印染废水处理流程图

1—调节池；2—水力循环澄清池；3—无阀滤池；4—活性炭吸附池；5—清水池；6—污泥浓缩池；7—真空吸滤机

设计参数：调节池 HRT14h；水力循环澄清池 4.5h，内圆下降流速 10m/h，外圆上升流速 1.2m/h；无阀滤池滤速 6m/h，滤层厚 0.6m；吸附池滤速 6m/h，炭层厚 4m，HRT15min；PAC 投量 400~500mg/L。

表 4.5.7 四种工艺组合的比较

工艺组合	特 点	基建相对费用	运转相对费用	应用场合
接触氧化+ 混凝沉淀	可在二沉池前投加混凝剂,从而省去混凝沉淀池,流程简单;易于操作管理;基建费用低。不能得到高质量的出水;污泥量大	0.63	0.85	出水执行Ⅱ级标准;资金紧张
接触氧化+ 活性炭吸附	活性炭吸附成为出水水质的控制步骤;接触氧化高负荷低费用的特点不能发挥;接触氧化出水浓度相对高,造成吸附床负荷过大或再生过于频繁;操作较复杂	0.85	0.97	工艺组合不够合理,不推荐采用
延时曝气+ 混凝沉淀	可以得到较好的出水水质;混凝剂投量小;设备简单;污泥量较小。流程复杂;占地面积大;基建和运转费用较高	0.78	0.88	出水执行Ⅱ级标准;有足够充裕的资金
延时曝气+ 活性炭吸附	出水水质很好;污泥产量很小。设备较多;基建运转费用较高;操作管理简单,如有活性炭再生则操作较繁琐	1.0	1.0	出水执行Ⅰ级标准;出水要求回用;资金充裕;对处理的可靠性要求高

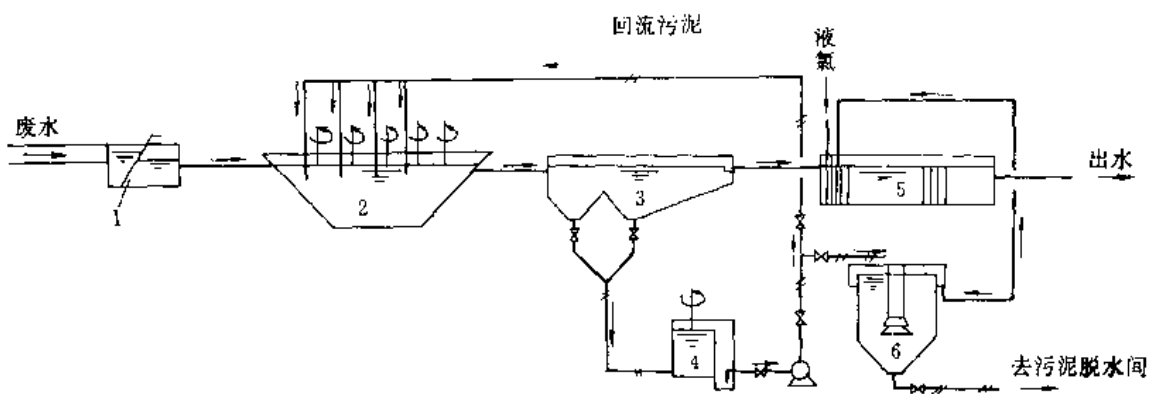


图 4.5.5 印染废水处理流程图 (漂炼)

1—格栅; 2—推流表面曝气池; 3—二沉池; 4—污泥再生池; 5—紫外线氧化池; 6—污泥浓缩池

设计参数: ① 曝气池 HRT15h, MLSS2g/L, 负荷 0.2kgBOD₅/(kgSS·d); ② 平流沉淀池 HRT2h, 水平流速 4.4mm/s。

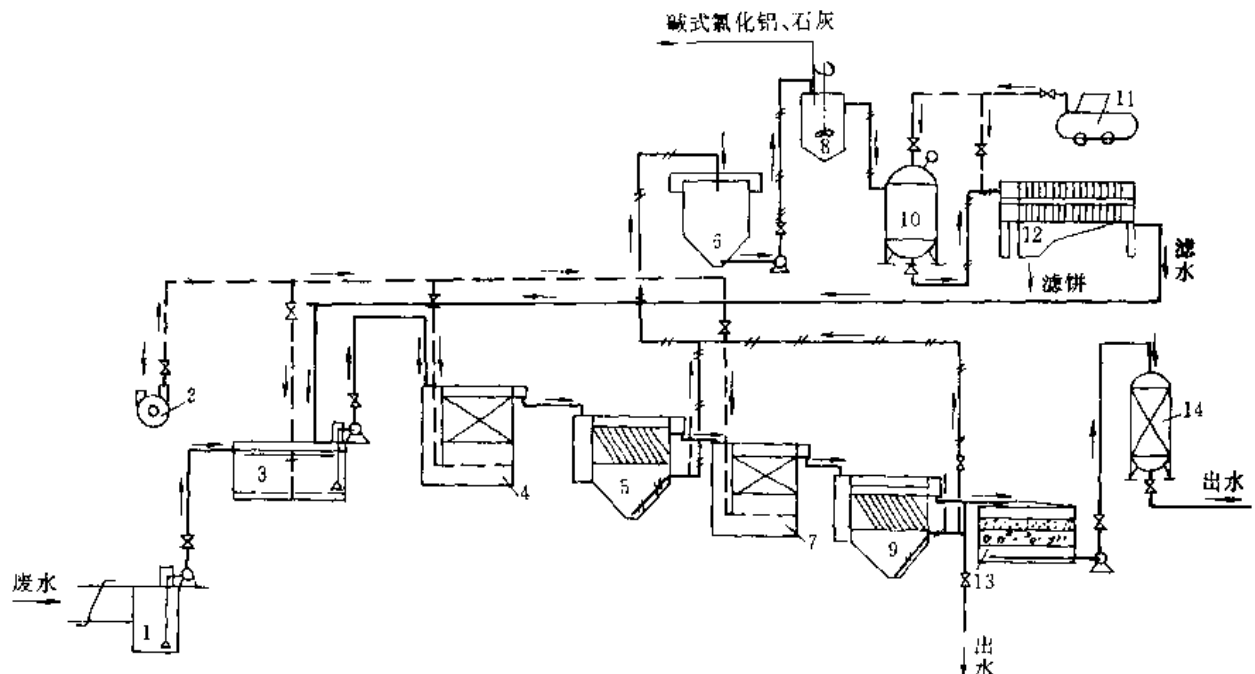


图 4.5.6 印染废水处理流程图 (漂染)

1—集水井; 2—鼓风机; 3—调节池; 4—接触氧化池一; 5—一沉池; 6—污泥浓缩池; 7—接触氧化池二; 8—反应池; 9—二沉池; 10—污泥罐; 11—空气压缩机; 12—板框压滤机; 13—砂滤池; 14—活性炭柱

设计参数: 氧化池一: HRT1.5~2h, 1.75kgBOD₅/(m³·d); 氧化池二: HRT1.5~2h, 0.75kgBOD₅/(m³·d)。

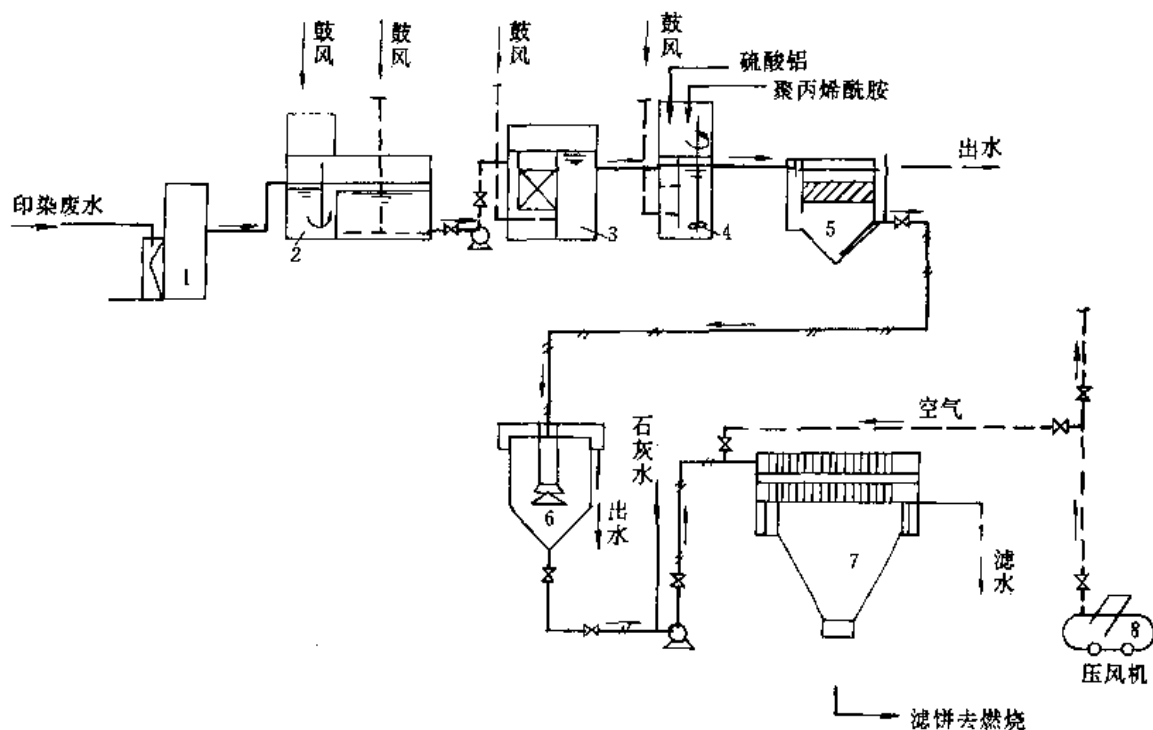


图 4.5.7 印染废水处理流程图(印花、染色、整装、漂染)

1—泵房;2—吹脱调节池;3—接触氧化池;4—混合反应池;5—斜管沉淀池;6—污泥浓缩池;7—板框压滤机;8—压风机
设计参数:吹脱池 HRT37min, 气水比 5:1;接触氧化池负荷 $3 \text{ kgBOD}_5/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。

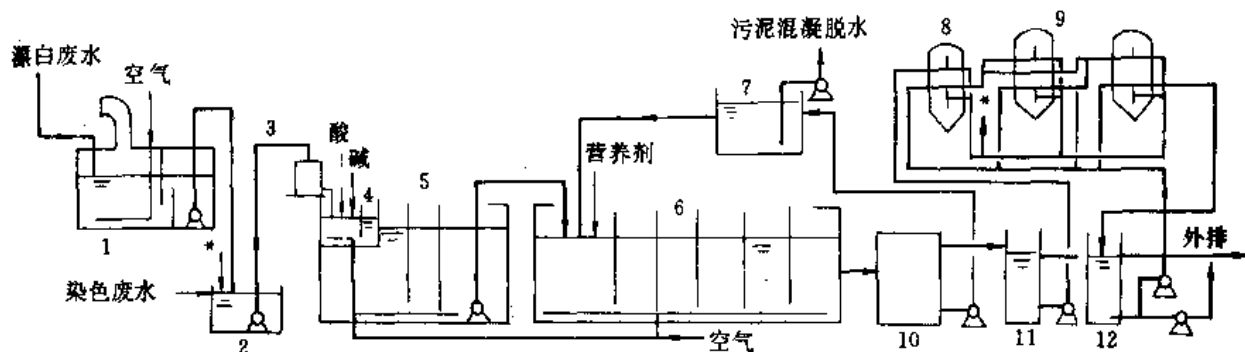


图 4.5.8 印染废水处理工艺流程图

1—漂白水池;2—集水池;3—水力筛;4—pH调节池;5—原水调节池;6—曝气池;7—污泥贮池;
8—过滤罐;9—活性炭吸附塔;10—沉淀池;11—中间池;12—清水池

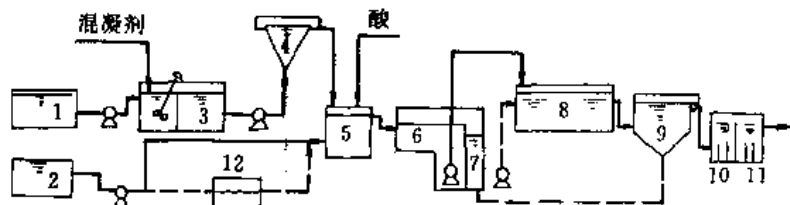


图 4.5.9 混凝沉淀-延时曝气两级处理流程图

1—染色水池;2—碱水池;3—反应池;4—旋流沉淀池;5—集水井;6—混合池;7—污泥回流井;
8—延时曝气池;9—二沉池;10—消毒池;11—外排池;12—CO₂中和器

4.5.2 毛纺工业废水处理

(1) 生产工艺及废水来源

毛纺产品的主要生产工艺及废水来源特征见表 4.5.8。

表 4.5.8 毛纺工艺及废水产生

生产工艺(续)	废水种类	水质特征
原皮→选毛→开毛→洗毛→烘毛→洗净毛	洗毛废水	外观常呈棕色,浑浊,表面含脂浮渣 BOD 很高,可回收羊毛脂
→开松→浸酸→脱酸→烘焙→压碎→除杂→中和→烘干→炭化净化	炭化废水	pH=6,较清洁
→制条→复洗→条染→复洗	复洗废水	含纯碱、洗涤剂,制条后复洗水较清洁,条染后复洗水较污浊
	染色废水	含染料、H ₂ SO ₄ 、醋酸、红矾、Na ₂ SO ₄ 、平平加、拉开粉、CuSO ₄ 等,pH1.8~7、水温 90℃
→粗纺→织造→洗呢	洗呢废水	含少量 Na ₂ CO ₃ 、氨水、肥皂、洗涤剂,水温 55℃,pH8
→煮呢→缩呢→染呢→整理	煮呢废水	pH6~8,水温 95℃
	染呢废水	基本上同棉纺的染色废水

(2) 毛纺工业废水水质见表 4.5.9。废水量主要取决于生产规模和品种。

表 4.5.9 毛纺工业废水水质水量

废水种类	COD/(mg/L)	BOD ₅ /(mg/L)	SS/(mg/L)	pH	色度/倍	废水量
洗毛废水	15000~20000	4000~12000	高	8~11		25~35m ³ /t 毛
毛粗纺染色	250~450	80~150	150~500	6~7	80~150	0.2~0.3m ³ /m
毛精纺染色	150~300	30~80	40~80	6~7	50~80	0.3m ³ /m
毛线染色	200~350	50~100	100~150	6~7	80~150	0.3m ³ /kg

(3) 洗毛废水中的羊脂和羊汗浓度依原毛产地不同而不同。国产细羊毛含羊脂 10%~19%,含羊汗 7%~10%。可采用高速油脂分离机(DPH 型)回收废水中的羊毛脂,可作高级润滑剂。出水(COD4500~5000mg/L)进染色废水处理系统,流程如图 4.5.10。

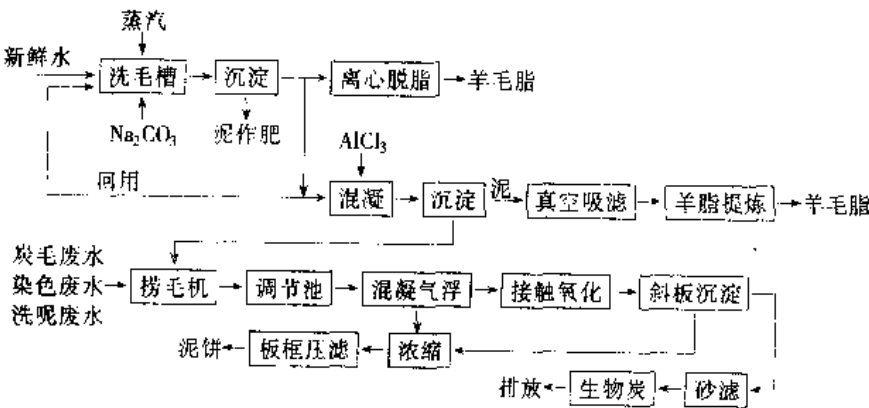


图 4.5.10 毛纺废水处理流程图

主要设计参数：① 调节池预曝气，HRT4.5h，气水比 6:1；② 气浮池 HRT40min，回流比 50%；③ 接触氧化池 HRT1.5h，气水比 5:1；④ 斜板池上升流速 0.93mm/s，HRT1.5h；⑤ 砂滤池为无阀滤池；⑥ 生物炭池，HRT1.5h，气水比 5:1。

(4) 毛纺混合废水可采用物化或生化为主的工艺处理。当废水量较大时，多采用活性污泥法或接触氧化法。塔滤由于 HRT 较短，只适用于毛精纺染色废水或作一级生化处理，生物转盘适用于废水量较少的毛线厂。典型流程见图 4.5.11~图 4.5.13。

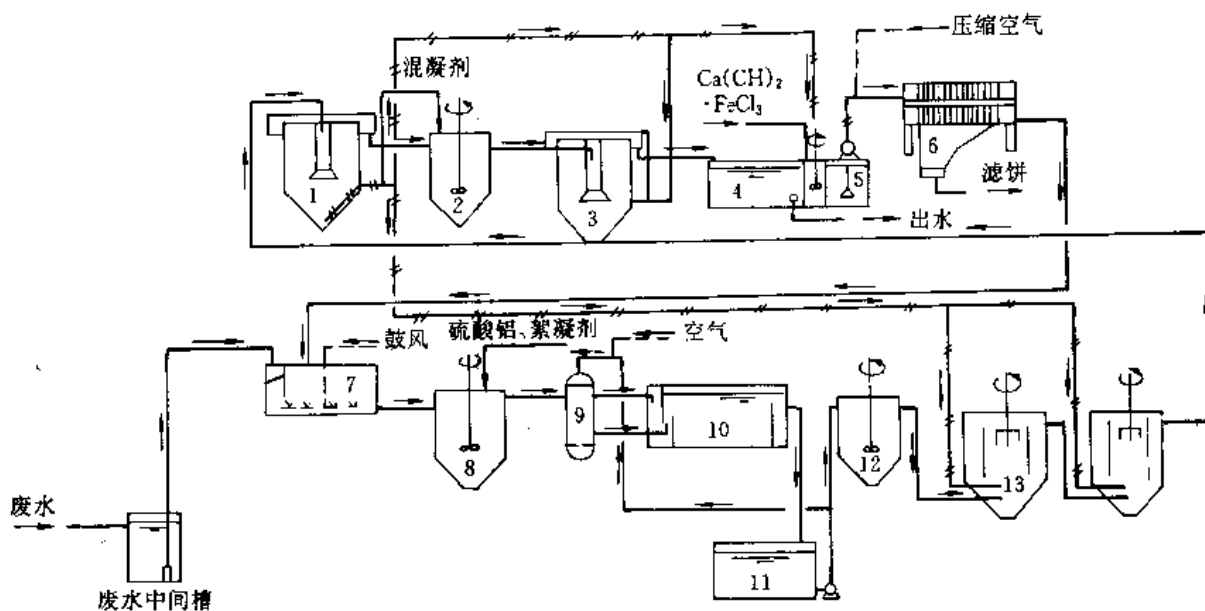


图 4.5.11 毛纺废水处理流程图 (洗毛、毛纺、染色)

1、3—沉淀槽；2、8—反应槽；4—处理后水槽；5—污泥贮槽；6—板框压滤机；7—废水贮槽；

9—溶气罐；10—气浮池；11—废水中间槽；12—中和槽；13—曝气槽

主要设计参数：① 废水贮槽 HRT14h, 鼓气量 $1.05\text{m}^3/(\text{m}^3\cdot\text{h})$ ；② 气浮池 HRT23min；③ 废水中间槽 HRT2.67h；④ 曝气池 HRT14h, 负荷 $0.1\text{ kgBOD}_5/(\text{kgSS}\cdot\text{d})$, 回流比 100%；⑤ 沉淀槽 HRT2.3h, $q = 15\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ ；⑥ $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ 800mg/L, 石灰 400mg/L, PAM4mg/L。

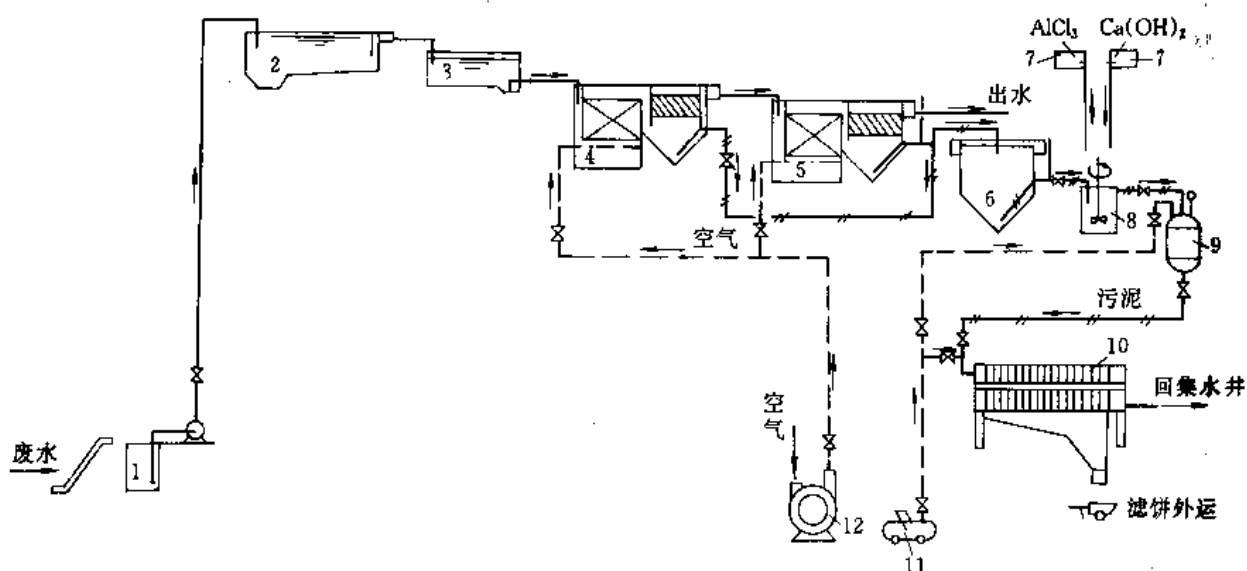


图 4.5.12 毛纺废水处理流程图 (毛纺染色)

1—集水井；2—预沉池；3—调节池；4—一氧沉淀池；5—二氧沉淀池；6—浓缩池；7—化药池；

8—混合槽；9—污泥罐；10—板框压滤机；11—空气压缩机；12—鼓风机

主要设计参数：一氧池 HRT1h, 气水比 8:1；二氧池 HRT0.67h, 气水比 5:1。

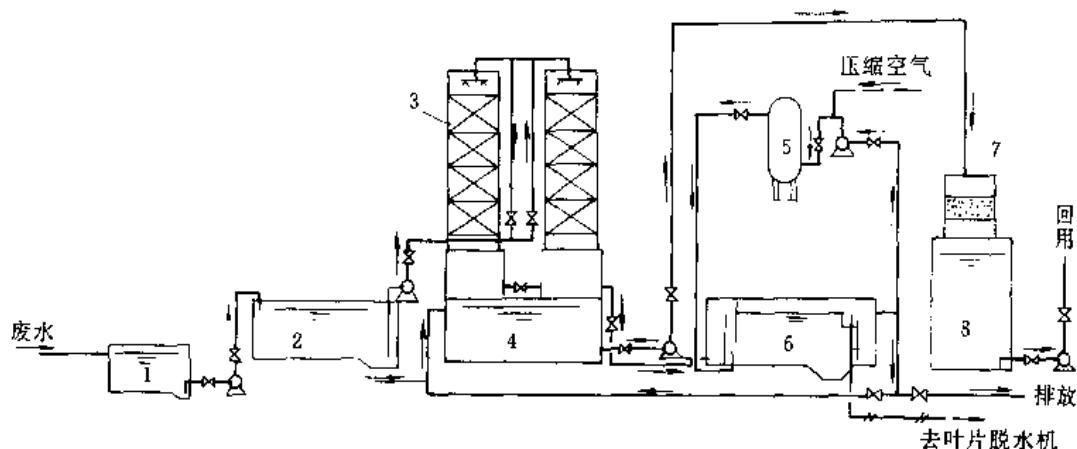


图 4.5.13 毛纺废水处理流程图（毛纺染色）

1—筛网吸水井；2—调节池；3—滤塔；4—回用水池；5—溶气罐；6—气浮池；7—快滤池；8—清水池
主要设计参数：①塔滤负荷 $112\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ ；②快滤池滤速 8.1 m/h 。

4.5.3 麻纺工业废水处理

(1) 生产工艺及废水来源。麻纺工艺分脱胶、梳麻、纺纱、织布四部分。后二部分与棉纺织相同，废水主要产生于如下脱胶过程：

原麻→扎把→煮炼→拷麻→漂白→酸洗→水洗→脱水→精炼→水洗→脱水→渍油→脱水→梳麻

煮炼废水含脂蜡物质、果胶、半纤维素、木质素、碱等，呈黑色，有臭味。中段废水主要来自拷麻机、漂酸洗联合机、甩干机，废水中常夹带成束的麻纤维，需回收。一般煮炼废水占 20%，中段水占 40% ~ 50%，漂洗水占 50% ~ 60%。生产用水量约 $534\text{m}^3/\text{t}$ 麻。

(2) 苧麻纺织厂废水水质见表 4.5.10。

表 4.5.10 苧麻纺织厂废水水质

项 目	煮炼废水	中段废水	漂洗废水	染色废水
颜色	黑色、棕黑色	乳白色	黄	200 ~ 500 倍
COD/(mg/L)	15000 ~ 20000	360 ~ 450	100 ~ 120	500 ~ 800
BOD ₅ /(mg/L)	5500 ~ 7000	120 ~ 160	20 ~ 30	200 ~ 300
pH	13 ~ 14	8 ~ 9	5 ~ 6	9 ~ 10

(3) 中段废水处理主要是回收麻纤维，一般用圆钢格栅或旋转圆盘筛。对脱胶与染色废水大多采用以生化处理为主的工艺，典型流程如图 4.5.14。

流程 (c) 中脱胶废水经稀释后，采用生物转盘处理时，其进水 COD 控制在 $800 \sim 1000\text{mg/L}$ ，BOD₅ 控制在 $200 \sim 350\text{ mg/L}$ ，盘面负荷 $18 \sim 20\text{kgBOD}_5/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ ，转盘用三级或四级，盘片线速度最大 $18 \sim 20\text{ m/min}$ ，可去除 COD 50% ~ 60%，BOD₅ 80% ~ 85%。调节池后用接触氧化法，HRT $6 \sim 8\text{h}$ ，气水比 $20:1 \sim 30:1$ ；用活性污泥法 HRT $8 \sim 10\text{h}$ ，污泥负荷 $0.15 \sim 0.2\text{ kgBOD}_5/(\text{kgMLSS}\cdot\text{d})$ ，可去除 COD 60% ~ 70%。

4.5.4 丝织工业废水处理

丝织工业的一般生产工艺如图 4.5.15 所示。

丝及丝混纺织物生产废水主要来自煮茧（脱胶）和缫丝工段以及染整工段。前二工序废水偏碱性，有机物浓度高（含丝胶），可生化性好，一般先单独用生物处理（厌氧）到一定程度后再与染整废水合并处理。

不同丝织物产品生产废水水质和水量见表 4.5.11 和表 4.5.12。

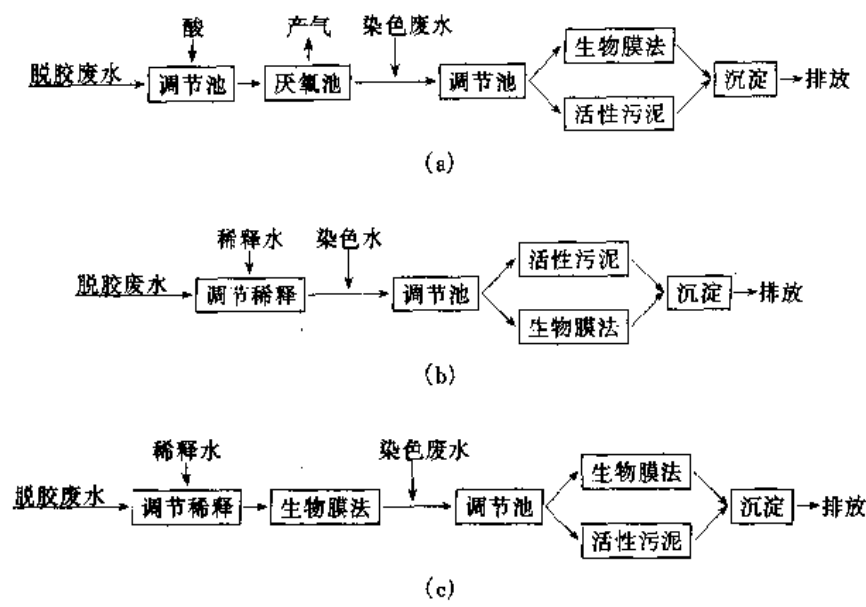


图 4.5.14 麻脱胶及染色废水处理流程

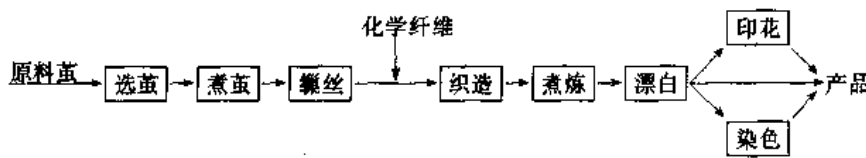


图 4.5.15 丝织生产工艺流程

表 4.5.11 不同丝织物生产废水水质

项 目	炼染丝绸（煮炼 + 染色）	印花丝绸（真丝纺）	印花丝绸（真丝 + 合纤）	染丝（真丝 + 合纤）
pH	7.5 ~ 8.0	6.0 ~ 7.5	6.5 ~ 7.5	7.5 ~ 8.5
COD/(mg/L)	500 ~ 800	400 ~ 600	300 ~ 450	500 ~ 650
BOD ₅ /(mg/L)	200 ~ 300	150 ~ 250	80 ~ 150	90 ~ 140
色度/倍	100 ~ 200	50 ~ 250	200 ~ 500	300 ~ 400

表 4.5.12 不同丝织物生产废水量

产 品 类	废 水 量	产 品 类	废 水 量
桑蚕丝染纱	250m ³ /t 丝	染色丝绒	5 ~ 6m ³ /t 丝
合纤丝染纱	100m ³ /t 丝	直丝绸	3 ~ 3.5m ³ /100m
粘胶人造丝染纱	80m ³ /t 丝	仿真丝绸（合纤）	3.5 ~ 4.0m ³ /100m

丝及丝混纺工业废水可采用生化-混凝法或单一-混凝法处理，前者适于废水量较大的企业，后者适用于排水量小的企业。生化处理设施常用接触氧化池和表面曝气池，前者 HRT/2 ~ 4h，气水比 20:1，后者 HRT 4 ~ 6h。PAC 投量 500mg/L，石灰投量 200mg/L，PAM 投量 12mg/L。经生化-混凝流程处理后，去除率可达 COD80%，BOD₅90%，色度 87%。

丝织工业废水处理流程图基本上同麻纺废水。

4.6 食品工业废水处理

4.6.1 食品工业污水的特性

① 食品工业产品品种繁多，其原料、工艺、规模等差别很大。

- ② 食品生产随季节、制作工艺的变化明显地改变作业情况。
- ③ 排水中含大量有机物(蛋白质、淀粉、脂肪),易腐败,但不含有害物质。
- ④ 即使是同类食品厂排出的污水,水量和水质条件也有差别。
- 各种食品厂污水处理的特点见表 4.6.1。

表 4.6.1 食品工业废水处理简表

加工厂类别	产品名称	原料	废水来源	排水水质/(mg/L) 和水量/(m ³ /d)	主要处理方法	备注
奶制品厂	奶油、干酪、 酸乳酪、奶粉、 炼乳、各种加工 奶、冰激凌	牛奶	设备和各种器 具清洗排水	pH: 6.5 ~ 11, BOD: 50 ~ 400, SS: 70 ~ 150, 排水量: 1000 ~ 10000	活性污泥 法、生物膜法	应注意营养 物和 pH
水产品加工 厂	鱼贝罐头、鱼 贝类加工制品、 鱼粉、饲料、海 产品肥料、骨粉 肥料	鱼贝类、 调料	原料处理设 备、水煮设备、 其他器具清洗排 水、除臭设备排 水	pH: 6.6 ~ 8.5, BOD: 200 ~ 2000, SS: 150 ~ 1000, 排 水量: 50 ~ 400	沉淀、活性 污泥法、生物 膜法	应注意可溶 性蛋白、营养 物、臭气等问 题
砂糖制造厂	砂糖、糖粒	原糖	过滤设备、冷 却水	pH: 6.0 ~ 8.0, BOD: 80 ~ 200, SS: 70 ~ 100, 排水量: 300 ~ 1500	沉淀、活性 污泥法、生物 膜法	
膨化粉、酵 母、其他酵母 合成剂制造厂	膨化粉、酵母 和酵母合成剂	面粉、糖 蜜	糖蜜发酵排 水、清洗排水、 杂排水	pH: 6.0 ~ 9.0, BOD: 300 ~ 1200, 排 水量: 600 ~ 2000	活性污泥 法、生物膜法	应注意营养 物
面包糕点厂	各种面包、饼 干和糕点	面粉、砂 糖、酵母等	清洗搅拌机和 其他各种容器排 水	pH: 6.0 ~ 8.0, BOD: 200 ~ 600, SS: 100 ~ 150, 排水量: 20 ~ 200	沉淀、气 浮、活性污泥 法、生物膜法	需要除油、 采用活性污泥 法时应注意营 养物的平衡
饮料厂	汽水、柠檬 汁、橙汁、果露	砂糖、碳 酸	设备和各种容 器清洗水	pH: 9.0 ~ 12.0, BOD: 250 ~ 350, SS: 100 ~ 150, 排水量: 300 ~ 3000	中和沉淀、 活性污泥法、 生物膜法	应注意盐类 的平衡
清酒(日本 酒)厂	清酒	米	冲洗设备	pH: 7.0 ~ 9.0, BOD: 50 ~ 300, SS: 100 ~ 200, 排水量: 50 ~ 150	活性污泥 法、生物膜法	
酒厂	威士忌酒、白 兰地酒、果酒、 药酒	薯类、各 种水果	蒸馏后发酵排 水、冲洗设备	pH: 6.0 ~ 8.0, BOD: 600 ~ 900, SS: 600 ~ 2000, 排水量: 500 ~ 1500	活性污泥 法、生物膜法	应注意离尝 试浓度废液排 出
琼脂厂	琼脂(含工业 用)	石花菜	原料处理设 备、漂白排水	pH: 1.0 ~ 14, BOD: 300 ~ 600, SS: 250 ~ 600	活性污泥 法、生物膜法	应注意可溶 性物质和 pH
蔬菜、水果 罐头和农产品 加工厂	蔬菜水果罐 头、腌(泡) 菜、果酱、桔子 酱、果冻、奶油 花生、冷冻野菜	各种蔬 菜、水果	原料处理设 备、杀菌、冷却 水	pH: 1.0 ~ 12.0, BOD: 200 ~ 600, SS: 120 ~ 200, Cl ⁻ : 2500 ~ 6000(腌菜),排水量: 50 ~ 200	旋转格栅、 活性污泥法、 生物膜法	应注意 pH 和盐分(腌菜 时)

续表

加工厂类别	产品名称	原料	废水来源	排水水质/(mg/L) 和水量/(m ³ /d)	主要处理方法	备注
调料厂	豆酱、酱油、食用氨基酸、谷氨酸苏打、辣酱油、西红柿酱、蔬菜调味汁、蛋黄酱、醋、香辣调料、咖喱粉	小麦、米、蔬菜	原料处理设备、洗涤设备、清洗排水	pH: 6.0 ~ 8.0, BOD: 40 ~ 300, SS: 200 ~ 300, 排水量: 50 ~ 200	活性污泥法、生物膜法	应注意油份
粮食加工厂	白米、面粉、荞麦粉、玉米粉、豆粉、黄豆面	小麦、大豆	原料处理设备、收集装置排水	pH: 6.0 ~ 8.0, BOD: 20 ~ 400, SS: 400 ~ 600	沉淀、气浮、活性污泥法、生物膜法	应注意臭气问题
食用油制造厂	食用油、色拉油、人造奶油、食用精制油脂	各种油	原油洗净设备、脱酸设备、冷却水	pH: 1.4 ~ 7.0, BOD: 150 ~ 1100, SS: 90 ~ 100, 排水量: 20 ~ 100 ~ 200	沉淀、油分离	应注意乳化油的分离
淀粉厂	淀粉、玉米粉	红薯、马铃薯、玉米	原料处理设备、漂白设备	pH: 6.0 ~ 8.0, BOD: 500 ~ 3000, SS: 3000, 排水量: 100 ~ 1000	沉淀	应注意由于腐败引起的 pH 变化
葡萄糖、麦芽糖制造厂	葡萄糖、麦芽糖	沉淀、麦芽	原料处理设备、漂白设备	pH: 6.0 ~ 8.0, BOD: 1500 ~ 2000, SS: 1000 ~ 2500, 排水量: 50 ~ 100	活性污泥法、生物膜法	
面条制造厂	切面、挂面、荞麦面条、手擀面条、通心粉	小麦、面粉、荞麦	原料处理设备、水煮设备	pH: 6.0 ~ 8.0, BOD: 250 ~ 600, 排水量: 50 ~ 200	凝集沉淀、活性污泥法、生物膜法	
豆馅制造厂	豆馅	小豆、杂豆	原料处理设备、沉淀设备、压滤设备	pH: 6.0 ~ 8.0, BOD: 500 ~ 4000, SS: 250 ~ 5000	活性污泥法、生物膜法	应注意 pH 和营养物的变化

4.6.2 几种污水处理工程实例

(1) 巧克力厂污水处理 北京某食品公司生产各种巧克力糖果和冲剂。在冲洗生产设备、模具、容器和厂房地面时产生高浓度有机污水。该厂生产污水量为 120m³/d, 生活污水量为 60m³/d, 总处理水量为 180m³/d。生产污水水质: pH = 11, COD = 4500mg/L, BOD = 2000mg/L, SS = 500mg/L, 油脂 = 450mg/L, 水温 46 ~ 60℃。生活污水水质: COD = 400mg/L, BOD = 200mg/L, SS = 250mg/L, 油脂 = 20mg/L, 水温 10 ~ 25℃。处理流程为: 生产污水→调节池→潜水泵→pH 调节→投加 PAC→气浮装置(出口处混入生活污水)→混合污水调节池(189m³)→潜水泵→缺氧池→活性污泥法曝气池(HRT = 12.8h)→第一沉淀池(HRT = 4h)→生物接触氧化池(HRT = 5h)→第二沉淀池→潜水泵→砂滤罐→加次氯酸钠溶液→接触罐→排放。

第一沉淀池污泥回流到曝气池, 沉淀池剩余污泥经浓缩池用泵抽送到板框压滤机脱水, 脱水前投加 PAM。

工程特点如下。

① 调节池内预曝气, 缺氧池内搅拌, 曝气池和接触氧化池内充氧均采用高效水下曝气机。这种设备安装方便、噪声低、不占地、节省投资和运行费用。

② 缺氧池和接触氧化池内安装流动型生物膜载体, 比表面积大, 易挂膜, 能提高处理效率, 安装方便。

流动型填料和下水曝气机联合使用,为处理高浓度有机废水提供可靠保证。

③ 自动化程度高。pH 调节系统采用美制控制器和计量泵,投药准确,可靠性高,节省运行费用。

巧克力污水用上述流程处理后出水 COD 为 90mg/L, BOD 为 30mg/L, 满足北京市规定的排放标准。

(2) 糕点厂污水处理 日本一糕点厂生产污水量为 $20\text{m}^3/\text{d}$, 排水时间 8h, 平均时排水量 $2.5\text{m}^3/\text{h}$, 最大时排水量 $5\text{m}^3/\text{h}$, 设计处理水量 $0.81\text{m}^3/\text{h}$ (处理时间 24h)。处理流程为: 原污水→5mm 细格栅→潜水泵槽→调节槽→曝气槽→第一沉淀槽→接触氧化槽(一级)→接触氧化槽(二级)→第二沉淀槽→消泡泵槽→消毒槽兼排放泵槽→排放。

第一沉淀槽污泥回流到曝气槽。沉淀槽剩余污泥和一级接触氧化槽少量污泥→污泥浓缩槽→污泥贮存槽→运走。污泥浓缩槽和贮存槽上清液流回原水泵槽。

原水及处理后水水质见表 4.6.2。

表 4.6.2 糕点厂废水处理效果

项 目	原 水	活性污泥法二级处理后	生物膜法二级处理后
BOD/(mg/L)	1000	100	20
SS/(mg/L)	1500	150	40
pH	5.8~8.6	5.8~8.6	5.8~8.6

另一糕点厂排水量为 $100\text{m}^3/\text{d}$, 排水时间 8h, 平均时排水量为 $12.5\text{m}^3/\text{h}$, 时变化系数为 1.5, 最大时排水量为 $18.75\text{m}^3/\text{h}$, 处理时间 24h, 设计处理水量 $4.17\text{m}^3/\text{h}$ 。处理流程为: 原水→潜水泵槽(10h 平均水量容积)→弧形细格栅→潜水泵槽(2h 容积)→投药→凝集反应槽→气浮槽(停留时间 45min)→调节池(停留时间 24h)→曝气槽(容积负荷 $0.6\text{kg}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$)→第一立式沉淀槽(停留时间 4h)→接触氧化槽 [$0.2\text{kg}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$]→第二立式沉淀槽(停留时间 4h)→过滤泵槽(停留时间 30min, 槽内设 2 台潜水过滤泵和 1 台潜水消泡泵, 消泡泵送水到曝气池)→砂滤罐→活性炭吸附罐→清水槽兼反冲洗水槽(内装 1 台潜水反冲洗泵和 2 台潜水排放泵)→排放。

砂滤罐反冲洗排水流回调节池。第一和第二沉淀槽污泥回流到曝气池。气浮槽浮渣和沉淀槽剩余污泥→污泥浓缩贮存槽→加药(泵)→反应槽→脱水机→泥饼。

原水水质: BOD = 1000mg/L, COD = 800mg/L, SS = 100mg/L, pH = 6~8。气浮处理后水质: BOD = 500mg/L, COD = 400mg/L, SS = 20mg/L, pH = 6~8。活性污泥法处理后水质: BOD = 50mg/L, COD = 50mg/L, SS = 20mg/L, pH = 6~8。过滤和活性炭吸附后水质: BOD = 10mg/L, COD = 10mg/L, SS = 10mg/L, pH = 5.8~8.6。

(3) 水产品加工厂污水处理 日本一水产品加工厂排水量为 $47.5\text{m}^3/\text{d}$, 排水时间为 8h, 平均时污水量为 $5.94\text{m}^3/\text{h}$, 最大时污水量为 $14.85\text{m}^3/\text{h}$ 。其中生产污水量为 $20\text{m}^3/\text{d}$, 生活污水量为 $2.5\text{m}^3/\text{d}$, 稀释水量为 $25\text{m}^3/\text{d}$ 。处理时间采用 16h, 设计处理水量为 $2.97\text{m}^3/\text{h}$ 。生产污水水质: BOD = 4400mg/L, COD = 1200mg/L, SS = 700mg/L, T-N = 80mg/L, T-P = 50mg/L, Cl^- = 4100mg/L, pH = 5.8~8.0。生活污水水质: BOD = 120mg/L, COD = 80mg/L, SS = 140mg/L, pH = 5.8~8.6。稀释水水质: BOD = 5mg/L, COD = 5mg/L, SS = 5mg/L, pH = 5.8~8.6。

处理流程为: 生产污水、生活污水→潜水泵槽(加入稀释水)→弧形细格筛→调节槽(预曝气、停留时间 16h)→潜水泵→计量槽→曝气槽 [$0.8\text{kg}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$]→第一立式沉淀槽(停留时间 3h)→接触氧化槽(停留时间 10h)→第二立式沉淀槽(停留时间 3h)→消泡泵槽(内装潜水泵 1 台)→消毒槽及排放水槽(停留时间 30min)→排放。

消泡泵抽水送到曝气槽。第一、第二沉淀槽污泥回流到曝气槽。

沉淀池剩余污泥→污泥浓缩池(停留时间 12h)→贮污池(15d 泥量)。浓缩池及贮污池上清液流回调节池。

进入弧形筛稀释后污水水质: BOD = 1600mg/L, COD = 500mg/L, SS = 300mg/L。曝气槽前污水水质 BOD = 1150mg/L, COD = 370mg/L, SS = 230mg/L, pH = 5.8~8.6。活性污泥法处理后水质: BOD = 180mg/L, COD = 60mg/L, SS = 55mg/L, pH = 5.8~8.6。接触氧化二级处理后水质即排放水水质: BOD = 30mg/L, COD = 30mg/L, SS = 30mg/L, pH = 5.8~8.6。

另一水产品加工厂排水量为 $150\text{m}^3/\text{d}$, 排放时间 8h, 平均时排水量为 $18.75\text{m}^3/\text{h}$, 最大时排水量为 $37.5\text{m}^3/\text{h}$ 。处理时间采用 16h, 设计处理水量为 $9.375\text{m}^3/\text{h}$ 。污水来源为化冻和冲洗排水, 污水水质为 $\text{BOD} = 600\text{mg}/\text{L}$, $\text{COD} = 200\text{mg}/\text{L}$, $\text{SS} = 300\text{mg}/\text{L}$, $\text{pH} = 5.8 \sim 8.6$ 。处理流程为: 原水→泵槽→细格栅→流量调节槽→曝气槽→第一沉淀槽→接触氧化槽→第二沉淀槽→消泡泵槽→消毒槽及排放泵槽。

第一沉淀槽污泥回流到曝气槽。沉淀槽剩余污泥→污泥浓缩槽→污泥贮存槽→脱水机→泥饼运走。脱水机的排水流回调节槽。

细格栅后水质: $\text{BOD} = 500\text{mg}/\text{L}$, $\text{COD} = 200\text{mg}/\text{L}$, $\text{SS} = 250\text{mg}/\text{L}$, $\text{pH} = 5.8 \sim 8.6$ 。活性污泥法二级处理后水质: $\text{BOD} = 60\text{mg}/\text{L}$, $\text{COD} = 60\text{mg}/\text{L}$, $\text{SS} = 45\text{mg}/\text{L}$, $\text{pH} = 5.8 \sim 8.6$ 。接触氧化三级处理后水质: $\text{BOD} = 20\text{mg}/\text{L}$, $\text{COD} = 30\text{mg}/\text{L}$, $\text{SS} = 30\text{mg}/\text{L}$, $\text{pH} = 5.8 \sim 8.6$ 。

(4) 泡菜厂污水处理 日本一泡菜厂排水量为 $400\text{m}^3/\text{d}$, 排水时间为 10h, 井水稀释水量为 $200\text{m}^3/\text{d}$, 处理水量为 $600\text{m}^3/\text{d}$, 处理时间为 24h。

原水水质: $\text{pH} = 3.5 \sim 5.6$, $\text{BOD} = 2520\text{mg}/\text{L}$, $\text{COD} = 1240\text{mg}/\text{L}$, $\text{SS} = 500\text{mg}/\text{L}$, $\text{Cl}^- = 7900\text{mg}/\text{L}$ 。处理流程为: 原污水→提升泵槽→格栅→调节槽→稀释混合槽(加井水和 NaOH 中和剂)→曝气槽(井水消泡)→第一沉淀槽→接触氧化槽→第二沉淀槽→排放。

第一沉淀槽污泥回流到调节槽和曝气槽。沉淀槽剩余污泥→污泥浓缩槽→脱水机→泥饼浓缩槽上清液及脱水机排水流回调节池。

格栅后污水水质: $\text{BOD} = 2400\text{mg}/\text{L}$, $\text{SS} = 400\text{mg}/\text{L}$, $\text{Cl}^- = 7900\text{mg}/\text{L}$ 。调节后水质: $\text{BOD} = 2040\text{mg}/\text{L}$, $\text{SS} = 400\text{mg}/\text{L}$, $\text{Cl}^- = 7900\text{mg}/\text{L}$ 。稀释混合后水质: $\text{BOD} = 1360\text{mg}/\text{L}$, $\text{SS} = 270\text{mg}/\text{L}$, $\text{Cl}^- = 5300\text{mg}/\text{L}$, $\text{pH} = 5.8 \sim 8.6$ 。活性污泥法二级处理沉淀后水质: $\text{BOD} = 340\text{mg}/\text{L}$, $\text{SS} = 270\text{mg}/\text{L}$, $\text{Cl}^- = 5300\text{mg}/\text{L}$, $\text{pH} = 5.8 \sim 8.6$ 。接触氧化三级处理沉淀后放流水质: $\text{BOD} = 60\text{mg}/\text{L}$, $\text{SS} = 80\text{mg}/\text{L}$, $\text{Cl}^- = 5300\text{mg}/\text{L}$, $\text{pH} = 5.8 \sim 8.6$ 。

4.7 研磨废水处理

近年来国内已陆续投产了多条彩色显像管玻壳生产线, 其配套的研磨废水处理工程规模大, 技术比较复杂, 成熟经验不多。下面结合一实例, 简要讨论处理工艺。

某彩色显像管玻壳工程是引进美国康宁公司的工艺生产线, 废水源主要来自冷加工屏和锥研磨工段清洗水。根据工艺提供的要求水量, 废水处理站设计规模为 $80\text{m}^3/\text{h}$, 最大处理水量可达 $100\text{m}^3/\text{h}$ 。

废水成分和浓度如下。悬浮固体: $1500 \sim 2000\text{mg}/\text{L}$ (平均); 油: $20 \sim 100\text{mg}/\text{L}$; 总铅: $50 \sim 250\text{mg}/\text{L}$; 铅离子 $\text{Pb}^{2+} < 1.0\text{mg}/\text{L}$; COD : $50 \sim 250\text{mg}/\text{L}$; pH : $8 \sim 9.5$; 溶解固体: $500 \sim 700\text{mg}/\text{L}$ 。

由于考虑处理后废水部分回用于研磨工段, 故出水控制指标要求较高, 具体参数为: 悬浮固体 $< 10\text{mg}/\text{L}$; 油 $< 10\text{mg}/\text{L}$; $\text{COD} < 50\text{mg}/\text{L}$; $\text{pH} = 6 \sim 9$; $\text{TDS} < 1200\text{mg}/\text{L}$ 。

根据废水性质和出水要达到回用的水质标准, 结合现有研磨废水处理中存在的问题, 设计的处理流程采用混凝、反应、沉淀、气浮和过滤的水质净化工艺, 沉淀后的污泥经浓缩后进行真空脱水, 干污泥外运。沉淀、气浮表面的油渣经油水分离, 浓缩后回收。工艺流程如图 4.7.1 所示。

与传统的处理工艺比较, 本设计具有以下几个特点。

- ① 废水调节池的搅拌设施, 采用一次能量转换的机械搅拌替代常用的二次能量转换的压缩空气搅拌。
- ② 沉淀槽表面增设刮油装置, 与传统的沉淀槽相比, 对去除浮油具有一定的效果。
- ③ 采用了较先进的气浮除油工艺, 它不仅解决了浮油堵塞过滤槽滤料的难题, 而且由于改善了滤前水质, 从而延长了过滤周期。

④ 整个废水处理过程基本上实现了微机控制, 即水泵启闭、投药、 pH 控制和过滤自动化, 因此维护管理较为方便。

⑤ 设置了必要的计量和检测仪表, 如恒定废水处理量、定量投药、 pH 值和盐量的检测与报警, 从而为保证净化效果和经济运行提供了有利条件。

根据美方提供的数据, 研磨废水中油含量 $20 \sim 100\text{mg}/\text{L}$, 油珠呈乳化状态, 粒径 $10 \sim 100\mu\text{m}$, 可采用气浮装置除油。本设计采用处理水部分回流加压溶气流程, 见图 4.7.2。试验表明, 当 $\text{pH} = 7$ 时单位体积内散气泡个数最多, 气泡平均直径最小。投加 PAC 或 $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ 有助带负电的乳化油凝聚。

各单元处理效果如下。

- ① 混合絮凝槽。当废水量为 $90\text{m}^3/\text{h}$, 投加 PAC $500 \sim 600\text{mg}/\text{L}$ ($5\% \text{Al}_2\text{O}_3$), PAM $1.5 \sim 2.5\text{mg}/\text{L}$ (0.1%)

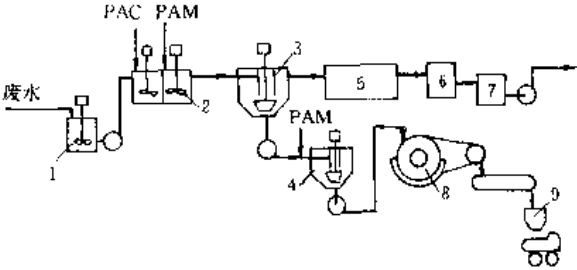


图 4.7.1 处理工艺流程图

1—调节槽；2—反应槽；3—沉淀槽；4—污泥浓缩槽；5—气浮槽；6—过滤槽；7—清水槽；8—真空脱水机；9—泥斗

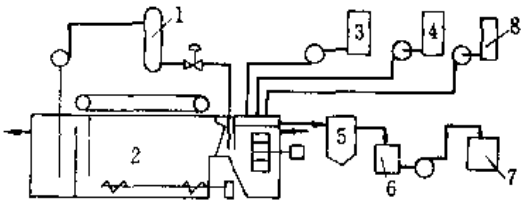


图 4.7.2 气浮装置工艺图

1—溶气罐；2—气浮槽；3—H₂SO₄ 槽；4—NaOH 槽；5—油水分离槽；6—油槽；7—油浓缩槽；8—PAC 槽

时，絮凝槽出口处矾花大而明显。

② 沉淀槽。表面刮油效果良好，出水水质透明，当废水悬浮固体最大达 3000mg/L 时，出水悬浮固体为 30mg/L。

③ 气浮槽除油效果，从直观感觉，当进水中投加 PAC 为 100~200mg/L (5% Al₂O₃)，气：水为 1.5~10，回流量占处理水量的 40%~50%，pH=6.5~7.5 时处理效果十分明显，几分钟后槽面很快会出现 1~2cm 厚的油渣；当不投加 PAC 时，效果也较理想。

④ 过滤槽。由于气浮效果明显，使滤前水质得到了改善，从而使出水水质提高和过滤周期延长。据测试结果，出水悬浮物均在 2~3mg/L，过滤周期提高了 3 倍，达 24h。

⑤ 真空污泥脱水机的脱水效果稳定，真空度能保持在 59994~73326Pa，实测干污泥厚度大多在 0.4~0.5cm 左右。

⑥ 整个废水处理过程的微机控制正常，从而实现了水泵启闭、投药、过滤自动化，不仅保证了处理效果稳定性，而且管理也较方便。

4.8 城市生活垃圾填埋场渗沥液处理

4.8.1 垃圾填埋场渗沥液的产生及特点

垃圾卫生填埋是广泛使用的处理固体垃圾的方法，其机理是通过厌氧发酵将垃圾中大量有机质生物降解，转化为 CO₂ 和 CH₄ 等气体。为此，需要解决渗沥液处理和气体导出两大问题。渗沥液是由大气降雨，地表径流、地下水渗入、垃圾自身分解水等组成，其水质受垃圾成分、当地气候、水文、填埋时间及填埋工艺等因素的影响而有显著变化。一般渗沥液含高浓度有机物质和无机盐类，外观呈深褐色乃至黑色，且有恶臭。小于 5 年的新填埋场，其渗沥液 pH 值低，BOD₅ 和 COD 高，BOD₅/COD 高，含金属离子浓度高；5 年以上的老填埋场，其渗沥液 BOD₅、COD 较低，BOD₅/COD 也较低，而 NH₃-N 较高，pH 中性。表 4.8.1 列举了国内外部分城市垃圾填埋场的渗沥液水质。

表 4.8.1 国内外部分城市垃圾填埋场渗沥液水质

项 目	上 海	杭 州	广 州	深 圳	台湾某市	美国某市
COD/(mg/L)	1500~8000	1000~5000	1400~10000	3000~60000	1300~43000	3000~45000
BOD ₅ /(mg/L)	200~4000	400~6000	400~2500	1000~36000	220~24000	2000~30000
TN/(mg/L)	100~700	80~800	150~900	—	400~1200	10~800
NH ₃ -N/(mg/L)	60~450	50~500	130~600	400~1500	400~1200	10~800
SS/(mg/L)	30~500	60~650	200~600	100~6000	460~2200	200~1000
pH	5~6.5	6~6.5	6.5~7.8	6.2~8.0	6.0~8.5	5.3~8.5

渗沥液流量主要取决于降雨量大小。

4.8.2 处理工艺

(1) 城市污水综合处理 垃圾渗沥液中所含成分与城市污水大同小异，所不同之处是渗沥液中 BOD₅、

COD 含量高于城市污水, 并且渗沥液中 $\text{NH}_3\text{-N}$ 高而磷较低, 因此如单独采用好氧生化处理, 需先进行物化处理去除过量的 $\text{NH}_3\text{-N}$, 并补充磷。如将其并入城市污水处理系统时, 由于城市污水流量大, 可以稀释渗沥液的有机物及 $\text{NH}_3\text{-N}$, 并补充磷含量的不足, 可能不会影响城市污水处理系统的正常运转。据国外资料介绍, 当渗沥液 $\text{COD} = 2400 \sim 3500 \text{mg/L}$, 其流量占城市总污水量 2% ~ 40% 时, 污水处理厂效果不受到影响。

另外, 将城市污水处理厂的污泥回填至垃圾填埋场, 由于剩余污泥中的微生物含量较高, 可加速垃圾中有机物的分解稳定, 从而缩短垃圾的发酵期。

(2) 渗沥液单独处理 目前很多垃圾填埋场都远离城市, 没有完备的排水管网将渗沥水输送至城市污水处理厂, 因此, 不得不单独处理。单独处理的工艺方法包括常规的生物处理法, 如活性污泥法、氧化沟、氧化塘及生物膜法等。

活性污泥法对生活垃圾渗沥水有良好的处理效果。因废水中有机磷含量过低, 需要添加含磷化合物, 如 KH_2PO_4 或 Na_2HPO_4 等。研究表明, 当 $\theta_c < 5\text{d}$ 时, 处理效果波动较大, BOD_5 去除率下降, 污泥出现丝状菌膨胀; 当 $\theta_c \geq 10\text{d}$ 时, BOD_5 可从 3000mg/L 降至 20mg/L 以下, COD 可去除 90% 以上, Fe 、 Mg 、 Zn 去除率分别大于 98%、92% 和 94%, 运行温度从 10°C 降至 5°C , 对系统运行不会产生明显影响。

采用缺氧-好氧活性污泥法及 SBR 法等比常规活性污泥法更有效, 并可同时去除 N 、 P 。其一段负荷为 $1.34 \text{kg COD}/(\text{kg MLSS} \cdot \text{d})$, $0.76 \text{kg BOD}_5/(\text{kg MLSS} \cdot \text{d})$, 二段负荷为 $0.31 \text{kg COD}/(\text{kg MLSS} \cdot \text{d})$, $0.77 \text{kg BOD}_5/(\text{kg MLSS} \cdot \text{d})$ 。

国内对缺氧-A/O 工艺处理垃圾渗沥液进行了较多研究, 得到以下运行参数: 缺氧池 $\text{DO} = 0.2 \sim 0.5 \text{mg/L}$, $\text{MLSS} = 2.5 \sim 3.0 \text{g/L}$; $\theta_c = 3\text{d}$, 负荷为 $3.5 \sim 4.5 \text{kg COD}/(\text{kg MLSS} \cdot \text{d})$; A/O 中 $\text{DO} = 2.5 \sim 3 \text{mg/L}$ (好氧) 和 $0.2 \sim 0.5 \text{mg/L}$ (缺氧), 回流比 1.5, 水温 25°C , $\text{HRT}_a = 24\text{h}$ 。在上述条件下, 填埋场渗沥液 COD 从 1693.9mg/L 降至 100mg/L 以下, $\text{NH}_3\text{-N}$ 从 170mg/L 降为 10mg/L 以下, TN 从 190mg/L 降至 50mg/L 以下。

考虑到渗沥液含 $\text{NH}_3\text{-N}$ 很高, 在进入 A/O 设施前宜设吹脱装置, 使 C/N 比更合理。国内对图 4.8.1 流程进行了研究。结果表明, 复合式厌氧反应器 $\text{HRT} 2\text{d}$, 负荷 $9.5 \text{kg COD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$, 水温 34°C , COD 去除率 81.6%, BOD_5 去除率 88%; 当厌氧出水采用石灰调 pH 至 9.1, 再经吹脱 5h, $\text{NH}_3\text{-N}$ 去除率 67.8%, COD 去除率 38.4%, 出水 $\text{pH} 8.6$, 无需回调 pH , 吹脱塔出水 C/N 比为 7 左右; 当 A/O 池混合液回流比 300%, 缺氧池、好氧池 HRT 分别为 6.5h、15.6h 时, 出水平均 COD 为 662mg/L , 去除率 74.3%, $\text{BOD}_5 221 \text{mg/L}$, 去除率 84.7%, 平均氨氮为 20mg/L , 去除率 80.4%。采用 PAC 处理二沉池出水, 当进水 $\text{COD} = 1000 \text{mg/L}$, 投药 400mg/L , 沉淀 0.5h 后, COD 去除率 39.5%。

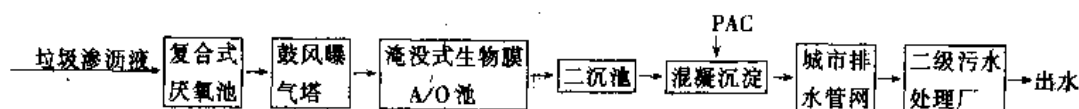


图 4.8.1 垃圾填埋场渗沥液处理流程

采用厌氧折流板反应器 (ABR) 处理垃圾渗沥液试验表明, 经 ABR 处理, 废水的 BOD_5/COD 从 $0.2 \sim 0.3$ 提高至 $0.4 \sim 0.6$; 容积负荷达 $4.71 \text{kg COD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 时, 反应器内能形成粒径为 $0.5 \sim 5 \text{mm}$, 浓度为 $20 \sim 38 \text{g/L}$ 的球状及棒状颗粒污泥。

由于渗沥液中难以降解的高分子化合物所占比例高 (工业垃圾填埋场的渗沥液更是这样), 存在的重金属抑制污泥活性, 为此可在生化设施前进行澄清处理, 流程如图 4.8.2。其中澄清池 $\text{HRT} 1.7\text{h}$, 吹脱池 $\text{HRT} 1.7\text{h}$, 曝气池 $\text{HRT} 6.6\text{h}$ 。对于 $\text{BOD}_5 1500 \text{mg/L}$, $\text{Cl}^- 800 \text{mg/L}$, 硬度 800mg/L , 总铁 600mg/L , 有机氮 100mg/L , $\text{SS} 300 \text{mg/L}$, $\text{SO}_4^{2-} 300 \text{mg/L}$ 的某渗沥液, 其 BOD_5 、 COD 、 NH_3 、 Fe 的去除率分别达 99%、95%、90% 和 99.2%。



图 4.8.2 物化—生化复合处理系统

4.9 医院污水处理

4.9.1 医院污水的水质水量特征

医院污水水质比较复杂，含有大量的细菌、病毒、寄生虫卵和一些有毒有害物质，有些还含有放射性。医院平均日排污量为 $BOD_5 60g/(床 \cdot d)$ ； $COD 100 \sim 150g/(床 \cdot d)$ ； $SS 50 \sim 100g/(床 \cdot d)$ 。污水浓度与耗水量成反比。一般 $BOD_5 30 \sim 200mg/L$ ， $COD 70 \sim 300mg/L$ ， $SS 80 \sim 220mg/L$ 。细菌总数 $1.5 \times 10^7 \sim 3.5 \times 10^9$ 个/ml。医院每日排放的污水量与医院的规模、医疗内容、设备条件、住院和门诊人数、地域、季节、人的生活习惯和管理制度等因素有关。一般大型医院 $400 \sim 600L/(床 \cdot d)$ 时变化系数 $K = 2.0 \sim 2.2$ ；中型医院 $300 \sim 400L/(床 \cdot d)$ ， $K = 2.2 \sim 2.5$ ；小型医院 $250 \sim 300L/(床 \cdot d)$ ， $K = 2.5$ 。排水通常在上午 7 ~ 9 时，下午 18 ~ 20 时出现 2 次高峰。

4.9.2 处理构筑物设计参数

(1) 化粪池、调节池、计量池 污水在化粪池中停留时间不宜小于 36h；连续式消毒的调节池有效容积为 3 ~ 6h 的日污水平均流量，间歇式消毒的调节池有效容积为日污水量的 $1/2 \sim 1/4$ ；计量池的有效容积按最大时污水量的 $1/4$ 计算。

(2) 沉淀池 初次沉淀池的沉淀时间为 1.5 ~ 2.0h；表面负荷 $1.0 \sim 3.0m^3/(m^2 \cdot h)$ ；水平流速 5 ~ 7mm/s； BOD_5 沉淀效率为 10% ~ 15%，SS 沉淀效率为 20% ~ 30%；每人每日污泥量为 14 ~ 27g/(床·d)，污泥含水率为 95% ~ 97%；污泥区容积按 2d 污泥量计算。

二次沉淀池的沉淀时间为 1.5 ~ 2.5h，表面负荷为 $1.0 \sim 2.0m^3/(m^2 \cdot h)$ ；每人每日污泥量为 7 ~ 19g，污泥含水率为 96% ~ 98%；污泥区容积按 4h 污泥量计算。

(3) 生物转盘 BOD_5 面积负荷为 $12g/(m^2 \cdot d)$ ，水力负荷为 $0.2m^3/(m^2 \cdot d)$ ；盘片转速 4.5r/min。

(4) 塔式生物滤池 配水管流速 0.45m/s；穿孔口流速 1.25m/s；蜂窝孔径 19，有机负荷 $0.075 \sim 0.55kg BOD_5/(m^3 \cdot d)$ ；水力负荷 $10 \sim 27m^3/(m^2 \cdot d)$ 。

(5) 接触氧化池 有机负荷 $5kg BOD_5/(m^3 填料 \cdot d)$ ；水力负荷 $0.05m^3/(m^2 \cdot h)$ ；上升流速 2.25mm/s；接触时间 20min；水气比 $1:15 \sim 20m^3/m^3$ ；射流器工作压力 0.12MPa，喷嘴流速 $> 14.6m/s$ 。

(6) 接触滤池 总水力损失 1.85m；过滤速度 6.7m/h，反冲洗强度 $15L/(m^2 \cdot s)$ ，冲洗历时 5min，滤料粒径及层厚 $\phi 10 \sim \phi 6$ ，100mm， $\phi 6 \sim \phi 3$ ，100mm， $\phi 3 \sim \phi 2$ ，200mm；工作周期 12 ~ 14h。

(7) 接触消毒池 加氯量：一级处理出水的加氯量为 30 ~ 50mg/L；二级处理出水的加氯量为 15 ~ 25mg/L。余氯量 4 ~ 6mg/L。污水消毒接触时间，见表 4.9.1。

氯瓶最大排出量：容积为 40L 的氯瓶，排出最大量 750g/h；500kg 的氯瓶，排出最大量 3000g/h。

(8) 放射性污水处理 医院排出的低放射性污水中的放射性浓度若超过露天水源限制浓度的 100 倍必须处理；放射性污水排入江河时，取 10 倍的安全系数；处理后的污水不得排入生活饮用水取水点上游 1000m、下游 100m 区域内。

(9) 污泥处理 污泥采用氯化法消毒时，污泥中有效投氯量可采用 2.5g/L；采用高温堆肥法时，堆肥保持在 60℃ 以上不少于 1d；当采用石灰消毒污泥时，必须使污泥的 pH 值提高到 12 以上并存放 7d 以上。石灰投量可为 15g/L (以 $Ca(OH)_2$ 计)。

4.9.3 医院污水处理流程

见图 4.9.1 ~ 图 4.9.3。

某医科大学附属医院污水处理厂最高日污水量 $1611.2m^3/d$ ，最大时污水量 $180.56m^3/d$ 。污水 $COD_{90} \sim 170mg/L$ ， $BOD_5 70 \sim 90mg/L$ ， $NH_3-N 20 \sim 30mg/L$ ， $DOl \sim 1.5mg/L$ ， $SS 70 \sim 150mg/L$ ，细菌总数 $(0.2 \sim 1.5) \times 10^5$ 个/ml，大肠菌数 $2.8 \times 10^3 \sim 2.5 \times 10^5$ 个/L。采用图 4.9.4 流程处理。

缓冲池的容积为现在日平均污水量的 $1/2$ ；采用翻滚式接触消毒池比绕流式接触消毒池混合效果好；自流式（小虹吸带大虹吸）连续投配 $NaClO$ (30mg/L)，发生器日工作时间 12h；污泥消毒池容积按 $0.07m^3$ (床位)，化粪池剩余污泥量为 30%，加石灰粉 $6kg/m^3$ (污泥)，用泵搅拌，搅拌时间 20min，消毒时间为 5 ~ 7d，

表 4.9.1 污水消毒接触时间

医院污水类别	接触时间/h
综合医院污水、含肠道致病菌污水	> 1
含结核杆菌污水	> 1.5

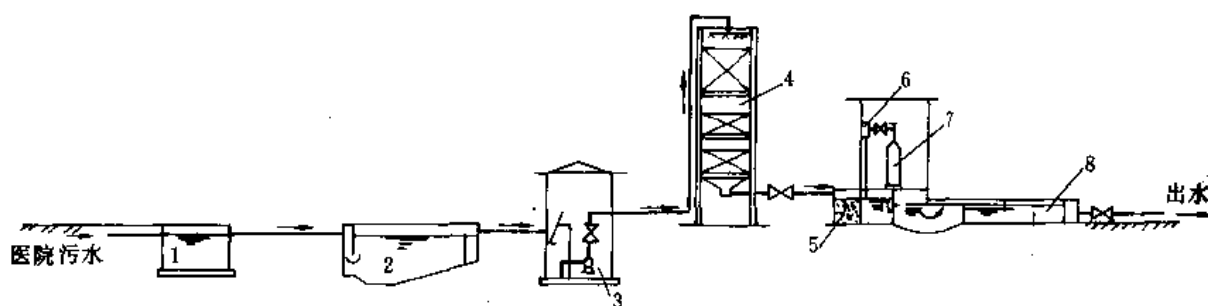


图 4.9.1 综合医院污水处理流程

1—沉砂池；2—沉淀池；3—泵房；4—滤塔；5—加氯池；6—加氯机；7—氯瓶；8—接触沉淀池

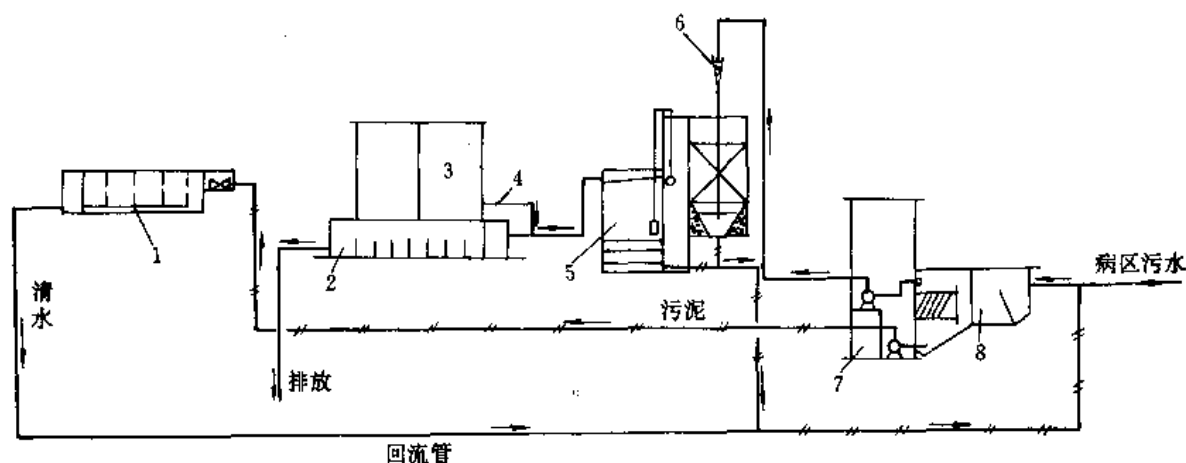


图 4.9.2 综合医院污水处理流程二

1—污泥池；2—接触消毒池；3—投氯间；4—投氯管；5—接触氧化过滤池；6—射流器；7—泵房；8—沉淀池

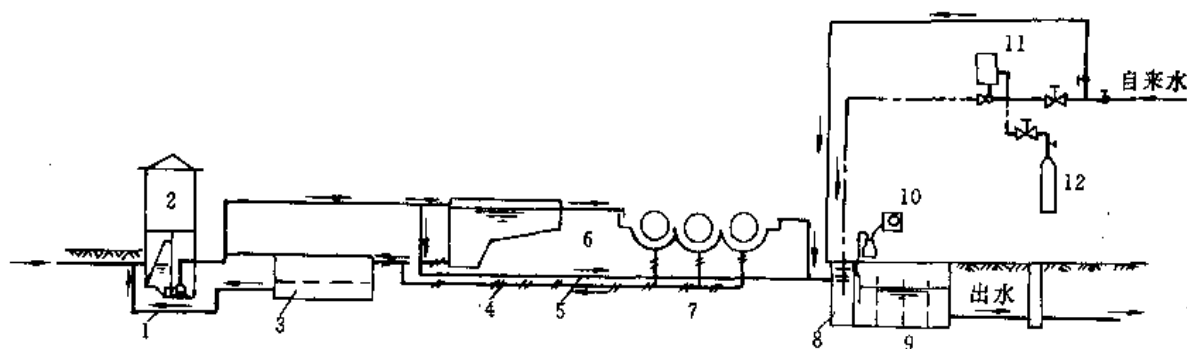


图 4.9.3 结核病医院污水处理流程图

1—回水管；2—泵房；3—污泥池；4—污泥管；5—跨越管；6—沉淀调节池；7—生物转盘；8—投氯池；9—接触池；10—真空泵；11—加氯机；12—氯瓶

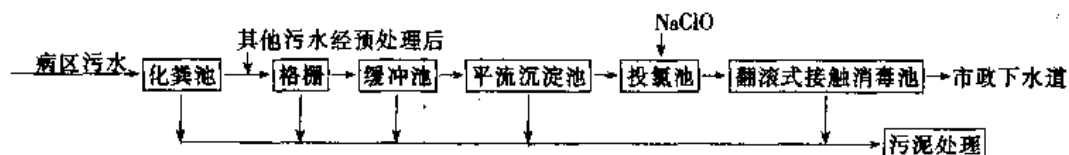


图 4.9.4 某医科大学附属医院污水处理流程

消毒池上清液排入污水系统。

处理效果：出水 $\text{COD} \leq 70\text{mg/L}$ ， $\text{BOD}_5 \leq 50\text{mg/L}$ ， $\text{NH}_3\text{-N} \leq 18\text{mg/L}$ ， $\text{DO} \geq 4\text{mg/L}$ ， $\text{SS} \leq 20\text{mg/L}$ ，细菌总数

≤100 个/ml,大肠菌数≤3 个/L。

4.10 废水脱氮除磷处理

4.10.1 概述

废水中排放的氮磷会引起水体（特别是封闭水体）的富营养化，主要表现是藻类过量繁殖。利贝格（Liebig）最小值定律指出：植物生长取决于外界供给它所需要的养料中数量最少的那一种。这一定律同样适用于藻类生长。

斯托姆（Stumm）曾对藻类的化学成分进行过分析研究。提出藻类的经验组成式为 $C_{106}H_{263}O_{110}N_{16}P$ 。据此可以计算这些元素所占藻类分子量的质量百分比为：C 35.8%、H 7.4%、O 49.6%、N 6.3%、P 0.9%。按利贝格最小定律，不难理解，藻类的生产量主要取决于水环境中磷的供应量。当环境中的磷供应充足时，藻类可以得到充分增殖；如果磷供应量受到限制，藻类的生产量就将随着受到限制。

瓦伦泰因（J. Vallentyne）研究了淡水湖泊水生植物平均化学元素量的组成后发现，在有植物生长的水环境中，氮和磷的含量最低。他认为磷和氮是限制水生植物生产量的最主要的营养元素。

湖泊水体氮、磷浓度的比值与藻类增殖有密切关系。坂本研究指出：当湖水的总氮和总磷浓度的比值在 10:1~25:1 的范围时，藻类生长与氮、磷浓度存在直线关系。合田健提出：湖水总氮与总磷的浓度比为 12:1~13:1 时，最适宜于藻类增殖，若氮磷比小于此值，则藻类增殖可能受到影响。捷尔吉森强调，当此比值低于 4 时，氮很可能成为湖泊水质富营养化决定性的限制因素。我国武汉东湖的总氮与总磷比值范围为 11.8:1~15.5:1，平均 12:1；杭州西湖比值范围为 20:1~26:1，平均 21:1。可见，两湖的总氮与总磷的比值分别落在合田健和坂本指出的比值范围内，有利于藻类生长，特别是武汉东湖，其比值正好落在最适宜藻类增殖的比值内，这就是东湖为什么夏秋季节藻类异常增殖，水华盈湖的缘故。

沃伦韦德（Vollenweider）根据总磷和无机氮的浓度不同，把湖泊的营养状态分成五个类型，见表 4.10.1。

表 4.10.1 湖泊按营养状态分类

营养状态	无机氮/(mg/L)	总磷/(mg/L)	营养状态	无机氮/(mg/L)	总磷/(mg/L)
极贫营养	0.2 以下	0.005 以下	中-富营养	0.5~1.5	0.03~0.1
贫-中营养	0.2~0.4	0.005~0.01	富营养	1.5 以上	0.1 以上
中营养	0.3~0.65	0.01~0.03			

沙耶（Sawyer）研究指出，当水环境中总磷浓度超过 0.015mg/L，氮浓度超过 0.3mg/L 时藻类就会出现令人讨厌的增殖。外界输入湖泊的磷、氮数量越多，藻类生物量也就随之增高。

传统的废水处理工艺对氮磷的去除率如表 4.10.2 所示。各种除氮方法的比较见表 4.10.3。

表 4.10.2 各种废水处理过程氮磷去除率

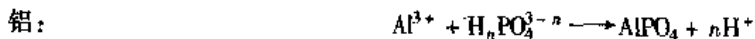
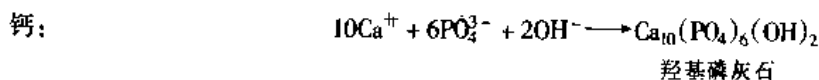
处 理 工 艺	总 磷/%			总 氮/%		
	最大	最小	平均	最大	最小	平均
活性污泥	99.8	-57.7	41.8	98.0	-35.9	43.7
活性污泥-凝聚沉淀	97.8	85.5	89.6	98.2	46.9	67.1
活性污泥-加压气浮	—	—	85.3	—	—	78.8
生物滤池	51.3	9.4	30.4	49.0	22.9	36.0
厌氧消化	67.0	-142	14.1	17.3	-102	-6.7
污泥处理	60.8	-44.6	9.1	55.8	7.1	42.9
自然上浮	46.8	-42.9	0.9	67.3	-50.0	13.8
加压气浮	100	-132	61.7	86.4	-40.0	35.2
加压气浮-过滤	88.8	81.6	85.2	76.3	22.0	49.2
加压气浮-凝聚沉淀	—	—	100	—	—	37.5
凝聚沉淀	100	-6.8	70.6	87.3	-45.9	27.1
活性碳吸附	21.5	-5.6	6.5	15.4	0.0	9.3
反渗透-臭氧氧化	—	—	-46.2	—	—	37.0
过滤	33.4	4.0	18.7	28.4	19.8	24.1

表 4.10.3 各种除氮方法的比较

比较项目	生物法	离子交换法	氨的吹脱法 (解吸)	加氯氧化法
原理	用硝化细菌使氮变成硝酸态之后, 靠反硝化菌变成气体	用离子交换树脂或沸石吸附除去氨态氮, 对饱和的树脂或沸石进行再生, 再生液含有高浓度氮进行另外处理	添加氢氧化钙, 使 pH 值上升, 鼓入大量空气, 进行吹脱除氨	添加氯气、次氯酸钠等, 使氮氧化分解, 生成氮气
可除去的氮形态	氨氮、亚硝酸盐、硝酸盐	氨氮	氨氮	氨氮
氮的最终形态	氮气	浓缩氨氮, 不能确定再生废液的处理方法	氨氮	氮气
建设费	最便宜	最高	高	中等
运转费	最便宜	较高, 离子交换树脂的消耗很快, 再生液处理费高	相当经济	与原水含氮量有关
操作性	可参考活性污泥的处理经验, 操作简单	要求预处理程度高	简单, 解吸塔中碳酸钙结垢, 需要除垢	难以确定使用的最佳注入量, 使用氯气时需要安全设备
水温的影响	在低温时, 性能略有降低, 但实用上没有问题	无影响	在低水温时, 效率低	无影响
二次污染	无	取决于用再生废液的处理方法	对大气产生污染和恶臭	除去残留的氯气需要添加碱
处理水质 (盐类的增加)	极微量	不排放再生废液时, 不增加	在氢氧化钙的中和过程中, 由于使用酸, 所以大幅度地增加盐类	大幅度增加 (加进的氯是氮的 10 倍)

用化学沉淀法向废水中投加金属离子使之与磷酸根形成可沉淀物而除去, 离子交换法也可以除磷。但一般来说, 化学法或物理化学法所需的运行费用较高。

用于化学除磷的药剂有石灰、明矾、氯化铁或硫酸亚铁, 一些聚合物与石灰、明矾使用也很有效。其化学反应为



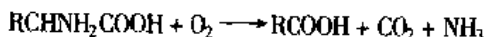
可见用石灰除磷与用铝和铁除磷是不同的。向水中投加石灰, 它将与水中的重碳酸盐碱度形成碳酸钙沉淀, 然后过量的钙离子将与磷酸盐反应生成羟基磷灰石沉淀, 因此, 所需的石灰量主要取决于废水的碱度, 而不取决于废水中的磷酸盐。

在用铝盐或铁盐除磷时, 每加入 1mol 的铝盐或铁盐可以沉淀出 1mol 的磷酸盐, 不过这些反应并非如此简单, 不能从上式直接得出所需的投药量, 必须根据许多竞争反应及其有关的平衡常数、碱度效应、pH 值、微量元素以及废水中的配位基进行考虑, 通过试验确定投药量。

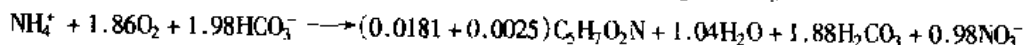
4.10.2 生物脱氮

(1) 工艺原理

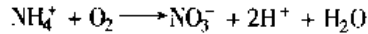
① 氨化反应。在氨化菌的作用下, 有机氮化合物分解, 转化为 $\text{NH}_3\text{-N}$, 以氨基酸为例, 其反应式为



② 硝化反应。在硝化菌的作用下, $\text{NH}_3\text{-N}$ 进一步分解氧化为 NO_2^- 和 NO_3^- 。



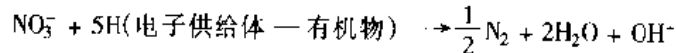
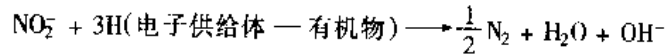
从上式可知,硝化细菌的产率为 $(0.0181 + 0.0025) \times 113/14 = 0.166\text{g/g NH}_4^+-\text{N}$ 。1mg NH_4^+-N 氧化为硝态氮要消耗 $1.98 \times 50/14 = 7.07\text{mg}$ 碱(以 CaCO_3 计),并要消耗 $1.86 \times 32/14 = 4.25\text{mg}$ 氧。若不考虑硝化过程硝化菌的增殖,其反应式可简化为



按此式计算,氧的消耗量为 $2 \times 32/14 = 4.57\text{mg/mg NH}_4^+-\text{N}$,碱度消耗量为 $7.14\text{mg CaCO}_3/\text{mg NH}_4^+-\text{N}$ 。

硝化菌对环境的变化很敏感,它所需要的环境条件主要包括以下几方面。

- 好氧条件, $\text{DO} \geq 1\text{mg/L}$, 并保持一定碱度,适宜的 pH 为 8.0~8.4。
 - 有机物含量不应过高,负荷 $< 0.15\text{kg BOD}_5/(\text{kg MLVSS} \cdot \text{d})$, BOD_5 应在 15~20mg/L 以下。因为硝化菌是自养菌,有机基质浓度高,将使异养菌快速增殖而成为优势。 $\text{BOD}_5/\text{TKN} = 2 \sim 3$, 比值越小,硝化细菌所占比例越大。
 - 适宜温度 20~30℃, 15℃ 以下时,硝化反应速度下降,5℃ 时完全停止。
 - 硝化菌在反应器中的停留时间 (θ_c) 必须大于其最小世代期 (θ_c^{\min}), 一般取 $\theta_c = 2\theta_c^{\min}$ 。在适宜温度下 $\theta_c^{\min} = 3\text{d}$ 。温度低时, θ_c 应提高。
 - 抑制物浓度尽可能低。除重金属外,抑制硝化菌的物质还有高浓度有机基质(尤其是有毒有机物),高浓度 NH_4^+-N ($> 200\text{mg/L}$)、 NO_3^--N ($> 100\text{mg/L}$) 以及络合阳离子等。
- ③ 反硝化反应。在反硝化菌的作用下, NO_3^--N 少部分同化为有机氮化合物,成为菌体,大部分(约 70%~75%)异化(还原)为气态氮。



由上式计算得到,将 1mg NO_2^--N 或 NO_3^--N 还原为 N_2 , 分别需要有机物(TOD 或 COD, 其 $\text{O/H} = 16/2 = 8$) $3 \times 8/14 = 1.71\text{mg}$ 和 $5 \times 8/14 = 2.86\text{mg}$ 。同时还产生 $50/14 = 3.57\text{mg}$ 碱(以 CaCO_3 计),如果废水中含有 DO, 它会使部分有机物用于好氧分解,此时,完成反硝化所需要的有机物总量($C_m, \text{mg/L}$)应包括 3 部分,即

$$C_m = 2.86[\text{NO}_3^--\text{N}] + 1.71[\text{NO}_2^--\text{N}] + \text{DO}$$

式中 $[\text{NO}_3^--\text{N}]$ 和 $[\text{NO}_2^--\text{N}]$ 分别为硝态氮和亚硝态氮的浓度 (mg/L)。

如果废水中的有机物可以用于反硝化反应,则不需另加有机物,如果不具备这种条件,需要另外投加有机物,一般投加甲醇。此时有机物的需要量为

$$C_m = 2.47[\text{NO}_3^--\text{N}] + 1.53[\text{NO}_2^--\text{N}] + 0.87\text{DO}$$

实际投加量一般比按上式计算值大 30%。

反硝化反应的适宜条件包括以下几方面。

- 最适宜的 pH 值 6.5~7.5。pH 值高于 8 或低于 6,反硝化速率将大为降低。
- 反硝化菌需要缺氧、好氧(合成酶系统)条件交替存在,系统 $\text{DO} < 0.5\text{mg/L}$ 。
- 最适宜温度是 20~40℃, 低于 15℃,反硝化反应速率降低。在低温季节和环境中,可通过提高泥龄、降低负荷、延长 HRT 等措施来保持适当的反硝化速率。
- $\text{BOD}_5/\text{TN} > 3 \sim 5$ 。反硝化菌属异养兼性厌氧菌,可作为其碳源的有机物较多。

表 4.10.4 列举了生物脱氮工艺中各种生化反应特性。

表 4.10.4 生物脱氮反应过程各项生化反应特征

生化反应类型	去除有机物	硝 化		反 硝 化
		亚硝化	硝 化	
微生物	好氧菌及兼性菌	Nitrosomonas 自养型菌	Nitrobacter 自养型菌	兼性菌 异养型菌
能源	有机物	化能	化能	有机物
氧源(氢受体)	O_2	O_2	O_2	NO_2^- 、 NO_3^-
溶解氧	1~2mg/L 以上	2mg/L 以上	2mg/L 以上	0~0.5mg/L

生化反应类型	去除有机物	硝化		反硝化
		亚硝化	硝化	
碱度	无变化	氧化 $1\text{mgNH}_4^+-\text{N}$ 需要 7.14mg 碱度	无变化	还原 $1\text{mgNO}_3^--\text{N}$ 、 NO_2^--N 生成 3.57g 碱度
耗氧	分解 1mg 有机物 (BOD_5) 需氧 2mg	氧化 $1\text{mgNH}_4^+-\text{N}$ 需氧 3.43mg	氧化 $1\text{mgNO}_2^--\text{N}$ 需氧 1.14mg	分解 1mg 有机物 (COD) 需 NO_2^--N 0.58mg , NO_3^--N 0.35mg 所提供化合态氧
最适 pH 值	6~8	7~8.5	6~7.5	6~8
最适水温	15~25℃ $\theta=1.0\sim1.04$	30℃ $\theta=1.1$	30℃ $\theta=1.1$	34~37℃ $\theta=1.06\sim1.15$
增殖速度/ d^{-1}	1.2~3.5	0.21~1.08	0.28~1.44	好氧分解的 $1/2\sim1/2.5$
分解速度	70~870mg BOD/ (g MLSS·h)	7mg NH_4^+-N / (g MLSS·h)		2~8mg NO_3^--N / (g MLSS·h)
产率	16% ($\text{gCH}_3\text{OH}/\text{gC}_5\text{H}_7\text{O}_2\text{N}$)	0.04~0.13mgVSS/ mg NH_4^+-N 能量转换率 5%~35%	0.02~0.07mgVSS/ mg NO_2^--N 能量转换率 10%~30%	16% ($\text{gCH}_3\text{OH}/\text{gC}_5\text{H}_7\text{O}_2\text{N}$)

(2) 工艺流程 见图 4.10.1。

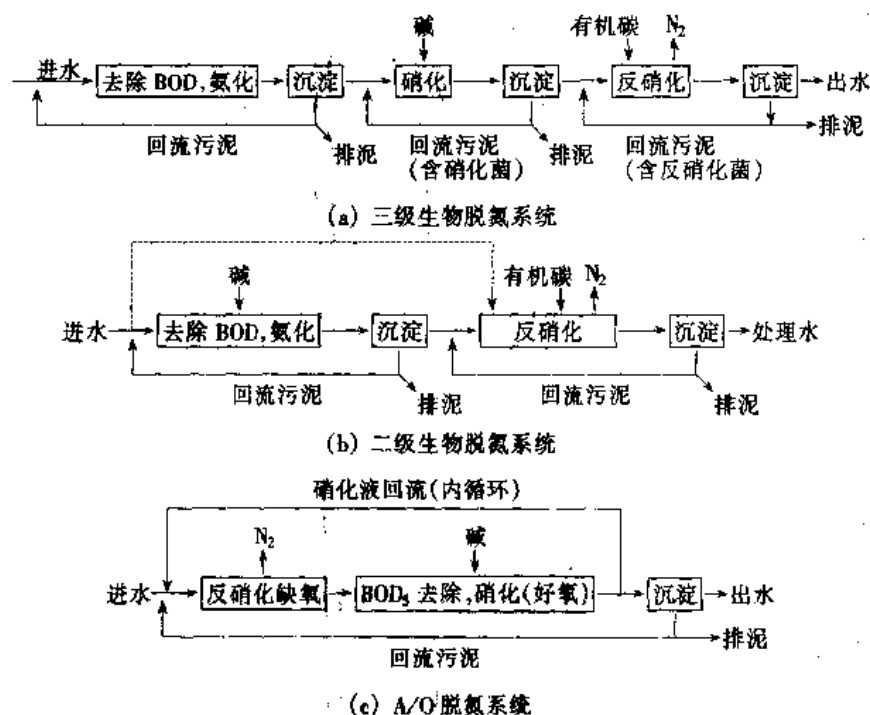


图 4.10.1 生物脱氮基本流程

A/O 脱氮系统的主要参数: ① $\text{HRT}_\text{N} > \text{HRT}_\text{DN}$, 对城市污水 $\text{HRT}_\text{N}/\text{HRT}_\text{DN} = 4.8\text{h}/2.4\text{h} = 2$, 对焦化废水此比值为 3~7。② 内循环回流比 6~8, 回流比越大, 脱氮率越高。③ $\theta_c > 3\text{d}$, 最好大于 25d。④ MLSS 一般应高于 3g/L 。此时温度变化对反应速度影响很大, 即温度增高, 硝化反应速度显著加快。⑤ 氮负荷率 $< 350\text{g NH}_3\text{-N}/(\text{m}^3 \text{硝化段} \cdot \text{d})$, 当氮负荷率超过 $430\text{g NH}_3\text{-N}/(\text{m}^3 \text{硝化段} \cdot \text{d})$ 后, 硝化率急剧下降。⑥ BOD_5/TKN 要求如前述。进水 $\text{COD}/\text{NH}_3\text{-N}$ 越大, 出水中 NO_3^--N 浓度越低。

(3) 生物脱氮工艺设计计算

① 硝化池和反硝化池容积的计算见表 4.10.5。

表 4.10.5 硝化池和反硝化池计算方法与参数

工 艺	计 算 方 法	计 算 公 式	参 数 取 值
硝化池	方法一： 根据 θ_c 和去除 BOD_5 量 计算，同活性污泥法曝气 池计算	$V_N = \frac{YQ(S_0 - S_e)\theta_c}{X(1 + K_d\theta_c)}$ 或 $V_N = \frac{YQS_0\theta_c}{X}$	$Y = 0.35 \sim 0.45 \text{ kgVSS/kgBOD}_5 \text{ 去除}$ $\theta_c = 15 \sim 30 \text{ d}$ $K_d = 0.05 \sim 0.10 \text{ d}^{-1}$ $X = 2 \sim 4 \text{ g/L}$
	方法二： 计算去除 BOD_5 和硝化 所需池容积，取大者作为 硝化池容积	$\theta_c = \frac{K_N + (1 - E_N)[\text{NH}_4^+ - \text{N}]_0}{\mu_{\max}(1 - E_N)[\text{NH}_4^+ - \text{N}]_0}$ $V_o = \frac{YQ(S_0 - S_e)\theta_c}{X(1 + K_d\theta_c)}$ $V_N = \frac{\theta_c Y_N Q([\text{NH}_4^+ - \text{N}]_0 - [\text{NH}_4^+ - \text{N}]_e)}{X_N}$	K_N ——硝化半速度常数, $0.5 \sim 2.0 \text{ mg N/L}$ $\mu_{\max} = 0.3 \sim 0.5 \text{ d}^{-1}$ $\theta_c = 15 \sim 30 \text{ d}$ Y_N ——硝化菌产率, $0.05 \sim 0.166 \text{ kgVSS/kgN}$ X_N ——池中硝化菌浓度 E_N ——硝化效率
	方法三： 用负荷率计算硝化池容 积	$V_N = \frac{Q[\text{NH}_4^+ - \text{N}]_0}{N_N X}$	$N_N < 0.05 \text{ kgN/(kgVSS} \cdot \text{d)}$
反硝化池	方法一： 用反硝化比速率计算	$V_{DN} = \frac{Q(N_o - N_e)}{q_{DN} X}$	q_{DN} ——反硝化比速率, $0.05 \sim 0.2 \text{ d}^{-1}$ N_o, N_e ——入流出流的硝态氮浓 度, mg/L
	方法二： 用负荷率计算	$V_{DN} = \frac{QN_o}{X N_{DN}}$	$N_{DN} = 0.1 \sim 0.4 \text{ kg NO}_3^- - \text{N/(kg VSS} \cdot \text{d)}$
	方法三： 经验法	$V_{DN} : V_N = 1 : 3$ (对城市污水)	

② 硝化反应需氧量的计算。需氧量 = 去除 BOD_5 的需氧量 + 氧化氨氮的需氧量 - 用于细胞合成的 BOD_5 的需氧量 - 用于细胞合成的氨氮的需氧量 - 反硝化过程消耗的 BOD_5 的需氧量，即

$$O_2 = Q \left\{ \frac{S_0 - S_e}{1 - e^{-kt}} + 4.57([\text{NH}_4^+ - \text{N}]_0 - [\text{NH}_4^+ - \text{N}]_e) - 1.42P_x \left(\frac{\text{VSS}}{\text{SS}} \right) - 0.56P_x \left(\frac{\text{VSS}}{\text{SS}} \right) - 2.6\Delta\text{NO}_3^- \right\}$$

式中 Q ——废水流量, m^3/d ;
 k —— BOD_5 速率常数, d^{-1} ;
 t ——时间, 5d ;
 P_x ——剩余污泥排放量, kg/d ;
 VSS/SS ——污泥中挥发固体百分数, %;
 ΔNO_3^- ——还原的硝酸盐氮, $\text{mg/NO}_3^- - \text{N/L}_0$ 。

此式未考虑内源呼吸需氧量，式中 k , P_x , $\frac{\text{VSS}}{\text{SS}}$ 等参数与废水水质、工艺条件（如 θ_c ）等有关。

也可以根据经验进行如下简化计算。假定内源呼吸需氧量很小，可以忽略；碳氮比合理（ $BOD_5/\text{N} = 3.8$ 左右），反硝化去除的 BOD_5 占全系统去除 BOD_5 的 50% 左右；不考虑用于合成细胞的 BOD_5 和 $\text{NH}_3\text{-N}$ 对需氧量的影响。则

需氧量 = 去除 1/2 的 BOD_5 的需氧量 + 氧化氨氮的需氧量，即

$$O_2 = Q \{ (1.5 \sim 2.0)(S_0 - S_e)(0.5 \sim 0.7) + 4.6([\text{NH}_4^+ - \text{N}]_0 - [\text{NH}_4^+ - \text{N}]_e) \}$$

③ 碱需要量的计算。典型的城市污水， $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 约 $20 \sim 40 \text{ mg/L}$ ，TKN 约 $50 \sim 60 \text{ mg/L}$ ，碱度约 300 mg/L （以 CaCO_3 计）左右。假定部分 TKN 用于细胞合成，部分转化为氨氮，则污水中的氨氮约为 50 mg/L ，硝化反应消耗的碱约 $50 \times 3.57 \times 0.9 = 161 \text{ mg/L}$ （按硝化效率 90% 计）。可见，对于城市污水生物脱氮工艺不需外

加碱。

对含氮浓度较高的工业废水，通常需要补充碱才能使消化池 pH 维持在 7.2~8.0 之间。加碱量可按下式估算：

$$W_{\text{CaCO}_3} = 3.6KQ \{ [\text{NH}_4^+ - \text{N}]_0 - [\text{NH}_4^+ - \text{N}]_e \}$$

式中 K ——安全系数，约 1.2~1.3。

4.10.3 生物脱磷

(1) 生物脱磷原理 废水中磷的存在形态取决于废水的类型，最常见的是磷酸盐 (H_2PO_4^- 、 HPO_4^{2-} 和 PO_4^{3-})、聚磷酸盐和有机磷。传统的生物处理的出水中，90% 左右的磷以磷酸盐的形式存在。

生物除磷是利用聚磷菌过量地超出其生理需要从废水中摄取磷，并将其以聚合形态贮藏在体内，形成高磷污泥，随剩余污泥排出。

在好氧条件下，聚磷菌不断从废水中摄取有机物加以氧化分解，产生的能量为 ADP 获得，并结合 H_3PO_4 合成 ATP。 H_3PO_4 大部分通过主动输送从外部摄入，一部分用于合成 ATP，另一部分则用于合成磷酸盐。

在厌氧条件下，聚磷菌体内的 ATP 水解，释放 H_3PO_4 和能量，ATP 转化为 ADP。

当废水中含有钙、镍、铁和铝等金属离子时，化学沉淀作用也有助于磷的去除。

生物脱磷系统的主要工艺参数有以下几方面。①厌氧区 $\text{DO} < 0.2 \text{ mg/L}$ ，好氧区 $\text{DO} > 2 \sim 3 \text{ mg/L}$ 。② $\text{BOD}_5/\text{TP} > 20$ 。③ $\text{pH} = 4.0$ 时，磷的释放速率最快，当 $\text{pH} > 8$ 时，释放速率非常慢；在 $\text{pH} = 7.3$ 左右吸磷速率最快。因此宜将混合液 pH 控制在 6.5~8.0 范围内。④温度 5~30℃。⑤ θ_c 小，剩余污泥排放量大，脱磷效果好。但 θ_c 不能太小，必须以保证 BOD_5 的有效去除为前提。曾有报道，当 $\theta_c = 30 \text{ d}$ ，除磷率 40%， $\theta_c = 17 \text{ d}$ ，除磷率 50%， $\theta_c = 5 \text{ d}$ ，除磷率达 80% 以上。⑥厌氧段的 HRT 1.5~2.0h，好氧段 HRT 4~6h。

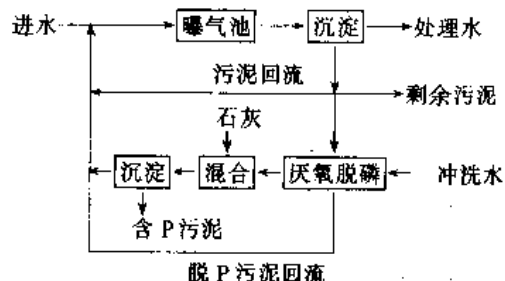


图 4.10.2 Phostrip 除磷工艺流程

(2) Phostrip 除磷工艺 流程见图 4.10.2。

本工艺具有以下特点：①除磷效果好，处理水含磷量一般低于 1mg/L；②污泥含磷高达 2.1%~7.1%；③石灰用量较低，介于 21~31.8mg $\text{Ca}(\text{OH})_2/\text{m}^3$ 废水之间；④SVI 值低于 100，污泥易于沉淀、浓缩、脱水，污泥肥分高，不膨胀；⑤根据 BOD/TP 比值调节回流污泥与混凝污泥量的比例。

A/O 生物除磷工艺流程同图 4.10.1 (c)。

4.10.4 同步脱氮除磷工艺

(1) 巴登福 (Bardenpho) 工艺 见图 4.10.3。该工艺由两级 A/O 工艺、4 个反应池组成，各反应区的水力停留时间依次为 3h、7h、3h 和 1h。缺氧池 II 是精脱氮，好氧池 II 的作用是提高 DO 值，防止二沉池内产生反硝化，同时改善污泥沉降性能。本工艺的脱氮效果为 90%~95%，除磷 97%。



图 4.10.3 Bardenpho 工艺流程图

(2) 福列德克斯 (Phoredox) 工艺 在 Bardenpho 流程前增加一个厌氧段，以保证磷的释放从而保证在好氧条件下有更强的吸磷能力，提高除磷效果。其设计参数见表 4.10.6。

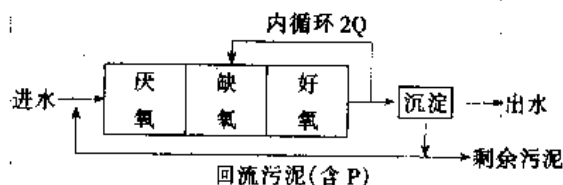


图 4.10.4 A-A-O 工艺流程图

表 4.10.6 福列德克斯工艺设计参数

反应器	HRT/h (Barth 报道值)	HRT/h (Paepeke 报道值)		
		最小	最大	平均
厌氧反应器	1~2	0.6	1.9	1.3
第一缺氧反应器	2~4	2.2	5.2	3.2
第一好氧反应器	3.8	6.7	19.0	11.2
第二缺氧反应器	2~4	2.2	5.7	3.3
第二好氧反应器	0.5~1.0	0.5	1.6	1.1

(3) A—A—O (Anaerobic-Anoxic-Oxic) 工艺 该工艺比较简单 (见图 4.10.4), 总 HRT 小于其他同类工艺; 厌氧 (缺氧) 好氧交替运行, 不利于丝状菌增殖, 无污泥膨胀之虞; 内循环量以 $2Q$ 为限, 不宜提高; 污泥增长受到一定限制, 因此除磷效果亦不易提高。其工艺设计与运行参数见表 4.10.7。

(4) UCT (University of Cape Town Process) 工艺

UCT 工艺与 A—A—O 工艺的区别在于回流污泥首先进入缺氧段, 回流污泥带回的 NO_3^- -N 将在缺氧段被反硝化。而缺氧段部分出流混合液再回到厌氧段。这样可以避免回流污泥中的 NO_3^- -N 回流至厌氧段, 干扰磷的厌氧释放, 降低磷的去除率。适宜于 BOD_5/TKN 或 BOD_5/TP 较低的原水。该工艺的脱氮除磷效率都在 70% 以上。

如果将 UCT 工艺中的缺氧池一分为二, 形成二套独立的内循环, 则成 MUCT (或改良 UCT)。这样改的原因有二: 一是两套内循环交叉, 不易控制缺氧段的停留时间, 二是避免 DO 自好氧段经缺氧段进入厌氧段, 干扰磷的释放。

表 4.10.7 A—A—O 工艺设计与运行参数

水力停留时间/h	厌氧反应器	1.0~2.0
	缺氧反应器	1.5~2.0
	好氧反应器	3.5~6.0
污泥回流比/%		50~100
混合液内循环回流比/%		200~500
混合液悬浮固体浓度/(mg/L)		3000~5000
负荷 $[(\text{kgBOD}_5/(\text{kgMLSS}\cdot\text{d}))]$		0.15~0.7
好氧反应器内 DO/(mg/L)		≥ 2
BOD_5/TP		> 20
BOD_5/TKN		≥ 4
厌氧反应器内 DO/(mg/L)		< 0.2
缺氧反应器内 DO/(mg/L)		< 0.5
pH		> 7

4.11 电镀废水处理

电镀废水来源于电镀生产过程中的镀件情况、镀液过滤、废镀液排放等。废水中主要含各种金属离子、酸和碱、氰、氟、氨及各种助剂 (如光亮剂、洗涤剂、表面活性剂等)。废水流量随生产规模和工艺而异。通过实行清洁生产, 改变镀液组成, 清洗方法及设备改造等可以大大减少废水排放量和污染物浓度。

4.11.1 含氰废水处理

(1) 碱性氯化法 碱性氯化法对氰分二级氧化。第一级将氰氧化为氰酸盐, 第二级将氰酸盐进一步氧化为 CO_2 和 N_2 。

废水中氰离子含量不宜大于 50mg/L ; 第一级氧化和第二级氧化所投氧化剂比宜为 1:1; 氰离子与所投有效氯的质量比, 一级氧化为 1:3~1:4, 二级氧化为 1:7~1:8; 当采用 NaClO 、漂白粉、漂粉精进行一级氧化时, 废水 pH 值可控制在 10~11, 当采用液氯作氧化剂时, pH 值应控制在 11~11.5; 二级氧化阶段的 pH 值应控制在 6.5~7.0; 两级氧化反应时间均为 10~15min; 调节池 HRT 2~4h; 反应池采用水泵或机械搅拌; 沉淀池 HRT 1.0~1.5h。

(2) 电解法 电解法主要适用于高浓度含氰废水。在阳极上 CN^- 被氧化为 NH_3 和 CO_2 , 在阴极上析出金属予以回收。参见 2.10.4。

用电解法处理的含铬废水, Cr^{6+} 宜小于或等于 100mg/L , pH 值宜为 4.0~6.5; 极板厚度宜为 3~5mm, 极板间净距宜为 10mm 左右; 还原 1gCr^{6+} , 普通碳钢板板消耗 4~5g; 选用电解槽整流器时, 总电流和总电压值应增加 30%~50% 备用量; 沉淀前废水的 pH 值宜为 7~9; 当废水中 Cr^{6+} 含量为 50~100mg/L 时沉淀时间宜为 2h, 污泥体积可按废水体积的 5%~10% 估算; 当废水中 Cr^{6+} 含量为 100mg/L 时, 处理每立方米废水所产生的污泥干重可按 1kg/m^3 计算。

用电解法回收银时, 一级回收槽内废水中银离子含量控制在 200~600mg/L; 平板电极的电极间净距为 10~20mm, 同心双筒电极的电极间距离为 10mm 左右; 废水通过平板电极的最佳流速为 300~900m/h, 通过同心双筒电极的最佳流速为 300~1200m/h; 当废水中银离子含量大于 400mg/L 时, 阴极电流密度为 0.1~0.25A/dm²; 当废水中银离子含量小于 400mg/L 时, 阴极电流密度为 0.1~0.03A/dm²; 回收银的板间电压为 1~3V。

用电解法回收铜时, 一级回收槽内废水中铜离子含量宜控制在 500~1000mg/L; 平板电极极板间净距为 15~20mm; 当废水中铜离子含量大于 700mg/L 时, 阴极电流密度为 0.6~1.0A/dm²; 当废水中铜离子含量小于 700mg/L 时, 阴极电流密度为 0.5~0.1A/dm²; 回收铜的极间电压为 3~4V。

4.11.2 铁氧体法处理含铬废水及混合废水

以 FeSO_4 为还原剂, 使 Cr^{6+} 还原成 Cr^{3+} , 加碱使 Cr^{3+} 和其他重金属离子 (以 M^{n+} 表示) 发生共沉淀, 生成 $\text{M}(\text{OH})_n \cdot \text{Fe}(\text{OH})_3$, 再经通空气、加温、陈化等过程, 使废水中的各种氢氧化物发生复杂的固相化学反

应,形成铁氧体。

处理含铬废水时, Cr^{6+} 与 $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ 的质量比为: ① $\text{Cr}^{6+} < 25\text{mg/L}$ 时为 1:40~50; ② $\text{Cr}^{6+} = 25 \sim 50\text{mg/L}$ 时为 1:35~40; ③ $\text{Cr}^{6+} = 50 \sim 100\text{mg/L}$ 时为 1:35; ④ $\text{Cr}^{6+} > 100\text{mg/L}$ 时为 1:30。

通压缩空气的要求: ①当 $\text{Cr}^{6+} < 25\text{mg/L}$ 时, 将药剂与废水搅拌均匀后停止通气; ②当 $\text{Cr}^{6+} = 25 \sim 50\text{mg/L}$ 时, 通气时间宜为 5~10min; ③当 $\text{Cr}^{6+} > 50\text{mg/L}$ 时通气时间宜为 10~20min; ④压缩空气量可按 $0.1 \sim 0.2\text{m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{min})$ 、压力 80~120kPa 估算。

一般采用蒸汽直接对氢氧化物沉淀进行加热, 控制温度为 $(75 \pm 5)^\circ\text{C}$ 。pH 值调至 7~8 左右。

处理含其他金属离子的混合废水时, 亚铁盐的投量按 $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$: 金属离子 = 10~15 (质量比) 计。

4.11.3 离子交换法处理电镀废水

(1) 镀铬废水

① 除铬阴柱设计数据。树脂饱和和工作交换容量: 大孔型弱碱性阴树脂为 $60 \sim 70\text{gCr}^{6+}/\text{L}$; 凝胶型强碱性阴树脂为 $40 \sim 45\text{gCr}^{6+}/\text{L}$ 。树脂层高度应为 0.6~1.0m。流速不宜大于 20m/h。树脂饱和和工作周期: 废水中 Cr^{6+} 含量为 200~100mg/L 时, 饱和和工作周期宜为 36h; Cr^{6+} 含量为 100~50mg/L 时, 饱和和工作周期宜为 36~48h; Cr^{6+} 含量小于 50mg/L 时, 饱和和工作周期由计算确定。

② 除铬阴柱和除酸阴柱的再生和淋洗条件。再生液浓度: 采用大孔型弱碱性阴离子交换树脂时宜为 2.0~2.5mol/L; 采用凝胶型强碱性阴离子交换树脂时宜为 2.5~3.0mol/L。再生液用量宜为树脂体积的 2 倍, 先用 0.5~1.0 倍上周期后期的再生洗脱液, 再用 1.0~1.5 倍的新配再生液。再生液流速宜为 0.6~1.0m/h。淋洗水量: 采用大孔型弱碱性阴树脂时宜为树脂体积的 6~9 倍, 采用凝胶型强碱性阴树脂时宜为树脂体积的 4~5 倍。淋洗终点 pH 应为 8~10。反冲时树脂层膨胀率宜为 50%。

③ 酸性阳柱参数。强酸性阳树脂的工作交换容量可采用 $60 \sim 65\text{g}$ (以 CaCO_3 表示)/L; 交换终点出水 pH 值为 3.0~3.5; 再生和淋洗要求: 再生液浓度为 1.5~2.0mol/L; 再生液用量为树脂体积的 2 倍; 再生液流速为 1.2~4.0m/h; 淋洗水量为树脂体积的 4~5 倍; 淋洗终点 pH 值为 2~3; 反冲时树脂层膨胀率为 30%~50%。

④ 脱钠阳柱的再生和淋洗条件。再生液浓度为 1.0~1.5mol/L; 再生液用量为树脂体积的 2 倍; 再生液流速为 1.2~4.0m/h; 淋洗水量为树脂体积的 10 倍。

⑤ 钝化含铬清洗废水处理。进入酸性阳柱前废水的 pH 值宜大于 4; 酸性阳柱和除酸阴柱的树脂用量均为除铬阴柱树脂用量的 2 倍; 酸性阳柱的交换终点按出水 pH 值 3.0~3.5 和除酸阴柱出水电阻率 $\leq 2 \times 10^4 \Omega \cdot \text{cm}$ 来控制; 酸性阳柱的再生液浓度为 2~3mol/L。

(2) 镀镍废水

① 除镍阳柱的树脂饱和和工作交换容量, 见表 4.11.1。

表 4.11.1 阳离子交换树脂的饱和和工作交换容量

树脂型号	饱和和工作交换容量(钠型)/ [g(Ni ²⁺)/L(R)]	树脂型号	饱和和工作交换容量(钠型)/ [g(Ni ²⁺)/L(R)]
732 凝胶型强酸性阳离子交换树脂	30~35	111 x 22 凝胶型弱酸性阳离子交换树脂	35~42
116B 凝胶型弱酸性阳离子交换树脂	37~42	DK110 大孔型弱酸性阳离子交换树脂	30~35

② 除镍阳柱的树脂饱和和工作周期, 见表 4.11.2。

表 4.11.2 除镍阳柱的树脂饱和和工作周期

树脂种类	废水中镍离子含量/ (mg/L)	饱和和工作周期/h	树脂层高度
强酸性阳离子交换树脂	200~100	24	宜采用上限
	100~20	24~48	
	<20	宜取 $U = 50\text{L}/(\text{L(R)} \cdot \text{h})$ 计算 T 值	
弱酸性阳离子交换树脂	200~100	24	宜采用上限
	100~30	24~48	
	<30	宜取 $U = 30\text{L}/(\text{L(R)} \cdot \text{h})$ 计算 T 值	

③ 树脂层高度及流速。树脂层高：强酸性阳树脂为 0.5~1.0m，弱酸性阳树脂为 0.5~1.2m。流速：强酸性阳树脂为小于或等于 25m/h，弱酸性阳树脂为小于或等于 15m/h。

④ 强酸性阳柱的再生和淋洗条件。再生液浓度为 1.1~1.4mol/L；再生液用量为树脂体积的 2 倍；再生液流出时温度不低于 20℃；再生液流速为 0.3~0.5m/h；淋洗水量为树脂体积的 4~6 倍；反冲洗树脂层膨胀率为 30%~50%。

⑤ 弱酸性阳柱的再生和淋洗条件。再生液浓度为 1.0~1.5mol/L；再生液用量为树脂体积的 2 倍；顺流再生流速为 0.3~0.5m/h；循环的顺流再生流速为 4~5m/h，循环时间宜为 20~30min；淋洗终点 pH 值为 4~5；转型液浓度为 1.0~1.5mol/L；转型液用量为树脂体积的 2 倍；转型液流速为 0.3~0.5m/h；淋洗终点 pH 值为 8~9；反冲洗树脂膨胀率为 50%。

(3) 氰化镀铜和氰化镀铜锡合金废水

① 除氰阴柱设计数据。717 树脂的工作交换容量为 27gCN⁻/L；流速不宜大于 30m/h；树脂层高度宜为 1.5~1.8m；交换柱的有效高度宜为树脂层高度的 1.1 倍；每次移入再生柱的树脂量宜为阴树脂用量的 1/3；计算树脂工作周期时，树脂量应按阴柱树脂用量的 1/3 计；树脂工作周期：当氰含量为 100~50mg/L 时，周期为 8~12h，其树脂层高度采用上限；当氰的含量小于 50mg/L 时，取 U 值为 20L/(R)·h 计算周期，其树脂层高度采用下限。

② 阴树脂再生要求。再生液浓度宜为 6mol/L；再生液用量宜为树脂体积的 0.5 倍；再生柱内真空度为 20~27kPa；再生时间为 3h；淋洗水量为树脂体积的 6~9 倍；淋洗流速为 10~30m/h；淋洗终点 pH 为 5。

③ 除铜阳柱设计数据。116 树脂的工作交换容量为 10~14gCu²⁺/L；流速小于或等于 30m/h；树脂层高度宜为 0.6~0.8m；交换柱有效高度为树脂层高度的 2 倍；阳树脂的体积用量宜为阴树脂的 1/2。

④ 除铜阳柱再生要求。再生液用量宜为树脂体积的 0.5~0.8 倍；再生时间为 30min；淋洗水量宜为树脂体积的 6~9 倍；淋洗流速为 10~30m/h；淋洗终点按出水氰含量小于或等于 0.5mg/L 掌握。

(4) 钾盐镀锌清洗废水

① 除锌阳柱树脂饱和和工作周期。废水中 Zn²⁺ 含量为 150~200mg/L 时，周期为 24h；Zn²⁺ 含量为 100~150mg/L 时，周期为 24~36h；Zn²⁺ 含量为 50~100mg/L 时，周期为 24~48h；Zn²⁺ 含量小于 50mg/L 时，取 U 为 24L/(L(树脂)·h) 计算周期。

② 阳离子交换树脂的饱和和工作交换容量，见表 4.11.3。

③ 除锌阳柱的再生和淋洗条件。再生液浓度为 3mol/L；再生液用量为树脂体积的 1.2 倍，先用 0.5 倍上周期后期的再生洗脱液，再用 0.7 倍的新配再生液；再生液流速为 0.3~0.5m/h；淋洗水量为树脂体积的 3 倍；淋洗终点 pH 为 4~5；反冲时树脂层膨胀率为 50%。

(5) 氰化镀金废水

废水中的金以 [Au(CN)₂]⁻ 络离子存在，可以采用离子交换法处理。由于该络离子的交换势较高，故用一般酸碱再生较困难，可用丙酮-盐酸水溶液再生。

① 除金阴柱设计数据。树脂饱和和工作周期宜为每年 1~4 个；树脂层高度为 0.6~1.0m；流速小于或等于 15m/h；柱直径为 0.10~0.15m。

② 强碱性阴树脂的饱和和工作交换容量，见表 4.11.4。

表 4.11.3 阳离子交换树脂的饱和和工作交换容量

树 脂 型 号	饱和和工作交换容量(钠型)/ [g(Zn ²⁺)/L(R)]
DI13 大孔型弱酸性阳离子交换树脂	55
DK110 大孔型弱酸性阳离子交换树脂	45

表 4.11.4 强碱性阴树脂的饱和和工作交换容量

树 脂 型 号	饱和和工作交换容量(氯型)/ [g(Au ⁺)/L(R)]	树 脂 型 号	饱和和工作交换容量(氯型)/ [g(Au ⁺)/L(R)]
717 凝胶型强碱性阴离子交换树脂	170~190	D293 大孔型强碱性阴离子交换树脂	160~180
711 凝胶型强碱性阴离子交换树脂	160~180	D231 大孔型强碱性阴离子交换树脂	

③ 金回收与提纯。黄金回收采用焚烧树脂的方法，据估算树脂价值仅为回收黄金价值的3%~4%。先用400℃温度灼烧5h，再升温到900℃灼烧3h，使树脂全部灰化，即可得纯度为85%的粗金。为提高回收黄金的纯度，用浓HNO₃对黄金进行煮沸提纯，每次煮1h，然后用去离子水洗至出水呈中性，过滤、烘干、灼烧后可得纯度为99.5%的黄金。再经王水溶解，用维生素C或SO₂等还原剂提纯，可获得纯度为99.9%的纯金。

(6) 污泥处理与利用

① 污泥特性参数见表4.11.5。

表 4.11.5 污泥特性参数

污泥种类	中和药剂	压力降/ kPa	滤饼重量比阻 $\gamma/(\text{m/kg})$	压缩指数 S
电解法或硫酸亚铁法处理含铬废水	氢氧化钠	300	$1.2 \times 10^{13} \sim 1.5 \times 10^{13}$	0.6~0.7
		100	$6 \times 10^{12} \sim 8 \times 10^{12}$	
亚硫酸氢钠法处理含铬废水	氢氧化钠	300	$4 \times 10^{12} \sim 5 \times 10^{12}$	0.4~0.5
		100	$2.5 \times 10^{12} \sim 3.5 \times 10^{12}$	
电镀混合废水	氢氧化钠	300	$1.5 \times 10^{13} \sim 2.5 \times 10^{13}$	0.65~0.75
		100	$6 \times 10^{12} \sim 8 \times 10^{12}$	
铁件预处理时酸碱废水	氢氧化钠	300	$1.7 \times 10^{13} \sim 3 \times 10^{13}$	0.4~0.8
		100	$7 \times 10^{12} \sim 9 \times 10^{12}$	
	氢氧化钙	300	8.36×10^{11}	0.4~0.5
		100	5.17×10^{11}	
凝胶性氢氧化铝		687	4×10^{13}	0.5
		177	2.2×10^{13}	
凝胶性氢氧化铁		687	4.5×10^{13}	0.8
		177	1.5×10^{13}	

② 根据污泥比阻选择过滤脱水设备，见表4.11.6。

表4.11.6 常用过滤机性能

污泥脱水程度 (含水率%)	污泥的压缩 指数	压力为100kPa时的污泥比阻 $\gamma/(\text{m/kg})$	选用过滤机的类型
>85	<0.85	<10 ¹²	真空过滤机
80~75	<0.8	<10 ¹³	加压过滤机,压力为400~500kPa
<75	<0.8	<5×10 ¹³	加压过滤机,压力为500kPa

③ 溶剂萃取法回收价金属技术，见图4.11.1。

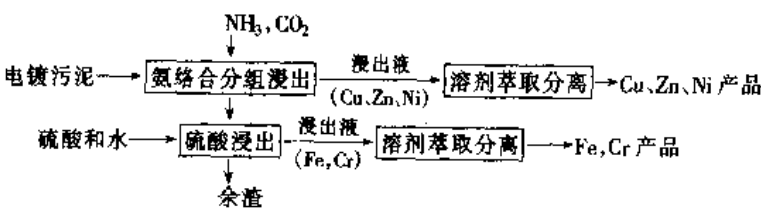


图 4.11.1 电镀污泥金属回收方案

氨络合浸出的目的是将污泥中的 Cu、Zn、Ni 最大限度浸出转入液相中，而 Fe^{3+} 、 Cr^{3+} 尽可能抑制于余渣中。最佳参数为：液固比 12:1；反应温度 80℃； NH_3 和 CO_2 的浓度分别为 6mol/L 和 2.5mol/L；反应时间 3h；催化剂用量 180mg/L（催化剂作用是使部分进入液相的 $\text{Cr}(\text{NH}_3)_3^{3+}$ 转化为水解钝化态 $\text{CrO}(\text{OH})$ ，而与 Fe 的水解产物一起形成铁铬渣）。在上述条件下 Cu^{2+} 、 Zn^{2+} 、 Ni^{2+} 的浸出率分别达到 95%~97%、90%~94%、91%~93%，浓度分别达 2~3g/L、3~4g/L、0.8~0.9g/L。经过蒸氨后，各金属离子水解形成碳酸盐或氢氧化物固体，固液分离后，用硫酸溶液溶解，调节至适合萃取的浓度： Cu^{2+} 8~10g/L， Zn^{2+} 10~12g/L， Ni^{2+} 2.5~3.0g/L，pH2.0~2.5。用 2-羟基-5-仲辛基-二苯甲酮膦（ N_{510} ）作为 Cu^{2+} 萃取的专用萃取剂，用二（2-乙基己基）磷酸（ P_{204} ）与 2-乙基己基磷酸单（2-乙基己基）酯（ P_{507} ）作为 Fe^{3+} 、 Zn^{2+} 、 Ni^{2+} 与 Cr^{3+} 的萃取剂，260# 煤油作为稀释剂。

萃取分离最佳工艺参数与效率见表 4.11.7 和表 4.11.8。

表 4.11.7 萃取分离最佳工艺参数与效率

金属	萃取剂、洗涤剂	浓度	级数	流比	温度/℃	萃取率/%
Cu	N_{510}	20%	4	1.5:1	>20	>96.0
Zn	P_{204} （皂化率 50%） H_2SO_4 溶液洗涤	30% 1mol/L	萃 3 洗 2	1:1	>20	>99.6
Ni	P_{204} （皂化率 65%） H_2SO_4 溶液洗涤	30% 1mol/L	萃 4 洗 2	3:1	>20	>97.0

表 4.11.8 反萃取最佳工艺参数与效率

金属	反萃取剂	浓度/(mol/L)	级数	流比 V:L	温度/℃	反萃取率/%
Cu	H_2SO_4	2.5	2	5:1	>20	>99.0
Zn	H_2SO_4	1	2	3:1	>20	>96.6
Ni	H_2SO_4	1	2	3:1	>20	>99.9

铁铬渣用 H_2SO_4 浸出的最佳条件为：液固比 12:1；平衡 pH1.5~2.0；时间 1h。各金属浸出率分别为 Fe 99.3%，Cr 99.6%，Al、Cu、Zn、Ni 几乎 100%。浸出液中各金属离子浓度为 Fe^{3+} 12~18g/L， Cr^{3+} 5~7g/L， Al^{3+} 1.5~2.0g/L， Cu^{2+} 、 Zn^{2+} 、 Ni^{2+} 约 0.2~0.4g/L。

萃取与反萃取的最佳工艺条件如表 4.11.9、表 4.11.10。

表 4.11.9 铁铬渣酸浸液萃取最佳工艺参数及效率

金属	萃取剂、洗涤剂	浓度	级数	流比 V:L	温度/℃	效率/%
Fe	P_{507}	30%	4	1:1	>20	>99.9
Cr 与 Al	P_{204} （皂化率 45%） H_2SO_4 洗涤	40% 0.05mol/L	萃 4 洗 4	1:1 2:1	>20 >20	>99.5 >99.9

表 4.11.10 铁铬铝回收反萃取最佳工艺参数与效率

金属	反萃取剂	浓度/(mol/L)	级数	流比 V:L	温度/℃	反萃率/%
Fe	HCl	5	2	3:1	>20	98.0
Cr	HCl	5	2	4:1	>20	98.0
Al	H_2SO_4	3	2	3:1	>20	>99.9

4.12 印刷电路板废水处理

4.12.1 废水来源及污染物成分

在印刷电路板（PCB）生产工艺流程中，磨板、弱腐蚀、电镀铜等工序排放的废水中含有铜离子；在蚀板、化学沉铜等工序排放的废水中含有铜离子和络合剂 NH_4OH 、EDTA 和酒石酸钾钠等；在镀镍工序排放的

废水中含有镍离子；在镀 Pb-Sn 工序排放的废水中含有铅离子、锡离子和氟硼酸根；在化学清洗、显影、脱膜等工序排放的废水中含有高分子有机物，COD 很高。由此可见印刷电路板生产排放的废水中含有多种重金属，还含有络合剂，并且 COD 也比较高。

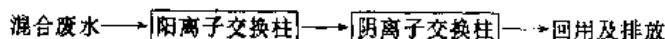
另外，蚀板槽液、显影槽液、脱膜槽液要经常更换。化学清洗槽液、酸洗槽液、弱腐蚀槽液、化学沉铜槽液、镀 Pb-Sn 槽液也要定期更换。这些槽液中重金属离子、络合剂、有机物含量很高。PCB 工业废水中 Cu、Sn、Pb、油脂、SS 等指标与电镀车间排出的酸碱废水相似，但氟离子和有机物浓度比电镀酸碱废水高。使用各种专利配方，废水中还含有特殊的污染物质，这也增加了印刷电路板废水治理的难度。

4.12.2 废水处理系统

印刷电路板废水一般采用分质处理的方法。磨板、酸洗、弱腐蚀、电镀铜、电镀镍等工序排放的含铜含镍废水不含络合剂，一般可以用加碱中和絮凝沉淀的方法处理，也有采用离子交换法进行处理的。蚀板、化学沉铜等工序排放的含铜废水，因含有强络合剂，一般采用在碱性条件下加 Na_2S 絮凝沉淀的方法处理。也可以用离子交换法或铁盐法加以处理。镀 Pb-Sn 工序排放的废水中除含有铅、锡离子外，还含有氟离子，可以用加石灰、铝盐、铁盐的方法来处理。显影、脱膜、油墨剥离工序排放的有机废水一般采用酸化、石灰中和、絮凝沉淀的方法来处理。

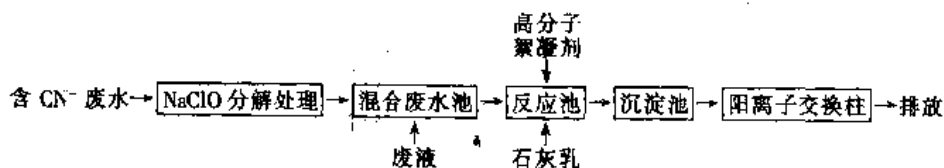
蚀板废液主要有氯化铜-双氧水、硫酸-双氧水、氨水等。氯化铜-双氧水、硫酸-双氧水蚀板废液可以用加温加碱的方法回收氧化铜。对于氨水蚀板废液可以用加碱蒸氨的方法回收氨和氧化铜。上述蚀板废液还可以用隔膜电解的方法回收铜。化学沉铜废液有 EDTA 废液、酒石酸钾钠废液、烷基醇胺废液等几种，在这些废液中 $\text{pH}=8\sim 10$ 时铜不能沉淀析出。可以用次氯酸钠、双氧水等强氧化剂氧化，然后经絮凝沉淀处理。也可以用甲醛作还原剂，在碱性条件下还原析出金属铜。显影废液和脱膜废液中含有大量溶解的感光膜，COD 很高。在酸性条件下感光膜能够固化，因此可以用酸化法来进行处理。镀 Pb-Sn 废液中含有大量氟硼酸根，处理时先加铝盐进行氟硼酸根的水解反应，再加钙盐进行沉淀反应。常温下反应进行得较慢，加温可大大提高反应速度。

(1) 扬州 5308 厂引进德国先灵公司的印刷电路板自动电镀线。关于废水处理，德国先灵公司提供的方案是：

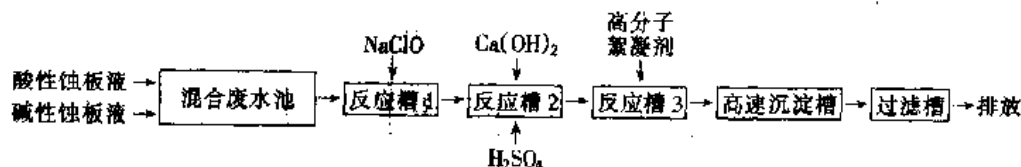


阳柱再生液加碱中和沉淀除去重金属；阴柱再生液加 Na_2S 及高分子絮凝剂沉淀去除络合重金属。

德国蒂森公司提供的方案是：

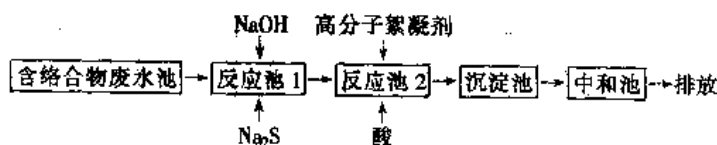


日本中川公司提供的方案是：



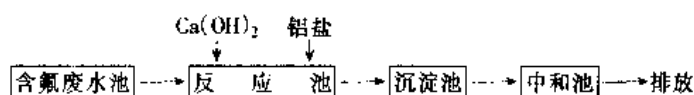
最后采用国内提供的设计方案将该厂印刷电路板废水分三个系统。

① 含络合物废水处理系统（包括氨蚀板废水和化学沉铜废水）

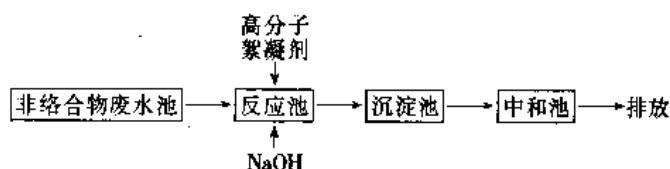


用 ORP 自动控制等当量投加 Na_2S 。

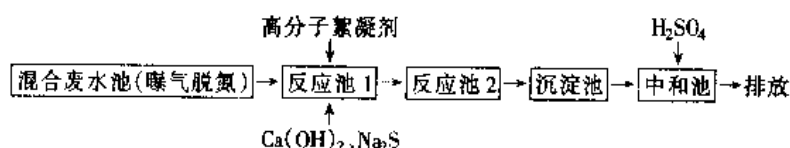
② 含氟废水处理系统（包括氟硼酸浸和镀 Pb-Sn 废水）



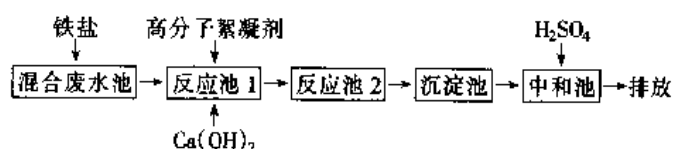
③ 非络合物废水处理系统 (不含络合物和氟硼酸根的其他清洗水)



(2) 至卓实业有限公司印刷电路板废水设计方案



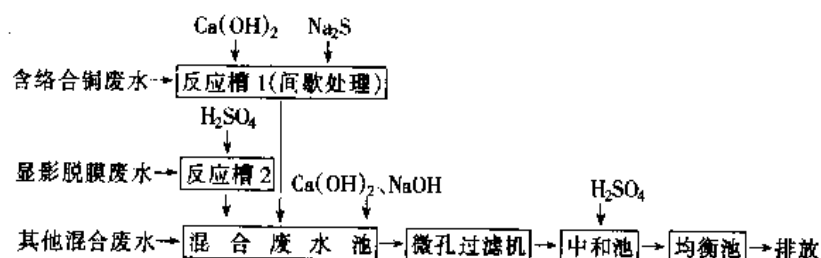
此种处理工艺硫化钠投加量难以准确控制。实际使用中改为下述处理工艺:



此工艺可使铜、铅、镍小于 1mg/L。

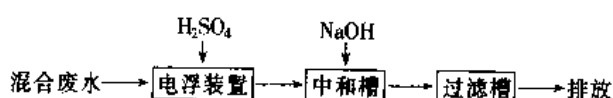
(3) 添利印刷电路板厂废水处理

工艺流程如下:

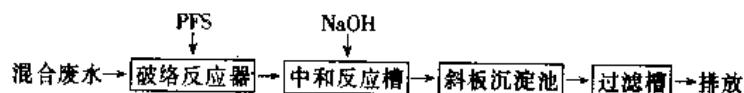


此种工艺重金属和 COD 均能达到排放。

(4) 景丰电子有限公司印刷电路板废水原处理工艺

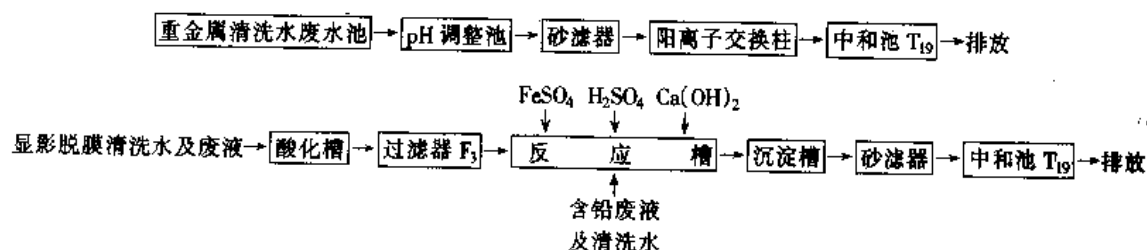


该工艺投入运行后铜一直不能达标, 超标几倍至十几倍。后改为如下流程:



采用此工艺铜、镍均可小于 0.5mg/L。

(5) 普林电路板有限公司原处理工艺



4.13 木糖生产废水处理

4.13.1 生产工艺及废水来源

以玉米芯为原料生产木糖的工艺流程如图 4.13.1 所示。

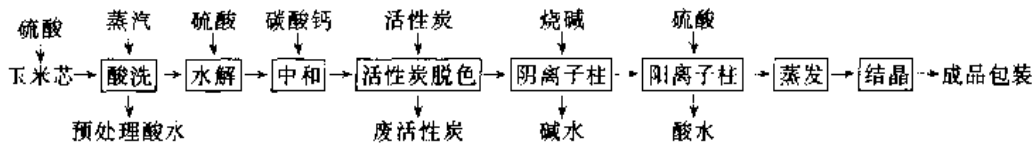


图 4.13.1 木糖生产工艺及废水来源

木糖厂排放 3 种废水：玉米芯预处理酸水、碱水（交换碱水和阴离子柱反冲水）、酸水（交换酸水和阳离子柱反冲水），污染指标见表 4.13.1。

表 4.13.1 废水水质及水量

废水种类	水量/(m ³ /d)	COD _{Cr} /(mg/L)	BOD ₅ /(mg/L)	含盐量/(mg/L)	SS/(mg/L)	pH
交换碱水	200	2500~3000	950~1000	3200	2600	11~12
阴离子柱反冲水	90	120~180	60	1300	600~700	7~8
交换酸水	160	2400~2800	1100	3000	1200	2~3
阳离子柱反冲水	200	300	150	400	800	3~5
预处理酸水	100	15000~23000	8000~9000	3200	600	2~2.5

4.13.2 废水处理系统

(1) 废水处理工艺 玉米芯预处理酸水 COD_{Cr} 浓度大，温度高（约 95℃），pH 较低，加入碱水中和，经调节池调节后采用升流式厌氧污泥层反应器（UASB）处理，沉淀后采用接触氧化法处理；酸水经铁屑床处理，加入碱水沉淀后一并汇入接触氧化池处理；不平衡酸、碱加入碱、酸调节。这种工艺可有效地利用废酸、碱，以废治废，节约运行费用。废水处理工艺如图 4.13.2 所示。

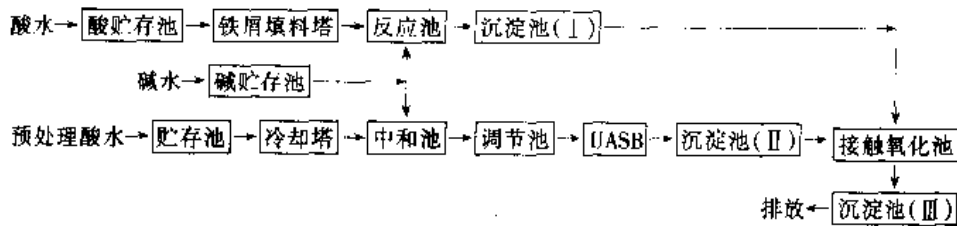


图 4.13.2 木糖生产废水处理工艺流程

注：冷却塔夏季温度较高，须开启

(2) 设备及构筑物参数 见表 4.13.2。

(3) UASB 反应器快速启动 该厂 UASB 反应器规格 8000mm×8000mm×6000mm，其中超高部分 300mm，有效容积 361.6m³。接种污泥为化纤厂剩余活性污泥消化塘污泥，接种量约 60m³，占有效容积的 16.6%。接种后补充清水至设计水位，控制约 1℃/h 的升温速率，采用蒸汽喷射直接加热，第 3 天开始，产气量稳步增加。第 8 天开始进木糖生产废水，水量 3m³/d，产气量有所下降，可能是 UASB 系统不太适应。第 9 天，产气量有所回升，相应调整进水量为 4m³/d，产气量先升后降，根据经验，推断为反应器内 COD 偏低，F/M 不足，第 15 天，进水量增加到 6m³/d，产气量明显增加，第 16 天，进水量增加到 7m³/d，进水量增加 16.67%，产气量增加 7.88%，小于进水量增幅，有机物有积累，下一天，进水量维持 7m³/d，产气量大幅度提高，继续增加进水量（约 10%），观察产气量增幅，根据以下因素决定下一天进水量：

- ① 产气量增幅≈进水量增幅，下一天进水量比当天增加约 10%；
- ② 产气量增幅<进水量增幅，下一天进水量维持当天进水量。

表 4.13.2 设备及构筑物参数

序号	名 称	规格/mm	材料	数量	有效容积/ m ³	备 注
1	酸水贮存池	6000 × 3000 × 2000	钢	2	61.2	防腐处理
2	铁屑填料塔	φ1200 × 4500	钢	1	4.5	防腐处理
3	反应池	3000 × 1500 × 3200	砼	1	13.1	
4	沉淀池 (I)	6000 × 3000 × 3200	砼	1	52.2	斜管沉淀池
5	碱水贮存池	6000 × 3000 × 2000	钢	2	61.2	防腐处理
6	贮存池	6000 × 2000 × 1500	钢	1	15.6	防腐处理
7	冷却塔	φ2000 × 6600	钢	1	—	防腐处理
8	中和池	4000 × 1500 × 2400	砼	1	12.6	
9	调节池	5500 × 4000 × 2400	砼	1	46.2	
10	UASB 反应器	8000 × 8000 × 6000	砼	1	361.6	
11	沉淀池 (II)	7000 × 4000 × 2600	砼	1	64.4	
12	接触氧化池	12000 × 6000 × 4500	砼	1	288.0	
13	沉淀池 (III)	6240 × 3120 × 4000	砼	1	72.0	斜管沉淀池

经过 50 天左右的运行, 产气量达 133.5m³/d, 进水量 126.5m³/d, 强化培养阶段基本完成。第 80 天时, 产气量 294.3m³/d, 进水量 235m³/d, 污泥基本颗粒化。

(4) 运行情况 酸水经铁屑填料塔后, 加入碱水中和至 pH 约 8.5, 能形成较好的矾花, 沉淀后, 其 COD 去除率为 24% ~ 28%。再经接触氧化池处理去除 87% ~ 91%, 可以达到排放标准。但 UASB 出水和酸水经铁屑塔、加碱水沉淀后混合进入接触氧化池处理。COD 去除率约 85%, 出水 COD 在 180mg/L 左右。

(5) 存在问题

① 预处理酸水采用 UASB 处理发泡现象非常严重。产生的沼气夹带大量的泡沫, 采用喷水消泡型气水分分离器可解决此问题。

② UASB 出水较难处理, 出水经曝气氧化后呈棕黑色, 混入接触氧化池时, 接触氧化池出水 COD 和色度都难达标。建议改用 SBR 或再增加一级物化处理设施。

③ 铁屑消耗量大, 化学污泥产量大。

4.14 全国 117 座污水处理厂工艺概况

见表 4.14.1。

表 4.14.1 我国主要城市污水处理厂处理情况一览表

污水处理厂名称	处理能力/ (× 10 ⁴ m ³ /d)	处理方法	构筑物名称	构筑物 数量/座	构筑物尺寸/m		
					长	宽	深
上海东区污水处 理厂	4.69	生物吸附(又 称接触稳定)活 性污泥法	初次沉淀池	4	11.8	11.4	7.3
			曝气池	16	36.0	2.8	5.5
			二次沉淀池	2	19.8	6.6	5.8
			二次沉淀池	6	7.3	7.3	7.5
			二次沉淀池	2	φ18		6.9
			湿污泥池	2	42	9.44	1.3
			湿污泥池	2	42	11.9	1.3
上海西区污水处 理厂	1.98	生物吸附活性 污泥法	沉砂池	2	21.0	0.9	0.9
			曝气池	16	36.0	2.8	5.5
			二次沉淀池	6	7.6	7.3	7.5
			二次沉淀池	6	5.8	5.8	7.2
			湿污泥池	2	39	12	1.5
			湿污泥池	2	39	16	1.5

续表

污水处理厂名称	处理能力/ ($\times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$)	处理方法	构筑物名称	构筑物 数量/座	构筑物尺寸/m		
					长	宽	深
上海北区污水处理 厂	0.96	普通活性污泥 法	沉砂池	2	11.0	1.0	0.9
			曝气池	21	18.5	2.1	3.3
			二次沉淀池	4	6.8	6.8	4.7
			二次沉淀池	2	6.0	5.9	3.7
			湿污泥池	3	18.5	8.0	12.0
上海彭浦新村污 水处理厂	0.74	合建式表面曝 气活性污泥法	沉砂池	1	0.9	0.9	2.5
			表面曝气池	2	$\phi 8.74$		6.2
			表面曝气池	4	$\phi 12.5$		4.5
			湿污泥池	2	14.0	9.0	2.0
上海曹阳污水处 理厂	1.17	生物吸附活性 污泥法	平流初次沉淀池	2	9.0	1.3	1.5
			斜板初次沉淀池	2	6.0	8.0	1.04
			双层沉淀池	2	20.0	6.65	3.67
			双层沉淀池	1	13.0	5.8	7.4
			曝气池	4	32.0	6.0	4.0
			曝气池	2	40.0	5.5	4.0
			斜板二次沉淀池	4	10.0	5.0	1.04
			平流二次沉淀池	4	12.0	4.0	5.5
			湿污泥池	3	25.0	15.0	2.0
上海闵行污水处 理厂	2.5	深层曝气活性 污泥法	曝气沉砂池	1	6.3	2.1	2.5
			斜板初次沉淀池	4	7.0	7.0	7.0
			深层曝气池	4	7.5	7.65	7.0
			深层曝气池	8	7.4	7.65	7.9
			斜板二次沉淀池	8	7.0	7.0	8.0
			贮泥池	2	$\phi 8.5$		3.55
			消化池	2	$\phi 12.0$		9.85
			贮气柜	1	$\phi 12.5$		6.83
上海彭浦污水处 理厂	0.4	低负荷生物滤 池	沉砂池	3	5.0	0.75	1.14
			双层沉淀池	2	26.3	6.5	7.4
			生物滤池	1	53.9	38.6	1.7
			二次沉淀池	2	17.6	4.0	3.6
			湿污泥池	2	15.0	10.0	1.1
桂林中南区污水 处理厂	1.5	分建式表面曝 气活性污泥法	曝气沉砂池	1	14.0	2.4	4.13
			初次沉淀池	2	14.0	14.0	8.0
			曝气池	4	12.0	12.0	5.2
			二次沉淀池	4	14.0	14.0	8.0
			湿污泥池	1	28.6	21.6	2.5
长沙市污水处 理厂	3.0	分建式推流表 面曝气活性污泥 法	沉砂池	1	9.0	4.5	1.2
			初次沉淀池	4	16.0	16.0	
			曝气池	2	50.0	25.0	4.0
			二次沉淀池	4	16.0	16.0	
			消化池	2	$\phi 10$		16.5
太原北郊污水处 理厂	1.4	1/3 二级处理 (普通活性污泥 法); 2/3 一级处 理	沉砂池	2	1.6	2.0	9.0
			初次沉淀池	4	$\phi 8$		8.4
			曝气池	3	70	3.5	3.0
			二次沉淀池	2	$\phi 10$		7.5
			消化池	4	$\phi 14$		14.5
			污泥干化场	18	8	34	

续表

污水处理厂名称	处理能力/ ($\times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$)	处理方法	构筑物名称	构筑物 数量/座	构筑物尺寸/m		
					长	宽	深
兰州西固污水处理 厂	9.7	活性污泥法	沉砂池	3	3.0	1.5	1.1
			初次沉淀池				
			曝气池	9	64.0	5.5	4.5
			二次斜板沉淀池	8	18.1	18.1	2.2
			污泥浓缩池				
			初级消化池				
			二级消化池				
天水市污水处 理厂	2.5	活性污泥法	真空过滤机				
			曝气沉砂池	1	6.0	1.8	1.8
			初次沉淀池	4	$\phi 10.5$		3.6
			曝气池	3	36.0	5.0	4.5
			二次沉淀池	4	14.5	14.5	2.2
			污泥浓缩池				
			初级消化池				
常州市清潭小区 污水处理厂	0.5	表面曝气活性 污泥法	二级消化池				
			真空过滤机				
			初次沉淀池	2	5.0	20.0	6.5
无锡市清扬新村 污水处理厂	0.15	接触氧化法	表面曝气池	2	$\phi 18$		4.8
			加氯接触池	1	12	7.5	2.3
			沉淀池				
天津纪庄子污水 处理厂	26.0	普通活性污泥 法	接触氧化池				
			气浮池				
			加氯接触池				
			曝气沉砂池	4	30.6	3.6	3.2
天津纪庄子污水 处理厂	26.0	普通活性污泥 法	初次沉淀池	4	$\phi 45$		3.15
			曝气池	28	80	7.75	5.2
			二次沉淀池	8	$\phi 45$		2.1
			加氯接触池				
西安污水处理厂 (扩建)	12.0	活性污泥法	污泥浓缩池	2	$\phi 18$		3.6
			污泥贮存池	4	7.0	7.0	3.7
			初级消化池	8	$\phi 18$		19.2
			二级消化池	2	$\phi 18$		19.2
			污泥脱水机				
			沼气发电				
呼和浩特污水处 理厂	5.0	曝气沉渣合建 式活性污泥法	沉砂池	2	2.6	3.4	8.7
			初次沉淀池	8	30.0	6.0	3.1
			曝气池	16	16.0	8.0	5.3
			污泥浓缩池	4	$\phi 8$		5.95
			消化池	4	$\phi 12$		15.3
			污泥干化场	4	96.0		93.0
			污泥干化场				

续表

污水处理厂名称	处理能力/ ($\times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$)	处理方法	构筑物名称	构筑物 数量/座	构筑物尺寸/m		
					长	宽	深
宝鸡污水处理厂	2.0	活性污泥法	沉砂池	2	10.4	2.0	2.0
			初次沉淀池	4	8.5	5.0	7.1
			曝气池	6	42.0	5.5	5.6
			二次沉淀池	8	7.3	5.8	7.1
			污泥浓缩池	2	$\phi 8$		7.6
			消化池	2	$\phi 12$		15.7
南京江苏路污水处理厂	0.1046	活性污泥法	沉砂池	1	2.5	0.6	0.6
			初次沉淀池	1	3.4	3.4	5.5
			曝气池	2	19.0	4.0	3.3
			二次沉淀池	1	6.1	6.1	4.5
			污泥干化场	2	12.2	4.2	
福州东区污水处理厂	0.5	活性污泥法	初次沉淀池	2	$\phi 8$		8.5
			曝气池	4	17.0	4.5	4.5
			二次沉淀池	2	$\phi 12$		7.0
			污泥浓缩池	2	6.0	8.0	4.5
苏州市城西污水处理厂	0.5	普通活性污泥法	初次沉淀池	2	20.0	5.0	3.0
			曝气池	4	17.0	4.5	4.5
			二次沉淀池	2	20.0	5.0	3.0
			加氯接触池	1			
			污泥浓缩池	2	9.0	6.12	3.0
山东威海污水处理厂	0.5	活性污泥法	初次沉淀池	2	20.0	5.0	
			曝气池	2	20.0	5.0	4.0
			二次沉淀池	2	20.0	5.0	
			湿污泥池	1			
北京高碑店污水处理厂(现况)	17	一级处理	沉砂池	2	$\phi 5.7$		0.8
			沉砂池	4	1.4	9	0.94
			沉淀池	8	36	21.5	2
			污泥干化场	40	10	25	
北京高碑店污水处理厂(扩建)	50	鼓风曝气活性污泥法,有按生物吸附及分段曝气运转的可能性	曝气沉砂池	1	84	24	4.25
			初次沉淀池	8	$\phi 60$		4
			曝气池	8	63	60	6
			二次沉淀池	8	$\phi 60$		4
			加氯接触池	2	50	28.5	
			污泥浮选池				
			污泥投配池	4	11.5	5.5	5
			一级消化池	3	$\phi 32$		16.5
			二级消化池	2	$\phi 32$		16.5
			沼气贮柜			5000 m^3	
			沼气发电机	4		1000kW	
			污泥真空过滤机	16		40 $\text{m}^3/\text{台}$	
北京酒仙桥污水处理厂	1.5	一级处理	沉砂池	2	1.0	9.0	1.5
			双层沉淀池	3	$\phi 8$		8.7
			消化池	2	$\phi 5$		5
			污泥干化场	2	18	24	

续表

污水处理厂名称	处理能力/ ($\times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$)	处理方法	构筑物名称	构筑物 数量/座	构筑物尺寸/m		
					长	宽	深
鞍山南部污水处理 厂	2.0	一级处理	沉砂池	1	12.0	2.1	
			沉淀池	8	$\phi 8.5$		9.5
			加氯接触池				
			消化池	2	$\phi 12$		15.0
			污泥干化场	12	44.0	30.0	
兰州七里河污水 处理厂	2.8	一级处理	沉砂池	3	9.0	2.9	10.8
			沉淀池	8	$\phi 8$		10.0
			消化池	1	$\phi 5$		6.8
			污泥干化场	6	33	8.5	
成都污水处理厂	5.0	一级处理	沉砂池	2	9.0	1.4	10.3
			沉淀池	6	36.0	10.0	2.2
			消化池	2	$\phi 10$		9.0
西安污水处理厂 (已建成部分)	6.0	一级处理	沉砂池	4	1.7	1.8	9.0
			沉淀池	12	$\phi 8$		8.5
			沉淀池	6	$\phi 9$		8.5
			消化池	4	$\phi 14$		14.5
			污泥干化场	20	50	10	
上海东昌污水处 理厂	0.468	一级处理	双层沉淀池	1	18.2	4.4	7.86
			沉淀池	4	$\phi 7.3$		8.85
			湿污泥池	2	24.4	4.73	1

5 泵 站

5.1 给 水 泵 站

按在给水系统中的作用,分为以下四种。

(1) 取水泵站(也称一级泵站)。一般是从水源取水,将水送到净水构筑物。它往往和取水构筑物合建在一起。

(2) 送水泵站(也称二级泵站)。将净水构筑物(或自来水厂)净化后的清水输送给用户。通常建在水厂内。由于抽送的是清水,所以又叫清水泵站。

(3) 加压泵站(也称中途泵站)。在一个给水区域内,某一个地区(地段)或某些个别建筑物(例如大型工厂、高层建筑等)要求水压特别高时采用;有时当输配水管线很长或供水对象所在地地势很高时亦采用。

(4) 循环泵站。在某些工业企业中,生产用水(如冷却水)可以循环使用或经过简单处理后回用,此时采用循环泵站。在循环系统的泵站中,一般设置输送冷、热水的两组水泵,热水泵将生产车间排出的废热水,压送到冷却构筑物进行降温,冷却后的水再由冷水泵抽送到生产车间使用。

5.1.1 水泵选择及水泵机组布置

5.1.1.1 水泵选择

常用的给水水泵有离心泵、轴流泵、混流泵和潜水泵。

离心泵 离心泵是利用离心力的作用增加水压使之流动的一种泵。广泛用于给水工程,流量和扬程范围较广,效率较高。离心泵有卧式和立式、单吸和双吸、单级和多级等类型。

轴流泵 轴流泵叶轮转速较低,是利用叶轮的推力作用增加水压使之沿轴向流动的一种泵。因流量大、扬程低,常用于水源水位变幅不大的大型取水泵站和水厂内的提升泵房或排水泵房等。一般为立式,与立式电动机配套,泵房占地少,电动机安装在泵房上部的电机层内。因水泵叶轮须有一定的淹没水深,泵房深度较大。轴流泵在低流量时效率低,工作不稳定。

混流泵 混流泵也为低速泵,既有离心力作用,又有轴向推力作用。扬程、抗气蚀性能和效率都比轴流泵高。与同尺寸的轴流、离心泵相比,流量大于离心泵但小于轴流泵,扬程高于轴流泵但低于离心泵。适用于流量大、扬程低的取水泵房。

离心式潜水泵 适用的流量与扬程范围较广。水泵与电动机连接成一体,结构紧凑,体积小,泵直接投入水中工作,可简化取水构筑物与泵房工程。对电机的密封和绝缘性能要求很高。

此外,在水处理工艺中,为定量输送液体药剂,也采用活塞式计量泵、隔膜泵和射流泵。我国常用水泵系列索引如表 5.1.1。

各类水泵选择的依据主要是流量、扬程及其变化规律。

取水泵房除按最高日平均时供水量和扬程选泵、二级泵房除按最高日最高时供水量和管网计算得出的总扬程选泵外,还应考虑流量变化时的水泵效率,以及经济运行。当水位变幅大时,取水泵房应选 $Q-H$ 曲线陡的水泵,二级泵房应选 $Q-H$ 曲线平缓的水泵。深井泵扬程应根据最低动水位到供水控制点(如水塔水面)的高差、吸水和压水管线的水头损失,再加 10% 的安全水头确定;尽可能用允许吸上真空高度大的水泵,以减少泵房埋深。

(1) 设计流量 Q_h 一级泵站的设计流量按最高日平均时流量加水厂自用水量计算:

$$Q_h = \frac{\alpha \cdot Q_d}{T}$$

式中 Q_h ——一级泵房的设计流量, m^3/h ;

α ——水厂自身用水系数,一般取 1.05 ~ 1.10;原水含悬浮物较多时取用大值;

Q_d ——最高日设计流量, m^3/d ;

T ——泵房或水厂每天工作时间,大中型厂一般为 24h 连续运转,小厂为 8h 或 16h。

表 5.1.1 常用水泵系列索引

类 型	结构型式	系 列	流量范围/(m ³ /h)	扬程范围/m
卧式离心泵	单级单吸悬臂式	IS	3.5~380	3.3~140
		BJ	6.5~86	12~40
	单级轴向吸入	IB	6.3~400	5~125
	单级单吸	XA	5.5~881	4.9~100
	单级双吸中开式	S	90~18000	10~140
		Sh	111~12500	10~140
		SA,SB,SC,SD,SE,SF	72~6330	13~104
		湘江	9000~23300	15~27.5
	单吸多级分段式	DA	10.8~345	14~351
		D,DG	2.5~550	50~800
		DK	244~1368	64.5~250
		TSW	15~365	14~369
	单吸单级自吸	BPZ	15~50	20~55
立式离心泵	单级单吸	PW	36~180	8.5~48.5
		PN	7.2~200	12~41
	污水、渣浆泵	ZD,ZC	13~3528	15~85
	单级单吸	BL	67~87	35~46
		沅江	5940~26082	15~64
	单级单吸中开式	SLA	600~6330	13~96
	单级多吸	DL	9~100	21~306
	单级单吸	WDL,WGL	7~900	13~30
	单级双吸中开式	WDL,WGL	1900~7200	15~25
	渣浆泵	ZDL,ZGL	13~3528	15~85
	污水泵	PWL	43~1224	7~34
		PNL	30~151	17~26
自吸泵		Z	30~200	5~45
		TC	6~108	4.8~22.5
轴流泵	固定叶片立式 半调叶片 全调叶片	ZLD	180~1223	1.29~11.51
		ZLB	378~31500	1.54~15.2
		ZWB	1.45~3204	1.6~11.2
		ZLQ	7560~23850	2.5~25.7
		ZWQ	3060~10643	1.6~6.02
混(斜)流泵	蜗壳式或导叶式	HB,HK HL,LT,LB	0.68~23.7(m ³ /s)	8.5~60
长轴深井泵	多级	JC	5~1500	17~230
		JD	10~1450	24~220
		J	10~1200	16~228
深井潜水泵	多级	JQ	20~275	14~200
		JQB	55~98	31~113
		NQ	50~204	13~300
		QJ	30~230	10~200
	单级单吸式	WQ	2~600	5~30
小型潜水泵	单级,多级,立式	Q,QY,QS	6~250	3~40
		QDX,QX	1.5~160	3~55
离心耐腐蚀泵	单级单吸	F	3.6~360	16~103

续表

类 型	结构型式	系 列	流量范围/(m ³ /h)	扬程范围/m
旋涡泵	单级悬臂式	W	0.36~14.4	15~150
	二级两端支承式	WL	0.72~5.4	130~180
	多级自吸两端支承式	WZ	1.44~21.6	14~224
	离心悬臂式	WX	9~21.6	130~150
计量泵	柱塞泵		0.16~25000(L/h)	排出 0.2~50MPa
	隔膜泵		0.48~20000(L/h)	排出 0.2~20MPa

二级泵站的设计流量按用水量曲线和拟定的二级泵房工作曲线确定。

(2) 设计扬程 一级泵站扬程计算式为:

$$H_p = H_0 + h_s + h_d + h_a$$

式中 H_p ——泵房的扬程, m;

H_0 ——静扬程, 等于水源吸水井最低水位和处理构筑物起端最高水位之差, m;

h_s ——水泵吸水管路的水头损失, m;

h_d ——输水管路的水头损失, m;

h_a ——安全水头, 一般取 1~2m, 以保证输水管中的水能顺利进入处理构筑物。无水塔管网的二级泵房扬程计算式为:

$$H_p = Z_c + H_t + h_s + h_c + h_n$$

式中 H_t ——管网控制点要求的最小服务水头 (也称最小自由水头), m;

Z_c ——离泵房远或地形高的控制点 C 地形标高与清水池最低水位的高差, m;

h_s 、 h_c 、 h_n ——分别表示水泵吸水管、输水管和管网中的水头损失 (按最高时水量计算), m。

网前水塔管网的水塔高度计算式为:

$$H_t = H_c + h_n - (Z_t - Z_c)$$

二级泵站扬程计算式为:

$$H_p = Z_t + H_t + H_0 + h_c + h_g$$

式中 Z_t ——水塔处地面和清水池最低水位的高差, m;

H_0 ——水塔水箱的有效水深, m。

网后水塔管网 (最高用水时 H_p 同无水塔管网, H_t 和网前水塔管网相同, 但控制点 C 在分界线上) 最大转输时二级泵房扬程计算式为:

$$H'_p = Z_t + H_t + H_0 + h'_s + h'_c + h'_n$$

式中 h'_s 、 h'_c 、 h'_n ——分别表示最大转输时, 水泵吸水管路、输水管和管网的水头损失, m。

二级泵站的水泵设计扬程通常也应加上部分富余水头 (一般 5%~10%), 以作备用。

5.1.1.2 水泵机组设计要求

(1) 水泵的台数和型号 中小水厂取水泵房的工作水泵台数至少 2 台, 一般为 3~4 台。台数过多会增加泵房造价, 尽量采用同一泵型, 便于维修管理。二级泵房工作水泵台数至少 2~3 台, 一般约 5~6 台, 应选扬程相近, 不同流量大小搭配的水泵, 型号尽量一致。尽量减少水泵台数, 选用效率较高的大泵, 须考虑在经常供水流量时, 水泵能在高效区工作; 据现有的水泵样本, 一般是离心泵大泵效率高于小泵; 深井泵、潜水泵和多级离心泵的效率一般都比较低。电动机则大电机比小电机的效率高; 采用水泵调速时, 可选用大机组和台数少的调速水泵; 应考虑远近期结合, 需要时可在远期更换成大泵或增加水泵的台数, 在泵房内预留位置; 常用的卧式离心泵有 IS、Sh、S、SA、SE 型; 立式离心泵有沉江、SLA 型等; 取水泵房 (水泵机组) 所耗电能, 对于山区城市, 约占整个供水系统耗能的 40%~50%, 平原城市约为 25%~30%。

高浊度水的取水泵房, 按供水量的 30%~50% 设置备用泵; 二级泵房设 1~2 台和工作泵中最大水泵相同型号的备用泵。

(2) 水泵引水设备 水泵引水有自灌和非自灌两种形式。真空吸水高度较低的大型水泵、自动化程度和

供水安全性要求较高的泵房,水泵顶部标高可在吸水井最低水位以下,以便自动灌水,随时启动水泵。非自灌式需有抽除泵壳内空气的引水设备,引水时间一般不大于 5min。

水泵的引水设备有底阀、真空引水管、水射器和真空泵。

① 底阀 (图 5.1.1)。底阀分水上式和水下式两种。底阀适用于:小型水泵 (吸水管直径小于 200mm); 有压力水或高架水箱供水,可灌满吸水管和泵体时;水上式底阀口径有 50~500mm,水下式底阀有 H12X、H42X、H40X 等系列产品。使用底阀的优点是引水简单,但水下式底阀水头损失较大,底阀易被杂草、石块等堵塞而漏水,清洗检修麻烦。

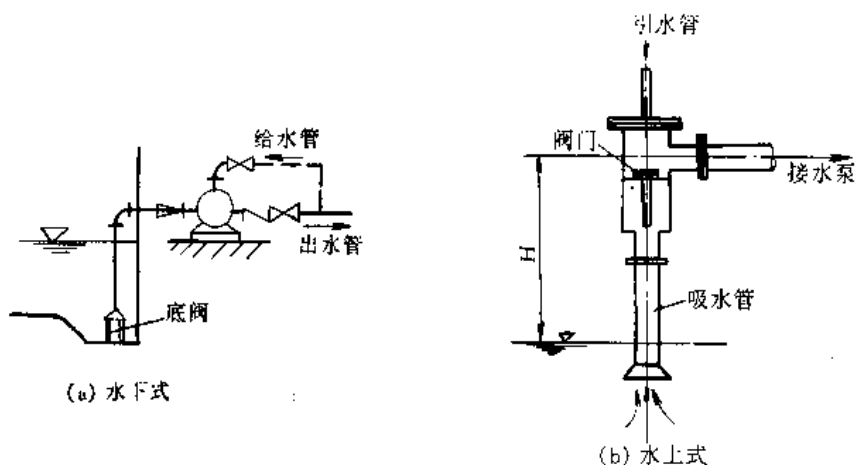


图 5.1.1 底阀

② 真空引水管 (图 5.1.2)。真空引水管适用于小型水泵,吸水管直径 $\leq 200\text{mm}$ 。使用真空引水管水头损失小,设备简单。

③ 水射器 (图 5.1.3)。水射器适用于小型水泵,需要足够压力 (0.25~0.4MPa) 的自来水或设专用水泵提供压力水,抽气管接在泵壳的顶点。优点是设备简单,水头损失小,但效率低,需供给大量压力水。

④ 真空泵 (图 5.1.4)。真空泵适用于各种水泵,特别适用于大、中型泵和吸水管较长时。抽气管接在泵壳的顶点。优点是启动迅速,效率较高,水头损失小,但需有真空泵和管道,操作较麻烦。真空泵按要求的单位时间抽气量 w 和所需的最大真空值进行选型。 w 可按泵房中最大一台泵的泵体和吸水管中的空气容积除以限定的抽气充水时间计算。

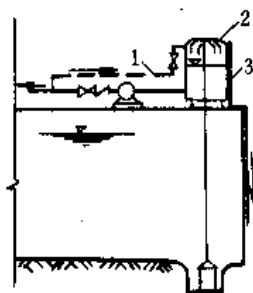


图 5.1.2 真空引水管

1—补水管;2—真空罐引水管;
3—溢水管

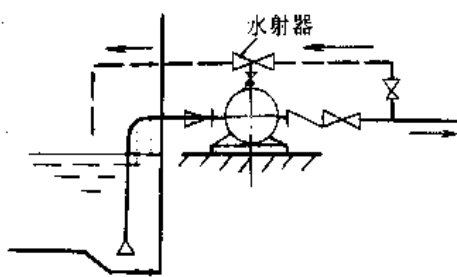


图 5.1.3 水射器

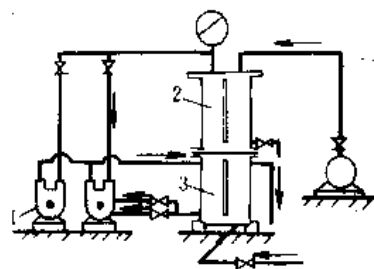


图 5.1.4 真空泵

1—真空泵;2—气水分离器;
3—循环水箱

(3) 水泵安装高度 要求很快启动的水泵,宜采用自灌式,这时水泵轴心安装高度应使泵壳顶点在吸水井的最低水位以下;非自灌式水泵轴心安装高度 (泵轴心和吸水水面高差) Z_s (m) 可按下式计算:

$$Z_s < H_s - \frac{v_1^2}{2g} - h_s$$

式中 H_s ——标准状况下水泵的最大允许吸上真空高度, m, 可查水泵样本;

v_1 ——水泵吸入口流速, m/s;

h_s ——吸水管的沿程和局部水头损失之和, m。

为可靠防止泵内发生气蚀, 实际安装高度应比计算值小 0.5~1.0m。

JD 型深井泵的第一级叶轮至少应在最低动水位以下 1m, 但以 2~3m 较好; J 型深井泵应有 2~3 个叶轮在动水位以下; JQ 型深井潜水泵的进水口应在最低动水位以下至少 0.5m; JQB 型潜水电泵应全部浸入水中; 轴流泵必须在正水头下工作, 安装高度一般不加计算, 直接按产品样本设计; 混流泵应用时, 须向生产厂取得水泵特性参数和安装要求资料。

(4) 水泵电动机 可根据水泵样本配用相应电动机。最常用的是鼠笼式异步电动机, 其次是绕线式异步电动机, 大流量泵房有时用同步电动机, 后者价格较贵, 但有节能的经济意义。同一泵房内的水泵机组尽可能用同一等级的电压, 选用功率因素和效率较高、起动方式简单的电动机。电动机的额定功率应大于水泵的设计轴功率 1.05~1.5 倍, 转速和水泵的设计转速一致。异步电动机的转速, 2 级为 2900r/min, 4 级为 1450r/min, 6 级为 960r/min, 8 级为 720r/min, 10 级为 590r/min。电动机的电压等级, 根据电动机功率选用 (见表 5.1.2)。

表 5.1.2 水泵电动机电压等级与功率

功率/kW	< 200	200 ~ 300	> 300
电动机电压/V	380	6000 或 10000	按泵房内机组功率确定

一般情况, 电动机起动电压降较大, 宜从附近的 10kV 或 35kV 高压线引出, 而在泵房附近建造降压站供电。地面式泵房可用一般防护式电动机, 较深的地下泵房宜用防潮电动机。

(5) 水泵基础 (图 5.1.5) 地面式泵房常用单独基础, 基础底面应比管沟底面低; 地下式或半地下式泵房可采用与钢筋混凝土底板结合的整体基础; 一般功率小于 100kW 的卧式泵和电动机带有共同底盘, 可直接放在基础上; 无底盘时, 基础面可垫以钢板或型钢; 单独的中、小型水泵基础材料用 C13 混凝土, 达到强度后才可安装水泵; 地脚螺栓埋入基础内的长度为 20 倍螺栓直径。基础预留螺栓孔的大小为 100mm×100mm 或 150mm×150mm, 深度比螺栓埋入长度大 30~50mm; 螺孔中心距基础边缘在 150~200mm 以上, 基础螺孔边缘和基础边缘的间距不小于 100~150mm。预留孔在埋入螺栓后, 用 C18 细石混凝土填实。带底盘的小泵基础尺寸: 长度为底盘长度加 0.2~0.3m, 宽度为底盘螺孔间距加 0.3m, 高度为地脚螺栓埋入长度加 0.10~0.15m。无底盘的大、中型水泵基础尺寸: 水泵和电动机最外端孔间距加 0.4~0.6m, 并长于水泵和电动机的总长, 宽度为水泵或电动机的最大螺孔间距加 0.4~0.6m, 高度为地脚螺栓埋入长度加 0.10~0.15m,

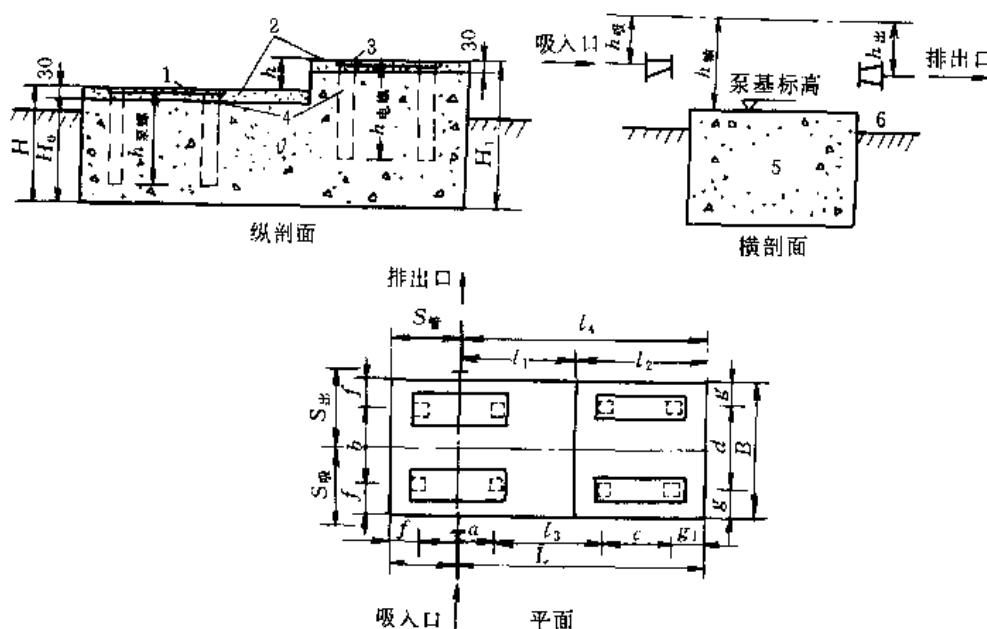


图 5.1.5 水泵单独基础

1—水泵垫铁; 2—M10 水泥砂浆; 3—电动机垫铁; 4—预留孔 (100×100); 5—C13 混凝土; 6—室内地坪线

但不小于 0.5~0.7m。同时,基础重量须为水泵和电动机重量的 2.5~4.5 倍;基础顶面高出室内地坪约 0.1~0.2m;水泵和电动机产品较多,并且经常更新换代,在安装之前,应按生产厂的产品样本校核基础尺寸。

5.1.1.3 水泵机组布置

水泵机组布置可分为平行单排、直线单排和横向双排三种形式。

(1) 平行单排布置 平行单排布置(图 5.1.6)一般适用于小泵房;单级单吸悬臂式离心泵,如 IS、BJ 型和单级双吸离心泵,如 Sh 型泵均适用。其特点是:悬臂式水泵的吸水管可处于顺直状态;布置紧凑,泵房建筑面积小;电动机抽出方便,但泵房跨度较大;管道配件较多;水力条件较差;用单轨起吊水泵和电动机较不方便。

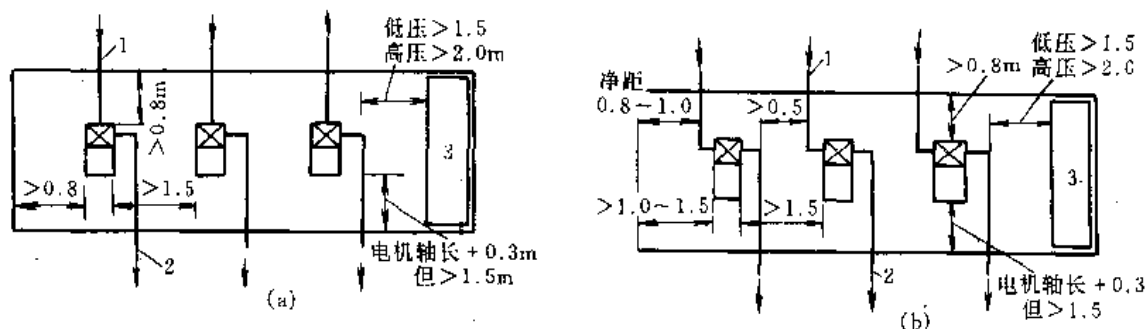


图 5.1.6 机组平行单排布置

(a) IS 型单级离心泵; (b) Sh 型双吸离心泵

1—吸水管; 2—出水管; 3—配电设备

(2) 直线单排布置 直线单排布置(图 5.1.7)广泛被中、小型水厂采用;常用于侧向进水和侧向出水的水泵,如 Sh 型、SA 型单级双吸式离心泵;水泵台数不宜超过 5~6 台,吸水管阀门也可放在房外。其特点是:泵房跨度较小;进出水管顺直,水力条件好;可减少水头损失和电耗,泵房上方只需采用单轨葫芦作起重设备;但泵房较长,管道配件拆装不便。

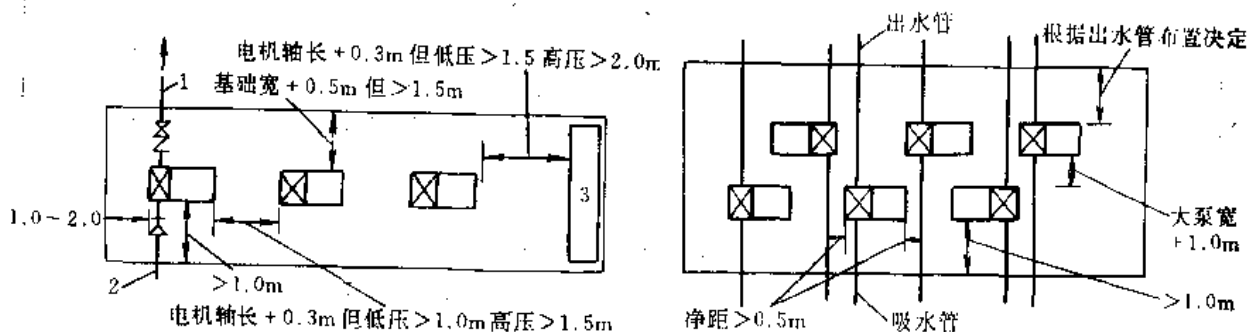


图 5.1.7 机组直线单排布置

1—出水管; 2—吸水管; 3—配电设备

图 5.1.8 机组横向双排布置

(3) 横向双排布置 横向双排布置(图 5.1.8)适用于大型双吸卧式离心泵,水泵在 6 台以上,施工要求用沉井而不许泵房太长时,机组布置可参照单排布置有关规定。其特点是:布置紧凑,泵房面积小;配管简单,水力条件好;但泵房跨度大,水泵倒顺转布置,检修麻烦;泵房内较挤,检修空间少;常需采用桥式起重机。

5.1.2 泵房布置

5.1.2.1 泵房布置要求

(1) 泵房布置 泵房一般由水泵间、配电间和辅助间组成。小型泵房、中途加压泵房、水池调节泵房、深井泵房等附设加氯间时,应和泵房隔开,并有独立向外开的门,氯库须另行单独设置。泵房大门须可供最大设备出入,进门处有面积足够的起吊平台,使设备能在起重机械起吊范围内。大型泵房还应考虑进入汽车,使起重机械能从汽车上起吊设备。

(2) 水泵与电动机布置 如图 5.1.6~图 5.1.8 所示,水泵可布置成单排或双排。平行或直线形水泵与

电动机的布置还应考虑进水管上的阀门等配件的尺寸,使之能满足装拆要求,距墙最近的接口应 $\geq 0.4\text{m}$ 。

(3) 水泵基础 水泵基础之间的通道净距,水泵机组突出基础部分的净距,机组突出基础部分至墙壁的净距参见图 5.1.6~图 5.1.8。

有起吊设备时:电动机容量在 $20\sim 55\text{kW}$ 时,基础间距不小于 0.8m ;电动机容量 $> 55\text{kW}$ 时,基础间距不小于 1.2m ;地下式泵房、活动式取水房或电动机容量 $< 20\text{kW}$ 时,机组间净距可适当减少;轴流泵和混流泵轴的间距与吸水流道,与前池布置有关,应按水泵厂样本要求尺寸布置。

就地检修时,至少在每个机组的一侧,设有比机组宽度大 0.5m 的通道,并保证泵轴和电动机转子在检修时能拆卸。

(4) 集中检修场地 根据水泵或电动机外形尺寸确定场地面积,并在周围留有宽度不小于 0.7m 的通道。

(5) 主要通道宽度 主要通道宽度不小于 1.2m 。

(6) 变配电间布置 电压 10kV 以下的变压器可布置在屋外,也可布置在室内。屋外变压器如容量小于 180kVA 时可采用杆架式, 320kVA 以上的变压器可采用落地式。杆架式变压器底部高于地面不小于 2.5m ;跌落式熔断器如安装在主杆上,则其装设高度一般高于地面 $4.5\sim 5.0\text{m}$ 。杆架式变压器不需设高压配电间。

高压配电间内的 GG-1A 型高压开关柜,适用于 10kV 单母线配电,可靠墙或离端安装。高压配电盘前的通道宽度大于 2.0m 。

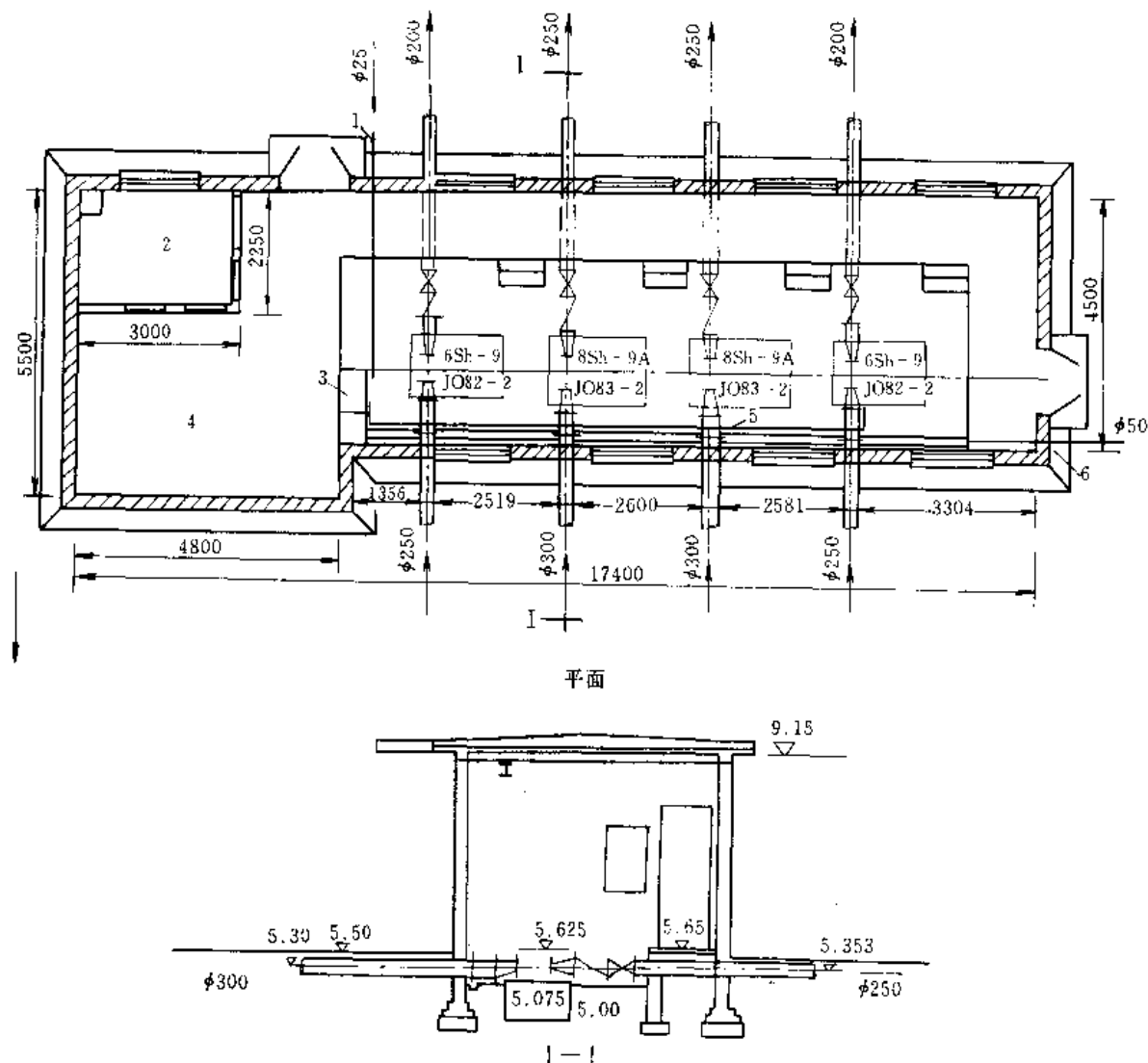


图 5.1.9 小型泵站布置示例

1—给水管线; 2—值班室; 3—真空泵; 4—配电室; 5—真空管线; 6—排水管线

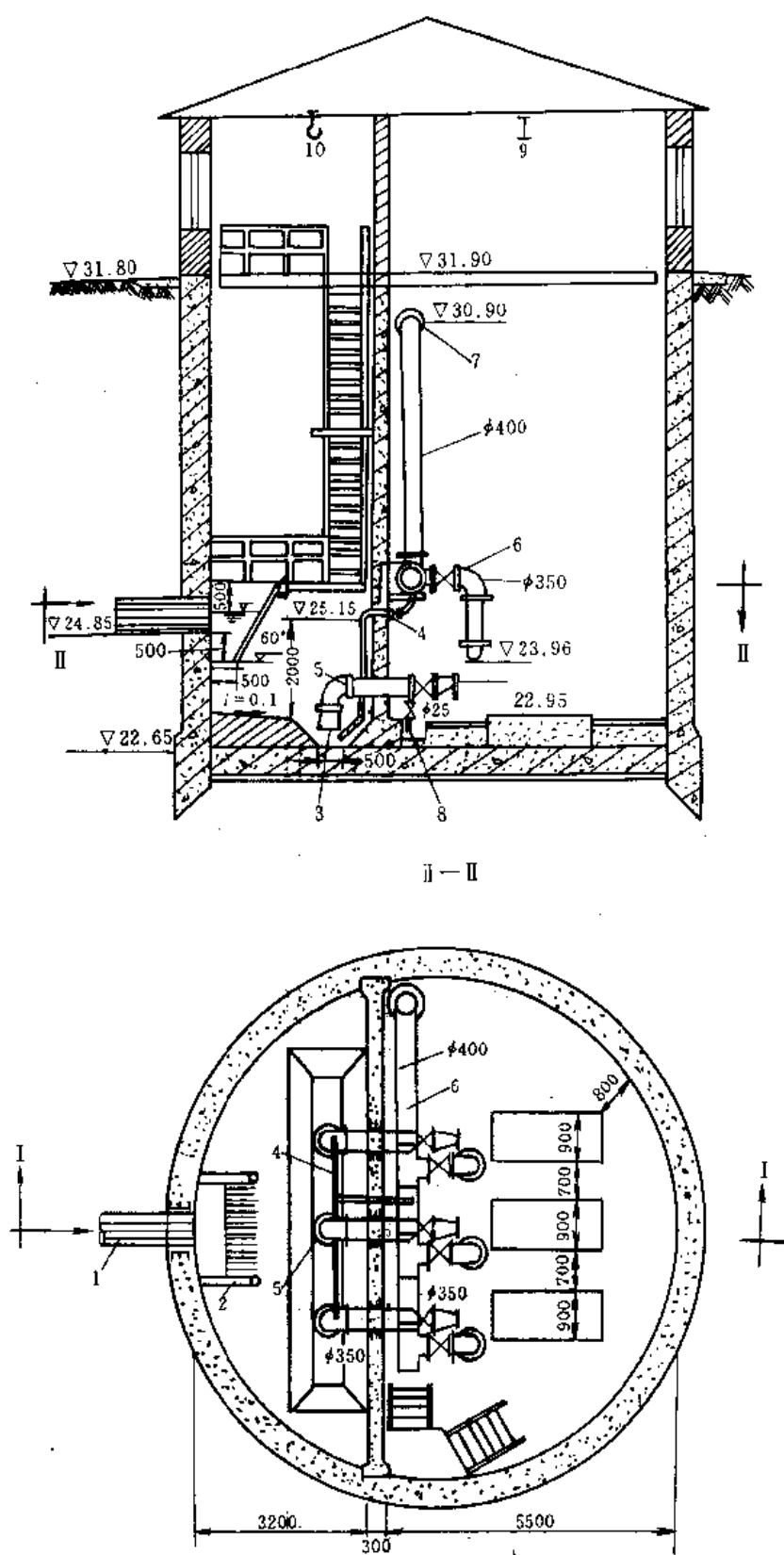


图 5.1.10 地下式泵房示例

1—来水干管；2—格栅；3—吸水坑；4—冲洗水管；5—水泵吸水管；6—压水管；
7—弯头水表；8— $\phi 25$ 吸水管；9—单梁吊车；10—吊钩

低压配电间应尽量靠近配电变压器布置。低压配电屏一般采用双面维护式,不靠墙安装屏前的通道宽度大于1.5m。屏后的通道宽度1.0m。

(7) 吊运设备的通道 有桥式吊车设备的泵房内应有吊运设备的通道。通道宽度为吊装最大部件尺寸加0.8~1.0m。吊车运行时,不应影响管理人员通行。

(8) 辅助泵 辅助泵(真空泵、排水泵)可利用房内的空地靠墙设置,只需一边留出通道。

(9) 楼梯及平台宽度 楼梯宽0.8~1.0m,平台宽1.0m,吊装用平台宽一般为1.5~2.0m,应依据设备尺寸考虑。

(10) 泵房高度 无起重设备时,进口处室内地坪或平台至屋顶梁底不小于3m;有起重设备时,由计算确定,应保证吊起物体底部与所跨越的固定物顶部有不小于0.5m的净空,最大部件可吊到大门平台上;深井泵房一般不小于3.0~3.5m。

(11) 泵房辅助房间高度 一般采用3.0m。

(12) 其他 泵房大小应考虑近期小泵的基础有调换成大泵的可能,预留水泵机组的位置,以供远期发展的需要。泵房建筑宽度和起重设备应满足远期水泵的需要。

5.1.2.2 泵房布置示例

见图5.1.9、图5.1.10。

5.1.2.3 泵房高度及起重设备

泵房内的起重设备应根据最大一台泵或电机的重量选用。起重重量小于500kg,用移动吊架或固定吊钩;起重重量500~2000kg,用手动单轨吊车;起重重量大于2000kg,用电动桥式吊车。

(1) 地面式泵房

① 采用单轨吊车(图5.1.11)

$$H = a + b + c + d + e + f + g$$

式中 H ——泵房高度, m;

a ——吊车梁高度, m;

b ——滑车高度, m;

c ——起重葫芦在钢丝绳吊紧情况下的长度, m;

d ——起重绳的垂直长度,水泵为 $0.85x$,电动机为 $1.2x$, x 为起重部件宽度, m;

e ——最大一台水泵或电动机的高度, m;

f ——吊起物底部和最高一台机组顶部的距离,一般应大于0.5m;

g ——最高一台水泵或电动机至室内地坪高度, m。

② 采用单梁悬挂起重机(图5.1.12)

$$H = a + c_1 + d + e + f + g$$

式中 c_1 ——行车梁底到起重钩中心的高度, m; 其余符号的意义同上。

③ 采用桥式起重机(图5.1.13)

$$H = n + a_2 + c_1 + d + e + f + g$$

式中 n ——一般不小于0.1m;

a_2 ——行车梁高度, m; 其余符号的意义同上。

由于桥式起重机可在横向移动,故 g 可按跨越处的固定物高度确定。

(2) 地下式泵房(除特别指明外,其余符号意义同地面式泵房)

① 采用单轨吊车(图5.1.11)

当 $H_2 \geq f + g$ 时: $H = H_1 + H_2 = a + b + c + d + e + h + H_2$

当 $H_2 < f + g - h$ 时: $H_1 = (a + b + c + d + e + f + g) - H_2$

式中 H_2 ——泵房地下部分高度, m;

H_1 ——泵房地上部分高度, m;

h ——一般不小于0.2m。

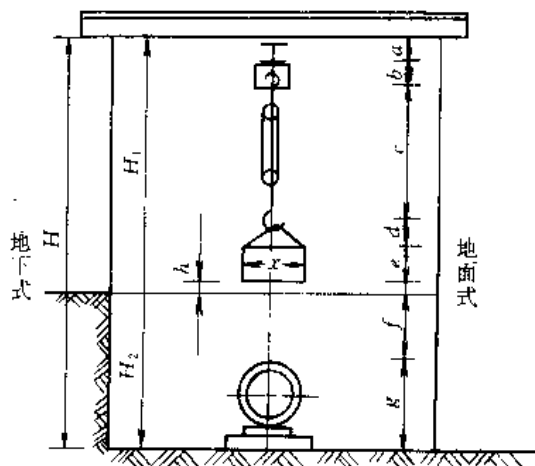


图5.1.11 采用单轨吊车的泵房

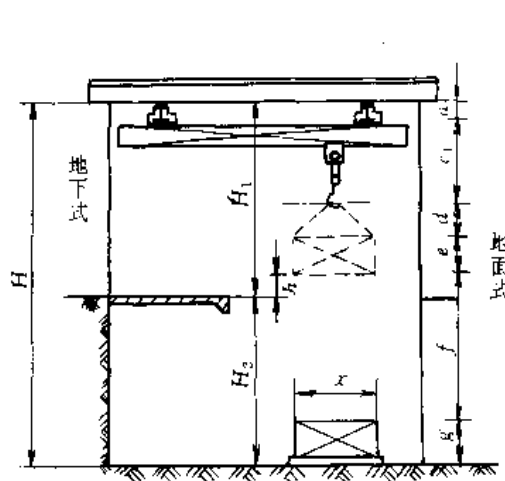


图 5.1.12 单梁悬挂起重机的泵房

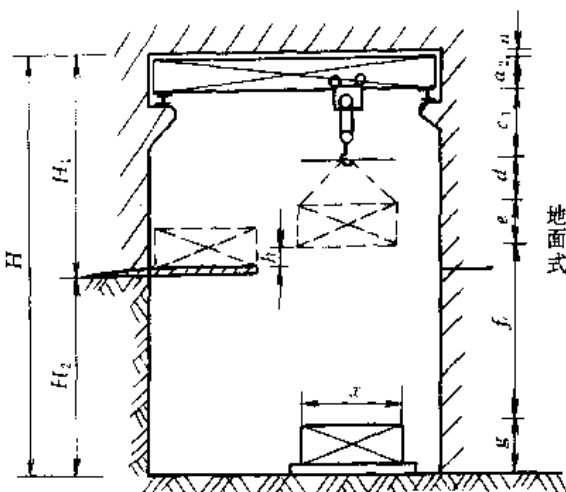


图 5.1.13 桥式起重机的泵房

② 采用单梁悬挂起重机 (图 5.1.12)

当 $H_2 \geq f + g$ 时: $H = H_1 + H_2 = a + c_1 + d + e + h + H_2$

当 $H_2 < f + g - h$ 时: $H_1 = (a + c_1 + d + e + f + g) - H_2$

③ 采用桥式起重机 (图 5.1.13)

当 $H_2 \geq f + g$ 时: $H = H_1 + H_2 = a + b + c + d + e + h + H_2$

当 $H_2 < f + g - h$ 时: $H_1 = (n + a_2 + c_1 + d + e + f + g) - H_2$

5.1.2.4 泵房通风、排水及噪声控制

(1) 泵房通风 由于电动机散热会使泵房温度升高, 因此必须有良好的通风。泵房通风方式有自然通风、机械通风和采用水-空型自冷电机。

① 自然通风。自然通风适用于地面式泵房或埋深不大的半地下式泵房。要求窗户面积应大于水泵间平面面积的 1/6 以上; 泵房朝向应使泵房纵轴与夏季主导风向成 $60^\circ \sim 90^\circ$ 的夹角, 尽量减少西晒, 或采取遮阳措施。

② 机械通风。适用于埋深较大, 电动机功率较大, 自然通风难以满足要求的大中型泵房。要求从电动机出风口连接风管将空气排到室外, 冷空气经窗户自然补充。机械排风可以是各电动机采用单独的风管和风机排热, 大功率电动机常用这种排风形式; 也可以多台电动机采用公共排风系统集中排热, 风机少, 投资省, 但风机故障时影响大。对大型的地下式泵房, 单纯排风还不能满足要求时, 可考虑送风系统, 安装风机将室外冷风经过风管直接引到电动机进风口。通风管的风速, 干管为 $5 \sim 8 \text{ m/s}$, 支管为 $2 \sim 5 \text{ m/s}$ 。送风口设在泵房底层, 排风口距底层 $0.2 \sim 0.25 \text{ m}$ 。地面以下空间换气次数应为 $5 \sim 10 \text{ 次/h}$ 。

③ 采用水-空型自冷电机。适用于埋深较大, 电动机功率较大, 自然通风难以满足要求的大中型泵房。可省去或缩小泵房内较大断面的通风管道布置; 省去或减少风机及噪声等; 但水-空型自冷电机价格较贵, 还必须设有冷却排水管或回水管。

(2) 泵房排水 泵房内因水泵轴承冷却滴水、阀门和管道接口漏水、检修时放水等原因, 必须有排水设备, 特别是电缆沟中不能积水。排水方式有自然排水和提升排水两种。

① 自然排水。自然排水适用于室内地坪高于室外时, 泵房内设管沟时应相互连通, 如室外不会倒流时, 也可自然排水。

② 提升排水。半地下泵房或管沟低于室外沟渠, 有倒流可能时, 须用提升设备排除积水。管沟等应有 1% 以上坡度坡向水坑。小型泵房可采用水射器, 大中型泵房可用排水泵抽出泵房集水坑中的积水, 集水坑应有一定容量, 以免水泵启闭频繁。排水泵应能随集水坑中的水位自动操作, 排水泵的基础标高应不使积水时淹没水泵。

(3) 泵房噪声控制 泵房噪声控制按不同功能房间分别控制。

① 水泵间。选用水泵机组时, 尽量考虑性能优良、低转速的水泵, 以及管道通风式或装有隔声罩的电动机。水泵台数不多且噪声过大时, 可设置曲面形状的隔声罩, 罩上要有通风口, 并安装消声器, 以利电动

机的散热降温。隔声罩用1~3mm厚的钢板制成,外涂调合漆,用超细玻璃棉作为吸声材料,用玻璃布和钢丝网作为护面。隔声罩与地面或机座之间应有减振设施。泵房的基础要大而稳定。水泵机组的基础尽量不要和泵房基础浇成整体,水泵基础放在厚度0.1~0.3m的砂垫上或橡胶减振器上。半地下式泵房的噪声干扰比地面式小。泵房尽可能布置在下风向,并且离开居住区。泵房和附近建筑物之间可设置宽度为10~15m的绿化带,种植四季常青的针叶树,有利于降低环境噪声。

吸声体是一种新型减噪设备,可降低泵房噪声6~10dB。吸声体由框架、吸声材料和护面结构组成,做成平板形,悬挂在给水泵房中。具有投资省、安装方便、吸声效率高的特点。悬挂吸声体的面积比,通常为30%~40%。一般分成若干块平板,离开一定距离,分散悬挂。悬挂高度:一般离屋架下弦高度约等于泵房净高度的 $\frac{1}{5} \sim \frac{1}{4}$ 。

② 值班室。值班室可采用隔声间,比控制每台水泵机组的噪声容易做到。隔声间墙体透过的声能和门窗透过的声能要求大致相同,或墙体的隔声量比门窗高出10~15dB;值班室的门可用多层复合结构,各层之间填以吸声材料,门和门框之间的接缝要严密,接缝可做成企口状或阶梯状,并在接缝处嵌以橡皮、工业毛毡或泡沫乳胶等隔音材料。要求较高时可利用双边隔声门,窗玻璃的厚度可用6~10mm,两层玻璃的间距为80~120mm。两层玻璃厚度应不同,靠近声源一边用较厚玻璃,并向声源方向倾斜85°角。玻璃和窗框、窗框和墙壁之间要加以密闭。

5.1.2.5 泵房管道布置

(1) 吸水管和压水管 非自灌式水泵应设单独的吸水管向吸水井或清水池吸水。自灌式水泵如采用合并吸水管,其数目不得少于两条,当一条检修时,其余仍能通过设计水量。为免积聚空气,吸水管水平段应有向水泵方向上升的坡度($\geq 0.005 \sim 0.01$),水泵吸入口须用偏心渐缩管连接,安装时应管顶水平,管底成坡度。水泵压水管较长、直径较大时,为排除空气,可在泵后压水管的高处设排气装置。连接各台水泵压水管的横向干管可放在泵房外,以减小泵房面积。地下式泵房的进出水管一般沿地面敷设,用平台跨越管道。地面式泵房可在管沟内敷设,沟宽和沟深应便于检修。活络盖板一般采用钢板或铸铁板,也可用预制钢筋混凝土板或木板。管沟坡度不小于1%。吸水管和压水管设计流速见表5.1.3。

表 5.1.3 泵房吸水管和压水管设计流速

管径/mm	$d < 250$	$250 \leq d \leq 1000$	$1000 \leq d < 1600$	$d \geq 1600$
吸水管流速/(m/s)	1.0~1.2	1.2~1.6	1.5~2.0	1.5~2.0
压水管流速/(m/s)	1.5~2.0	2.0~2.5	2.0~2.5	2.0~3.0

(2) 管道支架 沿地面敷设的管道或阀门下设支墩,需要在管道上跨越时,可设上下阶梯和人行平台;架空管道应有支架,管底高度不小于2.0m,并不得阻碍通道,不宜跨越电气设备;管道接近屋顶时设吊架,沿墙时设支柱及抱箍;立式轴流泵出水管应有支墩,不得依靠泵体支承。

(3) 穿墙管和套管 管道穿过泵房地下部分墙壁和水池池壁时应设穿墙管或穿墙套管。穿墙管一般与墙壁垂直,并用直管和管道连接,因此须定位准确。穿墙套管安装后,管道和套管间用止水材料堵塞,以免渗水。为便于水泵、管道阀门间的连接安装及拆修,需安装松套伸缩接头。常用的松套伸缩接头有压盖式、法兰式、带限位短管(块)等。

(4) 阀门 水泵位于吸水水位以下时,每台泵的吸水管均应装阀门,以便断水检修,一般可用手动阀门。压水管上一般都设阀门和止回阀,当压力小于0.15~0.20MPa时,也可不设止回阀。经常开关的阀门,当水管直径 ≥ 300 mm时,一般用电动或液压传动。水泵进出水管上的阀门和止回阀直径,一般和水管直径相同。尽量将水泵的进出水阀门分别布置在一条轴线上。管沟内敷设大型阀门和止回阀时,须注意其旁通管和旁通阀的安装位置和水流方向,必要时管道中心线可偏离管沟中心。采用液压缓闭止回蝶阀时,须考虑重锤移动范围和检修地位,管沟要相应加宽。较大直径的检修阀门、切换阀门、止回阀和跨越管等,可设在泵房外的阀门井内,以便检修,北方地区还应防止冰冻。采用蝶阀时,阀门开启时所占位置可能超过阀体长度,在布置连接配件时应加注意。阀门、止回阀和较大水管下面应设支墩(也可用支撑),不使重量传到泵体。阀门上有扶梯或平台时,其高度应不妨碍阀门的安装、检修和操作。

5.1.3 水泵运行及水锤防护

5.1.3.1 水泵运行

水泵运行工况决定于水泵 $Q-H$ 特性曲线和管道特性曲线。管道特性曲线表示水流通过水泵吸水管、压水管、输水管和管网时的水头损失和流量的关系, 这一流量和水压的关系可表示为:

$$H = H_0 + SQ^2$$

式中 H ——水泵全扬程, m ;

H_0 ——水泵净扬程, 即水泵压水水面与吸水水面之间的几何高差, m ;

S ——管道系统总阻力系数;

Q ——管道中的过水流量。

管道特性曲线以水泵流量为横坐标, 扬程为纵坐标绘制。取水泵房的扬程实际上取决于水源水位和输水流量的变化; 二级泵房的扬程, 主要随配水流量变化而引起的管道水头损失而变化。水泵特性和管道特性两条曲线的交点称为水泵的工作点, 在工作点, 水泵的流量和扬程刚好和管道系统的流量和压力一致。

图 5.1.14 为三台同型号水泵由二条输水管送水时的水泵特性曲线和管道特性曲线。 S 、 S_1 和 S_2 分别表示二条输水管、一条输水管工作时以及管段 ab 检修时的管道特性曲线。 $(Q-H)_I$ 、 $(Q-H)_{II+III}$ 、 $(Q-H)_{I+II+III}$ 分别表示 1 台、2 台、3 台水泵工作时的水泵特性曲线。

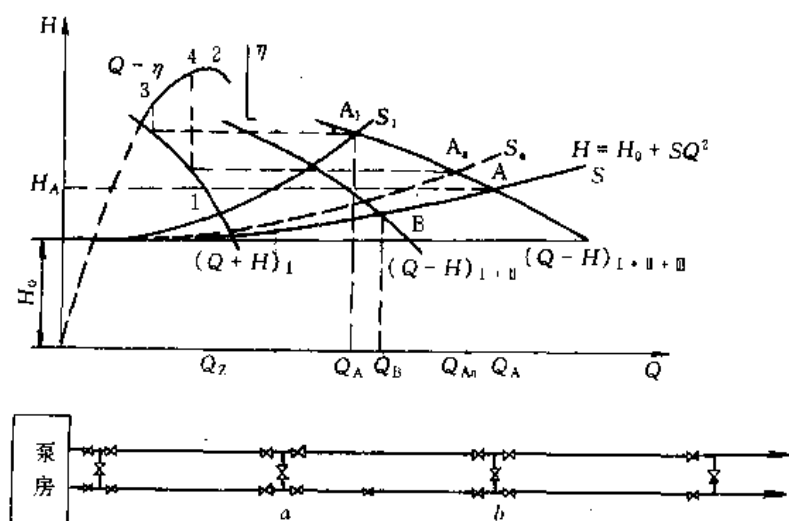


图 5.1.14 三台同型号水泵并联工作

在两条输水管和 3 台水泵并联的工况下, 工作点为 A, 流量最大 (Q_A), 扬程最高 (H_A)。2 台泵并联时, 工作点为 B, 流量减小, 扬程有所降低。1 台泵工作时, 流量最小 (Q_C), 扬程最低。

一般, 取水泵房扬程按枯水位设计, 二级泵房则按最高日最高时的流量和扬程选泵, 可是实际上, 水源水位偏离枯水位的幅度很大, 而最高日最高时的流量在一年内也并不多见, 所以设计时选用的水泵并不能经常在高效率范围内运行, 必须进行运行控制, 以求经济。因此, 当工作点不在水泵高效率范围内时, 应设法改变水泵特性曲线或改变管道特性曲线。前者可采用不同直径的水泵叶轮, 或者改变水泵的转速, 或是改变工作泵的台数; 后者可以关小或开大水泵压水管上的阀门等。更换水泵叶轮或切削叶轮可改变水泵特性曲线, 是简便有效且经常采用的方法。叶轮能够切削多少可取得效果需要通过计算, 切削有一定限度, 否则水泵效率会明显下降。一般比转数小的水泵可以多切削, 例如, 切削 10%~20%, 比转数在 200 以上时允许切削范围小于 10%, 比转数大于 300 的水泵就不宜切削。水泵样本中列有不同叶轮直径的水泵特性曲线, 可供选用。

5.1.3.2 水锤防护

因开泵、停泵、开关阀门过于快速或配电系统故障, 使压力管道内的水流状态急剧变化, 引起压力交替升降的水力冲击现象叫水锤。严重时, 水锤现象可破坏水泵、阀门和管道, 以致不能正常供水。

因开关阀门过快引起的水锤防止措施可为: ①延长开阀和关阀时间, 此措施对于长距离输水管极为重要; ②离心泵和混流泵应在阀门关闭到 15%~30% 时, 而不是在全关时停泵, 轴流泵出口一般不宜设阀门。

因开停泵引起的水锤防止措施可为：①排除管道内空气，使管内充满水后再开启水泵，凡是长距离输水管的高起部位都应设自动排气阀；②停泵水锤主要因出水管上止回阀关闭过快引起，因此取消止回阀可以消除停泵水锤的危害，并且可以减小水头损失，节约电耗，武汉、福州、长沙等城市试验认为，一级泵房可取消，二级泵房不宜取消，取消止回阀时应进行停泵水锤压力计算，为减小和消除水锤，目前常在 $\leq DN600$ 管道上安装微阻缓闭止回阀；③采用缓冲止回蝶阀，缓冲止回蝶阀安装在 $\geq DN700$ 的水泵出水管上，可有效地消除停泵水锤，但因阀门动作时有一定水量倒流，吸水井须有溢流管；④紧靠止回阀并在其下游安装水锤消除器，可以消除停泵水锤。

5.1.3.3 吸水井

吸水井的尺寸应满足吸水管的布置、安装、检修和正常工作的要求，其最小有效容积不得小于最大一台或多台同时工作水泵3min的出水量。一般，离心泵可在泵房前设吸水井，每台水泵有单独吸水管从吸水井吸水。水泵台数少时，也可不设吸水井而直接自清水池吸水。吸水井布置要求如下。

(1) 分格数 水泵台数多时，吸水井可分成两格，以便分格清洗和检修；两格之间的格墙上设连通管和阀门，也可不设阀门而用虹吸管连通，虹吸管用钢管或铸铁管，接口处严防漏气。

(2) 吸水井尺寸和标高 吸水井尺寸按吸水喇叭口间距确定，见图5.1.15，吸水喇叭口直径 D 等于吸水管直径的1.3~1.5倍，大管径取下限；喇叭口与吸水井底距离 h_1 等于 $(0.6 \sim 0.8)D$ ，但不小于0.5m，大管径取下限；喇叭口之间的净距 l 等于 $(1.5 \sim 2.0)D$ ；喇叭口与吸水井壁的净距 b 等于 $(0.75 \sim 1.0)D$ ；喇叭口的最小淹没水深 h_2 应在吸水井最低水以下0.6~1.2m，吸水管流速越大，淹没水深越大；立式水泵（轴流泵、混流泵）的吸水井应按水泵样本要求设计。

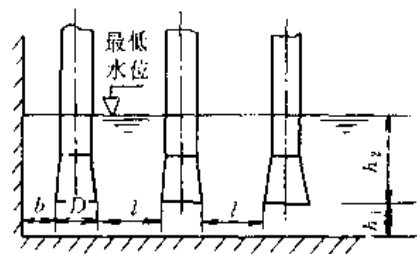


图 5.1.15 吸水管布置

吸水井靠近二级泵房吸水管一侧，位于泵房和清水池之间，吸水井水位随清水池水位变化而变化，两者的水位差等于连接管道中的水头损失；吸水井的最高水位等于清水池的最高水位，最低水位等于清水池池底标高减去连接管道中的水头损失。

5.2 废水泵站

5.2.1 分类与组成

(1) 分类与组成 废水泵站的工作特点是它所抽升的水是不干净的，一般含有大量的杂质，而且来水的流量逐日逐时都在变化。格栅和吸水管安装在集水池内。

排水泵站按其排水的性质一般可分为污水（生活污水、生产污水）泵站、雨水泵站、合流泵站和污泥泵站。按其在排水系统中的作用可分为中途泵站和终点泵站（又叫总泵站）。中途泵站通常是为了避免排水干管埋设太深而设置的。终点泵站是将整个城镇的污水或工业企业的污水抽送到污水处理厂或将处理后的污水进行农田灌溉或直接排入水体。

(2) 泵站的基本类型 排水泵站的类型取决于进水管渠的埋设深度、来水流量、水泵机组的型号与台数、水文地质条件以及施工方法等因素。

图5.2.1 为合建式圆形排水泵站装设卧式水泵，自灌式工作。适合于中小型排水量，水泵不超过4台。圆形结构受力条件好，便于采用沉井施工，可降低工程造价，水泵启动方便，易于根据吸水井中水位实现自动操作。缺点是：机器间内机组与附属设备布置较困难；当泵房很深时，工人上下不便，且电动机容易受潮；由于电动机深入地下，需考虑通风设施，以降低机器间的温度。

图5.2.2 为合建式矩形排水泵站。装设立式泵，自灌式工作。大型泵站用此类型较合适。水泵台数为四台或更多时，采用矩形机器间，在机组、管道和附属设备的布置方面较为方便，启动操作简单，易于实现自动控制。电器设备置于上层，不易受潮，工人操作管理条件良好。缺点是建造费用高；当土质差，地下水位高时，因不利施工，不宜采用。

图5.2.3 为分建式排水泵站。当土质差，地下水位高时，为了减少施工困难和降低工程造价，将集水池与机器间分开一定距离修建是合理的。将一定深度的集水池单独修建，施工上相对容易些。为了减少机器间的地下部分深度，应尽量利用水泵吸水能力，以提高机器间标高。但是，应注意水泵的允许吸上真空高度不

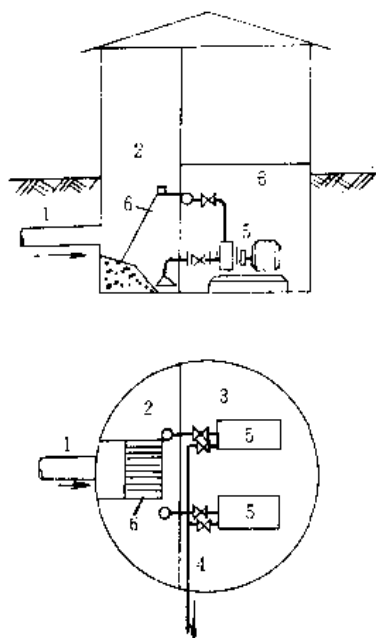


图 5.2.1 合建式圆形排水泵站

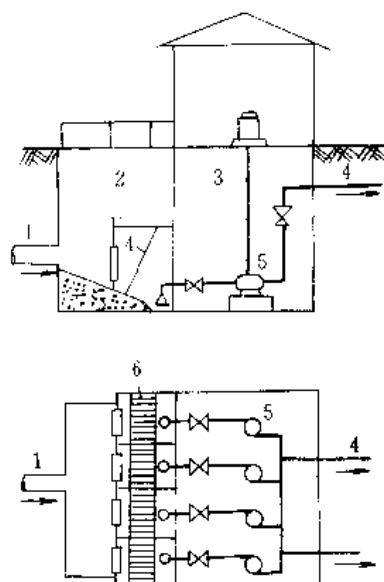


图 5.2.2 合建式矩形排水泵站

1—排水管渠；2—集水池；3—机器间；4—压水管；5—水泵；6—格栅

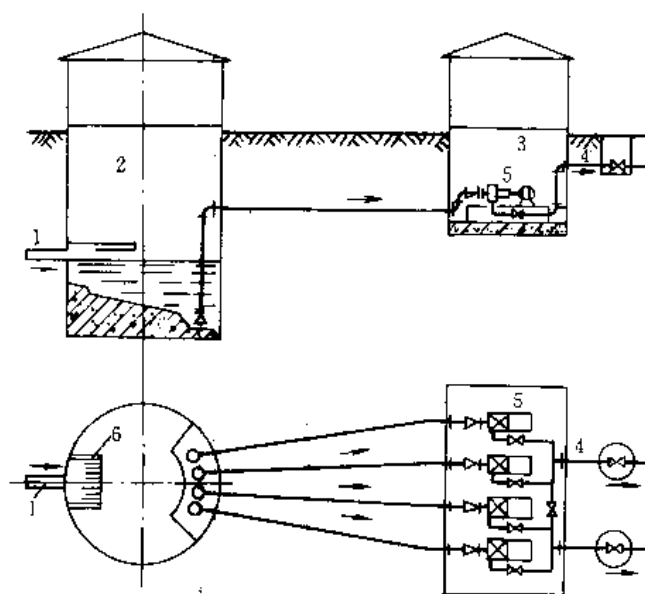


图 5.2.3 分建式排水泵站

1—排水管渠；2—集水池；3—机器间；4—压水管；5—水泵机组；6—格栅

要利用到极限，以免泵站投入运行后吸水发生困难。因为在设计当中对施工时可能发生的种种与设计不符情况和运行后管道积垢、水泵磨损、电源周频降低等情况都无法事先准确估计，所以适当留有余地是必要的。分建式泵站的主要优点是结构上处理比合建式简单，施工较方便，机器间没有污水渗透和被污水淹没的危险。缺点是要抽真空启动，吸水管较长，水头损失大。为了满足排水泵站来水的不均匀，启动水泵频繁，给运行操作带来困难。

合建式排水泵站当机器间中水泵轴线标高高于集水池中水位时（即机器间与集水池的底板不在同一标高时），水泵也要采用抽真空启动。这种类型适用于土质坚硬，施工困难的条件下，为了减少挖方量而不得不将机器间抬高。在运行方面它的缺点同分建式一样，实际工程中采用较少。

(3) 泵站位置的选择 选择排水泵站位置，主要考虑水文地质、地形地势、供水供电等条件技术。并应

符合城镇规划和企业总平面布置的安排。生活污水泵站还要满足卫生上的要求。

生活污水泵站与附近建筑物的距离应不小于 30m。倘若由于当地条件不可能保持上述距离,在取得卫生防疫部门同意后,可酌情减少,但应将泵站周围很好地绿化。这样既可改善环境,又可防止噪声外传。

工业废水泵站的位置,应尽可能靠近生产车间,有的甚至设在车间内部,以满足生产需要,便于管理。但抽送可燃的工业废水泵站,必须单独修建。

5.2.2 一般规定

5.2.2.1 泵站规模

(1) 占地面积 泵站占地面积与泵站性质、规模大小以及所处的位置有关,表 5.2.1 提供的数据可供参考。

表 5.2.1 泵站占地面积

设计流量 m^3/s	泵站性质	占地面积/ m^2		设计流量 m^3/s	泵站性质	占地面积/ m^2	
		城、近郊区	远郊区			城、近郊区	远郊区
<1	雨水	400~600	500~700	1~3	雨水	600~1000	700~1200
	污水	900~1200	1000~1500		污水	1200~1800	1500~2000
	合流	700~1000	800~1200		合流	1000~1300	1200~1500
	中途加压	300~500	400~600		中途加压	500~700	600~800
3~5	雨水	1000~1500	1200~1800	5~30	雨水	1500~8000	1800~1000
	污水	1800~2500	2000~2700		合流	2000~8000	2200~1000
	合流	1300~2000	1500~2200				

(2) 绿化 泵站内绿化面积可参考城市绿化标准的有关规定确定,但最好不少于占地面积的 20%。

(3) 隔离带 隔离带宽度,应根据气候、风向、地形特征等因素确定,并应考虑泵站性质规模不同而有所区别。一般不小于 30m。城市土地紧张不能达到最小要求时,应密植常青树。泵站周围一般设围墙,墙高为 2.5~2.8m。

(4) 沉泥池 如有条件时,可在集水池前加设沉砂池或进入泵站前的管道上加设沉泥井,沉泥井深度可采用 0.6~1.0m,不得小于 0.5m。

(5) 竖向布置 泵站的室内地面(或进口平台)、半地下式或全地下式泵房的进出口,吊装孔的高程应比室外地面高 0.2m 以上,并高出设计洪水位 0.5m。在防洪堤内设置泵站时,需在溢流道设闸门井,防洪水倒灌。闸门井高度应超出设计洪水位 0.5m 以上,以防止排水时涌水冒出。

(6) 采用真空泵引水时,水泵充水时间可采用 3~5min。一般真空泵 2 台,其中 1 台工作,1 台备用。采用密闭水箱引水时,引水时间一般采用 3~5min。

5.2.2.2 格栅(参见 2.1)

(1) 栅条 栅条断面应根据跨度和拦污量计算决定,一般可采用 $10\text{mm} \times 50\text{mm} \sim 10\text{mm} \times 100\text{mm}$ 的扁钢或铸铁制成,后面横向支撑可以使用槽钢(80~100mm),每隔 800~1000mm 加一个,通常预先制成 500mm 左右宽度的栅条现场组合而成。栅条间隙可根据水质和水泵性能决定。格栅间隙总面积,根据计算确定,当用人工清除时应不小于进水管渠有效断面的 2 倍。机械清除时应不小于进水管渠有效断面的 1.2 倍。

(2) 流速 格栅通过设计流量时的流速一般采用 $0.8 \sim 1.0\text{m/s}$ 。格栅前渠道内的流速可采用 $0.6 \sim 0.8\text{m/s}$ 。栅后到集水池的流速可选用 $0.5 \sim 0.7\text{m/s}$ 。对于轴流泵站,栅后到集水池的流速最好不大于 0.5m/s 。

(3) 倾斜角度 人工清渣时格栅倾斜角度为 $45^\circ \sim 60^\circ$,机械清渣时采用 $60^\circ \sim 80^\circ$ 。

(4) 工作平台 格栅工作台一般不得淹没,应高出最高设计水位 0.5~1.0m,并应不低于溢流管水位,在利用干管蓄水时,应不低于蓄水水位。但工作台至格栅底高差不宜太大,用人工清渣时一般不超过 3m。用机械清渣时不超过 4m。高差太大时应设上下双层格栅。在工作台约 1m 高的侧墙上,可设不小于 $\phi 25\text{mm}$ 水龙头,以便冲洗。工作台地面应设 1% 坡度,坡向泄水孔,平台迎水面应设防滑栏杆。工作台沿水流方向的长度在人工清污时不应小于 1.2m,机械清渣时视清渣机的尺寸而定,最小不得小于 1.5m。

5.2.2.3 集水池

(1) 有效容积 污水泵房的集水池容积,一般采用不小于最大一台水泵 5min 的出水量;雨水泵房的集

水池容积,一般采用不小于最大一台水泵 30s 的出水量。可参考以上规定,但尽量不采用最小值。集水池有效水深,即进水管设计水位减去过栅水头损失与集水池最低水位之差,一般采用 1.2~2.0m。水池宽度不得过大,但也不得小于 1.2m。池底应做成 0.01~0.02 的坡度,坡向吸水坑,吸水坑的深度一般采用 0.5~0.6m。

(2) 管路布置 要使来水管(渠)至集水池进口不发生方向上的急剧变化,或显著的流速变化,流向集水池的流速最好平均为 0.5~0.7m/s,不大于 1.0m/s;吸水管喇叭口至吸水池底距离不宜过大,否则效率会降低,一般为 0.8D 或 1.0d。

5.2.2.4 吸水管和压水管

吸水管及出水管管径一般大于 100mm;吸水管应设喇叭口,其大口直径为吸水管直径的 1.3~1.5 倍,吸水管的流速一般采用 0.8~1.5m,最低不得小于 0.7m/s;吸水管的安装要求应有向水泵不断上升的坡度($i \geq 0.005$)。出水压力管的流速一般为 1.2~1.8m/s,不得小于 1.0m/s 和不大于 2.5m/s;每台泵应设单独的出水管,在限于条件必须合用一条出水管时,其管径应加大,并应核算仅一台水泵工作时的流速,不得小于 0.7m/s。

5.2.3 污水泵站

5.2.3.1 泵房形式的选择

大流量的永久性污水泵站,选用矩形(或组合);流量小于 $3\text{m}^3/\text{s}$ 时,常选用下圆上方形泵房;日污水量在 500m^3 以下可选用较简单的小型泵站。有关尺寸如下。沉渣井:沉渣井直径为 1m,沉渣部分深度 0.5~1.0m,有效沉渣容积可达 0.7m^3 。集水池:集水池直径为 3m,容积为 10m^3 ,比一般规定较大,主要考虑平时可不设值班人员,定期开泵;集水池有效深度 1.5m,为满足水泵吸程,要求集水池最低水位至泵轴不超过 5.5m。

5.2.3.2 泵站设计

泵站构筑物应设有高出地下水位 0.5m 的防水措施。水泵机组的开停次数,当水泵机组为人工管理时,每小时水泵开停次数不宜多于 3 次;当水泵机组为自动控制时,每小时开启停泵次数,要求不超过 6 次。栅条间隙:栅条间距的大小,随水泵的构造而变,应小于离心泵内叶轮的最小间隙。当采用 PW 型及 PWL 型水泵时,可按表 2.1.4 采用;水泵台数可按表 5.2.2 确定。

表 5.2.2 污水泵站工作泵和备用泵的台数

类 别	同 一 型 号			两 种 型 号		
工作泵台数/台	1~4	5~6	>6	1~4	5~6	>6
备用泵台数/台	1	1~2	2	1	2(各 1)	2(各 1)

5.2.4 雨水泵站

当雨水管道出口处水体水位较高,雨水不能自流排泄,或者水体最高水位高出排水区域地面时,都应在雨水管道出口前设置雨水泵站。

5.2.4.1 工艺特点

雨水泵站的特点是流量大,扬程小,因此,大都采用轴流泵,有时也用混流泵。其基本形式有“干室式”与“湿室式”。

“干室式”泵站共分三层,上层是电动机间,安装立式电动机和其他电气设备,中层为机器间,安装水泵的轴和压水管,下层是集水池。机器间与集水池用不透水的隔墙分开,可保持干燥,因而电动机运行条件好,检修方便,卫生条件也好。缺点是结构复杂,造价高。

“湿室式”泵站电动机层下面是集水池,水泵浸于集水池内。结构虽比“干室式”泵站简单,造价较省,但水泵部件腐蚀较严重,泵站内比较潮湿,且有臭味,管理人员工作条件较差。

5.2.4.2 集水池设计

由于雨水管道设计流量大,在暴雨时,泵站在短时间内要排出大量雨水,如果完全用集水池来调节,往往需要很大的容积;另一方面,接入泵站的雨水管渠断面面积很大,敷设坡度又小,也能起一定的调节水量的作用。因此,在雨水泵站设计中,一般不考虑集水池的调节作用,只要求在保证水泵正常工作和合理布置吸水口等必须的容积。一般采用不小于最大一台水泵 30s 的出水量。

由于雨水泵站大都采用轴流泵,而轴流泵是没有吸水管的,集水池中水流的情况会直接影响叶轮进口的水流条件,从而引起对水泵性能的影响。必须正确地设计集水池,否则会使水泵工作受到干扰而使水泵性能与设计要求大大不同。

集水池的设计一般应注意以下事项:为使进入池中的水流均匀地流向各台水泵,水泵布置、吸入口位置和集水池形状的设计,应避免引起旋流;集水池进口流速尽可能缓慢,一般不超过 0.7m/s ;水泵吸入口的行近流速以 0.3m/s 以下为宜;流线不要突然扩大和改变方向;在水泵与集水池壁之间,不应留过多的空隙(一般 $0.5D$);在一台水泵的上游应避免设置其他水泵;喇叭口应有足够的淹没水深(一般 $1.3 \sim 1.8D$),防止空气吸入形成涡流;进水管管口要做成淹没出流,使水流平稳地没入集水池中,避免进水卷洗空气并带到吸水井中;在封闭的集水池中应设透气管,排除集存的空气;进水管渠应设计成不发生水跃的形式。

5.2.4.3 出流设施

雨水泵站的出流设施一般包括出流井、出流管、超越管(溢流管)、排水口四个部分,如图 5.2.4。

出流井中设有各泵出口的拍门,雨水经出流井、出流管和排水口排入天然水体。拍门可以防止水流倒灌入泵站。出流井可以多台泵共用一个,也可以每台泵各设一个。以合建的结构比较简单,采用较多。溢流管的作用是当水体水位不高,同时排水量不大时,或在水泵发生故障或突然停电时,用以排泄雨水。因此,在连接溢流管的检查井中应装设闸板,平时该闸板关闭。

排水口的设置应考虑对河道的冲刷和航运的影响,并取得航道部门同意。一般出口流速应控制在 $0.6 \sim 1.0\text{m/s}$ 。流速较大时,可以在出口前采用八字墙放大水流断面。出流管的方向最好向河道下游倾斜,避免与河道垂直。

5.2.4.4 雨水泵站内部布置、构造特点

雨水泵站中水泵一般都是单行排列,每台水泵各自从集水池中抽水,并独立地排入出流井中。出流井一般放在室外,当可能产生溢流时,应予以密封,并在井盖上设置透气管,或在出流井内设置溢流管,将倒流水引回集水池。

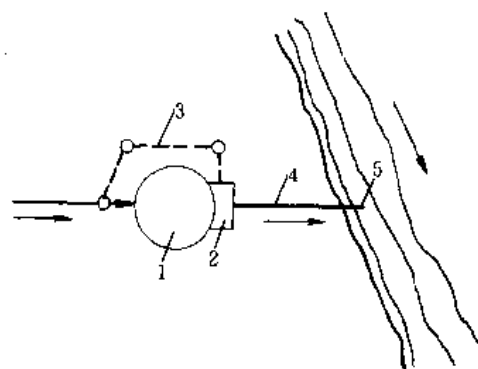


图 5.2.4 出流设施

1—泵站; 2—出流井; 3—溢流管;
4—出流管; 5—排水口

5.3 常用水泵

见表 5.3.1~表 5.3.8。

表 5.3.1 IS 型单级单吸悬臂式离心泵

型 号	流量 $Q/(\text{m}^3/\text{h})$	扬程 H/m	转速 $n/(\text{r}/\text{min})$	轴功率/ kW	配电动机		效率 $\eta/\%$	气蚀余 量/ m	泵重/ kg
					功率/ kW	型 号			
IS50-32-125	4、6.25、8	5.5、5、4.5	1450	0.16	0.55	Y801-4	54	2	32
IS50-32-160	4、6.25、8	8.7、8、7.2		0.29	0.55	Y801-4	49	2	37
IS50-32-200	4、6.25、8	14、12.5、11		0.51	0.75	Y802-4	42	2	41
IS50-32-250	4、6.25、8	22、20、18		1.1	1.5	Y90L-4	32	2	72
IS65-50-125	8、12.5、16	5.5、5、4.5		0.27	0.55	Y801-4	64	2	34
IS65-50-160	8、12.5、16	8.7、8、7.2		0.45	0.75	Y802-4	60	2	40
IS65-40-200	8、12.5、16	14、12.5、11		0.77	1.1	Y90S-4	55	2	43
IS65-40-250	8、12.5、16	21、20、19.4		1.48	2.2	Y100L ₁ -4	48	2	88
IS65-40-315	8、12.5、16	32.3、32、31.7		2.94	4	Y112M-4	37	2.5	105
IS80-65-125	17、25、32	5.5、5、4.5		0.48	0.75	Y802-4	71	2.5	36
IS80-65-160	17、25、32	8.7、8、7.2		0.79	1.5	Y90L-4	66	2.5	42
IS80-50-200	17、25、32	14、12.5、11		1.31	2.2	Y100L ₁ -4	65	2.5	45
IS80-50-250	16、25、32	21、20、18.8		2.27	3	Y100L ₂ -4	60	2.5	93

续表

型 号	流量 Q / (m^3/h)	扬程 H/m	转速 n / r/min	轴功率 / kW	配电动机		效率 $\eta/\%$	气蚀余 量/ m	泵重/ kg
					功率/ kW	型 号			
IS80-50-315	16、25、32	32.5、32、31.5	1450	4.2	5.5	Y132S-4	54	2	110
IS100-80-125	31、50、64	5.5、5、4.5		0.91	1.5	Y90L-4	75	2.5	42
IS100-80-160	31、50、64	8.7、8、7.2		1.45	2.2	Y100L ₄ -4	75	2.5	42
IS100-65-200	31、50、64	14、12.5、11		2.33	4	Y112M-4	73	2	46
IS100-65-250	31、50、64	21.3、20、19		4	5.5	Y132S-4	68	2	95
IS100-65-315	31、50、64	34、32、30		6.9	11	Y160M-4	64	2	148
IS125-100-200	60、100、120	14.5、12.5、11		4.48	7.5	Y132M-4	76	2.5	88
IS125-100-250	60、100、120	21.5、20、18.5		7.17	11	Y160M-4	76	2.5	100
IS125-100-315	60、100、120	33.5、32、30.5		12.1	15	Y160L-4	73	2.5	150
IS125-100-400	60、100、120	52、50、48.5		23.6	30	Y200L-4	67	2.5	201
IS150-125-250	130、200、250	22、20、18		16.5	18.5	Y180M-4	81	3	120
IS150-125-315	130、200、250	35、32、28		22.08	30	Y200L-4	79	3	140
IS150-125-400	130、200、250	55、50、45		36.3	45	Y225M-4	75	2.8	160
IS200-150-250	230、315、380	22、20、18		26.6	37	Y225S-4	83 82	4 4	135 160
IS200-150-315	230、315、380	35、32、28		42.5	55	Y250M-4	82	3.5	190
IS200-150-400	230、315、380	55、50、45		67.2	75	Y280S-4	79	3.5	215
IS50-32-125	8、12.5、16	22、20、18	2900	1.13	1.5	Y90S-2	60	2	32
IS50-32-160	8、12.5、16	35、32、28		2.02	3	Y100L-2	54	2	37
IS50-32-200	8、12.5、16	55、50、45		3.54	5.5	Y132S-2	48	2	41
IS50-32-250	8、12.5、16	86、80、72		7.16	11	Y160M ₁ -2	38	2	72
IS65-50-125	16、25、32	22、20、18		1.97	3	Y100L-2	69	2	34
IS65-50-160	16、25、32	35、32、28		3.35	5.5	Y132S-2	65	2	40
IS65-40-200	16、25、32	55、50、45		5.67	7.5	Y132S ₂ -2	60	2	43
IS65-40-250	16、25、32	86、80、72		10.3	15	Y160M ₂ -2	53	2	74
IS65-40-315	16、25、32	140、125、115		21.3	30	Y200L ₄ -2	40	2.5	82
IS80-65-125	31、50、64	22、20、18		3.63	5.5	Y132S ₁ -2	75	3	36
IS80-65-160	31、50、64	35、32、28		5.97	7.5	Y132S ₂ -2	73	2.5	42
IS80-50-200	31、50、64	55、50、45		9.87	15	Y160M ₂ -2	69	2.5	45
IS80-50-250	31、50、64	86、80、72		17.3	22	Y180M-2	63	2.5	78
IS80-50-315	31、50、64	140、125、115		31.5	37	Y200L ₂ -2	54	2.5	87
IS100-80-125	65、100、125	22、20、18		7	11	Y160M ₁ -2	78	4.5	42
IS100-80-160	65、100、125	35、32、28		11.2	15	Y160M ₂ -2	78	4	60
IS100-65-200	65、100、125	55、50、45		17.9	22	Y180M-2	76	3.6	71
IS100-65-250	65、100、125	86、80、72		30.3	37	Y200L ₂ -2	72	3.6	84
IS100-65-315	65、100、125	140、125、115		51.6	75	Y280S-2	66	3.6	100
IS150-100-250	130、200、250	86、80、72		55.9	75	Y280S-2	79	4.2	95
IS150-100-315	130、200、250	140、125、115			110	Y315S ₁ -2	75	4.5	115
IS125-100-200	120、200、240	57.5、50、44.5		33.6	45	Y225M-2	81	4.5	
IS125-100-250	120、200、240	87、80、72		55.9	75	Y280S-2	78	4.2	
IS125-100-315	120、200、240	132.5、125、120		90.8	110	Y315S ₁ -2	75	4.5	

表 5.3.2 S 型双吸离心泵

型 号	流量 Q		扬程 H/m	转速 $n/(r/min)$	泵轴功率 N/kW	配电动机		效率 $\eta/\%$	允许吸上 真空高度 H/m	叶轮直径 D/mm	泵重/kg
	m^3/h	L/s				功率/kW	电压/V				
150S-50	130	36.2	52	2950	25.3	37	380	72.9	5.5	206	147
	160	44.5	50		27.6			79			
	220	61.2	35		31.3			67			
150S-50A	111.6	31	43.8	2950	18.5	30		72	5.5	185	147
	(140)	(39)	(39)		(19.9)			75			
	180	50	35		24.5			70			
150S-50B	108	30.0	38	2950	15.5	22		72	7.0	170	110
	133	37.0	36		16.9			77			
	160	44.4	32		18.1			77			
150S-78	126	35	84	2950	40	55		72	5.5	245	158
	160	44.5	78		46			74			
	198	55	70		52.4			72			
150S-78A	111.6	31	67	2950	30	45		68	5.5	223	158
	(140)	(39)	(60)		(31.9)			(72)			
	180	50	50		38.5			70			
150S-97	126	35	104	2950	49	75		73	7	270	150
	180	50	97		59.5			80			
	216	60	87		64.8			79			
150S-97A	114	33	91	2900	42	75		70	7.0	255	150
	170	47.2	84.5		56.1			78			
	204	56.7	76		54.8			77			
150S-97B	72	20	24	1450	6.45	75		73	7.3	270	150
	90	25	22.5		7.45			74			
	100	27.8	20		8.4			70			
200S-42	216	60	49.2	2950	34.8	55		81	5	204	200
	280	78	42		37.8			85			
	342	95	35		40.2			81			
200S-42A	198	55	43	2950	30.5	45		76	5	193	200
	270	75	36		33.1			80			
	310	86	31		34.4			76			
200S-63	216	60	69	2950	55.1	75		73.7	5	235	187
	280	78	63		59.4			81			
	351	97.5	50		67.8			70.5			
200S-63A	180	50	54.5	2950	41.0	55		65	5	210	187
	(245)	(68)	(48)		(41.6)			(77)			
	324	90	37.5		51.0			65			
200S-95	183	51.0	103	2950	86	(125) 112		60	5	282	240
	280	78	95		94.4			77			
	294	81.5	85		96.6			70.2			
200S-95A	210	58.3	87	2950	68.1	110		73	6	255	240
	262	72.8	83		76.9			77			
	314	87.2	74		83.3			76			

续表

型 号	流量 Q		扬程 H/m	转速 $n/(r/min)$	泵轴功率 N/kW	配电动机		效率 $\eta/\%$	允许吸上 真空高度 H/m	叶轮直径 D/mm	泵重/kg
	m^3/h	L/s				功率/kW	电压/V				
200S-95B	198	55	76	2950	57	75	380	72	6	250	240
	245	68	73		64.9			76	5.8		
	300	83.3	63		71.4			72	4.8		
250S-14	360	100	17.5	1450	21.4	30		80	6.2	245	305
	485	134.5	14		21.7			85			
	576	160	11		22.1			78			
250S-14A	320	89	13.7	1450	15.4	(185) 22		78	6.2	214	305
	(420)	(116.5)	(10)		(14.1)			(81)			
	504	140	8.6		15.8			75			
250S-24	360	100	27.0	1450	33.1	55		80	6.2	284	
	485	134.5	24		36.8			86			
	576	160	19		36.4			82			
250S-24A	342	95	22.2	1450	25.8	30		80	6.2		
	414	115	20.3		27.6			83			
	482	134	17.4		28.6			80			
250S-39	360	100	42.5	1450	54.8	75		76	6.2	367	400
	485	134.7	39		62			83			
	612	170	32.5		68.6			79			
250S-39A	324	90	35.5	1450	42.4	55		74	6.2	328	400
	(420)	(116.5)	(29)		(42.5)			(78)			
	576	160	25		50.9			77			
250S-65	360	100	71	1450	92.8	(135) 132		75	6.2	450	518
	485	134.5	65		108.5			79			
	612	170	56		129.6			72			
250S-65A	342	95	61	1450	76.8	(90) 112		74	6.2	400	518
	(420)	(116.5)	(48)		(71.2)			77			
	540	150	50		98			75			
300S-12	612	170	14.5	1450	30.2	37		80	5.2	251	413
	790	219	12		31.1			83			
	900	250	10		33.1			74			
300S-12A	522	145	11.8	1450	23.3	30		72	5.2	251	413
	(700)	(194.5)	(10)		(24.1)			(79)			
	792	220	8.7		24.7			76			
300S-19	612	170	22	1450	45.9	55		80	5.2	290	434
	790	219	19		46.9			87			
	935	260	14		47.6			75			
300S-19A	504	140	20	1450	38.7	37		71	5.2	260	434
	(700)	(194.5)	(15)		(34.8)			(82)			
	829	230	13		39.1			75			
300S-32	612	170	38	1450	76.2	100		83	5.2		
	790	219	32		79			87			
	900	250	28		86			80			

续表

型 号	流量 Q		扬程 H/m	转速 $n/(r/min)$	泵轴功率 N/kW	配电动机		效率 $\eta/\%$	允许吸上 真空高度 H/m	叶轮直径 D/mm	泵重/kg	
	m^3/h	L/s				功率/kW	电压/V					
300S-32A	551	153	31	1450	58.1	75	380	80	5.2			
	720	200	26		60.7			84				
	810	225	24		68.0			78				
300S-58	576	160	65	1450	136	(180) 175		75	5.2	445	599	
	790	219	58		148.5			84				
	972	270	50		165.5			80				
300S-58A	529 (735)	147 (204)	55 (50)	1450	99.2 (122)	(155) 160		80 (82)	5.2	419	599	
	893	248	42		131			78				
	300S-58B	504	140		47.2			1450				88.3
685		190	43	100.3	80							
835		232	37	108	78							
300S-90	590	164	93	1450	202	320		74	5.2			
	790	219	90		242			80				
	936	260	82		279			75				
300S-90A	576	160	86	1450	190	280		71	5.2			
	756	210	78		217			74				
	918	255	70		247			71				
300S-90B	540	150	72	1450	151	220		70	5.2			
	720	200	67		180			73				
	900	250	57		200			70				
350S-16	972	270	20	1450	64	75		83	4.5	290	632	
	1260	351	16		(63.8)			86				
	1440	400	13.4		71			74				
350S-16A	864 (1130)	240 (314)	16 (12)	1450	51 (45.6)	55		74 (81)	4.5	250	632	
	1260	350	10		49			70				
	350S-26	972	270		32			1450				99.7
1260		350	26	101.5	88							
1440		400	22	105	82							
350S-26A	864 (1130)	240 (314)	26 (21)	1450	76.5 (77.8)	90		80	4.5	310	672	
	1296	360	16.5		80			83				
								73				
350S-44	972	270	50	1450	164	220		81	4.5			
	1260	351	44		177.6			87				
	1476	410	37		189			79				
350S-44A	864	240	41	1450	121	160		80	4.5			
	1116	310	36		131			84				
	1332	370	30		136			80				
350S-75	972	270	80	1450	271	360		6000	78	4.5		
	1260	351	75		304				85			
	1440	400	65		319		80					

续表

型 号	流量 Q		扬程 H/m	转速 $n/(r/min)$	泵轴功率 N/kW	配电动机		效率 $\eta/\%$	允许吸上 真空高度 H/m	叶轮直径 D/mm	泵重/kg
	m^3/h	L/s				功率/kW	电压/V				
350S-75A	900	250	70	1450	220	280	380	78	4.5		
	1170	325	65		247			84			
	1332	370	56		257			79			
350S-75B	828	230	50	1450	177	220	380	75	4.5		
	1080	300	55		197			82			
	1224	340	47.5		206			77			
350S-125	850	236	140	1450	462	680	6000	70	4.5		
	1260	351	125		531			81			
	1660	461	100		623			72.5			
350S-125A	803	223	125	1450	391	570	6000	70	4.5		
	1181	328	112		462			78			
	1570	436	90		550			70			
350S-125B	745	207	108	1450	313	500	6000	70	4.5		
	1098	305	96		373			77			
	1458	405	77		422			72.5			
500S-22	2020	561	22	970	144	185	380	84	5	460	1722
500S-22A	1800	500	17	970	104	130		80	5	410	1722
500S-59	2020	561	59	1450	392	460	6000	83	4	675	
500S-59A	1872	520	49	1450	333	380		75	4	630	
500S-59B	1746	485	40	1450	258	310		74	4	585	
800S-80	6696	1860	80	1450	1600	2000		91	-0.5		

注：S型泵为sh型泵的更新产品，选型时应优先采用。

表 5.3.3 S型双吸水平中开离心泵

泵型号	$Q/(m^3/h)$	H/m	$n/(r/min)$	$\eta/\%$	必须气蚀余量 (NPSH)/m	最大叶轮 外径/mm
3×7SA	88	33	2900	74	4.0	184
3×9SB	135	56	2900	79		225
3×14SD	85	34	1450	69	2.5	346
4×9SB	200	51	2900	80.3	6.6	229
4×11SC	220	76	2900	78.5	6.5	270
4×14SD	149	33	1450	74	3	349
4×14SDL	200	35	1450	80	4.2	356
5×9SB	281	55	2900	81	8.6	229
5×11SC	163	22	1450	84	2.7	279
6×9SB	245	14	1450	86	2.1	229
6×11SC	248	20	1450	82	2.4	279
6×14SD	330	36	1450	83.5	3.1	365
6×18SE	525	55	1450	85	3.8	460
8×9SB	414	12	1450	84	3.6	232

续表

泵型号	$Q/(m^3/h)$	H/m	$n/(r/min)$	$\eta/\%$	必须气蚀余量 (NPSH)/m	最大叶轮 外径/mm
8×11SC	350	21	1450	86.5	4.2	279
8×14SD	495	36	1450	87	3.3	362
8×18SE	820	55	1450	84.2	4.8	460
8×23SF	545	110	1450	79	2.3	572
10×11SC	540	22	1450	86	4	286
10×14SD	785	37	1450	86	4.8	368
10×18SE	1040	57.5	1450	85	4.2	457
12×14SD	1140	37	1450			

表 5.3.4 沅江型立式离心泵

型 号	流量 Q		扬程 H/m	转速 $n/(r/min)$	泵轴功率 N/kW	配电动机		效率 $\eta/\%$	允许吸上 真空高度 H/m	叶轮 直径 D/mm	泵重/ kg
	m^3/h	L/s				功率/ kW	电压/ V				
沅江 36-23 I II	7200 ~ 9900	2000 ~ 2750	33.8 ~ 25	495	790 ~ 805.0	1000	6000	84 ~ 87		1070	11000
沅江 36-23 I A II A	7100 ~ 9810	1972 ~ 2725	31 ~ 32		708 ~ 722			83 ~ 86.2		1030	11000
沅江 36-23 I B II B	7000 ~ 9000	1944 ~ 2500	28.2 ~ 22		628 ~ 639			84.5 ~ 86.2		990	11000
沅江 48 I -15 I	11200 ~ 18000	3111 ~ 5000	63 ~ 52.5		2439 ~ 2826	3200	—	82.3 ~ 91.5	1.75 ~ 0.5	1400	(40910) 26000
沅江 48 I -20 I	10000 ~ 18000	2777.78 ~ 5000.00	54 ~ 42.2		1960 ~ 2455	2500	6000	75 ~ 85	0.20 ~ -3.10	1320	(40930) 26000
沅江 48J-25 I	18360 ~ 12600	5100 ~ 3500	18.5 ~ 29	370	1170 ~ 1270	1600	—	76 ~ 86	0.25 ~ 2.2	1304	(40920) 26000
沅江 48Z-26 I I	11544.1 ~ 6783.2	3206 ~ 4662	26.7 ~ 15.3		925 ~ 992.2	1250		75.5 ~ 88.3	3.2 ~ 1.9	1340	(41110) 26000
沅江 48Z-26 I A I	10656 ~ 15980	2960 ~ 4438.9	25.11 ~ 14.6		830.9 ~ 891.1	1000		76.5 ~ 87.5	3.38 ~ 2.2	1304	(41110) 26000
沅江 48Z-26 II I	12600 ~ 19800	3500 ~ 5500	30.8 ~ 21.0		1273.3 ~ 1447	1600		82.5 ~ 87.5	3.35 ~ 1.25	1373	(40360) 26000
沅江 48Z-26 I A I	10800 ~ 15840	3000 ~ 4400	23.3 ~ 16.4		828.7 ~ 908.2	1000		77.9 ~ 85.2	3.85 ~ 2.47	1232	(40360) 26000
沅江 48P- Z 28 I	11700 ~ 16100	3250 ~ 4475	44.2 ~ 30.3	495	1640 ~ 1580	2000	6000	84.1 ~ 90.0		1250	26000 (40700)
沅江 48P-28IA Z	11232 ~ 15480	3120 ~ 4300	40.75 ~ 27.9	495	1400 ~ 1450	2000		84 ~ 90.5		1200	26000 (40700)

续表

型 号	流量 Q		扬程 H/m	转速 $n/(r/min)$	泵轴功率 N/kW	配电动机		效率 $\eta/\%$	允许吸上 真空高度 H_s/m	叶轮 直径 D/mm	泵重/ kg
	m^3/h	L/s				功率/ kW	电压/ V				
I 沅江 48P-30 Z	14400 ~ 20880	4000 ~ 5800	24.6 ~ 16.6	370	1179.9 ~ 1239.9	1600	6000	79.6 ~ 85	0.4 ~ -2	1108 ~ 1348	26000 (40989)
I 沅江 48P-35 I Z	11700 ~ 19750	3250 ~ 5485	32.8 ~ 19.4	495	1220 ~ 1160	1600 1600		86.5 ~ 91		925 1247	26000 (40000)
P 沅江 48Z-35 I I	12960 ~ 21060	3600 ~ 5850	31.6 ~ 19.4	370	1464.7 ~ 1391	2000		82.3 ~ 86.0		1086 ~ 1508	(40000) 26000
40-15 沅江 40-15 I	9000 ~ 12500	2500 ~ 3472	56.0 ~ 45.2	495	1580 ~ 1750	2000	—	88 ~ 88.9		1300	15000

注: 括号内数字为 PZ 型泵重。

表 5.3.5 PW
PWL 型污水泵性能

型 号	流量 Q		扬程 H/m	转速 n / (r/min)	泵轴功率 N/kW	配电动机 功率/ kW	效率 $\eta/\%$	允许吸上 真空高度 H_s/m	叶轮直径 D/mm	泵重 kg
	m^3/h	L/s								
2½ PW	43 ~ 108	12 ~ 30	48.5 ~ 30	2940	11.6 ~ 19.2	22	49 ~ 60	7 ~ 4.5	195	65
	43 ~ 108	12 ~ 30	34 ~ 24	2920	7.8 ~ 12.5	13	51 ~ 58	6 ~ 4.2	170	
	36 ~ 72	10 ~ 20	11.6 ~ 8.5	1440	2.1 ~ 27.1	4 (5.5)	54 ~ 62	7.5 ~ 7	195	
4PW	108 ~ 180	30 ~ 50	27.5 ~ 24.5	1460	13.5 ~ 19.5	30	60 ~ 62	7.8 ~ 7	300	125
	72 ~ 120	20 ~ 33.2	12 ~ 10.5	960	4 ~ 5.5	7.5	59 ~ 64	7 ~ 5.5		
2½ PWL	43 ~ 108	12 ~ 30	34 ~ 24	2920	7.8 ~ 12.6	13	51 ~ 58	6 ~ 4.2	170	83
6PWL	200 ~ 400	56 ~ 111	16 ~ 12	980	13.5 ~ 20	30	65 ~ 67	7 ~ 6.5	335	417
	250 ~ 450	69.5 ~ 125	30 ~ 23	1450	34 ~ 47	55	60 ~ 61	5 ~ 4	315	
8PWL	400 ~ 700	111 ~ 194.4	27.5 ~ 21	980	50 ~ 69	75	58 ~ 63	5.8 ~ 5.0	465	750
	350 ~ 650	97.2 ~ 180.5	15.5 ~ 9.5	730	23 ~ 33	40	64 ~ 51	7.5 ~ 6.5		
12PWL-7	682	190	7	580	—	40	70	—	—	—
12PWL-12	900	250	12	725	—	55		—	—	100
14PWL-12	1224	340	12	725	—	75		—	—	800

注: 电压为 380 伏。

表 5.3.6 PN、PNL 型泥浆泵性能

型号	流量 Q		扬程 H/m	转速 n / (r/min)	泵轴功率 N/kW	配电动机 功率/ kW	电压/ V	效率 η / $\%$	允许吸上 真空高度 H_s/m	叶轮直径 D/mm	泵重/ kg
	m^3/h	L/s									
1PN	7.2 ~ 16	2 ~ 4.44	14 ~ 12	1430	1.3 ~ 1.5	3	—	21 ~ 35	—	204	120
2PN	30 ~ 58	8.33 ~ 16.1	22 ~ 17	1450	5.45 ~ 6.9	10	—	33 ~ 39	—	265	150
2PNL											250
3PN	54 ~ 151	15 ~ 42	26 ~ 15	1470	12 ~ 16.7	22	—	32 ~ 42	—	300	450
3PNL											280
4PN	100 ~ 200	27.8 ~ 55.6	41 ~ 37	1470	24.3 ~ 33.1	55	—	46 ~ 61	—	340	

表 5.3.7 SZ 型水环式真空泵性能

型 号	抽气量/(m ³ /min)					极限真空度		配带动力/ kW	转速/ (r/min)	消耗水量/ L/min	泵重/ kg
	101 kPa	61 kPa	41 kPa	20 kPa	10 kPa	kPa	mmHg				
SZ-1	1.5	0.64	0.4	0.12	—	16.3	122	4	1450	10	140
SZ-2	3.4	1.65	0.95	0.25	—	13.1	98	10	1450	30	150
SZ-3	11.5	6.8	3.6	1.5	0.5	8.0	60	30	975	70	463
SZ-4	27	17.6	11	3	1	7.07	53	70	730	100	975

表 5.3.8 SZB 型悬臂式水环真空泵性能

型 号	流 量		压力/kPa	转速/ (r/min)	泵轴功率/ kW	电动机 功率/kW	真空度为 8%时排气 量/(L/min)	保证真空 度/%	叶轮直径/ mm	泵重/kg
	m ³ /h	L/s								
SZB-4	19.8	5.5	56	1450	1.1	2.2	370	80	180	—
	14.4	4.0	69		1.2					
	7.2	2.0	80		1.3					
	0	0	87		1.3					
SZB-8	38.2	10.6	59		1.9	3	600			45
	28.8	8.0	69		2.0					
	14.4	4.0	80		2.1					
	0	0	87		2.1					

6 水处理机械设备

6.1 闸门与阀门

在水处理工程中使用的闸门与阀门种类繁多,其中大部分选用定型产品。闸门有铸铁闸门、平面钢闸门、速闭闸门等,阀门有闸阀、蝶阀、止回阀等。

6.1.1 闸门

闸门设置在管道口和交汇处窖井、沉砂池、沉淀池、引水渠道、泵站等构筑物的进出水口处,作用是控制流量,工作压力一般小于0.1MPa,大都安装在迎水面一侧。

(1) 铸铁闸门 广泛使用的铸铁单面密封闸门,分方形、圆形和矩形3种。限于制造工艺和闸体本身重量,圆形闸门的通水直径为 $DN200 \sim 3000\text{mm}$,多在1500mm以下。方形闸门孔宽为200~4000mm,多在2000mm以下。按构造形式分有镶铜密封闸门、不镶铜密封闸门、带法兰和不带法兰几种。

铸铁闸门的闸框也多用铸铁制造,闸框安装在混凝土构筑物上,作用是给闸板的上下运动导向和密封。有的闸门在闸板和闸框上都镶有铜圈或铜条,两个接触平面经过研磨以减少摩擦和起密封作用。如果流水中含有较多的砂子,其密封面可镶以光滑的尼龙板、聚四氟乙烯板或橡胶板。为了防止介质的泄漏,在闸板和闸框之间都设有楔形压紧机构,这样闸门关闭时,在闸门的重力及启闭机构的压力下,楔形块产生一个使两个密封面互相压紧的反作用力。在闸门开启时,楔形块则与楔形槽脱离接触,反作用力消失,便于闸门的上下滑动。

(2) 平面钢闸门 直升式焊接钢闸门是平面钢闸门的主要形式,构造简单,占用空间小,便于检修。钢闸门一般为矩形,闸板主要由面板及梁格组成,梁格及闸板框与面板形成一个具有相当刚性的整体以承受水的压力。为使闸板上下移动时保持正常位置,在闸门及闸框上要设置导向装置。导向装置有滑块式及滚轮式2种,有的大型平面钢闸门既有滑块又有滚轮。滑块与滚轮使闸门沿门槽中的导轨上下滑动。制造滑块的材料是高强度酚醛树脂;制造滚轮的材料有耐腐蚀的钢材或强化尼龙。

钢闸门防止泄漏的方式与铸铁闸门不同。它是在闸门的四周用螺栓固定一圈特制的橡胶材料,通过楔形块产生的压力使之与闸框的止水座形成密封,这种密封形式特别适用于含砂量多的污水闸门。

(3) 铰链式闸门(活瓣式闸门) 它的闸板与闸框是圆形的,在闸板的上部有铰链与闸框相连接。闸板的启闭动作作为绕铰链的转动。闸板与闸框的封面为一环形,密封材料多为弹性良好的合成橡胶。这种闸门的优点是转动灵活、不易锈死、不会因污水中含砂过多而发生密封面磨损的现象。缺点是启闭时受水压的影响大,开启的闸板受水流的冲击会不停地跳动而引起铰链轴的磨损,关闭时受水锤现象的影响会产生较大的震动。

(4) 明杆闸门与暗杆闸门 闸门的启闭机构种类繁多,有用钢丝绳牵引式,有液压力与气动式,也有水力驱动式,但使用最广泛的是螺旋升降式,即利用丝杠与螺母的相对转动达到使闸板升降的目的。为了减小转动阻力,丝杠及螺母大都采用单头方牙螺纹。用螺旋升降的好处是升降平稳,用较小转动动力矩就可以升降几吨重的闸板,同时螺旋有较强的自锁作用,即当闸板固定在某一位置时,不会因自重和震动使闸板下滑。采用螺旋升降的闸门有明杆和暗杆两种。明杆闸门又称“外螺旋式闸门”,它的特点是螺旋闸杆不转动,由启闭机构的外螺纹即螺母转动,螺旋闸杆上下平动,闸杆与闸板用销钉铰链相连接,达到使闸板升降的目的。优点是启闭闸板所必要的螺旋部分在闸杆的上部,不易被污水腐蚀,螺旋部分可全部封闭在壳体内部,不易受雨水和灰尘的影响,且便于检修。暗杆闸门的特点是闸杆及丝杠也是一个整体,闸杆由止推轴承固定,只能作转动而不能上下动作,通过闸杆的转动使固定在闸板上的螺母上下移动,达到使闸板启闭的目的。缺点是螺纹在水中动作,不易管理,易磨损,易生锈。

(5) 闸门的驱动装置(启闭机) 一般地讲,对于中小型、启闭次数较少、不需要快速启闭的闸门以及在用电受限制地区,使用手动式的较多。手动闸门的手柄转动所需的力应小于100~150N。如果力超过150N,手动启闭闸门就非常吃力。因此在闸门安装好以后应由检验人员用弹簧拉力计测量手轮上的力。如果在操作中感到某一个闸门用手摇动非常吃力,则应检查这个闸门是否闸隙太小或有卡死或锈死等现象。

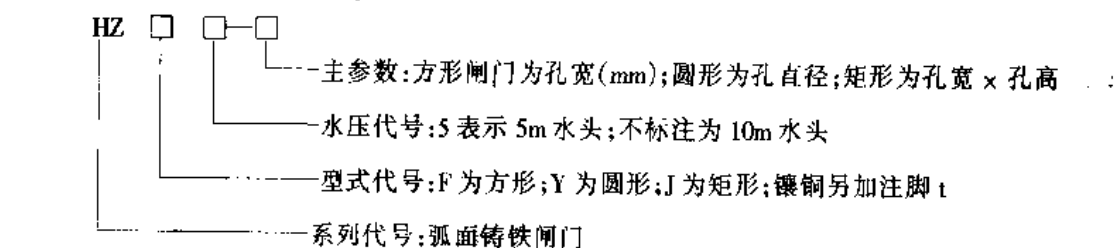
小型闸门可使用手轮直接驱动螺母（明杆）或螺杆（暗杆）转动。也可用圆锥齿轮减速后再驱动螺母或螺杆。较大型的闸门，则需要减速比更大的蜗杆蜗轮甚至齿轮箱加蜗杆蜗轮才能达到人力所及的驱动力，其闸板的启闭力可达 3~15t。需要频繁启闭或快速启闭的闸门广泛采用电力驱动装置。

(6) 速闭闸门 在水处理厂，为了安全运行，需要设置速闭闸门，如在进水泵房之前设置速闭闸门，当泵房突然停电时，锁定速闭闸的电磁离合器也会同时停电松开，闸门自动落下，从而保护了泵房及格栅间不会被淹。有的速闭闸门还安装了水位传感器和 pH 值传感器，以便在暴雨使水位骤涨时闸门下落并报警，或当来水的 pH 值超过设定的范围时，闸门也会落下报警，而使后续的处理装置免受强酸强碱的侵害。速闭闸门的结构较为复杂，配有一套专门的控制监测系统，构造特点是使用了滚珠螺杆这一传动机构。这种螺杆本身无自锁功能，闸门电动开启后，要通过电磁离合器来锁定闸门。

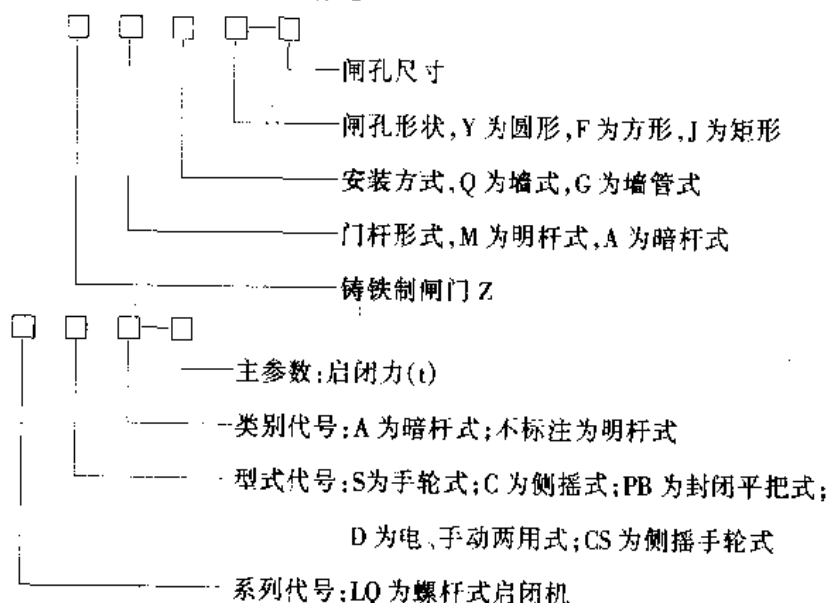
(7) 可调出水堰 可调出水堰也可算作一种闸门。一般安装在沉淀池、曝气池、配水渠道、配水井等处，用于调节水位或用于流量测量。它的工作方式为向下开启，向上关闭，堰板全部装在迎水面。可调出水堰的出水宽度一般为 1~5m，水头为十几到几十厘米。堰板可用铸铁、钢板、木板及塑料板制造。由于堰宽较大，堰板升降时易出现歪斜甚至卡死，因此有的堰板用两根螺杆牵引同步升降，为使两根螺杆达到完全同步，可在两套升降机构之间安装一个联动机构，当摇动升降手柄时，联动机构使两套螺母同步转动。

闸门安装按其所在位置可分为高孔位安装、槽底齐平式安装；按其与土建结构的连接方式可分为预埋螺栓式（预留孔洞）安装和预埋钢板式安装。结构稍加变化后还可做成下开式和整体合装式闸门。圆型闸门除可安装在墙壁上外，还可根据需要增设法兰安装在管道上。

闸门和启闭机的型号示例如下。



CJ/T 3006—92 规定铸铁闸门按如下方法标记:



闸孔规格见表 6.1.1。

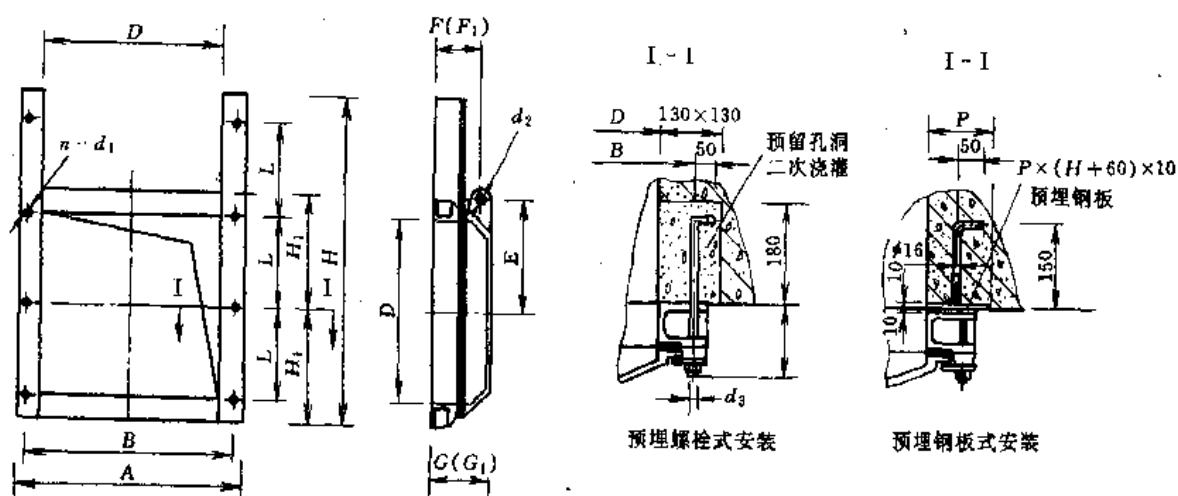
河南开源环保工程设备有限公司生产 HZ 型铸铁闸门、SDZ 型恒水位闸门、SD 型叠梁闸门和 PGZ 型钢结构闸门以及 LQ 型螺杆式、SBJ 型速闭式和 QPQ 型卷扬式启闭机。HZ 型铸铁闸门外形及安装尺寸见图 6.1.1、图 6.1.2 和表 6.1.2、表 6.1.3。主要性能指标: ①闸门密封面配合间隙 $\leq 0.1\text{mm}$; ②密封面渗水量 $\leq 15\text{L}/(\text{h} \cdot \text{m})$; ③工作压力常规为 5m 正向水头, 不承受反向水压; ④工作介质为 $-20 \sim 50^\circ\text{C}$, pH6~9 的水。

唐山市宇清环保机械有限公司生产的 LQ 型系列启闭机, 其外形及安装尺寸见图 6.1.3、图 6.1.4 和表 6.1.4~表 6.1.6。

表 6.1.1 闸孔规格/mm

圆形孔直径	方孔边长	矩形孔 (宽×高)
300, 350, 400, 450 ^① , 500, 600, 700, 800, 900, 1000, 1200, 1400, 1500 ^① , 1600, 1800, 2000, 2200, 2400, 2600, 2800, 3000	300, 400, 500, 600, 700, 800, 900, 1000, 1100, 1200, 1300, 1400, 1500, 1600, 1800, 2000, 2100, 2200, 2300, 2400, 2500, 2600, 2700, 2800, 2900, 3000	300×450, 300×400, 400×600, 500×400, 500×750, 600×450, 600×900, 700×500, 700×1050, 800×600, 800×1200, 900×600, 900×1350, 1000×750, 1000×1500, 1200×900, 1200×1800, 1400×1050, 1400×2100, 1600×1200, 1500×2250, 1800×1350, 1600×2400, 2000×1500, 1800×2700, 2200×1650, 2000×3000, 2400×1800, 2600×2000, 2800×2100, 3000×2250

① 该规格不适用墙管式闸门。

图 6.1.1 HZF₅-200~2000 型方闸门外形及安装示意图(HZY₅-200~2000 型圆闸门外形及安装同此)表 6.1.2 HZF₅-200~2000 型
HZY₅-200~2000 型 闸门外形及安装尺寸表

D	A	B	E	F(F ₁)	G(G ₁)	H	H ₁	L	n-d ₁	d ₂	d ₃	P
200	290	265	155	90(75)	110(95)	395	145	140	6-φ14	φ17	M12	80
300	390	365	205	95(80)	120(105)	545	195	200	6-φ14	φ17	M12	80
400	500	470	260	95(80)	120(105)	710	250	270	6-φ14	φ17	M12	80
500	610	575	310	110(95)	140(125)	865	305	340	6-φ14	φ21	M12	90
600	720	685	370	110(95)	140(125)	1030	360	300	8-φ14	φ21	M12	90
700	830	790	420	120(105)	160(145)	1185	415	350	8-φ14	φ21	M12	90
800	950	905	480	135(120)	180(165)	1355	475	400	8-φ20	φ24	M16	110

续表

D	A	B	E	$F(F_1)$	$G(G_1)$	H	H_1	L	$n-d_1$	d_2	d_3	P
900	1050	1005	530	135(120)	180(165)	1505	525	450	8- $\phi 20$	$\phi 24$	M16	110
1000	1150	1105	580	135(120)	180(165)	1655	575	500	8- $\phi 20$	$\phi 24$	M16	110
1100	1260	1215	635	150(135)	200(185)	1810	630	550	8- $\phi 20$	$\phi 24$	M16	110
1200	1360	1315	685	150(135)	200(185)	1970	680	600	8- $\phi 20$	$\phi 24$	M16	110
1300	1480	1430	750	165(150)	220(205)	2130	740	650	8- $\phi 20$	$\phi 24$	M16	120
1400	1580	1530	800	165(150)	220(205)	2280	790	700	8- $\phi 20$	$\phi 24$	M16	120
1500	1740	1640	855	215(195)	280(260)	2470	870	375	14- $\phi 24$	$\phi 32$	M20	150
1600	1840	1740	905	215(195)	280(260)	2620	920	400	14- $\phi 24$	$\phi 32$	M20	150
1700	1940	1840	960	215(195)	280(260)	2270	970	425	14- $\phi 24$	$\phi 32$	M20	150
1800	2040	1940	1010	225(205)	300(280)	2930	1020	450	14- $\phi 24$	$\phi 32$	M20	150
1900	2140	2040	1060	225(205)	300(280)	3080	1070	475	14- $\phi 24$	$\phi 32$	M20	150
2000	2240	2140	1110	225(205)	300(285)	3230	1120	500	14- $\phi 24$	$\phi 32$	M20	150

- 注：1. 预埋钢板式安装的焊接采取间断焊，每隔 150mm 一段焊缝，焊缝长度为 50mm，预埋钢板上的地脚锚钩间距均为 400mm 左右，预埋钢板由用户自备；
2. 铸铁镶铜止水口结构，如用户不要求镶铜或其他防腐材料作止水口，应按图表中括号内尺寸；
3. 对 200~500 规格的闸门，安装孔位与图示不符，此时在高度方向上孔口中心处无安装孔，下方 L 值以中心线对称均分；
4. 闸板为外弧面结构，也可做成平板结构，其安装尺寸不变。

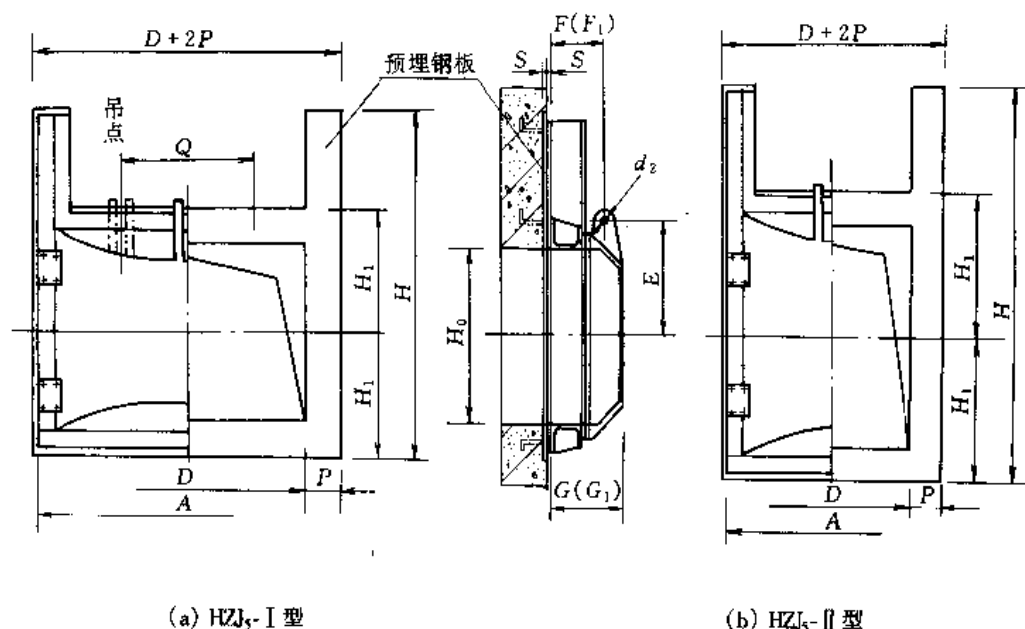


图 6.1.2 矩形闸门外形及安装示意图

表 6.1.3 矩型闸门外型及安装尺寸表

HZJ ₅ -I 型										
$D \times H_0$	A	Q	E	$F(F_1)$	$G(G_1)$	H	H_1	d_2	P	S
1500 × 1000	1740	750	605	215(195)	280(260)	1760	650	φ32	150	10
2000 × 1000	2240	1000	610	215(195)	280(260)	1760	650	φ32	150	10
2000 × 1500	2240	1000	855	215(195)	280(260)	2530	900	φ32	150	10
2500 × 1000	2740	1250	610	225(205)	300(280)	1760	650	φ32	150	10
2500 × 1500	2740	1250	860	225(205)	300(280)	2530	900	φ32	150	10
2500 × 2000	2780	1250	1125	260(240)	360(340)	3320	1180	φ38	180	12
3000 × 2000	3300	1500	1145	285(265)	390(370)	3320	1180	φ38	180	12
3000 × 2500	3300	1500	1395	300(280)	420(400)	4080	1430	φ45	180	12
3500 × 2000	3800	1750	1145	300(280)	420(400)	3320	1180	φ45	180	12
3500 × 2500	3840	1750	1415	345(325)	485(465)	4100	1450	φ45	200	16
3500 × 3000	3840	1750	1665	345(325)	485(465)	4850	1700	φ55	200	16
4000 × 3000	4340	2000	1665	345(325)	485(465)	4850	1700	φ55	200	16
4500 × 3000	4840	2250	1665	355(335)	505(485)	4850	1700	φ55	200	16
5000 × 3000	5380	2500	1680	355(335)	540(520)	4870	1720	φ60	220	20

HZJ₅-II 型

$D \times H_0$	A	E	$F(F_1)$	$G(G_1)$	H	H_1	d_2	P	S
800 × 1000	950	580	135(120)	180(165)	1720	610	φ24	110	10
800 × 1200	950	680	135(120)	180(165)	2030	710	φ24	110	10
800 × 1500	950	830	135(120)	180(165)	2490	860	φ24	110	10
1000 × 1500	1150	830	135(120)	180(165)	2490	860	φ24	110	10
1000 × 2000	1150	1080	135(120)	180(165)	3250	1110	φ24	110	10
1500 × 2000	1740	1105	215(195)	280(260)	3290	1150	φ32	150	10
1500 × 2500	1740	1355	215(195)	280(260)	4050	1400	φ32	150	10
1500 × 3000	1740	1605	215(195)	280(260)	4770	1650	φ38	150	12
2000 × 2500	2240	1360	225(205)	300(280)	4050	1400	φ38	150	12
2000 × 3000	2240	1610	225(205)	300(280)	4770	1650	φ38	180	12
2000 × 3500	2240	1860	225(205)	300(280)	5430	1930	φ45	180	12
2500 × 3000	2780	1625	265(245)	360(340)	4800	1680	φ45	180	12
2500 × 3500	2780	1875	265(245)	360(340)	5430	1930	φ45	180	12
3000 × 4000	3300	2145	300(280)	420(400)	6210	2180	φ55	180	16

- 注: 1. 推荐采用预埋钢板式安装, 方法同方型或圆型闸门, 也可采用预埋螺栓式安装;
 2. 铸铁镶铜止水口结构, 如用户不要求镶铜或其他防腐材料作止水口, 应按图表中括号内尺寸;
 3. 当 $D \leq 2500$ 时, 可取消水平预埋钢板, 预埋钢板由用户自备;
 4. 闸板为外弧面结构, 也可做成平板结构, 其安装尺寸不变。

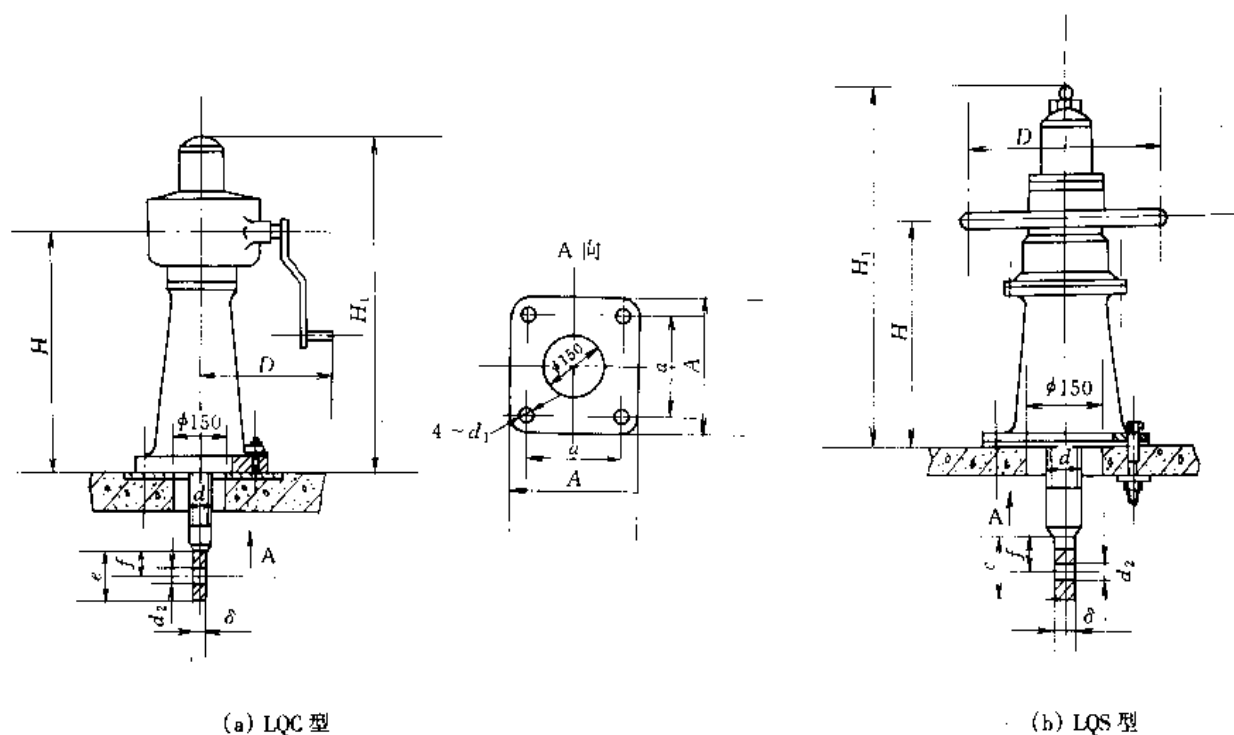


图 6.1.3 LQC 和 LQS 型启闭机示意图

表 6.1.4 LQC 型侧摇启闭机外形及安装尺寸表/mm

规格 (T)	手摇力 kgf	H	H ₁	d ₁	d	d ₂	δ	a	A	D	e	f
1.0	≥15	850	1800	φ20	T44 × 8	φ24	25	220	270	260	100	60
2.0		850	2200	φ20	T48 × 8	φ28	25	280	340	310	100	60
3.0		850	2600	φ20	T55 × 8	φ30	34	280	340	310	100	60
4.0		850	2900	φ20	T55 × 8	φ30	34	280	340	310	105	60
5.0		850	3350	φ20	T60 × 8	φ32	34	280	340	310	120	75
6.0		850	3550	φ22	T60 × 8	φ32	40	280	340	370	120	75
8.0		900	3800	φ22	T70 × 10	φ35	40	280	340	370	130	80
10.0		900	4300	φ22	T75 × 10	φ38	40	280	340	370	130	80
12.0		900	4500	φ22	T85 × 12	φ40	40	280	340	410	145	85
15.0		900	4800	φ22	T95 × 12	φ42	40	280	340	410	190	95

表 6.1.5 LQS 型手轮式启闭机外形安装尺寸表/mm

规格 (T)	手轮力 kgf	H ₁	H	D	d	d ₁	d ₂	δ	启闭 行程	a	A	e	f
0.5	15	1340	850	500	T44 × 8	φ20	φ20	20	550	220	270	100	60
1.0		1600	900	700	T44 × 8	φ20	φ24	25	650	220	270	100	60
2.0		1600	900	700	T48 × 8	φ20	φ28	25	850	280	340	100	55
3.0		1600	900	700	T55 × 8	φ20	φ30	34	1050	280	340	100	60
4.0		1600	900	700	T55 × 8	φ20	φ30	34	1250	280	340	105	60
5.0		1600	900	700	T60 × 8	φ20	φ32	34	1550	280	340	120	75

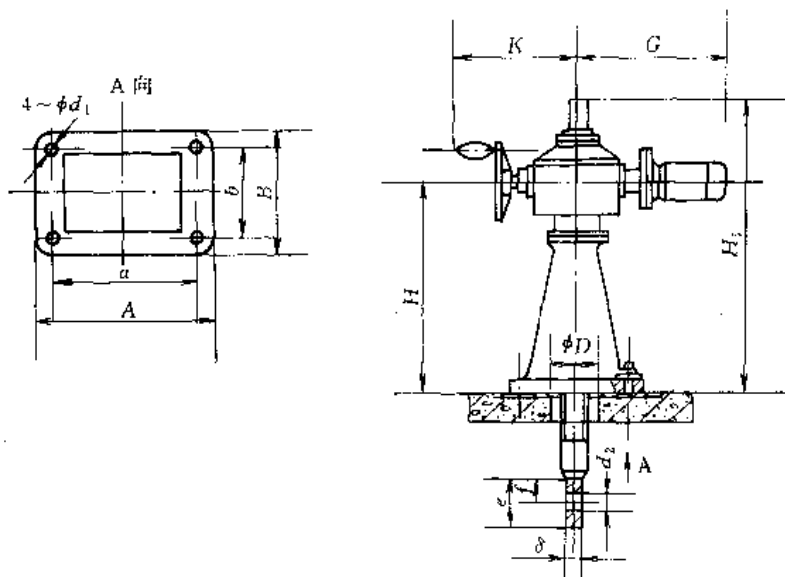


图 6.1.4 LQD 型电动启闭示意图

表 6.1.6 LQD 型电手动两用启闭机外形及安装尺寸表/mm

规格 (T)	输出转矩/ (kg·m)	电机 功率/ kW	启闭 速度/ (r/min)	H	H ₁	d	φd	d	φD	δ	K	G	a × b	A × B
1.0	12	0.6	0.39	900	1650	T44 × 8	20	φ24	150	25	420	520		
2.0	22 ~ 30	1.1	0.39	900	1650	T48 × 8	20	φ28	150	25	420	520	220 × 220	270 × 270
3.0	22 ~ 30	1.1	0.39	900	1650	T55 × 8	20	φ30	150	34	420	520	220 × 220	270 × 270
4.0	22 ~ 30	1.5	0.39	900	1650	T55 × 8	20	φ30	150	34	420	520	280 × 280	340 × 340
5.0	45 ~ 81	2.2	0.39	900	1650	T60 × 8	20	φ32	150	40	420	520	280 × 280	340 × 340
6.0	45 ~ 81	3.0	0.39	1000	1650	T60 × 8	26	φ32	200	40	440	640	280 × 280	340 × 340
8.0	45 ~ 81	4.0	0.39	1000	2400	T70 × 10	26	φ35	200	40	440	640	280 × 280	340 × 340
10	112 ~ 152	5.5	0.48	1000	2400	T75 × 12	26	φ38	200	40	440	640	280 × 280	340 × 340
12	112 ~ 152	7.5	0.58	1000	2400	T85 × 12	26	φ40	200	40	440	640	520 × 380	590 × 430
15	228 ~ 365	7.5	0.39	1000	2435	T95 × 12	26	φ42	200	40	440	640	520 × 380	590 × 430
20	228 ~ 365	10	0.39	1000	2435	T110 × 12	30	φ45	220	45	440	640	520 × 380	670 × 480
25	228 ~ 365	10	0.39	1000	2435	T120 × 12	30	φ48	220	45	440	640	600 × 430	670 × 480
30	228 ~ 365	12	0.39	1000	2435	T130 × 12	30	φ50	220	45	440	640	600 × 430	670 × 480

6.1.2 阀门

阀门安装在封闭的管道之间,用以控制流量或完全截断介质的流动。

按介质的种类来分,有清水阀、污水阀、污泥阀、加药阀、低压阀、高压气体阀、油阀、可燃气体阀等。按功能分,有截止阀、流量控制阀、止回阀、安全阀等。按结构分,有蝶阀、旋塞阀、闸阀、角阀、球阀等。按启闭机构分有手动阀、电磁阀或液压驱动阀门。

阀门的最基本参数有直径和压力。一般公称通径 DN10 ~ 2000mm,公称压力 PN0.1 ~ 20MPa。

各类阀门型号含义规定如下。

(1) 闸阀 闸阀的流通介质可以是清水、污水、污泥、浮渣,也可以是油或气。其 DN15 ~ 3000mm, PN0.1 ~ 16MPa。特点是当闸阀全开时通道完全无阻碍,不会发生缠绕,故特别适用于在含大量杂质的污水、污泥管道中使用,缺点是密封面太长,易于外泄漏,运动阻力大,体积较大等。

闸阀由阀体、闸板、密封件和启闭装置组成。闸板启闭方式为往复平动,为了防止泄漏,闸板的两个平面及两个侧面都必须与阀体形成良好的密封,因此阀体与闸板接触的一个狭长的缝隙要镶以用青铜、橡胶或尼龙制的密封件。为了排除在闸板的插缝中淤积的杂质,闸阀下部的弧形面大都做成楔形或疏齿形。闸阀的启闭装置与闸门相似。

内螺纹连接闸阀的适用范围见表 6.1.7。

表 6.1.7 内螺纹连接闸阀的适用范围

阀门名称	公称压力 PN/MPa	公称通径 DN/mm	工作温度 t/℃	介 质
铁制闸阀	≤1.0	≤65	≤200	水、蒸汽及非腐蚀性气、液体
铜制闸阀	≤1.6	≤100	≤200	水、蒸汽及非腐蚀性气、液体

内螺纹连接铁制、铜制闸阀的基本尺寸见表 6.1.8。

表 6.1.8 内螺纹连接铁制闸阀基本尺寸

管螺纹	结 构 长 度 L/mm				管螺纹	结 构 长 度 L/mm			
DN/mm	铁制闸阀	1MPa 浇 铸铜闸阀	1MPa 压 铸铜闸阀	1.6MPa 铜闸阀	DN/mm	铁制闸阀	1MPa 浇 铸铜闸阀	1MPa 压 铸铜闸阀	1.6MPa 铜闸阀
15	60	50	42	50	50	110	95	70	94
20	65	60	45	58	60	120	—	—	—
25	75	65	52	65	65	—	115	82	105
32	85	75	55	72	80	—	130	90	118
40	95	85	60	80	100	—	145	110	—

注:常用型号 Z15T-10、Z15T-10K、Z15W-10T。

金属闸阀的结构长度见表 6.1.9。

(2) 蝶阀 蝶阀流通介质有污水、清水、活性污泥、曝气用低压气体等。其 DN40~2000mm, PN0.25~2.5MPa。蝶阀由阀体、内衬、蝶板及启闭机构几部分组成。阀体一般由铸铁制成,特殊的也有用不锈钢及工程塑料等制作,它与管道的连接方式大部分为法兰。用内衬使阀体与蝶板密封,避免介质与阀体的接触以及法兰盘密封。内衬多使用橡胶或尼龙材料制成。不锈钢蝶阀不使用内衬。蝶板材料有经防腐处理的钢材、不锈钢或铝合金。蝶板运动方式为转动,最大的转动角度为 90°。蝶板的中心轴固定在阀体上下的两个滑动轴承上。启闭机构分手动及电动两种。小型蝶阀可直接用手柄转动,大阀要借蜗杆蜗轮减速增力,通径 >500mm 的蝶阀除了使用蜗轮减速外还要增加齿轮减速和螺旋减速才能使蝶板转动。电动蝶阀的启闭机构有驱动电机、减速机构、开度指示器和电器保护系统。启闭机构与阀体之间用盘根或橡胶油封等密封,以防止介质泄漏。

蝶阀的优点是与其通径相比体积较小,成本低,密封性好。缺点是阀门开启后,蝶板仍横在流通管道的中心,会对介质的流动产生阻力,介质中的杂质会在蝶板上造成缠绕。因此在浮渣管道中应避免使用蝶阀。另外在蝶阀闭合时,如蝶板附近有较多泥砂淤积,泥砂会阻碍蝶板再次开启。

蝶阀的结构长度见表 6.1.10。

(3) 球阀 球阀的特点是阀芯为一球形,中间有一与其通径相同的通孔,阀门的启闭方式与蝶阀一样为发芯转动。当通孔的轴向位置与介质流动的方向平行时,阀门为全开,垂直时,阀门全闭合。因此在介质流通的管道中无任何障碍,即使在关闭时有泥砂淤积也不会阻碍重新开启。球阀的密封性好,动作灵活,适应介质广泛。其 DN10~500mm, PN1.6~10MPa,一些球阀可以承受 20MPa 的压力。缺点是与前述两种阀门相比,相同通径的球阀的体积、重量要大得多,成本也要高一些。

内螺纹连接球阀的适用范围见表 6.1.11。

内螺纹连接铁制、铜制球阀的基本尺寸见表 6.1.12。

法兰和对焊连接金属球阀的结构长度分别见表 6.1.13 和表 6.1.14。

表 6.1.9 法兰连接闸阀结构长度 L/mm

公称通径 DN	公 称 压 力/MPa						
	$PN1.0, 1.6$ ($PN2.0, 2.5$)	$PN2.5, 4$ ($PN5$)	仅适用于 $PN2.5$	($PN4$)	($PN10$)	$PN6.4, 10$	$PN16$
	短	长					
10	102	—		—	—		—
15	108	140		140	165		170
20	117	152	—	152	190		190
25	127	165		165	216		210
32	140	178		178	229		230
40	165	240	240	190	241		260
50	178	250	250	216	292	250	300
65	190	270	270	241	330	280	340
80	203	280	280	283	356	310	390
100	229	300	300	305	432	350	450
125	254	325	325	381	508	400	525
150	267	350	350	403	559	450	600
200	292	400	400	419	660	550	750
250	330	450	450	457	787	650	
300	356	500	500	502	838	750	
350	381	550	550	572	889	850	
400	406	600	600	610	991	950	
450	432	650	650	660	1092	1050	
500	457	700	700	711	1194	1150	
600	508	800	800	787	1397	1350	
700	610	900				1450	
800	660	1000				1650	
900	711	1100					
1000	811	1200					

注：1. 表中黑体字表示的尺寸为优先选用；

2. 常用型号 Z40H-16C、CZ40H-16C、Z40H-25、Z41T-10、Z41H-16Q、Z41H-16C、Z41H-25Q、Z44T-10、Z44H-16、Z45T-2.5、Z45T-10 等。

(4) 锥形泥阀 锥形泥阀多用于沉淀池或曝气池底的排空，在静压式的吸泥机上锥形泥阀则用于控制活性污泥的流量。当阀板上受水压时，开启操作力大；当阀板下受水压时，闭合操作力大。锥形泥阀的启闭方式为上下平动，阀板与螺杆相连接，一般采用明杆螺旋、电动或手动启闭。

锥形泥阀的阀板与阀体密封处，镶嵌了青铜或橡胶。在密封要求不高或只需调节流量、不需完全关闭的部位（如吸泥机上），广泛使用无镶嵌的锥阀。锥形法的工作特点是，当开度（指提升高度与通径之比）为 0.2 时，其流量变化最大。0.2 开度时流量为全开时的 80%，0.3 开度时则基本上与全开一样，因此大部分锥

阀最大开度为 0.3~0.4。

表 6.1.10 双法兰连接蝶阀结构长度 L/mm

公称 口径 DN	公 称 压 力 /MPa					公称 口径 DN	公 称 压 力 /MPa				
	PN≤1.6 (PN2.0/ 2.5)	PN≤2.5 (PN2.0/ 2.5)	PN≤1.6(PN2.0/2.5)				PN≤1.6 (PN2.0/ 2.5)	PN≤2.5 (PN2.0/ 2.5)	PN≤1.6(PN2.0/2.5)		
	双法兰连接蝶阀		对夹式蝶阀				双法兰连接蝶阀		对夹式蝶阀		
	短	长	短	中	长		短	长	短	中	长
40	106	140				600	267	390	154	154	178
50	108	150				700	292	430	165		229
65	112	170				800	318	470	190		241
80	114	180				900	330	510	203		241
100	127	190	52	56	64	1000	410	550	216		300
125	140	200	56	64	70	1200	470	630	254		360
150	140	210	56	70	76	1400	530	710			390
200	152	230	60	71	89	1600	600	790			440
250	165	250	68	76	114	1800	670	870			490
300	178	270	78	83	114	2000	760	950			540
350	190	290	78	92	127	2200	—	1000			
400	216	310	102	102	140	2400	—	1100			
450	222	330	114	114	152	2600	—	1200			
500	229	350	127	127	152	2800	—	1300			
						3000	—	1400			

注：1. 表中黑体字为优先尺寸；

2. 常用型号有 D71J-10、D71JN-10、D40X-0.5、D371J-10、D3A41X-2.5、4、6、10、XD3A41X-10、D3T41X-6、10、D941X-2.5、4、6、10、XD941X-10 等。

表 6.1.11 内螺纹连接球阀的适用范围

阀门名称	公称压力 PN/MPa	公称口径 DN/mm	工作温度 $t/^\circ\text{C}$	介 质
铁制球阀	≤ 1.6	≤ 50	≤ 150	水、蒸汽及非腐蚀性气、液体
铜制球阀	≤ 1.6	≤ 50	≤ 150	水、蒸汽及非腐蚀性气、液体

表 6.1.12 内螺纹连接铁制球阀基本尺寸

管螺纹	结构长度 L/mm				管螺纹	结构长度 L/mm			
DN/mm	1MPa 铜制球阀	1.6MPa 铜制球阀	铁制球阀		DN/mm	1MPa 铜制球阀	1.6MPa 铜制球阀	铁制球阀	
6	46	48			25	76	86	90	115
10	48	56			32	85	100	104	130
15	58	68	68	90	40	95	106	128	150
20	65	78	74	100	50	106	130	136	180

注：常用型号 Q11F-6T、Q11F-16。

表 6.1.13 法兰连接球阀和旋塞阀结构长度 L/mm

公称通径 DN	公 称 压 力/MPa					
	$PN1.0/1.6$ ($PN2.0/2.5$)			$PN2.5/4.0$ ($PN4.0/5.0$)		($PN10.0$)
	短	中	长	短	长	
10	102	130	130	—	130	—
15	108	130	130	140	130	165
20	117	130	150	152	150	190
25	127	140	160	165	160	216
32	140	165	180	178	180	229
40	165	165	200	190	200	241
50	178	203	230	216	230	292
65	190	222	290	241	290	330
80	203	241	310	283	310	356
100	229	305	350	305	350	432
125	254	356	400	381	400	508
150	267	394	480	403	480	559
200	292	457	600	419 (502)	600	660
250	330	533	730	457 (568)	730	787
300	356	610	850	502 (648)	850	838
350	381	686	980	762	980	889
400	406	762	1100	838	1100	991
450	432	864	1200	914	1200	1092
500	457	914	1250	991	1250	1194
600	508	1067	1450	1143	1450	1397
700	—	—	—	—	—	1700

注：1. 不适用于公称通径大于 40mm 以上的上装式全通径球阀以及公称通径大于 300mm 的旋塞阀和全通径球阀；

2. 表中黑体字为优先尺寸；

3. 常用型号有 Q41F-6C、Q41F-6CS、Q41F-16、Q44F-16Q、Q45F-16QT、Q941F-16、Q947F-16C、Q947F-25。

表 6.1.14 对焊连接球阀的结构长度 L/mm

公称通径 DN	公 称 压 力 /MPa											
	$PN1.6$						$PN2.5/4.0/6.4$				$PN10$	
	短		中		长		短		长			
	尺寸	偏差	尺寸	偏差	尺寸	偏差	尺寸	偏差	尺寸	偏差	尺寸	偏差
50	—	—	216	± 2	230	± 2	216	± 2	230	± 2	292	± 3
65	—	—	273	± 3	290	± 3	241	± 3	290	± 3	330	
80	—	—	310		310		283		310		356	
100	—	—	350		350		305		350		432	
125	—	—	400	± 4	400	± 4	381	± 3	400	± 4	508	± 4
150	403	± 3	457		480		403		480		559	
200	419		521		600	± 4	419		600	± 4	600	
250	457		559		730		457		730		787	
300	502	± 4	635	± 5	850	± 5	502	± 4	850	± 5	838	± 5
350	572		762		980		762		980		889	
400	610		838		1100		838		1100		991	

注：1. $PN1.6$ 短系列的结构长度仅适用于缩径球阀；

2. 长系列结构长度为优先选用的尺寸。

手动锥形泥阀的操作和维护都非常简单。应注意的是阀板与阀杆之间的铰链应保持转动灵活,以保证在关死瞬间密封处不致于受较大的摩擦,电动锥形阀应注意调节好行程开关及扭矩开关,以保证在关闭阀门时既要有良好的密封扭矩,又不致施压太大而损坏阀板、阀杆及密封。锥形泥阀成本较低,不易堵塞,堵塞区也易于疏通,维修也比较方便。但作为放空阀,如果水深超过3m,则因接杆太长,导向困难而不宜使用。

(5) 止回阀 为防止流体倒流,在水泵和鼓风机的出口需安装止回阀(单向阀),止回阀由一个阀体和一个装有弹簧的活瓣门组成。当介质正向流动时,活瓣门在介质的冲击下全部打开,管道畅通无阻;当介质倒流时,活瓣门在介质的反向压力下关闭,以阻止倒流的继续。止回阀的品种和规格很多,根据介质、流量或压力、管径、截断逆流所需的时间不同来选用。

内螺纹连接止回阀的适用范围见表6.1.15。

表 6.1.15 内螺纹连接止回阀的适用范围

阀门名称	公称压力 PN/MPa	公称口径 DN/mm	工作温度 $t/^{\circ}\text{C}$	介 质	标准代号
铁制止回阀	≤ 1.6	≤ 60	≤ 200	水、蒸汽及非腐蚀性气、液体	GB 8465.4—87
铜制止回阀	≤ 1.6	≤ 50	≤ 200	水、蒸汽及非腐蚀性气、液体	GB 8465.3—87

内螺纹连接止回阀的结构长度见表6.1.16。

表 6.1.16 内螺纹连接止回阀的结构长度 L/mm

管螺纹	铁制止回阀		1MPa 铜 制止回阀	1.6MPa 铜 制止回阀	管螺纹	铁制止回阀		1MPa 铜 制止回阀	1.6MPa 铜 制止回阀
DN/mm	A	B			DN/mm	A	B		
15	65	90	50	60	32	105	140	84	94
20	75	100	60	74	40	120	170	94	114
25	90	120	74	84	50	140	200	114	130

注: 1. A 为铁制优选系列;

2. 常用型号 H11T-16、H11T-16K、H14T-40。

法兰连接金属止回阀和截止阀的结构长度见表6.1.17和表6.1.18。

表 6.1.17 截止阀及止回阀(直通型)结构长度 L/mm

公称口径 DN	公 称 压 力 /MPa					
	PN1.0/1.6 (PN2.0/2.5)		PN2.5/4.0 (PN4.0/5.0)		(PN10.0)	
	短	长	短	长	短	长
10	—	130	—	130	—	210
15	108	130	152	130	165	
20	117	150	178	150	190	230
25	127	160	216	160	216	
32	140	180	229	180	229	260
40	165	200	241	200	241	
50	203	230	267	230	292	300
65	216	290	292	290	350	340
80	241	310	318	310	356	380
100	292	350	365	350	432	430
125	330	400	400	400	508	500

续表

公称通径 DN	公 称 压 力 /MPa					
	PN1.0/1.6 (PN2.0/2.5)		PN2.5/4.0 (PN4.0/5.0)		(PN10.0)	
	短	长	短	长	短	长
150	356	480	444	480	559	550
200	495	600	533	600	660	650
250	622	730	622	730	787	775
300	698	850	711	850	838	900
350	787	980	838	980	889	1025
400	914	1100	864 ^①	1100	991	1150
450	978	1200	978	1200	1092	1275
500	978	1250	1016	1250	1194	1400
600	1295	1450	1346	1450	1397	1650
700	1448(900) ^②	1650	1499	1650	1651	—
800	(1000) ^②	1850	—	1850	—	
900	1956(1100) ^②	2050	2083	2050	—	
1000	(1200) ^②	2250	—	2250	—	

① 仅用于旋启式止回阀, 黑体字表示优先尺寸;

② 仅用于多瓣旋启式止回阀 H45X-2.5、6、10、H45T-10。

表 6.1.18 角式截止阀及角式升降止回阀结构长度 L/mm

公称 通径 DN	公称压力/MPa					公称 通径 DN	公称压力/MPa				
	PN1.0/1.6 (PN2.0/2.5)		PN2.5/4.0 (PN4.0/6.0)	(PN10.0)			PN1.0/1.6 (PN2.0/2.5)		PN2.5/4.0 (PN4.0/6.0)	(PN10.0)	
	短	长		短	长		短	长		短	长
10	—	85	85	—	105	100	146	175	175	216	215
15	57	90	90	83		125	178	200	200	254	250
20	64	95	95	95	115	150	203	225	225	279	275
25	70	100	100	108		200	248	275	275	330	325
32	76	105	105	114	130	250	311	325	325	394	—
40	82	115	115	121	130	300	350	375	375	419	
50	102	125	125	146	150	350	394	425	425		
65	108	145	145	165	170	400	457	475	475		
80	121	155	155	178	190	450	483	500	500		

注: 1. 黑体字表示优先尺寸;

2. 常用型号 H41T-16。

6.2 水 泵

在水处理厂,水泵类设备约占机械设备总价值的15%以上。按原理可分为叶片泵、容积泵及螺旋泵三大类。叶片泵利用叶轮的旋转运动来输送液体,包括离心泵、轴流泵、混流泵和旋流泵,用以输送清水、污水、渣浆等;容积泵利用构造室容积的周期变化来输送液体,主要有螺杆泵、隔膜泵及转子式容积泵等,主要用来输送药液、污泥、浮渣等。螺旋泵利用螺旋推进的原理来输送液体,主要用以输送活性污泥与污水。

6.2.1 离心泵

(1) 工作原理 离心泵是利用叶轮旋转使水产生离心力来工作的,水泵在启动前,必须把泵壳和吸水管都充满水,然后启动电机,使泵轴带动叶轮和水作高速旋转运动,水在离心力作用下甩向叶轮外缘,并汇集到泵壳内,经蜗形泵壳的流道而流入水泵的压水管路。与此同时,水泵叶轮中心处由于水被甩出而形成真空,吸水池中的水便在大气压力作用下,通过吸水管吸进叶轮。叶轮不停地旋转,水就不停地被甩出,又不断地被补充。这就形成了离心泵的连续输水。

(2) 构造 离心泵装置主要由电机、泵壳、泵轴、叶轮、吸水管和压水管等组成。叶轮是泵的核心部分,作用是将机械能传递给液体,使液体的动能和静压能增加。叶轮由盖板、叶片和轮毂等组成,叶片与盖板形成槽道,水自叶轮吸入口以轴向流入,然后通过槽道从切向甩出。一般来说,清水泵采用封闭式叶轮多槽道结构,可获得较高的机械效率。而污水泵为了防止杂物堵塞,往往采用封闭式单槽道或双槽道结构,大型泵也有使用四槽道以上结构的,宽大的槽道可通过大块的杂物。砂泵则往往采用半开式及敞开式叶轮,以防止砂粒对叶轮磨损及堵塞。叶轮的材料必须有足够的机械强度和相当的耐磨耐腐蚀性能,出厂前必须做动平衡试验,以保证其在运行中平衡。

泵壳由泵盖和泵体组成。泵体包括泵的吸水口、蜗壳形流道和泵的出口。在进出水口的法兰上制有安装真空表和压力表的螺孔,蜗壳形流道沿流出的方向不断增大,它除了汇流作用外,还可以使其中水流速度基本不变,以减少由于流速变化而产生的能量损失。泵的出口连一段扩散形的锥形管,水流随着断面的增大,速度逐渐减小,压力逐渐增大,水的动能转化为压力能。另外在泵体顶部设有放气或加水的螺孔,以便在水泵启动前用来抽真空或灌水。在泵体底部设有放水螺孔,泵停止使用时,泵内的水由此放出,以防锈蚀和冬季冻裂。

泵轴材料要求有足够的强度与刚度,一般用经过热处理的优质钢制成,泵轴的直度要求非常高,任何微小的弯曲都可能造成叶轮的摆动,影响正常的运行。因此在拆修及吊运泵轴时,一定要小心,勿使其变形。泵轴一端用键、叶轮螺母和外舌止退圈固定叶轮,另一端装联轴器与电机或内燃机相连。为了防止填料与轴直接摩擦,有些离心泵的轴在与填料接触部位装有保护套,以便磨损后可以更换。

轴承用以支撑转动部分的重量以及承受运行时的轴向力及径向力。有的大型泵为了降低轴承温度,在轴承上安装了轴承降温水套,用循环的净水冷却轴承。

在转动的叶轮吸入口的外缘与固定的泵体内缘存在一个间隙,它是水泵内高低压的一个界面。如间隙过大,则泵体内高压水便会经过此间隙回漏到叶轮的吸水侧,从而降低水泵的效率。如果间隙过小,叶轮转动就会与泵体发生摩擦;特别是水中含有砂粒时更会加剧这种摩擦。为了保护叶轮和泵体,同时为了减少漏水损失,人们在叶轮的吸入口与泵体的同一部位分别装一用铸铁或黄铜等制的圆环,即密封环。

在轴穿出泵盖处,为了防止高压水通过转动间隙流出及空气流入泵内,必须设置轴封装置,填料函是国内水泵使用最广泛的一种轴封装置。常用填料有浸油石棉、石棉石墨、碳纤维及聚四氟乙烯,断面大部分为方形,它的作用是填充间隙进行密封,通常为4~6圈,填料的中部装有水封环,是一个中间凹外圈凸起的圆环,该环对准水封管,环上开有若干个小孔。当水泵运转时,泵内的高压水通过水封管进入水封环渗入填料进行水封,同时还起冷却及润滑泵轴的作用。填料压紧的程度用压盖上的螺丝来调节。如压得过紧,虽然减少泄漏,但填料与轴摩擦损失增加,消耗功率也大,甚至发生抱轴现象,使轴过快磨损。压得过松,则达不到密封效果。一般保持密封部位每分钟25~150滴水为宜。

(3) 性能参数 离心泵的性能参数有流量、扬程、功率、效率、转速、允许吸上真空高度或允许气蚀余量。这6个性能参数的关系,通常用性能曲线来表示,不同的水泵有不同的性能曲线。同一台泵在转速变化后,流量与转速成正比;扬程与转速的平方成正比;功率与转速的立方成正比。当转速不变,叶轮直径变化不大时,流量与直径成正比;扬程与直径的平方成正比;功率与直径的立方成正比。

常用离心泵参见5.3。

表 6.2.1 离心泵的主要故障原因及其排除故障

故 障	产 生 原 因	排 除 方 法
启动后水泵不出水或出水量少	1. 启动前没有引水或引水不足 2. 底阀堵塞或漏水 3. 吸水管路及填料函有漏气 4. 水泵转向不对 5. 水泵转速太低 6. 叶轮吸入口及流道堵塞 7. 叶轮及减漏环磨损 8. 吸水井水位下降, 水泵安装高度太大 9. 水面产生漩涡, 空气带入泵内 10. 吸水管路安装不当, 使空气积存 11. 水泵装置总扬程超过水泵扬程	1. 重新引水 2. 消除杂物或修理 3. 堵塞管路漏气, 适当压紧填料或疏通水封管 4. 对换一对接线, 改变转向 5. 检查电压是否太低 6. 揭开泵盖, 清除杂物 7. 更换磨损零件 8. 核算及调整泵安装高度 9. 加大吸水口淹没深度或采取防止措施 10. 改装吸水管路, 消除隆起部 11. 更换较高扬程水泵
水泵开启不动或启动后轴功率过大	1. 填料压得太紧, 泵轴弯曲, 轴承磨损 2. 多级泵中平衡孔堵塞或回水管堵塞 3. 联轴器间隙太小, 运行中二轴相顶 4. 电压太低 5. 实际液体的密度远大于设计液体的密度 6. 流量太大, 超过使用范围太多	1. 松一下压盖, 矫直泵轴, 更换轴承 2. 清除杂物, 疏通回水管路 3. 调整联轴器间隙 4. 检查电路, 及时与电力部门联系 5. 更换电动机, 提高功率 6. 关小出水闸阀
水泵机座振动或者噪声	1. 地脚螺栓松动或没填实 2. 基础松软 3. 安装不良, 联轴器不同心或泵轴弯曲 4. 水泵发生汽蚀 5. 轴承损坏或润滑不良 6. 叶轮损坏或不平衡 7. 泵内有严重摩擦	1. 拧紧并填实地脚螺栓 2. 加固基础 3. 检查、调整同心度, 矫直或换轴 4. 降低安装高度, 减少水头损失 5. 更换或修理轴承, 或加注润滑油 6. 修理或更换叶轮, 或对叶轮进行静平衡试验 7. 检查摩擦部位
轴承发热	1. 轴承损坏 2. 轴承润滑不良 (润滑油加得太多或太少) 3. 油质不良, 不干净 4. 轴弯曲或联轴器没找正好 5. 叶轮轴向力平衡孔堵塞, 使泵轴向力不能平衡 6. 多级泵平衡轴向力装置失去作用 7. 滑动轴承的油环不起作用	1. 更换轴承 2. 按规定加油 3. 更换合格润滑油 4. 矫直或更换泵轴、找正联轴器 5. 消除平衡孔上堵塞的杂物 6. 检查平衡轴向力装置 7. 放正油环位置或更换油环
电动机过载	1. 转速高于额定转速 2. 水泵流量过大、扬程低 3. 电动机或水泵发生机械损坏	1. 检查电路及电动机 2. 关小闸阀 3. 检查电动机及水泵
填料函发热, 漏水过少或漏水过多	1. 填料压得太紧 2. 填料函装的位置不对 3. 水封管堵塞 4. 填料函与泵轴不同心 5. 填料质量太差, 劣质填料损坏轴套 6. 填料磨损过大或者轴套磨损	1. 调整松紧度, 使滴水呈滴状连续渗出 2. 调整水封环位置, 使它正好对准水封管口 3. 疏通水封管 4. 检修、改正不同心地方 5. 购买正规厂家, 正规商店或有正式产品合格证的产品 6. 更换填料或轴套
泵轴被卡泵转不动	1. 叶轮和密封环间隙太小或不均匀 2. 叶轮和密封环的间隙被铁丝、铁片或泥沙卡住 3. 泵轴弯曲 4. 长期不用的水泵, 泵轴被锈住 5. 轴承破坏进而被破坏的碎片卡住	1. 更换或修理密封环 2. 清除杂物并修理密封环 3. 校正泵轴 4. 除锈加油 5. 更换轴承

(4) 运行管理和维护 水泵启动前应对机组作全面检查,灌水或引水。离心泵一般采用闭阀启动,即关闭出水阀,启动水泵,待压力表上读数升至0流量时的空转扬程,再逐渐打开出水管闸阀,闭阀时间一般 $<2\sim 3\text{min}$ 。运行时应注意机组的响声和振动,检查温度和油量,记录仪表读数。停车时,先慢关出水阀,再停泵。

离心泵常见故障及排除方法详见表6.2.1。

6.2.2 潜水式离心泵

在离心泵中,潜水式水泵占有重要地位。目前国外生产的潜污泵电机的最大功率达400kW,最大流量达 $2.4\text{m}^3/\text{s}$ 。中小型潜水泵在水处理厂使用广泛。在设备及构筑物维修时用于排除池及管渠中的积水与污泥,在遇到暴雨、潮汐等灾害性天气时,用于紧急排除低洼地、管廊及地下构筑物的积水。另外,一些中小型潜污泵还安装于泵吸式吸泥机上,用于吸取池底的活性污泥,安装于刮泥机上,用于冲洗浮渣槽及浮渣管中的积渣。潜水式砂泵主要使用在污水厂的除砂工序中,如桁车泵吸式除砂机一般就是使用潜水式砂泵来吸取曝气沉砂池底部的沉砂。

离心式潜水泵的构造原理、特性曲线与前述离心泵基本相同。与一般离心泵相比,潜水泵的特点是全泵潜入水下工作,泵结构紧凑、体积小,不需要牢固的基座,不需要庞大的泵房及辅助设备,不需要吸水管及吸水阀门,因此可以在很大程度上节约构筑物及辅助设备的费用。由于全泵潜入水中,不存在最大允许吸上真空高度问题,也不会发生气蚀现象。大部分潜水泵维修时可将其整体从水中吊出,而不需要排空集水井,因此其检修比一般离心泵方便。潜水泵的缺点是,对电机的密封要求非常严格,如果密封质量不好,或使用管理不善,会因漏入水而烧坏电机。

北京市杂质泵厂生产的QWS系列潜水排污电泵性能见表6.2.2。

表 6.2.2 QWS 潜水排污电泵性能参数表

序号	泵 型 号	排出口径/ mm	流量/ (m^3/h)	扬程/m	转速/ (r/min)	功率/ kW	效率/ %	重量/ kg
1	50QWS18-15-1.5	50	18	15	2840	1.5	62.5	60
2	50QWS25-10-1.5	50	25	10	2840	1.5	66	60
3	50QWS15-22-2.2	50	15	22	2840	2.2	58.4	70
4	50QWS42-9-2.2	50	42	9	2840	2.2	74.8	70
5	50QWS25-12.5-3	50	25	12.5	1450	3	45	80
6	100QWS70-7-3	100	70	7	1430	3	71.5	100
7	50QWS24-20-4	50	24	20	1440	4	50	130
8	65QWS50-10-4	65	50	10	1430	4	59	110
9	65QWS40-14-4	65	40	14	1440	4	50	130
10	100QWS100-7-4	100	100	7	1440	4	73	130
11	100QWS70-10-4	100	70	10	1440	4	74.4	130
12	50QWS25-30-5.5	50	25	30	1440	5.5	54.2	180
13	100QWS30-22-5.5	100	30	22	1440	5.5	55	180
14	100QWS120-10-7.5	100	120	10	1440	7.5	60	180
15	150QWS140-7-5.5	150	140	7	1440	5.5	79.1	180
16	80QWS70-13-7.5	80	70	13	1440	7.5	51.7	180
17	80QWS70-15-7.5	80	70	15	1440	7.5	51.7	180
18	50QWS40-30-7.5	50	40	30	1440	7.5	57	180
19	100QWS50-22-7.5	100	50	22	1440	7.5	62.5	180
20	150QWS145-10-7.5	150	145	10	1440	7.5	78.2	190
21	150QWS210-7-7.5	150	210	7	1440	7.5	76	190
22	100QWS50-35-11	100	50	35	1460	11	62.1	200

续表

序号	泵 型 号	排出口径/ mm	流量/ (m ³ /h)	扬程/m	转速/ (r/min)	功率/ kW	效率/ %	重量/ kg
23	100QWS70-22-11	100	70	22	1460	11	57	200
24	150QWS110-15-11	150	110	15	1460	11	73	200
25	200QWS300-7-11	200	300	7	1460	11	77	200
26	100QWS87-28-15	100	87	28	1460	15	69.1	250
27	100QWS100-22-15	100	100	22	1460	15	72.2	250
28	150QWS150-15-15	150	150	15	1460	15	73.4	250
29	150QWS140-18-15	150	140	18	1460	15	73	250
30	150QWS200-10-15	150	200	10	1460	15	65	300
31	200QWS400-7-15	200	400	7	1460	15	74	300
32	200QWS250-15-18.5	200	250	15	1470	18.5	77.2	360
33	200QWS300-10-18.5	200	300	10	1470	18.5	65	360
34	150QWS70-40-18.5	150	70	40	1470	18.5	54.2	360
35	150QWS130-30-22	150	130	30	1470	22	66.8	820
36	150QWS150-22-22	150	150	22	1470	22	69	820
37	200QWS400-10-22	200	400	10	1470	22	70	830
38	250QWS600-7-22	250	600	7	1470	22	70	860
39	150QWS100-40-30	150	100	40	1470	30	60.1	820
40	150QWS250-22-30	150	250	22	1470	30	73.5	820
41	200QWS360-15-30	200	360	15	1470	30	77.9	820
42	150QWS140-41-37	150	140	41	1470	37	63.1	1050
43	150QWS200-30-37	150	200	30	1470	37	71	1000
44	200QWS350-20-37	200	350	20	1470	37	77.8	1100
45	250QWS700-11-37	250	700	11	1470	37	80	1150
46	300QWS900-8-37	300	900	8	1470	37	76	1150

注：潜水排污电泵的重量为参考数字。

6.2.3 轴流泵与混流泵

轴流泵与混流泵多用于大流量、低扬程的场合，如低扬程的污水泵站、活性污泥的回流等。

轴流泵的工作是以机翼的升力理论为基础的，其叶片与机翼具有相似形状的截面。叶片在水中旋转时，使液体围绕泵轴作螺旋状上升，在导叶的作用下将水流转为轴向流动。轴流泵一般为立式安装，少数为倾斜安装或卧式安装，一些小型移动式轴流泵为随机安装，也有潜水式轴流泵。

混流泵介于离心泵与轴流泵之间，靠叶轮旋转而使水产生离心力和叶片对水的推力双重作用而工作。混流泵按其结构分为蜗壳式和导叶式两种，一般中小型多为蜗壳式，大型泵为蜗壳式和导叶式。安装形式有立式、卧式和潜水式。混流泵的特点是流量比离心泵大，较轴流泵小；扬程较离心泵低，较轴流泵高。在混流泵的性能曲线上，高效范围宽广，气蚀性能适应水位的变化。

轴流泵和导叶式混流泵的外壳看起来就像一根水管，其直径与吸水口直径差不多。蜗壳式混流泵的泵壳与单吸离心泵的蜗壳相似。中小型泵的壳体多用铸铁制造，大型壳体用钢板制造。

立式轴流泵与混流泵的吸水室为喇叭管，其作用是减小进口水头损失。喇叭管多用铸铁制造，其进口部分呈圆弧形，进口直径约为叶轮直径的1.5倍。

叶轮通常由叶片、轮毂、导水锥等组成,一般用优质铸铁、合金铸铁制成,也有用青铜或黄铜等制成。叶片一般为2~6片,叶片的安装角度有的是固定的,有的可调,在调节角度后,其性能曲线也要随之改变。对于蜗壳式混流泵的叶轮,有封闭式(低速比叶轮)与半开放式(高速比叶轮)之分。

导叶固定于叶轮上方的导叶管中,主要作用是将从叶轮流出的水流的旋转运动转变为轴向运动(轴流泵)或倾斜运动(混流泵)。一般轴流泵有6~12片导叶。

泵轴一般采用优质碳素钢或合金钢制成,它的一端通过联轴器与电机或减速机相连。中小型轴流泵与混流泵的轴是实心的;大型轴流泵的轴是空心的,轴孔内安装润滑油管和叶片角度调节杆。

轴流泵与混流泵的轴承按功能分为二种:一种是导轴承,它用来承受转动部件的径向力,起径向定位作用,常用的结构有水润滑橡胶导轴承与油润滑轴承两种;另一种是推力轴承,主要安装在立式轴流泵与混流泵中,是用来承受水流作用在叶片上的方向向下的轴向推力和转动部件的重量。推力轴承一般使用脂润滑的滚动轴承。

在泵轴穿出水弯管的地方,装有填料密封装置。其构造与离心泵的填料函相同,是由填料盒、填料及压盖等零件组成。潜水式轴流泵与潜水式混流泵则使用机械密封来防止电机进水,其结构与潜水离心泵的机械密封相同,每一个牌号都有自己独特的密封方式。

由于潜水式轴流泵与潜水式混流泵的电机室装在管道内,工作时大量的水流从电机室流过,因此其电机的冷却要比离心式潜水泵方便得多。

轴流泵、混流泵的性能曲线也与离心泵相似或相同。一旦转速确定,每一台泵都有自己的 $H-Q$ 、 $N-Q$ 和 $\eta-Q$ 曲线等。可以查阅所使用水泵的样本,再根据管道系统的性能,通过改变叶片角度等措施,使泵尽量工作在最佳工作点上。

6.2.4 螺杆泵

螺杆泵分单螺杆、双螺杆及三螺杆泵,污水处理厂的污泥输送主要使用单螺杆泵。

单螺杆泵又称莫诺泵,它是一种有独特构造方式的容积泵,主要由驱动电机及减速机、连轴杆及连杆箱、定子及转子等部分组成。螺杆泵的转子是一根具有大导程的螺杆,根据所输送介质的不同,转子由高强度合金钢、不锈钢等制成。为了抵抗介质对转子表面的磨损,转子的表面都经过硬化处理,或镀一层抗腐蚀、高硬度的铬层。转子表面的光洁度非常高,这样才能保证转子在定子中转动自如,并减少对定子橡胶的磨损。转子在其吸入端通过联轴器等方式与连轴杆连接,在其排出端则是自由状态。在污水处理厂,螺杆泵主要输送生污泥、消化污泥以及浮渣、混凝剂溶液(如石灰乳)等。定子的外壳一般用钢管制成,两端有法兰与连杆箱及排出管相连接,钢管内是一个具有双头螺线的弹性衬套,用橡胶或合成橡胶等材料制成。

工作时转子由电机驱动,在定子内作行星转动,相互配合的转子和定子的弹性衬套形成了几个互不相通的密封空腔。由于转子的转动,密封空腔沿轴向由泵的吸入端向排出端方向运动,介质在空腔内连续地由吸入端输向排出端。

由于转子在作行星转动时有较大的摆动,与之连接的连轴杆也必须随之摆动。目前常用的有两种连杆:一种是使用特殊的高弹性高强度材料制成的挠性连轴杆,它的两端与减速机输出轴和转子之间用法兰作刚性连接,靠连轴杆本身的挠曲性去驱动转子转动并随转子摆动。为了防止介质中的砂粒对挠性轴的磨损和介质对轴的腐蚀,在轴的外部包裹有橡胶及塑料护管。这种挠性轴价格昂贵。另一种是在连轴杆的两端,在与转子的连接处和减速机输出轴的连接处各安装一个万向联轴节,可以在驱动转子转动的同时适应转子的摆动。为了保护联轴节不受泥砂的磨损,每一个联轴节上都有专用的橡胶护套。有些螺杆泵为了输送一些自吸性差的物质(如浮渣)时,在吸入腔内的连轴杆上还设置了螺旋输送装置。

在污水处理厂用于输送污泥与浮渣的螺杆泵,其转速在150~400r/min,因此必须设置减速装置。减速机采用一级至两级齿轮减速,一些需要调节转速的螺杆泵还在减速机上安装了变速装置。减速机使用重载齿轮油来润滑。为了防止连轴杆的摆动对减速机的影响,在减速机与连轴杆之间还设置了一个轴承座,用以承受摆动所造成的交变径向力。

螺杆泵的吸入室与轴承座之间是关键的密封部位,一般有三种密封方式。①填料密封,由填料盒、填料及压盖等构成,利用介质中的水作为密封、润滑及冷却液体。填料密封与前述离心泵相类似。②带轴封液的填料密封,在数圈填料中加进一个带有很多水孔的填料环,用清水式缓冲液提供密封压力、润滑和防止介质中的有害物质及空气对填料及轴径的侵害,这种方式操作较为复杂,但能大大提高填料的寿命。③机械密封,形式很多,如单端面及双端面的,密封效果较好,无滴漏或很少滴漏,但有时要加接循环冷却水系统。

螺杆泵的转子每转一周,密封的空腔移动的距离称为导程。如果螺杆泵的转子和定子有两个导程长度,称这个螺杆泵为两级螺杆泵。螺杆泵的工作压力与级数有关,与转速无关。通常每一级的工作压力允许为 $0.3 \sim 0.6 \text{ MPa}$ 。螺杆泵的扬程是由其工作压力、介质的粘度、管道的直径与长度等诸因素综合决定的。对于相同的介质,泵的级数越多,其工作压力越大。当转子及定子经过一段时间的磨损,其间隙变大后,它的扬程也会受到一定的影响。

由于转子与定子之间的空间是一个不变量,所以在转速一定时,其流量也是一个定数,它不随扬程的变化而变化。通过改变转速可以控制流量。利用多速异步电机、直流变速电机或有级和无级变速箱可以改变转速。

由于螺杆泵的定子和转子之间接触形成的螺旋形密封线将吸入腔(压力腔)完全分开,泵具有阀门的阻隔作用,可以实现液体、气体、固体的多相混合输送。因此泵开始启动时,可自动把管道及泵内空气排出,当空气排出后,对于密度在1左右的介质,它的吸程可达8.5m,这是一般离心泵难以达到的。螺杆泵也有气蚀现象,故在安装时应条件允许的情况下尽量减小吸上真空高度,以避免气蚀带来的不利影响。

为了防止大块的杂物进入螺杆泵而引发的各种故障,很多污水处理厂在螺杆泵前安装了管道破碎机,用以破碎进入管道的塑料包装物,卫生用品、棉丝制物等,它对于一些小石块甚至铁丝等也有一定的破碎作用。当发生阻塞时,破碎机会自动停机,然后自动反转以清理堵塞物,反转与正转交替进行,有些破碎机1min内可停机3次,停机后故障指示灯亮,待反转排除故障后再自动重新启动。在电器控制箱上有点反转按钮,手动反转可清理刀片上缠绕的阻塞物。注意观测刀片时严禁用工具或手接近正在旋转的刀片。

6.2.5 隔膜式容积泵

(1) 工作原理 在隔膜驱动装置的作用下,隔膜作往复运动,使泵的压力腔的容积呈周期性变化。当容积变大时,由于外界大气压的作用,出口单向阀关闭,进口单向阀开启,介质进入压力腔;当容积变小时,腔内压力变大,使进口单向阀关闭,出口单向阀开启,介质从出口被挤出。由于隔膜的密封作用,介质可无泄漏地被不断输送出去。隔膜式容积泵极适于输送有自吸性的粘稠介质,例如初沉池或浓缩池的污泥。

隔膜泵的流量也是呈周期性变化的,即随着隔膜的往复运动,介质被一股一股地挤出。平均流量决定于隔膜运动的频率及幅度,不随管网压力的变化而变化。因此隔膜泵可以当作计量泵使用,例如在污泥脱水工序,常常使用小型隔膜泵投加絮凝剂溶液。隔膜泵的输出压力与驱动装置的输出功率及隔膜的强度有关,一般不超过 0.5 MPa ,压力过大会使隔膜破裂。

(2) 构造 隔膜泵的主要部件有隔膜和单向阀。隔膜用弹性良好的材料制成,有一定强度和韧性,以保证在较高的压力下不致于破裂;经过上千万次动作而不会疲劳损坏。通常使用夹布氯丁橡胶隔膜及金属隔膜。前者成本低、弹性好、耐腐蚀性较好,但寿命低、易老化,有时会被介质中的尖锐杂质刺破;后者是由复合金属板制成,与介质接触的一面用不锈钢制成,另一面用高韧性材料制成。其外观为圆形,上有环状波纹。这种金属隔膜可耐受较高的压力,经数千万次往复运动而不致损坏,还可以耐受较高温度。

单向阀是维持隔膜泵正常运转的关键环节,分出口单向阀和进口单向阀两种,近年来球式单向阀使用较多。球阀一般由高分子材料制成,直径大于管口直径,当介质正向流动时,球脱离管口;当介质反向流动时球紧压在管口上截住介质流动。单向阀工作状态的好坏直接影响着隔膜泵的工作状态。

隔膜驱动装置主要有液压式、气动式与曲柄连杆式。液压式的工作原理是由齿轮油泵向液压油缸输出高压油,使油缸活塞作往复运动,用活塞杆推动隔膜运动。其优点是活塞的工作进程及频率可通过调整液压油的流量和换向阀来调整,进而控制泵的流量。

气动式是通过压缩机向气缸输出高压空气,使气缸作往复运动。其优点是气体可压缩,如输出管道万一发生堵塞,气缸内的气体可进一步被压缩,从而保证了隔膜的安全。

曲柄连杆式是由电机带动飞轮旋转,飞轮上装有曲柄,实现曲柄连杆的往复运动进而带动隔膜的运动。它可通过电机调速、皮带轮调速来改变隔膜的运动频率,达到调节流量的目的。优点是成本低,缺点是对管道压力突然增高或堵塞的适应能力差。

隔膜泵的优点是结构简单,成本低,管理方便,可输送粘稠的介质,无泄漏和滴漏,若介质中含有较多的砂粒,对泵的磨损也非常小。缺点是介质流动不均匀,单机流量较小,对于自吸性差的介质,如浮渣,输送效果差,甚至无法工作。

6.2.6 螺旋泵

螺旋泵放在倾斜的水槽中,使螺旋旋转的扬水机构,因为转速低,可靠性高,被广泛使用。污水处理厂

一般使用螺旋泵输送回流污泥和剩余污泥,中小型污水厂有时也采用螺旋泵提水。

(1) 原理 螺旋泵的提水原理与我国古代的龙骨水车十分相似。螺旋的下部浸入水中,由于螺旋轴对水面的倾角小于螺旋叶片的倾角,当螺旋低速旋转时,水就从叶片的U点进入叶片,在重力的作用下,随叶片下降到V点,由于转动时的惯性力,叶片将V点的水又提升到W点,而后在重力作用下,水又下降至下一级叶片的底部。如此不断循环,水沿螺旋轴一级一级地往上提,最后升到螺旋槽的最高点而出流。见图6.2.1。

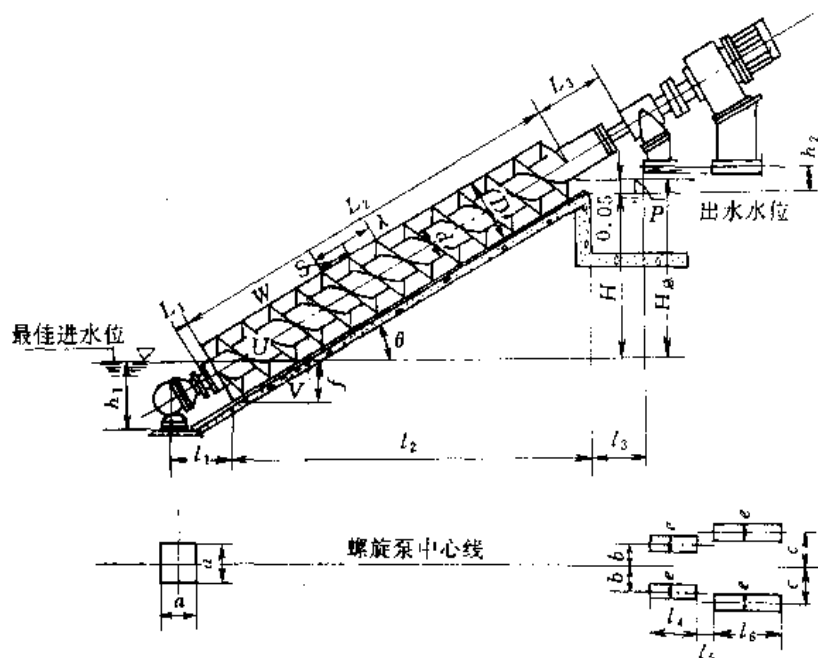


图 6.2.1 螺旋泵外形及安装尺寸

注: ① 出水口高度必须比需要提升高度 H 增加 0.05m ; ② 导程 $\lambda = D$ 、螺距 $S = \frac{\lambda}{2}$; ③ 提升高度从 1m 起每 0.25m 为级差增加; ④ $H_g = H + 0.05 + P$, $L_2 = (H_g + f - P) / \sin\theta$

(2) 构造 螺旋泵主要由五个部分组成:螺旋,下部轴承,上部轴承,驱动装置,混凝土槽(或者钢槽)。

螺旋是泵的主体,是在钢管(中心管)外焊钢叶片或不锈钢叶片制成的,钢管的直径为螺旋外径的 $1/2$ 左右,叶片的板厚为 $5 \sim 10\text{mm}$,有三头螺纹的,也有双头螺纹的。叶片转速 $30 \sim 120\text{r/min}$,与水泥槽形成一个不断上升的封水区,达到使水(或活性污泥)提升的目的。

下部轴承浸没于污水之中。轴承座是一个密封的壳体,内装一个径向滚珠轴承,这个轴承承担 $1/2$ 的径向载荷。壳体内充满润滑脂,上部有密封垫或者填料函,用以防止污水及泥砂的渗入。近年来,有些螺旋泵用机械密封的方式保护下部轴承。为了防止因螺旋长度方向热胀冷缩所造成的影响,轴承支架做成浮动式的,同时螺旋中心杆因自重及扬水重会产生挠曲,也会对下部轴承产生不良影响,因此下部轴承的工作条件是比较恶劣的。为保证其正常工作须经常加注润滑脂。润滑脂是通过油管加到下部轴承壳体內的。用油枪加注润滑脂时,会把受污染的原润滑脂挤出壳体。油管有的是通过空心轴通到上部轴承,从驱动部分加入的;也有的是直接从下轴承座引出露到水面之外。

上部轴承工作在水面之上,由壳体、径向滚珠轴承和止推轴承组成。同下部轴承一样,径向轴承也承担着 $1/2$ 的径向载荷,而止推轴承则要承担全部的轴向载荷。由于不接触污泥与污水,它的工作条件要好一些,可以直接从油杯向壳体内加注油脂。上部轴承在设计及安装中,同样也要考虑螺旋轴挠曲所造成的不利影响。

国产的螺旋泵广泛采用了摆线针轮行星减速机,驱动电机及其减速机必须倾斜安装。驱动装置与螺旋可通过联轴器或三角皮带连接。皮带连接的好处是,如出现卡死等现象皮带可打滑,保护了设备,还可通过移动皮带改变其转速;缺点是传递功率小。大中型泵一般采用弹性联轴器。

大型螺旋泵的泵槽多用混凝土制造，有些螺旋泵为了保护泵槽精度，防止水泥崩落造成的卡死甚至损坏螺旋的情况，还在泵槽的圆弧面上加一层玻璃纤维增强塑料；小型螺旋泵的泵槽多采用钢板或者不锈钢板卷焊而成。螺旋泵叶片与泵槽之间的间隙应在5~8mm之间，间隙过大则漏水增多，会影响螺旋泵的效率，如间隙过小会因轴挠曲或者偏移而发生叶片与泵槽干涉的情况。运行时应经常测量这个间隙，并调整到准确均匀的程度。

在泵井进口处，为控制进水，需设一个方形闸门。在闸门后设一粗格栅，去除粗大的悬浮物。

螺旋泵的安装倾角直接影响其扬水能力。倾角小时，同样的扬程泵轴会变长，增加了制造上的难度及占地面积；倾角太大时，叶片每一个节距的封水区减小，使流量下降。因此螺旋泵的标准倾角为30°。螺旋泵的流量 Q (m³/min)与叶片的外径 D (m)、泵轴直径 d (m)、螺距 S (m)、转速 n (r/min)和叶片的扬水断面率 α 有关，如下式：

$$Q = \frac{\pi}{4} (D^2 - d^2) \alpha S n$$

从上式可见，影响流量最大的因素是叶片的外径 D 及转速 n 。

最佳转速 n_j (r/min)可用下式计算

$$n_j = 50 / \sqrt[3]{D^2}$$

工作转速 n 应在(0.6~1.1) n_j 范围内。

螺旋泵的扬程一般在3~6m左右。效率一般在70%左右，最高可达75%。当转速一定时，降低吸水水位，效率及扬水量都要大大下降。当吸水水位一定时，效率、流量、轴功率与转速大致成正比。

螺旋泵型号LXB□-□-□，其中第一个框位置用数字表示泵外径(300~4000mm)；第二个框位置用数字(1、2或3)表示螺旋头数；第三个框位置用字母表示安装形式，F表示附壁式，Z表示支座式安装。

螺旋泵性能，见表6.2.3。

表 6.2.3 螺旋泵性能

螺旋泵 外径 D/mm	转 速 $n/(r/min)$	流 量 $Q/(m^3/h)$	提升高度/m													主要尺寸/mm			
			0	0.5	1	1.5	2	2.5	3	3.5	4	4.5	5	d	f	P	H		
			功率 N/kW																
300	110	40	1.1					—					168	203	45	1000 ~ 2250			
400	84	75						—					219	268	60	1000 ~ 2500			
500	73	125						1.5	2.2	—			273	335	75	1000 ~ 3000			
600	63	185	1.5	2.2	3			—			325	400	90	1000 ~ 3250					
700		300	2.2	3	—			5.5	7.5	—	377	466	105	1000 ~ 3500					
800	55	385	3	4	5.5		7.5	—			426	531	120	1000 ~ 3750					
900	48	480		5.5		11			—			480	600	135	1000 ~ 4000				
1000		660	4	5.5	7.5	11	15	—			530	631	150						
1100	48	875	5.5	7.5	15			—											
1200	42	1000	7.5	11	—			—											
1300		1275		15		—													
1400		1600	11	15	—			—											
1500	36	1680			—			—											
1800	34	3600			—			—											

- 注：1. 为二头螺旋泵若需要一头、三头泵时，可在订货时提出；
2. 粗黑线以上为定型系列产品，以下需特殊定货；
3. 电动机型号为 JTC；
4. 电压 380V。

螺旋泵的优点是构造简单,螺旋部分为敞开式,运行保养方便,万一空转也不会烧坏马达;水泵转速低,可靠性大,磨损小,寿命长。扬水性能好,流量有变化时不显著降低效率;不破坏回流活性污泥絮体。缺点是不适于高扬程抽提;出水侧不适于压力管路;与一般泵相比,体积大;抽提污水时,会因搅拌而产生臭气。

6.3 鼓风机与压缩机

按工作原理,鼓风机与压缩机分为容积式与透平式两类。容积式是靠气缸内作往复或旋转运动的活塞作用,使气体体积缩小而提高压力。透平式是靠高速旋转叶轮的作用,提高气体的压力和速度,随后在固定元件中使一部分动能转化为静压能。

按结构分类如下:

容积式——回转式:罗茨式、滑片式、螺杆式

——往复式:活塞式、隔膜式、自由活塞式

透平式——离心式、轴流式、混流式

按达到的排气压力分为通风机 ($P \leq 0.15 \text{ kPa}$)、鼓风机 ($0.15 < P \leq 0.2 \text{ MPa}$) 和压缩机 (低压 $0.2 \text{ MPa} < P \leq 1 \text{ MPa}$ 、中压 $1 \text{ MPa} < P \leq 10 \text{ MPa}$ 、高压 $10 \text{ MPa} < P \leq 100 \text{ MPa}$ 、超高压 $P > 100 \text{ MPa}$)。

常用风机参数见表 6.3.1。

表 6.3.1 常用风机参数

风机类别	型 号		全风压/Pa	风量 $L/(\text{m}^3/\text{h})$	功率/kW
轴流风机	DZ-11		29.4 ~ 156.9	400 ~ 22000	0.025 ~ 1.5
	DZ-13		58.8 ~ 343.2	2000 ~ 40000	0.06 ~ 4
	T30		27.5 ~ 333.4	515 ~ 46700	0.0078 ~ 7.1
	T40-11		31.4 ~ 473.7	564 ~ 48200	0.04 ~ 7.5
	34A3		177.5 ~ 284.4	6200 ~ 98000	4.5 ~ 9.85
离心风机	T4-72	No3 ~ 5	176.5 ~ 490.3	1580 ~ 7310	0.75 ~ 2.2
		No6 ~ 10	313.8 ~ 921.8	8360 ~ 36200	1.5 ~ 15
	4-79	No3 ~ 5	294.2 ~ 500.1	1100 ~ 8860	0.75 ~ 2.2
		No6 ~ 10	490.3 ~ 725.7	7080 ~ 40500	1.5 ~ 15

6.3.1 离心式鼓风机

(1) 工作原理 离心式鼓风机是根据动能转换为势能的原理,利用高速旋转的叶轮将气体加速,然后减速、改变流向,使动能转换成势能(压力)。在单级离心鼓风机中,气体从轴向进入叶轮,气体流经叶轮时改变成径向,然后进入扩压器。在扩压器中,气体改变了流动方向造成减速,这种减速作用将动能转换成压力能。压力增高主要发生在叶轮中,其次发生在扩压过程。在多级鼓风机中,用回流器使气流进入下一个叶轮,产生更高压力。

(2) 性能特点 离心鼓风机实质是一种变流量恒压装置。当转速一定时,离心鼓风机的压力-流量理论曲线应是一条直线。由于内部损失,实际特性曲线是弯曲的。离心式鼓风机中所产生的压力受到进气温度或密度变化的较大影响。对一个给定的进气量,最高进气温度(空气密度最低)时产生的压力最低。对于一条给定的压力与流量特性曲线,就有一条功率与流量特性曲线。当鼓风机以恒速运行时,对于一个给定的流量,所需的功率随进气温度的降低而升高。

(3) 结构 离心式鼓风机组主要由鼓风机、增速器、联轴器、机座、润滑油系统、控制和仪表系统、驱动设备几部分组成。鼓风机由转子、机壳、轴承、密封和流量调节装置组成。

叶轮和轴的装配体称为转子。常用有开式径向叶片式叶轮、开式后弯叶片叶轮和闭式叶轮。叶片的形式

影响鼓风机的压力流量曲线、效率和稳定运行的范围。叶轮可以用不同的材料铸造、焊接或机械加工。制造叶轮的常用材料为合金结构钢、不锈钢和铝合金等。叶轮与轴组装后必须作平衡试验和超速试验。

鼓风机机壳由进气室、蜗壳、扩压器和排气口组成。机壳要求具有足够的强度和刚度。一般机壳用灰铸铁或球墨铸铁铸造,高压鼓风机用铸钢机壳,大型鼓风机可以用焊接机壳。机壳半精加工后应进行水压试验。进气室的作用是使气体均匀地流入叶轮。扩压器中的气体通过蜗壳引到排气口。扩压器分无叶扩压器和叶片扩压器两种基本型式,前者结构简单,进气速度和方向的变化对工况影响不显著,性能曲线平坦;后者的叶片呈机翼型,叶片可以制成固定的或可转动的。叶轮外径和叶片扩压器之间有一定径向间隙,气流经过这一间隙后流速降低、流态均匀,能改善叶片扩压器进口条件。叶片扩压器最高效率比无叶扩压器的约高3%~5%。当扩压度相同时,叶片扩压器的径向尺寸比无叶扩压器的小。但它对气流进气方向较敏感,性能曲线较陡。为了扩大稳定工况区,叶片制成可转动的,但传动机构较复杂。蜗壳的作用是集气,并将扩压后的气体引向排气口。蜗壳的截面有圆形、梯形和不对称外径等形状。

转速低于3000r/min、功率较小的鼓风机可以采用滚动轴承。有下列情况之一应采用强制供油的径向轴承和推力轴承:①轴传递功率大于336kW或转速高于3600r/min;②轴承内径(mm)与额定转速(r/min)的乘积大于300000;③标准型滚动轴承不能满足设计寿命(在设计条件下连续运行25000h或在最大轴向和径向荷载下,以1.5倍额定转速运行16000h)。常用的滑动轴承有对开式径向轴承、自位式径向轴承(在轴承体中有5块扩压自由摆动的瓦块,瓦块背面呈弧面或球面,这种轴承能形成最佳油楔,改善转子的动态特性)、自位式推力轴承(利用几个自位垫块顶着一个推力环,使轴保持精确的轴向位置,并承受推力,垫块能自动调节,使负荷均匀布在各个垫块上)。

密封结构形式有迷宫式密封、浮环密封和机械密封。

用鼓风机给曝气池供气时,其排气压力相对稳定,但需气量和环境温度是变化的。为适应不同运行工况,最大限度地节约电能,可以用变转速、进口导叶或蝶阀节流装置进行流量调节和控制。在变工况运行时,利用变转速具有较高效率,并有较宽的性能范围,但变速及控制设备的价格昂贵。调节时应避开转子的临界转速。多数离心鼓风机经常利用可调进口导叶以满足工艺需要,部分负荷运行时,可获得高效率 and 较宽的性能范围。因此进口导叶已经成为污水处理厂单级离心鼓风机普遍采用的部件。进口导叶的调节可以手动或自动,使流量在50%~100%额定流量的范围内变化。在进气管路上或靠近鼓风机进气口处安装蝶阀进行节流,以控制进气量和排气压力。当蝶阀的开度小时,它对气流产生阻力,因而蝶阀下游的压力下降。空气由于压力降低体积膨胀,只要温度保持恒定,阀前的“压力×容积”就等于阀后的“压力×容积”。因此节流时,鼓风机将以高于阀前流量的进气量运行,但排气压力较低。用蝶阀节流时,消耗的功率要高于用进口导叶的功率。

6.3.2 罗茨式鼓风机

装两根平行轴上的两个8字型转子相互啮合,以相反方向旋转,随着转子的旋转交替形成吸气气穴,吸入一定容积的气体,气体在缸内推移、压缩和升压,最后从排气口排出。两个转子用一对同步齿轮保持相互位置,转子互相不接触。转子与转子、转子与气缸之间都有一定间隙。

罗茨鼓风机是低压容积式鼓风机,排出气压是根据需要或系统阻力确定的。在理论上,罗茨鼓风机的压力-流量特性曲线是一条垂直线。由于内部间隙,产生气体“回流”,实际压力-流量曲线是倾斜的。与离心式鼓风机相比较,罗茨鼓风机性能受进气温度的波动影响可以忽略不计;当相对压力低于或等于48kPa时,效率高于相同规格的离心鼓风机的效率;当流量小于14m³/min时,所需功率是离心鼓风机的1/2,首次费用也是离心机的1/2。选用何种鼓风机,取决于使用要求。罗茨鼓风机比较适合于好氧消化池曝气、滤池反冲洗,以及渠道和均和池等处的搅拌,因为这些构筑物由于液位的变化,会使鼓风机排气压力不稳定。离心鼓风机比较适合于大供气量和变流量的场合。

罗茨鼓风机主要由气缸和端盖、转子、轴、轴承、同步齿轮等组成,结构简单,制造方便。气缸和端盖用灰铸铁铸成,经精密加工而成。转子用球墨铸铁制造,断面型线有渐开线型、圆弧型和摆线型。转子头数有2头或3头。2头的转子均为直叶,3头转子有直叶和扭叶两种。增加转子头数或用扭叶,能改善排气的不均匀性,降低噪声。转子轴用合金钢制造。为防止气体泄漏,采用迷宫密封或机械密封。同步齿轮用合金钢制造,经渗碳和磨齿,齿面硬度达到58~60RC。

国产单机风量多在80m³/min以下,风压有9.8~107.8kPa,而以49.0kPa者运行最稳定,采用最多。表6.3.2、表6.3.3为长沙鼓风机厂生产的罗茨鼓风机性能表。

表 6.3.2 长沙鼓风机厂 R 系列标准罗茨鼓风机性能表

型 号	R _g -50	R _g -65	R _g -80	R _g -100	R _g -125	R _g -130	R _g -150	R _g -150	R _g -200	R _g -145	R _g -150	R _g -190	R _g -200
口径/mm	50	65	80	100	125	125	150	150	200	150	150	200	200
转速/(r/min)	1150~3000	1150~3000	1150~2500	970~2000	970~2000	970~2000	970~2000	1170~1500	1170~1500	750~1350	750~1350	750~1350	750~1350
理论流量/(m ³ /min)	1.57~4.11	2.29~5.98	4.48~9.76	7.74~15.96	11.12~22.94	16.93~34.9	20.8~42.89	33.1~42.3	50.1~64.2	21.37~38.42	27.48~49.46	34.35~61.83	42~75.5
10kPa	Q _s	1.0~3.54	1.49~5.18	3.18~8.46	4.86~12.3	6.19~14.4	8.96~20.7	13.8~31.8	17.2~39.3	17.2~39.3	29.2~38.4	45.1~59.2	30~57.4
	L _s	0.6~1.3	0.8~2.0	1.3~2.8	1.8~3.8	2.5~4.5	2.8~5.7	4.3~8.5	5.2~10.2	5.2~10.2	8.04~10.31	11.5~14.7	8.5~14.5
20	Q _s	0.82~3.36	1.19~4.88	2.83~8.11	4.47~11.9	5.67~13.9	8.32~20.1	12.9~30.9	16.1~38.2	16.1~38.2	28.3~37.5	44.0~58.1	21.8~43.8
	L _s	0.8~2.0	1.2~3.0	2.1~4.4	2.9~6.1	3.6~7.1	4.6~9.5	7.2~14.3	8.7~17.5	8.7~17.5	13.6~17.4	20.0~25.6	14~25
30	Q _s	0.69~3.23	0.98~4.67	2.53~7.81	4.13~11.6	5.24~13.4	7.82~19.6	12.2~30.2	15.2~37.3	15.2~37.3	27.5~36.7	42.7~56.8	20.8~42.8
	L _s	1.1~2.7	1.6~4.0	2.8~6.0	3.9~8.4	4.8~9.8	6.5~13.4	10.0~20.2	12.2~24.7	12.2~24.7	19.0~24.4	28.5~36.5	16~28.5
40	Q _s	0.57~3.11	0.79~4.48	2.28~7.56	3.83~11.3	4.89~13.1	7.37~19.2	11.5~29.5	14.5~36.6	14.5~36.6	26.8~36.0	41.6~55.7	25.7~53.1
	L _s	1.4~3.4	2.0~5.0	3.5~7.7	4.9~10.6	6.2~12.5	8.4~17.2	12.8~26.0	15.7~31.9	15.7~31.9	24.6~31.5	36.8~47.2	20.5~36.5
50	Q _s	0.45~2.99	0.64~4.33	2.03~7.31	3.56~11.0	4.59~12.8	7.02~18.8	11.0~28.9	13.8~35.9	13.8~35.9	26.1~35.3	40.6~54.7	24.6~52
	L _s	1.6~4.1	2.4~6.0	4.3~9.3	6.0~12.9	7.4~15.2	10.2~21.1	15.7~31.9	16.2~39.1	16.2~39.1	30.0~38.5	45.2~57.9	20~35.5
60	Q _s	0.76~2.89	1.12~4.21	1.83~7.11	3.33~10.8	4.34~12.5	6.67~18.5	10.5~28.5	13.2~35.3	13.2~35.3	25.5~34.7	39.6~53.7	14.2~31.2
	L _s	2.4~4.7	3.4~7.0	5.0~10.9	7.0~15.2	8.7~17.8	12.1~24.9	18.5~37.7	22.7~46.4	22.7~46.4	35.6~45.6	53.7~68.8	23.5~42
70	Q _s	1.1~2.81	1.64~4.13	2.86~6.96	3.13~10.6	4.04~12.2	6.34~18.2	10.0~28.0	12.7~29.4	12.7~29.4	25.0~34.2	38.3~52.9	13.8~30.8
	L _s	3.2~5.4	4.6~8.0	7.3~12.5	8.1~17.5	10.0~20.5	14.0~28.8	21.4~43.6	26.2~47.0	26.2~47.0	41.0~52.6	62.1~79.6	27~48
80	Q _s	1.34~2.71	2.04~4.03	3.88~6.81	4.59~10.4	5.27~12.0	6.07~17.9	12.8~27.6			24.6~33.8		13.4~30.4
	L _s	4.1~6.1	6.0~9.0	9.8~14.2	11.4~19.7	13.4~23.2	15.8~32.6	28.6~49.5			46.6~59.7		30.5~54.5
90	Q _s	1.97~2.66		4.7~6.66		7.47~11.8	7.89~17.6				24.2~33.4		13~30
	L _s	5.7~6.8		12.5~15.8		18.8~25.8	21.0~36.5				52.0~66.7		34~61
100	Q _s	2.61		6.61		9.7~11.7	11.1~17.4				23.8~33.0		18.4~29.6
	L _s	7.5		17.4		24.9~28.4	29.3~40.3				57.6~73.8		49~67.5

各排气压力下的进口流量 Q_s / (m³ / min) 和所需轴功率 L_s / kW

续表

型 号	R_F-250	$R_{WF}-250$	$R_{WF}-300$	R_F-240	R_F-245	R_F-250	R_F-290	R_F-295	R_F-300	R_F-350	R_C-350	R_C-400	R_C-450	R_C-500
口径/mm	250	250	300	250	250	250	300	300	300	350	350	400	450	500
转速/(r/min)	970 ~ 1350	750 ~ 1170	750 ~ 1170	650 ~ 980	650 ~ 980	650 ~ 980	650 ~ 980	650 ~ 980	650 ~ 980	650 ~ 980	650 ~ 980	590 ~ 750	590 ~ 750	590 ~ 750
理论流量/ (m^3/min)	53.4 ~ 96.2	63.2 ~ 98.6	95.4 ~ 148.8	56 ~ 84.4	70 ~ 105.5	87.1 ~ 131.3	102.6 ~ 139	108.9 ~ 164.1	133.7 ~ 201.7	158.6 ~ 239.2	197.3 ~ 250.8	248 ~ 315	310 ~ 394	383 ~ 487
10	Q_s 46.8 ~ 89.6	56 ~ 91.4	85 ~ 138	49.6 ~ 78	61.9 ~ 97.4	76.2 ~ 120.4	92.3 ~ 128.7	97.3 ~ 152.5	120.7 ~ 188.7	144.3 ~ 224.9	184.8 ~ 238.3	232 ~ 299	293 ~ 377	361 ~ 465
20	L_s 12 ~ 21	14.3 ~ 22.3	21 ~ 32.8	13 ~ 19	16 ~ 23	19 ~ 29	22 ~ 30	23 ~ 35	29 ~ 43	34 ~ 50	43 ~ 54	52 ~ 66	64 ~ 81	78 ~ 99
30	Q_s 44.8 ~ 87.6	53.9 ~ 89.3	82.2 ~ 136	47.4 ~ 75.8	59.3 ~ 94.8	73.5 ~ 117.7	88.4 ~ 124.8	93.5 ~ 148.7	116.6 ~ 184.6	139.3 ~ 219.9	179.3 ~ 232.8	226 ~ 293	285 ~ 369	352 ~ 456
40	L_s 21 ~ 37	24.9 ~ 38.9	37.1 ~ 57.8	22 ~ 33	28 ~ 41	34 ~ 51	39 ~ 53	42 ~ 63	51 ~ 76	60 ~ 90	76 ~ 96	94 ~ 119	116 ~ 147	142 ~ 180
50	Q_s 43 ~ 85.8	52.2 ~ 87.6	79.8 ~ 133	45.8 ~ 74.2	57.3 ~ 92.8	71.3 ~ 115.5	85.4 ~ 121.8	90.6 ~ 145.8	113.4 ~ 181.4	135.3 ~ 215.9	175.3 ~ 228.8	221.289	280 ~ 364	346 ~ 450
60	L_s 30 ~ 53	35.5 ~ 55.4	53 ~ 82.7	32 ~ 48	39 ~ 59	48 ~ 72	57 ~ 76	60 ~ 90	73 ~ 110	86 ~ 130	109 ~ 138	135 ~ 172	168 ~ 213	206 ~ 260
70	Q_s 41.5 ~ 84.3	50.7 ~ 86.1	77.9 ~ 131	44.4 ~ 72.8	55.5 ~ 91	69.4 ~ 113.6	83 ~ 135.2	88 ~ 143.2	110.5 ~ 178.5	131.8 ~ 212.4	172.3 ~ 225.8	217 ~ 284	275 ~ 359	340 ~ 444
80	L_s 39 ~ 69	46.2 ~ 72	69 ~ 108	41 ~ 62	51 ~ 77	63 ~ 95	74 ~ 110	78 ~ 117	96 ~ 144	112 ~ 169	142 ~ 180	177 ~ 225	220 ~ 279	270 ~ 342
90	Q_s 40.2 ~ 83	49.3 ~ 84.7	76.2 ~ 130	43.1 ~ 71.5	54 ~ 89.5	67.6 ~ 111.8	80.8 ~ 133	85.9 ~ 141.1	107.9 ~ 175.9	128.7 ~ 209.3	169.6 ~ 223	213 ~ 281	271 ~ 355	334 ~ 438
100	L_s 48 ~ 86	56.8 ~ 88.6	85 ~ 133	51 ~ 76	63 ~ 95	78 ~ 117	91 ~ 136	96 ~ 145	118 ~ 178	139 ~ 209	175 ~ 222	218 ~ 277	271 ~ 345	334 ~ 424
110	Q_s 39 ~ 81.8	48.1 ~ 83.5	74.6 ~ 128	41.9 ~ 70.3	52.5 ~ 88	66 ~ 110.2	78.9 ~ 131.1	84 ~ 139.2	105.5 ~ 173.5	126 ~ 206.6	167 ~ 220	210 ~ 277	268 ~ 352	329 ~ 434
120	L_s 57 ~ 102	68 ~ 106	101 ~ 158	60 ~ 91	75 ~ 112	85 ~ 139	108 ~ 161	114 ~ 172	140 ~ 211	165 ~ 249	208 ~ 264	260 ~ 330	323 ~ 411	398 ~ 505
130	Q_s 47 ~ 82.4	57 ~ 91.4	84.6 ~ 138	49.9 ~ 78.3	61.1 ~ 96.6	75.4 ~ 120.6	92.4 ~ 129.4	97.4 ~ 152.6	120.7 ~ 188.7	144.3 ~ 224.9	184.8 ~ 238.3	232 ~ 299	293 ~ 377	361 ~ 465
140	L_s 21 ~ 37	24.9 ~ 38.9	37.1 ~ 57.8	22 ~ 33	28 ~ 41	34 ~ 51	39 ~ 53	42 ~ 63	51 ~ 76	60 ~ 90	76 ~ 96	94 ~ 119	116 ~ 147	142 ~ 180
150	Q_s 44.8 ~ 87.6	53.9 ~ 89.3	82.2 ~ 136	47.4 ~ 75.8	59.3 ~ 94.8	73.5 ~ 117.7	88.4 ~ 124.8	93.5 ~ 148.7	116.6 ~ 184.6	139.3 ~ 219.9	179.3 ~ 232.8	221.289	280 ~ 364	346 ~ 450
160	L_s 21 ~ 37	24.9 ~ 38.9	37.1 ~ 57.8	22 ~ 33	28 ~ 41	34 ~ 51	39 ~ 53	42 ~ 63	51 ~ 76	60 ~ 90	76 ~ 96	94 ~ 119	116 ~ 147	142 ~ 180
170	Q_s 43 ~ 85.8	52.2 ~ 87.6	79.8 ~ 133	45.8 ~ 74.2	57.3 ~ 92.8	71.3 ~ 115.5	85.4 ~ 121.8	90.6 ~ 145.8	113.4 ~ 181.4	135.3 ~ 215.9	175.3 ~ 228.8	221.289	280 ~ 364	346 ~ 450
180	L_s 30 ~ 53	35.5 ~ 55.4	53 ~ 82.7	32 ~ 48	39 ~ 59	48 ~ 72	57 ~ 76	60 ~ 90	73 ~ 110	86 ~ 130	109 ~ 138	135 ~ 172	168 ~ 213	206 ~ 260
190	Q_s 41.5 ~ 84.3	50.7 ~ 86.1	77.9 ~ 131	44.4 ~ 72.8	55.5 ~ 91	69.4 ~ 113.6	83 ~ 135.2	88 ~ 143.2	110.5 ~ 178.5	131.8 ~ 212.4	172.3 ~ 225.8	217 ~ 284	275 ~ 359	340 ~ 444
200	L_s 39 ~ 69	46.2 ~ 72	69 ~ 108	41 ~ 62	51 ~ 77	63 ~ 95	74 ~ 110	78 ~ 117	96 ~ 144	112 ~ 169	142 ~ 180	177 ~ 225	220 ~ 279	270 ~ 342
210	Q_s 40.2 ~ 83	49.3 ~ 84.7	76.2 ~ 130	43.1 ~ 71.5	54 ~ 89.5	67.6 ~ 111.8	80.8 ~ 133	85.9 ~ 141.1	107.9 ~ 175.9	128.7 ~ 209.3	169.6 ~ 223	213 ~ 281	271 ~ 355	334 ~ 438
220	L_s 48 ~ 86	56.8 ~ 88.6	85 ~ 133	51 ~ 76	63 ~ 95	78 ~ 117	91 ~ 136	96 ~ 145	118 ~ 178	139 ~ 209	175 ~ 222	218 ~ 277	271 ~ 345	334 ~ 424
230	Q_s 39 ~ 81.8	48.1 ~ 83.5	74.6 ~ 128	41.9 ~ 70.3	52.5 ~ 88	66 ~ 110.2	78.9 ~ 131.1	84 ~ 139.2	105.5 ~ 173.5	126 ~ 206.6	167 ~ 220	210 ~ 277	268 ~ 352	329 ~ 434
240	L_s 57 ~ 102	68 ~ 106	101 ~ 158	60 ~ 91	75 ~ 112	85 ~ 139	108 ~ 161	114 ~ 172	140 ~ 211	165 ~ 249	208 ~ 264	260 ~ 330	323 ~ 411	398 ~ 505
250	Q_s 47 ~ 82.4	57 ~ 91.4	84.6 ~ 138	49.9 ~ 78.3	61.1 ~ 96.6	75.4 ~ 120.6	92.4 ~ 129.4	97.4 ~ 152.6	120.7 ~ 188.7	144.3 ~ 224.9	184.8 ~ 238.3	232 ~ 299	293 ~ 377	361 ~ 465
260	L_s 21 ~ 37	24.9 ~ 38.9	37.1 ~ 57.8	22 ~ 33	28 ~ 41	34 ~ 51	39 ~ 53	42 ~ 63	51 ~ 76	60 ~ 90	76 ~ 96	94 ~ 119	116 ~ 147	142 ~ 180
270	Q_s 44.8 ~ 87.6	53.9 ~ 89.3	82.2 ~ 136	47.4 ~ 75.8	59.3 ~ 94.8	73.5 ~ 117.7	88.4 ~ 124.8	93.5 ~ 148.7	116.6 ~ 184.6	139.3 ~ 219.9	179.3 ~ 232.8	221.289	280 ~ 364	346 ~ 450
280	L_s 21 ~ 37	24.9 ~ 38.9	37.1 ~ 57.8	22 ~ 33	28 ~ 41	34 ~ 51	39 ~ 53	42 ~ 63	51 ~ 76	60 ~ 90	76 ~ 96	94 ~ 119	116 ~ 147	142 ~ 180
290	Q_s 43 ~ 85.8	52.2 ~ 87.6	79.8 ~ 133	45.8 ~ 74.2	57.3 ~ 92.8	71.3 ~ 115.5	85.4 ~ 121.8	90.6 ~ 145.8	113.4 ~ 181.4	135.3 ~ 215.9	175.3 ~ 228.8	221.289	280 ~ 364	346 ~ 450
300	L_s 30 ~ 53	35.5 ~ 55.4	53 ~ 82.7	32 ~ 48	39 ~ 59	48 ~ 72	57 ~ 76	60 ~ 90	73 ~ 110	86 ~ 130	109 ~ 138	135 ~ 172	168 ~ 213	206 ~ 260
310	Q_s 41.5 ~ 84.3	50.7 ~ 86.1	77.9 ~ 131	44.4 ~ 72.8	55.5 ~ 91	69.4 ~ 113.6	83 ~ 135.2	88 ~ 143.2	110.5 ~ 178.5	131.8 ~ 212.4	172.3 ~ 225.8	217 ~ 284	275 ~ 359	340 ~ 444
320	L_s 39 ~ 69	46.2 ~ 72	69 ~ 108	41 ~ 62	51 ~ 77	63 ~ 95	74 ~ 110	78 ~ 117	96 ~ 144	112 ~ 169	142 ~ 180	177 ~ 225	220 ~ 279	270 ~ 342
330	Q_s 40.2 ~ 83	49.3 ~ 84.7	76.2 ~ 130	43.1 ~ 71.5	54 ~ 89.5	67.6 ~ 111.8	80.8 ~ 133	85.9 ~ 141.1	107.9 ~ 175.9	128.7 ~ 209.3	169.6 ~ 223	213 ~ 281	271 ~ 355	334 ~ 438
340	L_s 48 ~ 86	56.8 ~ 88.6	85 ~ 133	51 ~ 76	63 ~ 95	78 ~ 117	91 ~ 136	96 ~ 145	118 ~ 178	139 ~ 209	175 ~ 222	218 ~ 277	271 ~ 345	334 ~ 424
350	Q_s 39 ~ 81.8	48.1 ~ 83.5	74.6 ~ 128	41.9 ~ 70.3	52.5 ~ 88	66 ~ 110.2	78.9 ~ 131.1	84 ~ 139.2	105.5 ~ 173.5	126 ~ 206.6	167 ~ 220	210 ~ 277	268 ~ 352	329 ~ 434
360	L_s 57 ~ 102	68 ~ 106	101 ~ 158	60 ~ 91	75 ~ 112	85 ~ 139	108 ~ 161	114 ~ 172	140 ~ 211	165 ~ 249	208 ~ 264	260 ~ 330	323 ~ 411	398 ~ 505
370	Q_s 47 ~ 82.4	57 ~ 91.4	84.6 ~ 138	49.9 ~ 78.3	61.1 ~ 96.6	75.4 ~ 120.6	92.4 ~ 129.4	97.4 ~ 152.6	120.7 ~ 188.7	144.3 ~ 224.9	184.8 ~ 238.3	232 ~ 299	293 ~ 377	361 ~ 465
380	L_s 21 ~ 37	24.9 ~ 38.9	37.1 ~ 57.8	22 ~ 33	28 ~ 41	34 ~ 51	39 ~ 53	42 ~ 63	51 ~ 76	60 ~ 90	76 ~ 96	94 ~ 119	116 ~ 147	142 ~ 180
390	Q_s 44.8 ~ 87.6	53.9 ~ 89.3	82.2 ~ 136	47.4 ~ 75.8	59.3 ~ 94.8	73.5 ~ 117.7	88.4 ~ 124.8	93.5 ~ 148.7	116.6 ~ 184.6	139.3 ~ 219.9	179.3 ~ 232.8	221.289	280 ~ 364	346 ~ 450
400	L_s 21 ~ 37	24.9 ~ 38.9	37.1 ~ 57.8	22 ~ 33	28 ~ 41	34 ~ 51	39 ~ 53	42 ~ 63	51 ~ 76	60 ~ 90	76 ~ 96	94 ~ 119	116 ~ 147	142 ~ 180
410	Q_s 43 ~ 85.8	52.2 ~ 87.6	79.8 ~ 133	45.8 ~ 74.2	57.3 ~ 92.8	71.3 ~ 115.5	85.4 ~ 121.8	90.6 ~ 145.8	113.4 ~ 181.4	135.3 ~ 215.9	175.3 ~ 228.8	221.289	280 ~ 364	346 ~ 450
420	L_s 30 ~ 53	35.5 ~ 55.4	53 ~ 82.7	32 ~ 48	39 ~ 59	48 ~ 72	57 ~ 76	60 ~ 90	73 ~ 110	86 ~ 130	109 ~ 138	135 ~ 172	168 ~ 213	206 ~ 260
430	Q_s 41.5 ~ 84.3	50.7 ~ 86.1	77.9 ~ 131	44.4 ~ 72.8	55.5 ~ 91	69.4 ~ 113.6	83 ~ 135.2	88 ~ 143.2	110.5 ~ 178.5	131.8 ~ 212.4	172.3 ~ 225.8	217 ~ 284	275 ~ 359	340 ~ 444
440	L_s 39 ~ 69	46.2 ~ 72	69 ~ 108	41 ~ 62	51 ~ 77	63 ~ 95	74 ~ 110	78 ~ 117	96 ~ 144	112 ~ 169	142 ~ 180	177 ~ 225	220 ~ 279	270 ~ 342
450	Q_s 40.2 ~ 83	49.3 ~ 84.7	76.2 ~ 130	43.1 ~ 71.5	54 ~ 89.5	67.6 ~ 111.8	80.8 ~ 133	85.9 ~ 141.1	107.9 ~ 175.9	128.7 ~ 209.3	169.6 ~ 223	213 ~ 281	271 ~ 355	334 ~ 438
460	L_s 48 ~ 86	56.8 ~ 88.6	85 ~ 133	51 ~ 76	63 ~ 95	78 ~ 117	91 ~ 136	96 ~ 145	118 ~ 178	139 ~ 209	175 ~ 222	218 ~ 277	271 ~ 345	334 ~ 424
470	Q_s 39 ~ 81.8	48.1 ~ 83.5	74.6 ~ 128	41.9 ~ 70.3	52.5 ~ 88	66 ~ 110.2	78.9 ~ 131.1	84 ~ 139.2	105.5 ~ 173.5	126 ~ 206.6	167 ~ 220	210 ~ 277	268 ~ 352	329 ~ 434
480	L_s 57 ~ 102	68 ~ 106	101 ~ 158	60 ~ 91	75 ~ 112	85 ~ 139	108 ~ 161	114 ~ 172	140 ~ 211	165 ~ 249	208 ~ 264	260 ~ 330	323 ~ 411	398 ~ 505
490	Q_s 47 ~ 82.4	57 ~ 91.4	84.6 ~ 138	49.9 ~ 78.3	61.1 ~ 96.6	75.4 ~ 120.6	92.4 ~ 129.4	97.4 ~ 152.6	120.7 ~ 188.7	144.3 ~ 224.9	184.8 ~ 238.3	232 ~ 299	293 ~ 377	361 ~ 465
500	L_s 21 ~ 37	24.9 ~ 38.9	37.1 ~ 57.8	22 ~ 33	28 ~ 41	34 ~ 51	39 ~ 53	42 ~ 63	51 ~ 76	60 ~ 90	76 ~ 96	94 ~ 119	116 ~ 147	142 ~ 180
510	Q_s 44.8 ~ 87.6	53.9 ~ 89.3	82.2 ~ 136	47.4 ~ 75.8	59.3 ~ 94.8	73.5 ~ 117.7	88.4 ~ 124.8	93.5 ~ 148.7	116.6 ~ 184.6	139.3 ~ 219.9	179.3 ~ 232.8	221.289	280 ~ 364	346 ~ 450
520	L_s 21 ~ 37	24.9 ~ 38.9	37.1 ~ 57.8	22 ~ 33	28 ~ 41	34 ~ 51	39 ~ 53	42 ~ 63	51 ~ 76	60 ~ 90	76 ~ 96	94 ~ 119	116 ~ 147	142 ~ 180
530	Q_s 43 ~ 85.8	52.2 ~ 87.6	79.8 ~ 133	45.8 ~ 74.2	57.3 ~ 92.8	71.3 ~ 115.5	85.4 ~ 121.8	90.6 ~ 145.8	113.4 ~ 181.4	135.3 ~ 215.9	175.3 ~ 228.8	221.289	280 ~ 364	346 ~ 450
540	L_s 30 ~ 53	35.5 ~ 55.4	53 ~ 82.7	32 ~ 48	39 ~ 59	48 ~ 72	57 ~ 76	60 ~ 90	73 ~ 110	86 ~ 130	109 ~ 138	135 ~ 172	168 ~ 213	206 ~ 260
550	Q_s 41.5 ~ 84.3	50.7 ~ 86.1	77.9 ~ 131	44.4 ~ 72.8	55.5 ~ 91	69.4 ~ 113.6	83 ~ 135.2	88 ~ 143.2	110.5 ~ 1					

表 6.3.3 长沙鼓风机厂产 TS 系列低噪声罗茨鼓风机性能表

型 号			T ₅₀₋₅₀	T ₅₀₋₆₅	T ₅₀₋₈₀	T ₅₀₋₁₀₀	T ₅₀₋₁₂₅	T ₅₀₋₁₅₀	T ₅₀₋₂₀₀
转速/ (r/min)			770 ~ 1750	770 ~ 1750	720 ~ 1450	720 ~ 1450	660 ~ 1220	660 ~ 1220	700 ~ 1040
各排气压力下的进口流量 Q _v / (m ³ / min) 和所需轴功率 L _a / kW	100mm H ₂ O	Q _v	0.89 ~ 2.59	1.3 ~ 3.74	2.94 ~ 6.96	4.11 ~ 9.66	7.37 ~ 15.20	11.40 ~ 23.40	22.80 ~ 35.80
		L _a	0.53 ~ 0.97	0.67 ~ 1.31	1.17 ~ 2.16	1.39 ~ 2.80	2.30 ~ 4.08	3.21 ~ 5.77	6.10 ~ 9.00
	1500mm H ₂ O	Q _v	0.78 ~ 2.48	1.16 ~ 3.60	2.70 ~ 6.72	3.81 ~ 9.36	6.97 ~ 14.80	10.80 ~ 22.80	22.30 ~ 35.30
		L _a	0.64 ~ 1.22	0.82 ~ 1.67	1.50 ~ 2.81	1.84 ~ 3.70	3.06 ~ 5.50	4.37 ~ 7.90	8.30 ~ 12.30
	2000mm H ₂ O	Q _v	0.69 ~ 2.39	1.04 ~ 3.48	2.50 ~ 6.52	3.55 ~ 9.10	6.61 ~ 14.40	10.30 ~ 22.30	21.60 ~ 34.60
		L _a	0.75 ~ 1.47	0.98 ~ 2.03	1.82 ~ 3.46	2.28 ~ 4.60	3.80 ~ 6.87	5.53 ~ 10.10	10.50 ~ 15.50
	2500mm H ₂ O	Q _v	0.62 ~ 2.32	0.93 ~ 3.37	2.33 ~ 6.35	3.33 ~ 8.88	6.31 ~ 14.10	9.90 ~ 21.90	20.90 ~ 33.90
		L _a	0.86 ~ 1.72	1.14 ~ 2.38	2.14 ~ 4.12	2.73 ~ 5.50	4.56 ~ 8.26	6.68 ~ 12.20	12.60 ~ 18.80
	3000mm	Q _v	0.55 ~ 2.25	0.84 ~ 3.28	2.17 ~ 6.19	3.13 ~ 8.68	6.04 ~ 13.80	9.50 ~ 21.50	20.40 ~ 33.40
		L _a	0.97 ~ 1.97	1.29 ~ 2.74	2.47 ~ 4.77	3.17 ~ 6.40	5.31 ~ 10.70	7.84 ~ 14.30	14.80 ~ 22.00
	3500mm	Q _v	0.48 ~ 2.18	0.75 ~ 3.19	2.03 ~ 6.05	2.94 ~ 8.49	5.78 ~ 13.60	9.10 ~ 21.10	19.90 ~ 32.90
		L _a	1.08 ~ 2.22	1.45 ~ 3.10	2.79 ~ 5.12	3.62 ~ 7.30	6.07 ~ 11.10	8.99 ~ 16.40	17.00 ~ 25.20
	4000mm	Q _v	0.42 ~ 2.12	0.67 ~ 3.11	1.90 ~ 5.92	2.77 ~ 8.32	5.55 ~ 13.30	8.70 ~ 20.70	19.40 ~ 32.40
		L _a	1.19 ~ 2.47	1.61 ~ 3.45	3.12 ~ 6.08	4.07 ~ 8.19	6.82 ~ 12.50	10.20 ~ 18.60	19.20 ~ 28.50
	4500mm	Q _v	0.50 ~ 2.06	0.60 ~ 3.04	1.77 ~ 5.69	2.61 ~ 8.16	5.33 ~ 13.10	8.40 ~ 20.40	18.90 ~ 31.90
		L _a	1.40 ~ 2.71	1.76 ~ 3.80	3.44 ~ 6.73	4.50 ~ 9.09	7.57 ~ 14.10	11.30 ~ 20.70	21.40 ~ 31.80
	5000mm	Q _v	0.52 ~ 2.00	0.72 ~ 2.96	1.65 ~ 5.79	2.45 ~ 8.00	5.11 ~ 12.90	8.10 ~ 20.10	18.50 ~ 31.50
		L _a	1.59 ~ 2.96	2.08 ~ 4.16	3.76 ~ 7.37	4.96 ~ 9.99	8.32 ~ 15.20	12.50 ~ 22.80	23.60 ~ 35.00
	5500mm	Q _v	0.56 ~ 1.95	0.78 ~ 2.90	1.54 ~ 5.56	2.31 ~ 7.86	4.91 ~ 12.70	7.80 ~ 19.80	18.10 ~ 31.10
		L _a	1.82 ~ 3.21	2.38 ~ 4.52	4.09 ~ 8.03	5.40 ~ 10.90	9.08 ~ 16.60	13.60 ~ 25.00	25.80 ~ 38.30

注: 1000mm H₂O = 9.807kPa。

6.3.3 滑片式压缩机

滑片式压缩机的转子旋转时, 滑片在离心力作用下与气缸壁保持接触。气缸内壁、转子外表面及相邻两滑片构成基元容积。转子旋转一周, 基元容积依次完成进气、压缩、排气及膨胀过程。滑片伸出最长的位置, 也就是进气基元容积。随着基元容积从滑片伸出最长的位置转到与排气口相通的位置, 基元容积越来越小, 因此气体就被压缩, 压力相应提高, 直到与排气口压力相等。在该点, 前面的滑片使基元容积与排气口相通。滑片式压缩机的结构简单, 制造容易, 操作维修方便。但滑片与气缸内壁及转子槽摩擦所产生的损失较大, 机械效率较低。其转速为 300 ~ 3000r/min, 压力与排气量见表 6.3.4。

表 6.3.4 滑片式压缩机压力及排气量表

类 型	一级达到的压力比	排气量 / (m ³ /min)
喷油	< 10	< 20
滴油	< 4	< 150
无油	< 2.5	< 10

6.3.4 螺杆式压缩机

螺杆式压缩机主要由气缸、转子、同步齿轮、轴承和密封等组成。干式螺杆压缩机中, 转子啮合过程互不接触, 主动转子靠同步齿轮带动从动转子。喷油螺杆压缩机无同步齿轮, 主动转子直接驱动从动转子, 结构简单。转子材料通常用碳钢或球墨铸铁, 气缸用灰铸铁。螺杆式压缩机零件少, 结构紧凑, 运行平稳, 寿命长, 维护管理简单, 但转子型线复杂, 加工要求高, 运行时气动噪声较大。螺杆式压缩机适用于低压及中小排气量。

螺杆式压缩机在 ∞ 字型气缸中平行放置一对精密啮合的螺旋形转子。当转子按一定的传动比高速旋转时,转子槽与气缸壁之间形成的基元容积在进气端展开并充气,随着转子旋转,气体被封闭在基元容积中,螺旋齿的啮合使基元容积逐渐缩小,气体被逐渐压缩并向前推移,直到基元容积最小,然后与排气口相通。每个基元容积都按照同样的“充气-压缩-排气”的过程周而复始地工作,从而产生连续的排气气流。

喷油螺杆压缩机需要配置一套闭路油分离和冷却系统,以及必要的阀门和安全装置。

6.3.5 液环式压缩机

液环式压缩机属于容积式压缩机。叶轮旋转时,在离心力的作用下将液体甩出,形成紧贴气缸内壁的液环。两相邻叶片与液环构成一周期性扩大与收缩的扇形空间,连续完成进气、压缩及排气过程。液环式压缩机的排气量为 $0.1 \sim 50 \text{ m}^3/\text{min}$,转速为 $250 \sim 3000 \text{ r/min}$,多用单级压缩(压力比 < 5);采用多级压缩时最高排气压力可达 200 kPa 。液环式压缩机运动部件少,工作安全、清洁、连续,运行管理方便,在某些情况下可以起到火焰消除器的作用。液环式压缩机适合于压缩下列气体:酸、醇、乙醚、硫化氢、二氧化硫、氨、苯、氯、氟利昂和氰化物等。

6.3.6 活塞式压缩机

活塞式压缩机与离心式压缩机特点比较见表6.3.5。活塞式压缩机利用曲柄连杆机构将驱动机的回转运动变为活塞的往复运动,气缸和活塞共同组成压缩容积。活塞在气缸内作往复运动,使气体在气缸内完成进气、压缩、排气等过程,由进排气阀控制进气和排气。为保证活塞式压缩机正常工作,还应有冷却器、缓冲器、气液分离器、安全阀及润滑系统等附属设备。

活塞式压缩机多用电机驱动。中小型固定式活塞压缩机用异步电机,大型用同步电机。

表 6.3.5 活塞式与离心式压缩机特点的比较

活 塞 式	离 心 式
1. 气流速度低,损失小,效率高	1. 气流速度大,损失大
2. 压力范围广,从低压到超高压范围都适用	2. 超高压范围还不适应
3. 适应性强,排气压力在较大范围内变动时,排气量不变;同一台压缩机还可用于压缩不同气体	3. 流量和出口压力的变化由性能曲线决定;若出口压力过高,机组就会进入喘振而无法运行
4. 除超高压压缩机外,机组的零件基本用普通金属材料	4. 旋转零部件常用高强度合金钢制造
5. 排气脉动性大,气体中常混有润滑油	5. 排气均匀无脉动,气体中不含油
6. 外形尺寸和重量较大,结构复杂,易损件多	6. 外形尺寸及重量较小,结构简单,易损件少

6.3.7 隔膜式压缩机

隔膜式压缩机由膜腔和膜片之间的空间构成压缩容积。膜片在活塞产生的油压作用下动作,使气体在压缩容积内完成工作循环。由于膜片材料的强度和液体惯性的限制,膜腔容积不能太大,转速不能太高($< 500 \text{ r/min}$),只适用于小气量($< 100 \text{ m}^3/\text{min}$)。介质能保持纯净,且密封性好,适用于压缩有毒或稀有气体。

6.4 格栅除污机

格栅除污机是用机械的方法将拦截在格栅上的渣捞出水面的设备。此类设备的形式、种类繁多(见表6.4.1)。在不同的场合、对不同的水量与水质,可有不同的组合。属非标准设备。

下面是格栅除污机的分类表。结构简图参见2.1.6。

表 6.4.1 格栅除污机分类表

按安装的形式分	固定式 移动式(悬挂式、台车式)	按运动部件分	臂式格栅除污机	链式格栅除污机
按格栅有效间距分	粗格栅除污机 中格栅除污机 细格栅除污机 筛网除污机		齿轮条式格栅除污机	液压式格栅除污机
按格栅角度分	倾斜安装格栅除污机 垂直安装格栅除污机 弧形格栅除污机		旋转格栅 台阶式格栅除污机 螺旋输送式格栅除污机	钢索牵引式格栅除污机 背耙式格栅除污机 链耙式格栅除污机

6.4.1 移动式格栅除污机

规格性能见表 6.4.2。移动式格栅除污机一般用于粗格栅除渣，少数用于较粗的中格栅。因这些格栅拦截量少，只需定时或者根据实际情况除渣即可满足要求，数面格栅只需安装一台除渣机，当任何一面格栅需要除渣时，操作人员可将其开到这面格栅前的适当位置，然后操作除渣机将垃圾捞出卸到地面或者皮带输送机上。移动式除渣机的行走轮可以是胶轮，也可以是行走在钢轨上的钢轮。在大型污水处理厂，因粗格栅井都是成平行排设置的，为了移动式除渣机定位准确，一般都采用轨道式。这种移动式除渣机有多种形式。

(1) 悬吊式 利用电动绞车及两根钢绳使除渣用的齿耙上下移动，完成入水及提升，利用内螺旋装置使齿耙大臂前后移动来完成耙齿在水下的“吃入”动作，当确认耙齿已吃入栅条，即可开动绞车，将齿耙沿栅条方向提起，把垃圾捞出水面。其行走装置既可以是电动的也可以是手动的。这种除渣机的缺点是齿耙运动时抖动较大，钢绳要经常浸入水中易生锈；如两根钢绳协调不好，齿耙容易歪斜。

(2) 伸缩臂式 齿耙安装在一条箱式可伸缩臂的前部，可根据格栅井的深度选购除污机伸缩臂的长度和节数。它的特点是除污深度大，最深可达 8~10m，可耙捞出深层下水道内格栅上的污物。与悬吊式相同，它的伸缩臂也是由钢丝绳牵引，但由于此种机型是单根钢丝绳牵引，不易出现双根钢丝绳牵引不平衡造成的歪耙现象。吃入动作是靠一只液压油缸控制大臂的倾斜角度实现的。由于单臂工作和单钢丝绳牵引，它的齿耙宽度较小，一般为 500~800mm，对于较宽的格栅需经多次耙捞动作才能将整面格栅清理。

伸缩臂式格栅除污机的工作过程如下：将伸缩臂置于全收缩位置，将除污机开到格栅井的适当位置，开动大臂调整油缸，使臂杆与水平夹角变小，开动卷扬机使钢丝绳放松，臂杆以自重伸长，达到格栅下部时，行程开关动作，卷扬机停止转动，开动大臂调整油缸，使齿耙徐徐吃入格栅。当确认齿耙确已吃入后，开动卷扬机使之反转，臂杆收缩，将格栅上的垃圾捞出水面；当齿耙收缩到带式输送机的上方时，臂杆上的卸污调整杆顶动齿耙上的卸污杆，齿耙上的垃圾刮板动作，将垃圾刮到输送机上。如果格栅上仍有污物，可再动作一次，也可调整一下除污机的位置再动作一次，直到将整面格栅清理完毕。

(3) 全液压式 其伸缩臂的整个动作、伸缩臂角度的调整及吃入动作、齿耙的卸污动作，全部由液压油缸完成；大车的行走由低速液压电机驱动，整个操作过程全由操作人员用液压阀门完成。它的动作平稳、准确，防腐性能好，操作轻松便利，而且齿耙的吃入位置及吃入力易于控制，基本避免了因吃入不准而引起的卡死现象。但这种设备价格较高。

上述三种移动式格栅除污机，在操作中应注意的是：大车停车位置要准确；齿耙吃入格栅后方可提升，吃入力太大则易于卡死，吃入力太小又难于捞净栅渣，故要几次试验才能熟练掌握力度；工作完毕后应将齿耙、耙臂上附着的污物冲洗干净，并且定期在规定的部位加油。

表 6.4.2 几种移动式格栅除污机的规格性能

格栅总宽/m	栅条间距/mm	耙斗宽度/m	耙斗容积/m ³	格栅安装倾角/度	起重量/t	电机功率/kW	提升高度/m	提升速度/(m/min)	行走速度/(m/min)	设备自重/t	轨道型号/(kg/m)	轨距/m
12.2	73	1.55	0.35	75	4	升降 6.3 行走 2.2×2	30	6.3	20	20	24	2.2
约 15~30	100	1.7	0.37	75	1.5	14.1	18	17.4	20	12	24	2.1
约 20	100 80 50	1.2 1 0.8		60	0.04	1.5×3	6~12	7 8.4	14 11.8	4	20	1.3
68	99	2	0.4	75	0.1	行走 3 提升 3 开闭 1.5	7.5	22.5		2.5		1.04
28	80	4.08		80	1.5	提升 3.7 行走 1.5	13.8	6	3		15	1.5

6.4.2 针齿条式格栅除污机

针齿条式格栅除污机是固定式格栅除污机的一种，主要用于中格栅及细格栅的除渣，它的主要结构是在格栅的前上方的两侧各安装一根与格栅平行的针齿条，电机经过行星减速机带动与针齿条啮合的针齿轮转动，使针齿轮沿着环绕针齿条的导轨绕针齿条上下运动，并带动齿耙臂上下运动，完成入水、吃入、提升、卸污等动作。在运动中电机、减速机与针齿轮一起绕针齿条回转，耙臂中间铰链也随针齿轮回转，而在耙臂

上端的导轮沿着一条与针齿条平行的引入导轨运动,由于两条导轨相互位置不同,使齿耙在向上提时处于吃入状态,而向下行时处于抬起状态。格栅上方的小耙是用于卸污的。

在针齿条式除污机的减速装置上有两个弹簧支承,传感器装在弹簧支承上,根据弹簧的形变感受荷载的变化。如发生卡死或超载,传感器便发出信号使整机停止并发出报警。针齿条式格栅除污机没有水中的链轮,没有检查不到的部位;不需要链导轨,通水面积较大;不需要链条机张紧装置,因此结构简单。缺点是电机随针齿条上下运动,易发生电缆缠绕等事故。

6.4.3 高链式自动格栅除污机

高链式自动格栅除污机的链条及链轮全部在水面以上工作。由于固定于环形链上的主滚轮在滚轮导轨内向下动作,齿耙与格栅保持较大的间距下降;主滚轮绕从动链轮外围转动,当来到上向链的位置时,根据滚轮与主滚轮的相关位置,齿耙吃入格栅内,同时开始上升,随即耙捞栅渣;主滚轮达到最上部的驱动链轮处,齿耙开始抬起,在该处设置小耙,齿耙上的栅渣被小耙刮掉,落在皮带输送机上,完成一个动作的循环。高链式自动格栅除污机适用条形格栅的有效间距为8~25mm,除渣速度为6~8m/min。为了防止因齿耙歪斜而卡死,在驱动减速机与主动链轮的连接部位安装了扭矩开关。当负荷增大超过一定程度时,极限开关便切断电源,停机报警。有些机型则安装了摩擦联轴器,当负荷增大到超过一定限度时,联轴器打滑,从而保护了链条机齿耙。

高链式除污机的电机及行星减速机安装在除污机上部的平台上。保持减速机的良好润滑是保证该设备安全运行的必要条件,操作人员要经常攀到平台上观察减速机的运转情况,随时补充及更换润滑油。对于扭矩极限开关或摩擦联轴器,应经常校验其安全扭矩。扭矩如太大,一旦出现卡死现象将使齿耙变形,扭矩如太小,则会出现正常运行时打滑,停机现象。除污机的链条、链轮、滚轮及滚轮导轨一般采用脂润滑。由于是开放式传动,润滑脂上会不断粘上被风吹来的尘土、细砂等污物,加速这些部位的磨损。因此应在大修时用油洗掉变脏的润滑脂,涂以新的润滑脂。高链式除污机的主要故障是齿耙不能正确地吃入栅条,造成这种故障的原因很多,如格栅下部有大量泥砂、杂物堆积;栅条扭曲、变形;齿耙或耙臂的刚度不够,运行时发生抖动,而不能正确地吃入,或齿耙、耙臂发生扭曲变形;链条变松或张紧度不一致甚至错位,造成齿耙歪斜。

河南开源环保工程设备有限公司生产 LGC 型高链式格栅除污机技术参数见表 6.4.3。

表 6.4.3 LGC 型高链式格栅除污机技术参数

型 号	参 数	电机功率/kW	格栅宽度/mm	栅条间隙/mm	栅耙行走速度/(m/min)	格栅倾角
LGC-900×12		1.5	900	12	7.72	75°
LGC-1000×15		1.5	1000	15	7.72	75°
LGC-1100×20		1.5	1100	20	7.72	75°
LGC-1200×25		1.5	1200	25	7.72	75°
LGC-1300×12		1.5	1300	12	7.72	75°
LGC-1500×20		1.5	1500	20	7.72	75°
LGC-2000×25		2.2	2000	25	7.72	75°

注:栅条厚度均为10mm。

6.4.4 弧形格栅除污机

这种格栅除污机适用细格栅或较细的中格栅,它的齿耙臂的转动轴是固定的。齿耙以1.5~3r/min的速度绕定轴转动,条形格栅也依齿耙运动的轨迹制成弧形,齿耙的每一个旋转周期清除一次渣,每旋转到格栅的顶端便触动一个小耙,将栅渣刮到皮带输送机上。为了防止小耙回程时的冲击,小耙的耙臂上装有一个阻尼缓冲器。有效间距在15mm以上的中格栅的栅条一般用普通钢板制造,细格栅有些使用了不锈钢材料。用于中格栅的齿耙用金属制造,细格栅的齿耙头部镶有尼龙刷。弧形格栅除污机的驱动装置一般使用电机加行星摆线针轮减速机,用磨擦式联轴器或三角皮带与主轴连接;发生卡死故障时,联轴器或三角皮带发生打滑,可保护整个设备的安全。

这种弧形格栅除污机结构简单紧凑,动作也简单规范,但是它对栅渣的提升高度有限,不适于在较深的格栅井中使用。

唐山市宇清环保机械有限公司生产的 HGS 型弧形格栅除污机主要技术参数见表 6.4.4。

表 6.4.4 HGS 型弧形格栅除污机主要技术参数

型号 规格	参数	格栅半径 R / mm	栅条间隙/ mm	齿耙转速/ (m/min)	栅条组宽/ mm	电机功率/ kW
HGS800		800	12~30	2.14	800~1500	0.37
HGS100		1000	12~30	2.14	800~1500	0.37
HGS1300		1300	12~30	2.14	800~1500	0.37
HGS1500		1500	12~40	2.14	800~1500	0.37
HGS1800		1800	12~40	2.14	800~1500	0.37

6.4.5 钢绳式格栅除污机

这是国内最常见的格栅除污机，其规格性能见表 6.4.5。在大型污水处理厂主要用中格栅与细格栅。这种格栅除污机有倾斜安装的，也有垂直安装的。其工作原理如下。除污机抓斗（齿耙）呈半圆形，沿侧壁轨道上下运行。三条钢丝绳中的两条用于提升和下降，一条用于抓斗的吃入与抬起。抓斗可在旋转轴承的驱动下，以任意的角度运转，在自动运行中清污动作连续且重复。在限位开关、传感器和驱动装置的操纵下，开合卷筒和升降卷筒可协调运转，使抓斗上下运行，并可在任何高度上吃入与脱开，完成一次次的工作循环。抓斗的运动分成三个过程：在向下运行的过程中，抓斗处于开的位置，耙齿距格栅约 400~500mm 的距离；当抓斗达到格栅的底部时，升降卷筒停止转动，开合卷筒继续转动，使抓斗转动角度，耙齿吃入格栅；两只卷筒同时反方向转动，使抓斗在吃入状态向上运行，将格栅上拦截的垃圾耙捞出水，抓斗还可捞出沉积在格栅前的泥砂、石块，抓斗向上运行速度为 5~10m/min；当抓斗达到最上部的卸污处时，滑轨向后弯曲，抓斗沿滑轨转动。栅渣从抓斗中滑出并沿后部的滑板滑到带式输送机上，除污机开始下一个工作循环。有的除污机在上部设置卸污用的小耙，将抓斗内的栅渣刮下。

钢绳式格栅除污机的操作与高链式除污机差不多。由于抓斗的耙齿是靠自重吃入格栅，所以在运行时经常会出现耙齿吃入不深，特别是在垃圾杂物较多时耙齿插不进。克服的主要方法是频开机，勿使格栅前积聚很多垃圾。另一个问题是需要经常调整钢丝绳的长度与行程开关的工作状态，否则运行一段时间后，会因为钢丝绳的长度不一，造成抓斗的歪斜，增加牵引负荷，有时会因钢丝绳与开合绳的工作不协调，抓斗不能在规定的部位正确地吃入或抬起。

表 6.4.5 几种钢丝绳牵引式格栅除污机的性能规格

格栅总 宽/m	栅条间 距/mm	格栅安装 倾角/度	格栅井 深/m	电机功 率/kW	提升速度 /(m/min)	钢丝绳直 径/mm	控制方式	污物运送方式	设备总重/ kg
1.5	25	60	2	1.5	3	11	手动和定时控制	人工清除，电葫芦吊出	约 2000
3~5	80	75	4~6.35	1.5	5.45		手动或连续自动	人工	
1.6	25	75	6	1.1	6	8.25	自动（定时及水位差同时控制）	人工小车	约 2600
2	20	60	4.3	1.1	1.9	7.7	手动和定时控制	人工小车	约 2830
4	40	75	11	5.5	3	10	水头损失检测器，水位差控制	水力输进贮仓，装车清运	

6.4.6 背耙式格栅除污机

背耙式格栅除污机由于耙齿较长，且由逆水流方向插入格栅，就能克服其他一些除污机齿耙插不进的缺点。这种背耙式格栅除污机齿耙的驱动方式有链条驱动，也有液压驱动。这种格栅除污机要求条栅之间不得有固定的横筋，因此对格栅片的材质、强度、刚度有较为严格的要求，同时对长度也有一定的限制。这种格栅除污机多用于小型污水处理厂的中格栅和细格栅。

6.4.7 台阶式（步进式）格栅除污机

这种格栅除污机的格栅片是做成台阶形的，分成动静两组，例如：1、3、5、7、9 为静组。静组与边框

形成一个整体；以2、4、6、8、10为动组，动组与曲柄连杆机构形成一个整体，由驱动装置带动。动组做上下的运动，动作的幅度为一个台阶的幅度。静组与动组之间的间隙为格栅的有效间距。利用动组的运动，栅渣在静组的台阶上一级一级向上移动，当栅渣到达静组的最上端时，上面安装的清污转刷将栅渣送入渣斗或者皮带输送机上，整个动作连续而协调。这种格栅除污机是集格栅与除污机为一体的设备。格栅及除污机的有效间隙为1~6mm，属细格栅或超细格栅，多用于工业废水的固液分离。它不适用于含砂量大的废水处理，因为砂粒会夹在动组与静组栅片之间造成较大的阻力和磨损。使用这种格栅一定要注意对水下曲柄及轴承的保养，要时刻注意调整动组栅片及定组栅片的位置，保证对杂物的提升能力。

6.5 除砂与砂水分离设备

去除水中的无机砂粒是污水处理的一道重要工序，它可以减少污泥中所含砂粒对污泥泵、管道破碎机、污泥阀门及脱水机的磨损，最大限度地减少砂粒特别是较粗砂粒在渠道、管道机消化池中的沉积。

除砂机的种类很多。过去多采用抓斗式或链斗式，利用链条刮板从池底集砂沟中收集沉砂，并通过抓斗将收集的沉砂装车运走，新型的除砂手段，用安装在往复行走的桥车上的泵，抽出池底的砂水混合物，再用旋流式砂水分离器或水力旋流器加螺旋洗砂机将砂与水分开，完成除砂、砂水分离、装车等工序。

6.5.1 抓斗式除砂机

又分门形抓斗式除砂机与单臂回转式抓斗除砂机两种，前者采用较多。门形抓斗式除砂机形同一个门式起重机，横跨于沉砂池上。该机的主要部分是行走架、刚性支架、挠性支架、鞍梁、抓斗启闭装置、小车行走装置、抓斗等，其中抓斗的启闭、大车及小车的行走等由操作室内的操作盘控制。

为了便于操作人员观察抓斗的操作情况，操作室装在小车的正下方并随小车横向行走，在运行中，应在不损坏沉砂池钢筋混凝土池壁及抓斗的前提下，将池底砂沟中的沉砂尽可能完全排除。

这种除砂的工作方式是：当沉砂池底积累了一部分砂子后，操作人员将大车开到某一位置，用抓斗深入到池底砂沟中抓取池底的沉砂，提出水面，并将抓斗升到贮砂池或砂斗上方卸掉砂子。操作这种除砂机的人员要能熟练地掌握抓斗的开合，在操作中应避免抓斗对池壁的碰撞及对池底的冲击。贮砂池中的砂子经进一步重力脱水，并积累到一定数量后可用人力或抓斗装车运走，砂斗中的砂子可直接装车。

除砂机的抓斗有单索式与复索式两种，前者可在吊起的任意位置启闭，因此除砂机必须在小车上设置启闭卷筒和承载卷筒两套联动的卷扬装置。单索式抓斗在提升和放下的过程中完成张开及闭合抓斗的动作，它本身无动力装置，可深入到水下去抓取沉砂，也可以直接挂在起重机的吊钩上。

6.5.2 链斗式除砂机

链斗式除砂机实际上是一部带有多个V型砂斗的双链输送机。除砂机的两根主链每隔一定距离安装一个V型斗，两根主链连成一个环形。通过传动链驱动轴带动链轮旋转，使V型斗在沉砂池底砂沟中沿导轨移动，将沉砂刮入斗中，斗在通过链轮以后改变运动方向，逐渐将沉砂送出水面。V型斗脱离水面后，斗中的水逐渐从V型砂斗下的无数小孔滤出，流回池内。V型斗到达池最上部的从动链轮处，再次发生翻转，将砂斜入下部的砂槽中。

与此同时，设在上部的数个喷嘴向V型砂斗内喷出压力水，将斗内粘附的砂子冲入砂槽，砂槽内的砂靠水冲入集砂斗中。砂在集砂斗中继续依靠重力滤除所含水分。砂积累至一定数量后，集砂斗可翻转，将砂卸到运输车上。

链斗式除砂机的主要构造包括驱动装置、驱动轴、从动轴与从动链轮、主链条和V型砂斗。桥架是一座横跨沉砂池上的固定架，用于固定驱动装置、驱动轴、上部从动轴及砂槽、集砂斗等，上设扶梯及平台，操作人员可以上下。由于这种除砂机不需要改变转速及方向，一般可使用单速异步电机及摆线针轮减速机，并且用传动链轮及传动链使驱动轴运转。为保证设备安全，一些驱动装置与链轮之间安装了钢珠联轴节或剪断销。驱动轴固定于桥架上，两端用滚动轴承支承，两只主动链轮就安装在驱动轴上。从动轴与从动链轮在含砂的水中运转，轴承一般用滑动轴承，两端用填料或机械密封，轴承内充满润滑脂。V型砂斗一般用5~6mm钢板制造，斗底有很多滤水孔。在与导轨接触部位焊有耐磨材料制成的垫板，V型砂斗用螺栓固定在两根主链条上。

6.5.3 桁车泵吸式除砂机

桁车泵吸式除砂机由以下几部分组成：

(1) 结构部分 即支撑整机安装所有设备的桥架，两端的鞍梁。结构部分多用钢铁或铝合金制造。

(2) 驱动、行走部分 除砂机的往复行走速度约为 $1 \sim 2.5 \text{ m/min}$, 驱动装置由电机与减速机构成, 有些使用分别驱动结构, 即由两台相同的电机与减速机分别驱动两端的驱动行走轮, 有些使用长轴驱动结构, 即用一台电机与减速机通过一根贯通整个桥架的长轴驱动两端的驱动行走轮。

行走轮有钢轮及实心胶轮两种。使用胶轮的每台车还要增加 4~6 个导向轮, 以防止车在行走中跑偏。

(3) 工作部分 每台除砂机安装一台到两台离心式砂泵, 用以从池底将沉积在沟底中的砂浆抽出。有些除砂机将砂浆抽到池边的砂渠, 使之通过砂渠流到集砂井。有些则直接将砂水混合物抽送到砂水分离器中。

为使砂泵通电即能工作而免除灌水的麻烦, 除砂机一般选用离心式潜水砂泵或把电机装在桥架上, 而泵体是在水面之下的液下砂泵。砂泵的吸砂管深入到池底砂沟中, 距底 $100 \sim 250 \text{ mm}$ 。为了防止吸砂管在行走中受沉砂的阻挡而造成破坏, 吸砂管可用橡胶制成的柔性管, 若采用钢管等刚性材质, 一般都装有因受阻而停车的装置, 以保证安全运行。

(4) 电气控制部分 安装在桥车上的控制柜及各部位安装的传感器、保护开关等组成除砂机的电控部分。有了这一部分, 除砂机才能按预定的程序运转, 才能有保护功能。除此以外, 一部分控制箱内还安装了一台用于时间控制的电子钟, 它可以根据沉砂池的来水状况调定 24h 的工作时间及停机时间。

(5) 电缆鼓 这是连接往复行走的桁车与外界的动力电源与监控信号的通道。由于除砂机还要和机外的砂水分离设备统一协调运转, 所以监控信号最终是与总控制柜连接的。应当指出, 电缆的几条动力线的负荷是较大的, 特别是砂泵启动时电流达 200 A 以上, 这对于电缆鼓集电环的电刷来讲是一个较大的电流, 使用不好可能发生打火、烧蚀等现象。

6.5.4 砂水分离设备

除砂机从池底抽出的混合物, 其含水量多达 $97\% \sim 99\%$ 以上, 还混有相当数量的有机污泥。这样的混合物运输、处理都相当困难。还必须将无机砂粒与水及有机污泥分开。常用的砂水分离设备有水力旋流器、振动筛式砂水分离器及螺旋式洗砂机。

(1) 水力旋流器 水力旋流器结构很简单, 上部是一个有顶盖的圆筒, 下部是一个尖向下的锥体。入流管在圆筒上部从切线方向进入圆筒, 入流速度 $5 \sim 10 \text{ m/s}$, 砂浆顺着筒壁向下作螺旋运动, 由于砂粒相对密度大, 它所受到螺旋力也大, 被甩向器壁, 并在下旋水流推动下沿外壁向下滑动, 在锥顶附近浓缩, 之后由下部排砂口排出。流体中的小颗粒及悬浮物随内层澄清水向下旋转到一定程度后改变方向, 形成二次涡流, 在旋流器的中心作向上的螺旋运动, 经顶盖中心的溢流管排出。为了减轻砂粒的磨损与腐蚀, 水力旋流器的内部有一层耐腐蚀耐油的橡胶衬里。

从水力旋流器排砂口流出的砂浆尽管已经被大大浓缩, 但仍然含有 80% 以上的水及少量有机污泥, 仍然无法装车运输, 还需要经过螺旋洗砂机进一步处理。

(2) 螺旋洗砂机 螺旋洗砂机作用有两个, 一是进一步完成砂水分离及砂与有机污泥的分离, 二是将分离的干砂装车。这一部分由砂斗、溢流管、溢流堰、散水板、空心式螺旋输送机及其驱动装置构成。

砂斗的作用是使混合砂浆暂时停留, 使砂沉淀在斗底。砂斗及螺旋提升机的筒体一般用不锈钢板制造。空心螺旋提升机可使沉淀在斗底的砂粒沿筒壁升到最高处的出砂口。运砂车辆可在出砂口下接砂。空心螺旋中心的通道可使砂浆中的水顺利地回到砂斗。螺旋的转速一般 $1 \sim 8 \text{ r/min}$, 转速太高可能沉砂浮起。整个空心螺旋是一个像弹簧一样的挠性体, 其下部无轴承, 全部靠筒壁支承, 这使得螺旋与筒壁的接触非常紧密, 有利于砂子的提升。溢流堰与溢流管的作用是使上部的澄清液顺利排出。散水板是装在水力旋流器砂口下的一块弧形的钢板, 使从水力旋流器出砂口流出的混合砂浆散开并沿壁流到斗底, 有利于砂在斗底的沉积, 避免水流直接冲击斗底。

(3) 除砂设备的工作流程 在总控制柜的控制下, 整个除砂设备的工作协调进行。当由人工或者时控将桁车泵吸式除砂机打开后, 两个砂泵首先相继开始运转吸砂。随后桁车开始行走, 抽出的混合砂浆沿沉砂池边的砂渠流入集砂井。集砂井内有三个液位传感器, 当砂井内的液位到达第二液位传感器时, 井内砂泵开始运转, 将砂浆抽入水力旋流器, 同时螺旋洗砂机也开始运行。如果砂井液位超过最高液位时, 除砂机将暂停运行, 如低于最低液位时, 井内砂泵及螺旋洗砂机也将暂停运行, 这样就可以避免砂浆溢出集砂井或因砂井内液位过低而造成砂泵空转。图 6.5.1 为除砂设备工作流程。

有些污水处理厂在设计砂水分离设备时不设置水力旋流器, 而用螺旋洗砂机单独完成洗砂、砂水分离及装车的工作。由于不需要产生螺旋的高速水流, 也不必设置集砂井与井内砂泵, 而是直接使用管道从砂渠中引来混合砂浆, 从上部进入砂斗。经散水板阻挡后, 水流的冲击大大减弱。但由于水量较大, 在砂斗中仍可

形成涡流,加之螺旋的搅拌,砂浆中的有机物随水从溢流堰、溢流管再流回曝气沉砂池,沉于斗下的砂粒被空心螺旋从水中分离出来装车。这种设备较为简单,成本低,管理也比较容易,且不存在对砂井及水力旋流器的堵塞,对含污泥量较大的砂浆有较强的分离能力。但由于无水力旋流器引出的水,因此水力仍影响颗粒较小的砂粒的沉积,因此出砂率比前者要低一些。

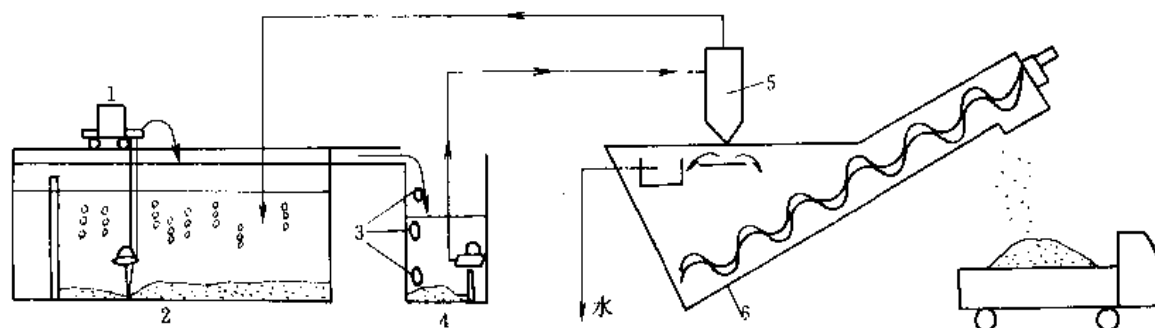


图 6.5.1 除砂设备工作流程

1—除砂机; 2—曝气沉砂池; 3—液位传感器; 4—集砂井; 5—水力旋流器; 6—砂水分离设备

(4) 砂水分离设备的运行管理 当砂浆中有机物含量较大时,部分砂粒会被粘稠的有机物裹挟,而从水力螺旋器上部的溢流口排走,使出砂率降低。进入螺旋洗砂机的有机物如过多,在螺旋的搅拌下砂子、有机物及水会形成胶状混合物,使砂无法沉入砂斗底部,螺旋提升机无法将这些砂分离出来。遇此情况应在曝气沉砂池采取工艺控制措施,如增加曝气量,提高流速等,以减少有机污泥的沉积。

砂浆中如果有大块的杂物或棉丝、塑料包装物等,也可能出现对水力旋流器或砂泵的堵塞、缠绕。

三只液位传感器将砂井内液位的变化变成电信号传到总控制柜,以协调几部分的工作。如果某个传感器出了故障或者被水中污物缠绕糊住,它就会传出错误信号,或者使设备“无故”停车,或者使井水溢出。因此,应定期(建议每两周一次)检查砂井内的传感器,及时清洗糊在表面的污泥,确保砂井、砂泵的正常运行。

6.5.5 压力式斜板除砂器

除砂器系利用斜板沉淀的原理除砂,可直接安装于管井、大口井、渗渠等地下水取水构筑物的水泵出水管道上,也可安装于地表水源取水泵房的出水管道上,以截留大颗粒砂粒。除砂器内积聚的沉砂用人工或自动定期排除。

北京市通县塑料结构厂生产的 SJ-80 型压力式斜板除砂器规格和性能见表 6.5.1,外形尺寸见图 6.5.2。

表 6.5.1 斜板除砂器规格及性能

规格/ mm	处 理 流 量				性 能	接管 直径 D/mm	总长 L/mm	外径 φ/mm	总重/ kg
	设计流速/ (m/s)	处理水量/ (m³/h)	设计流速/ (m/s)	处理水量/ (m³/h)					
φ400	0.15	38	0.20	50	1. 除砂率 η 砂粒径 d $0.07 < d < 0.1\text{mm}$ $\eta \geq 90\%$ 砂粒径 $d \geq 0.1\text{mm}$ $\eta \geq 98\%$	159	4953	426	150
φ500	0.15	74	0.20	98		219	4953	529	150
φ600	0.15	110	0.20	149		273	4953	630	150
φ700	0.15	150	0.20	205	2. 水头损失 Δh : 水平流速 $v = 0.15\text{m/s}$ $\Delta h = 0.06\text{m}$ 水平流速 $v = 0.20\text{m/s}$ $\Delta h = 0.20\text{m}$	273	4953	720	150
φ800	0.15	190	0.20	257		325	5253	820	200
φ900	0.15	270	0.20	360		377	5253	920	200
φ1000	0.15	330	0.20	448	3. 试验压力 1MPa 运行压力 $> 0.4\text{MPa}$ 时, 应装 φ75 单孔排气阀, 运行压力 $< 0.4\text{MPa}$ 时, 放气阀口用安装小排气阀	426	5253	1020	200
φ1200	0.15	495	0.20	660		478	5503	1220	200
φ1400	0.15	680	0.20	907		529	5503	1420	200
φ1600	0.15	880	0.20	1176	4. 必须水平安装 5. 斜板组合体材质: 硬聚氯乙烯板	630	5603	1602	200

注: 1. 除砂器可成套供应,也可单独供应斜板组合体;

2. 外壳材质为普通碳素钢焊制。

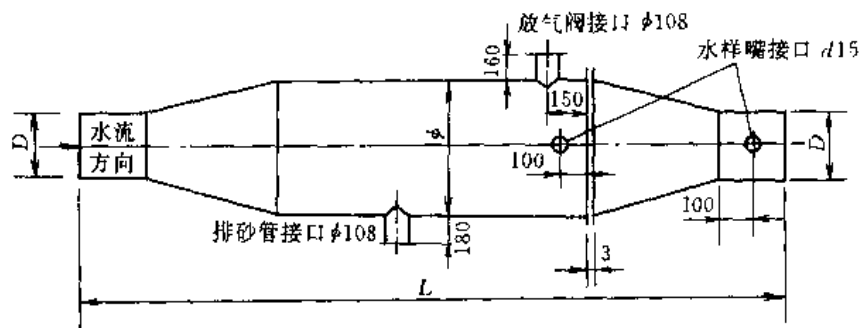


图 6.5.2 斜板除砂器外形示意图

6.5.6 XS 型除砂机

技术参数见表 6.5.2，结构示意图见图 6.5.3。这种除砂机采用两只离心砂泵从平流式曝气沉淀池底砂沟中吸砂。泵在水中，电机在桥梁上，吸砂管的下部有 1m 左右的弹簧橡胶管。砂泵的出水从切线方向进入水力旋流器，调节砂泵出水管上的阀门（流量），使水力旋流器处于最佳工作状态。这种一体化设备结构简单，紧凑，操作方便，费用低，但砂水分离的效果稍差。

表 6.5.2 XS 型除砂机技术参数表

参数 型号	行车轨距/ m	行车速度/ (m/min)	驱动功率/ kW	污水泵功率/ kW	池宽 B/mm
XS4400	4800	1	2×0.75	5.5	4400
XS8400	9000	1	2×0.75	5.5	8400

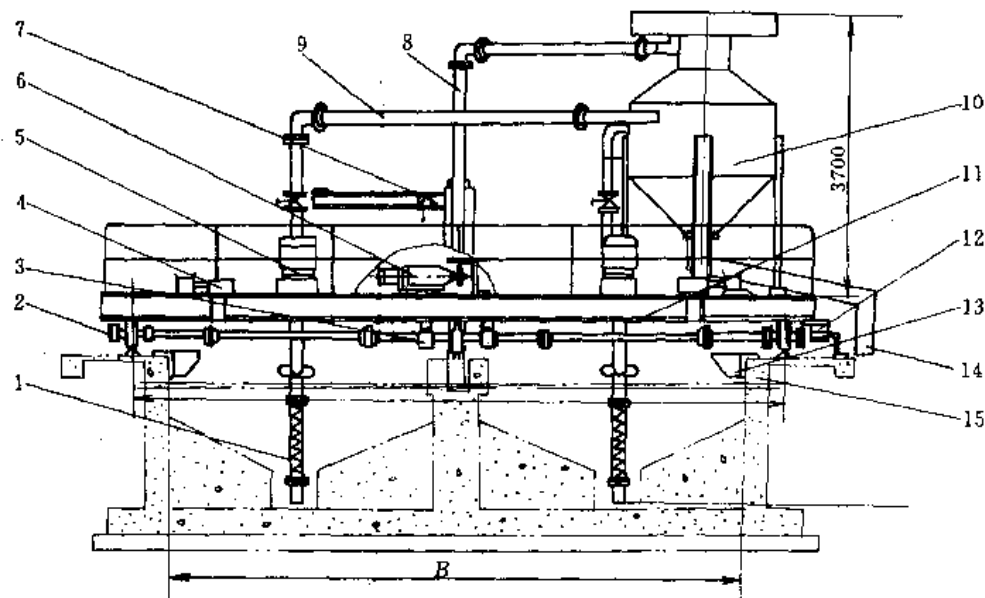


图 6.5.3 XS 型除砂机结构示意图

- 1—砂泵吸泥管；2—主动轮组；3—传动装置；4—电缆卷筒；5—污水泵；6—星行摆线减速机；
7—泵吊；8—溢流管；9—砂泵排泥管；10—水力旋流器；11—车架；12—行程装置；
13—电缆槽；14—排砂管；15—曝气沉砂池

6.6 刮泥机及浓缩机

刮泥机是将沉淀池中的污泥刮到一个集中部位(如沉淀池进水端的集泥斗)的设备,多用于污水处理厂的初次沉淀池,用在重力式污泥浓缩池时,称为浓缩机。常用刮泥机械适用范围、特性见表 6.6.1。

表 6.6.1 常用刮泥机械适用范围、特性及优缺点

机种名称	池形	池径或池宽 /m	适用范围	池底斜度	刮泥速度 /(m/min)	优 缺 点	注意事项
行车式 虹吸、泵 吸吸泥机	矩形	8~20	(1)给水平 流沉淀池 (2)排水二 次沉淀池 (3)斜管沉 淀池 (4)悬浮物 含量应低于 5000毫克/升 (5)固体重 度不大于 2.5 毫克/粒	平底	0.6~1	优点:(1)边行进边吸泥, 效果较好;(2)根据污泥量 多少,调节排泥次数;(3)往 返工作,排泥效率高 缺点:(1)除采用液下泵 外,吸泥前须先引水,操作 较麻烦;(2)池内不均匀沉 泥,吸泥浓度不一致;(3)吸 出污泥的含水率高	(1)严禁较大漂浮 物和悬浮物等进入 (2)吸泥机应停驻 在沉淀池末端,作为 吸泥的起始位置 (3)池内积泥不得 超过二天 (4)池水表面冰冻 时应有破冰措施
行车式 提板刮泥 机	矩形	4~30	(1)给水平 流沉淀池 (2)排水初 次沉淀池	$\frac{1}{100} \sim \frac{1}{500}$	0.6	优点:(1)排泥次数可由 污泥量确定;(2)传动部件 均可脱离水面,检修方便; (3)回程时,收起刮板,不扰 动沉泥 缺点:电器元件如设在户 外,易损坏	(1)升降刮板的钢 索应采用不锈钢丝绳 (2)行程开关的位 置应调试准确
链板式 刮泥(撇 渣)机	矩形	≤ 6	(1)沉砂池 (2)排水初 次沉淀池 (3)排水二 次沉淀池	$\frac{1}{100}$	3 0.6 0.3	优点:(1)排泥效率高,在 循环的牵引链上,每隔 2m 左右装有一块刮板,因此整 个链上的刮板较多,使刮泥 保持连续;(2)刮泥撇渣二 用,机构简单 缺点:(1)池宽受到刮板 的限制,通常不大于 6m;(2) 链条易磨损,对材质的要求 较高	(1)双侧链条应同 步牵引 (2)链条必须张紧 (3)张紧装置尽可 能设在水面以上 (4)水下轴承应注 意密封

续表

机种名称	池形	池径或池宽 /m	适用范围	池底斜度	刮泥速度 /(m/min)	优 缺 点	注意事项
螺旋输送式刮泥机	矩形 或 圆形	≤ 5 $\leq \phi 40$	(1) 沉砂池 (2) 初沉池 (3) 最大安装角 $\leq 30^\circ$ (4) 最大输送距离 水平布置为20m 倾斜布置为10m	长槽	10~40 r/min	优点:(1)排泥彻底,污泥可直接输出池外,输送过程中起到浓缩的效果;(2)连续排泥 缺点:(1)倾斜安装时,效率较低;(2)螺旋槽精度要求较高;(3)输送长度受限制	(1)严禁较大或带状的悬浮物进入 (2)中间支承不得阻碍泥砂输送 (3)池外传动密封要求可靠 (4)泥砂沉积时间不宜超过8小时
悬挂式 中心传动 刮泥机 垂架式 中心传动 吸泥机、 刮泥机 周边传 动吸泥、 刮泥机	圆形	$\phi 6 \sim 12$ $\phi 14 \sim 60$ $14 \sim 100$	(1) 给水辐流式沉淀池 (2) 排水初沉池 (3) 排水二次沉淀池刮泥 (4) 排水二次沉淀池吸泥 (5) 污泥浓缩池	$\frac{1}{12} \sim \frac{1}{10}$ $\frac{1}{12} \sim \frac{1}{10}$ $\frac{1}{12} \sim \frac{1}{10}$ 平底 $\sim \frac{1}{20}$ $\frac{1}{4} \sim \frac{1}{6}$	最外缘 刮板端 1~3	优点:(1)结构简单; (2)连续运转,管理方便 缺点:刮泥速度受刮板外缘的速度控制	(1)水下轴承应考虑密封 (2)中心传动式驱动扭矩较大,注意机械的强度 (3)周边传动式应注意周边滚轮打滑
机械搅 拌澄清池 刮泥机	圆形	$\phi 3 \sim 6$ $\phi 7 \sim 15$	机械搅拌澄清池	$\frac{1}{12}$ 抛物线	最外缘 刮板端 1.8~3.4	优点:排泥彻底 缺点:(1)水下传动部件的检修较困难; (2)销齿磨损,不易察觉	(1)水下轴承应考虑清水润滑 (2)销齿啮合应可靠
钢索牵 引刮泥机	矩形 圆形	< 10	斜板斜管沉淀池 机械搅拌澄清池		0.6~1 1~3	优点:(1)驱动装置简单,传动灵活;(2)适用各种池形,应用范围广 缺点:(1)磨损腐蚀较快,维修工程量较大;(2)钢索伸长,需经常张紧	(1)须有张紧装置 (2)钢索应尽量采用不锈钢钢丝绳 (3)钢索走向切忌正反向混合缠绕

6.6.1 链条刮板式刮泥机

链条刮板式刮泥机是在两根主链上,每隔一定间距装有一块刮板。二条接数相等的链条连成封闭的环状,由驱动装置带动主动链轮转动,链条在导向链轮及导轨的支承下缓慢转动,并带动刮板移动,刮板在池底将沉淀的污泥刮入池端的污泥斗,在水面回程的刮板则将浮渣导入渣槽。

链条刮板式刮泥机的特点是移动的速度可调,常用速度为0.6~0.9m/min。由于刮板的数量多,工作连续,每个刮板的实际负荷较小,故刮板的高度只有150~200mm,它不会使池底污水形成紊流。由于利用回

程的刮板刮浮渣,故浮渣槽必须设置在出水堰一端。整个设备大部分在水中运转。缺点是单机刮板宽度只有4~7m;水中运转部件较多,维护困难;大修设备有时需更换所有主链条,成本较高(约占整机成本的70%以上)。

链条刮板式刮泥机的驱动装置为一台三相异步电机和一部减速比较大的摆线行星针轮减速器。减速器的输出端安装一只驱动链轮,用驱动链条带动主动轴转动。这种形式的驱动装置,机械效率约为75%。主动轴是一根横贯沉淀池的长轴,用普通钢材制造,两端的轴承座固定在池壁上,作用是将驱动链轮传来的动力传到主链轮。为了适应长轴的挠曲,一般采用调心式滚动轴承。由于主动轴在水面以下运行,为了方便加油或者加脂,两个轴承都有通到水面上的加油管。主动链轮按规定的链距安装在主动轴上,用以驱动主链条的运动,主动轴的转速约为1r/min。导向链轮的轴承座固定在混凝土构筑物上,导向链轮一般没有贯通全池的长轴。由于导向轮都在较深的水下运转,经常加油是非常困难的,因此一般都是采用水润滑的滑动轴承。为了使两根主链条有适当的张紧度,在一对导向轮上还安装了螺旋张紧装置,通过调整导向链轮相对位置来调节链条的张紧度。主链条采用可锻铸铁、不锈钢或高强度塑料制造。刮泥板用柏木、塑料及不锈钢型材制造。刮板导轨用于保持刮板及链条的正确刮泥、刮渣位置。池底的导轨用聚氯乙烯板固定于池底,上面的导轨用聚氯乙烯板固定于钢制的支架上。

链条式刮泥机的机械安全装置,大多数采用剪切销,主链轮的运动出现异常阻力时设置在驱动链轮上的剪切销会被切断,使驱动装置与主动轴脱开,用以保证整个设备的安全。在操作中如发生剪切销切断的情况,应首先检查造成过扭矩的原因,例如主链轮及各链轮有无卡死的现象,刮泥板有无歪斜及脱落,池底的泥是否沉积时间过长或者含砂量太大。当造成过扭矩的原因排出后,方可更换剪切销;注意剪切销应使用原厂备件。不可临时加工代用。另外安装剪切销的链轮上有1~3个黄油环,应经常加注黄油,以防止锈死。在污水处理厂,使用这种剪切销的机械安全装置还广泛使用格栅除污机、螺旋泵组、螺旋输送机及各种搅拌设备等处。

管式浮渣撇除装置常用一根 $\phi 250 \sim 300$ 的金属管,上面切去1/4,管子可以由人工控制转动。平时管子的四分之一缺口朝上,水无法流入管内。每隔一段时间,当刮板刮来一定数量的浮渣时,操作人员可朝来浮渣的方向转动这根横管,使其缺口低于水面。聚集在横管前的浮渣便随水冲入管内,并通过与横管相联的另一管道排出池外。这种装置的关键是横管一端的凸缘轴承,它一方面要转动自如,另一方面又要有一定程度的密封。横管转动失灵或轴承漏水是较常见的故障。另外撇渣装置的横管是固定的,其缺口浸没于水中,管道靠一只球阀来控制是否排放浮渣。一般每日定时1~3次排渣,勿使聚集过多浮渣而造成管道堵塞。

链条式刮泥机的电控装置很简单,包括一套开关及过载保护系统,以及可调节的定时开关系统。操作者可根据实际需要,控制每一天的间歇运行时间。

6.6.2 桁车式刮泥机

桁车式刮泥机安装在矩形平流沉淀池上,往复式运动。每一个运行周期包括一个工作的行程和一个不工作的返回行程。这种刮泥机优点是在工作行程中,浸没于水中的只有刮泥板及浮渣刮板,而在返回行程中全机都提出水面,这给维修保养带来了很大的方便;由于刮泥与刮渣都是正面推动,故污泥在池底停留时间少,刮泥机的工作效率高。缺点是运动较为复杂,因此故障率也相对高一些。

桁车式刮泥机的结构部分主要包括横跨沉淀池的大梁、轮架以及供操作及检修人员行走的走道、扶手等。目前生产和使用的刮泥机大部分是钢制结构,也有铝合金结构的大梁、轮架。铝合金架比钢铁结构重量轻,只有同尺寸钢铁件的1/3,因而在运行中消耗的动力要比前者节省1/2以上,仅此每年每台机组可节约电能万度以上;而且铝的防腐性能良好,省去了每两年一次的防腐维护费用,整洁美观。缺点是成本高,热胀冷缩现象比钢铁机架等要明显一些。

工作装置主要包括刮泥板、浮渣刮板及其提升装置。提升方式主要有铰盘钢绳式及液压式两种。前者由电动机、摆线针轮减速机、电机制动器、钢绳卷筒及卷筒轴等构成。为了使同一台刮泥机的几个刮泥板同步升降,几个钢绳卷筒由一台电机驱动。刮板的三个位置由行程开关控制。考虑到污水对钢丝绳的腐蚀,一般采用镀锌钢绳或不锈钢丝绳。对于这种形式的刮板提升机构,操作人应时常观察其刮泥板的三个位置,如有偏差应调整钢丝绳的长度及行程开关的触发位置。同时应保证电机制动器有效工作,因为制动器是为使刮板保持应有位置而设置的。液压式刮板提升装置靠齿轮油泵提供高压油,由电磁阀门控制油路,由液压油缸来提升刮泥板及浮渣刮板。油缸的动作可靠、平稳,可以完成较为复杂的动作及保护,特别适用于自动操作,因此液压系统在桁车式刮泥机上使用越来越多。

桁车往复行走的驱动装置主要由驱动电机、减速机及连接机构组成。驱动电机一般采用双速三相异步电机,在工作行程时用 1500r/min 的转速转动;在返回行程以 3000r/min 的速度运转,返回速度增加一倍,以节约非工作行程的时间。

刮泥机的运行速度很慢,在工作行程时的运动速度为 0.5~1.2m/min; 返回行程的速度为 1~2.5m/min。因此驱动减速机的减速比都很大,一般在 1:1000 以上。为了能达到这样的减速比,刮泥机常常使用两级摆线针轮行星减速机或多级齿轮减速机。

摆线针轮行星减速机是国产刮泥机常常采用的减速机,它的减速比大,结构简单,故障率低,但噪音要大一些。多级齿轮减速机是欧洲产品常采用的机型,常常需要经过 6~7 级减速才能达到需要的减速比,因此结构较复杂,但这种减速机运行平稳,噪音低,效率高。

桁车车轮的驱动方式有分别驱动式和集中驱动式(长轴驱动)两种。分别驱动是每个驱动轮分别用独立的驱动装置驱动,几个驱动装置均以相同的机件组成。为避免桁车走偏,要求几个驱动装置同步运行。一般在桁车跨距较大时采用四只驱动装置;中小跨距时采用两只驱动装置。集中驱动是中小跨距桁车常用的驱动方式,通常由一台电机、一台减速机、传动长轴、轴承座和联轴器等组成。驱动电机及减速机位于长轴的跨中位置,以保证两端驱动轮同步运转。减速器输出轴与长轴之间一般采用链传动。

行走轮按功能分有主动行走轮、从动行走轮及导向轮。主动行走轮是通过联轴器与减速机连接在一起的;从动行走轮不与动力装置相连;导向轮一般横向安装,作用于沉淀池的侧壁或中隔墙的导向面上,用以防止桁车运行中的偏斜。按结构分为钢轮和实心橡胶轮两种。钢轮必须在专门铺设在沉淀池两边的钢轨上行驶,优点是导向性好(不需要导向轮)、负重能力强、能支承几十吨重的桁车行走。缺点是运行中震动大些,另外桁架及钢轨在温度变化时的热胀冷缩现象会造成轮距及轨距的误差,从而发生钢轮与钢轨的干涉,即啃轨现象。安装胶轮的刮泥机运转平稳,能适应热胀冷缩的变化,但承载能力小,本身没有导向作用,要靠导向轮来保持其运行位置。刮泥机的行走轮一般采用滚动轴承,润滑方式为脂润滑。

行走着的刮泥机必须同外界有电缆连接,以便向机桥传入动力电源与控制信号,传出监测信号。桁车式刮泥机通常使用滑线电缆式或电缆鼓式。滑线电缆式连接可靠,吊在滑线上的电缆一头与刮泥机的控制柜直接相连,另一头与沉淀池边的配电箱相连,数只套在滑线上的滑环使刮泥机在行走中电缆不乱,不拖地。它设有电刷接触,不会发生电弧。尽管这种方式有时有碍池面的美观与整洁,但仍然被相当一部分桁车式刮泥机、吸泥机采用。

电缆鼓由线鼓、扭矩电机、减速机、集电环箱及保护开关构成。扭矩电机与减速机使线鼓产生一个使电缆绕紧的转矩。当桁车在工作行程时,在桁车的拖动下电缆鼓将电缆展开,使其平铺在地面或电缆槽中。当桁车在返回行程时,电缆又被整齐地绕回鼓上。扭矩电机产生的转矩总是使电缆保持适当的张紧状态。集电环箱中的集电环和电刷将转动的电缆上的信号与电源传给平动着的桁车。如果在运行中电缆绕乱或电缆落入池中,将触动一只电缆鼓保护开关,整机停止运行并报警信号。电缆鼓无高架的线杆及滑线,使整个池面整齐美观,连接也较为可靠,缺点是结构复杂,其中仍有滑动接触,用久了会发生电刷的烧蚀、磨损,继而造成接触不良。

往复运行的桁车式刮泥机与前面所述的链条式刮泥机相比,工作程序要复杂得多。它有工作行程与返回行程,并需对这两个行程准确定位;有刮泥板及浮渣刮板的升降及定位;有各种延时及定时开关功能;有过载保护、超定位保护、刮泥板及浮渣刮板保护、电缆鼓保护、油压保护、漏电保护等数种保护功能;有远程控制、自动与手动切换等功能。因此刮泥机上有一个内部结构较为复杂的控制柜及与之连接的传感器、行程开关、保护开关、电磁制动器等,形成一套完整的电气控制系统。这套系统还可以通过电缆与污水处理厂的控制中心联网,实现远距离监控,并通过控制室实现与污泥泵、浮渣泵等的连动。近年来,集成化的可编程控制器(PLC)在桁车式刮泥机电控系统中的应用,使得电控系统的功能更加完善,但这套系统精密度高,任何一部分失调或损坏都会造成停机事故。

6.6.3 回转式刮泥机及浓缩机

在辐流式沉淀池和圆形污泥浓缩池上使用回转式刮泥机和浓缩机,它除了具有刮泥及防止污泥板结的作用外,还利用很多纵向的栅条对池中污泥进行搅拌,用以促进泥水分离。

(1) 全跨式与半跨式 半跨式(或单边式)回转式刮泥机在池半径上布置刮泥板,桥架的一端与中心立柱上的旋转支座相接,另一端安装驱动机构和滚轮,桥架做回转运动,每转一圈刮一次泥。其特点是结构简单、成本低,适用于直径 30m 以下的中小型沉淀池。全跨式(或双边式)回转式刮泥机具有横跨直径的工

作桥, 旋转式桁架为对称的双臂式结构, 刮泥板也是对称布置的。对于直径 $> 30\text{m}$ 的沉淀池, 刮泥机运转一周需 $30 \sim 100\text{min}$, 采用全跨式可每转一周刮两次泥, 可减少污泥在池底的停留时间。有些刮泥机在中心附近与主刮泥板的 90° 方向上再增加几个刮泥板, 在污泥较厚的部位每回转一周刮四次泥。

(2) 中心驱动式与周边驱动式 中心驱动式刮泥机的桥架是固定的, 桥架所起的作用是固定中心架位置与安置操作, 维修人员走道, 驱动装置安置在中心, 电机通过减速机使悬架转动。悬架的转动速度非常慢, 如果要求外周的刮泥速度为 1.5m/min , 对于直径为 20m 以上的沉淀池, 则每 40min 转一周。如果驱动电机的转速为 1500r/min , 那么减速装置的减速比则为 $1:60000$ 。通常是使用大减速比的二级摆线针轮行星减速机加一级蜗轮减速装置。由于减速大, 主轴的转矩也非常大, 可达 $10000 \sim 30000\text{N/m}$ 。为了防止因刮板阻力大引起的超扭矩而造成的破坏, 联轴器上都安装了剪断销。刮泥板安装在悬架下部, 为了保证刮泥板与池底的距离并增加悬架的支承力, 刮泥板下部都安装有支承轮 (一般用尼龙制造)。中心驱动式刮泥机的最大直径一般不超过 30m 。

周边驱动式与前者不同, 它的桥架绕中心轴转动, 驱动装置与桁车式刮泥机的相似, 安装在桥架的两端 (单边是一端)。这种刮泥机的刮板与桥架通过支架固定在一起, 随桥架绕中心转动。由于周边传动使刮泥机受力状况改善, 因此它的回转直径最大可达 60m 。

周边驱动式需要在池边的环形轨道上行驶。如果行走轮是钢轮, 则需设置环形钢轨; 如果是胶轮只需要一圈平整的水泥环形池边即可。

由于周边驱动式刮泥机的控制柜及驱动电机都安装在转动的桥架上, 它与外界动力电缆与信号电缆的连接要靠集电环, 集电环装在桥架的中心, 外界电缆通过池下预埋的管子从中心支座通向集电环箱, 再由集电环箱引向控制柜。

(3) 斜板式刮泥板与曲线式刮泥板 刮泥板有多种形式, 使用较为广泛的是斜板式和曲线式两种。斜板式由多个倾斜安装的刮泥板组成, 当斜板绕中心转动时, 就产生了一个使污泥向沉淀池中心运动的分力, 加之漏斗形的池底也使污泥的重力有一个向中心运动的分力, 二力使污泥在随刮板转动时向中心流动。当污泥脱离这个刮板后, 靠近中心的另一个刮板又接着刮, 使污泥逐级流动, 最终进入泥斗。缺点是刮泥板与悬架刚性连接, 如果池底出现板结或较大异物, 会造成阻力急剧增加而引起破坏, 长时间停机后开机, 应特别注意; 另一缺点是刮泥逐级进行, 外圈污泥进入泥斗时间较长, 可能会不同程度地发生厌氧分解。

曲线式刮泥板常用的线型有对数螺旋形和外摆线形, 它在池底有数个小轮支承, 由几根浮动的钢索牵引, 随桥架转动。污泥在随刮板转动的同时, 在刮板曲线的各点都受到一个使之向中心运动的分力, 使污泥沿刮板缓慢向中心流动, 最后进入中心泥斗。由于刮板浮动安装, 故当污泥阻力变大时刮板可抬起, 避免了刚性连接的阻力急剧增加所引起的破坏。另外污泥是沿刮板连续流动, 可以在较短的时间内进入泥斗, 但这种刮泥机的直径不宜过大, 一般在 30m 以下。

(4) 浮渣排除系统 回转式刮泥机的浮渣排除系统包括刮板及浮渣斗。当浮渣随固定浮渣刮板转动时, 浮渣刮板向浮渣施加一个向池边运动的分力, 加之转动时的离心力, 使浮渣集中于外圈的出水堰附近, 通过浮渣斗时被浮渣刮板刮入斗内。浮渣斗上装有冲洗阀门, 可通过手动或自动将斗内浮渣冲到池外的浮渣井。

位于漏斗形池底中心的泥斗与排泥管和污泥泵相连, 需保持污泥的流动性, 为此在泥斗内设置小型刮泥板, 刮泥板随着刮泥机转动, 缓慢搅拌泥斗中的沉泥, 以防止板结。

三角形出水堰的灰口常常被一些浮渣堵塞, 或生长一些藻类, 影响出水均匀, 因此刮泥机上常常安装一两只转刷, 随桥车旋转, 清洗出水堰。

(5) 浓缩池刮泥机 浓缩机的作用是促进泥水的分离, 使污泥进一步沉淀、浓缩; 将浓缩的污泥刮入浓缩池中心的泥斗, 以协助污泥泵将泥抽到下一道工序; 不停地搅拌沉入浓缩池底的污泥, 保持其流动性, 防止板结。

回转式浓缩机与回转式刮泥机在结构上的不同是在斜板式刮泥板的上方加了一些纵向的栅条, 栅条间隔 $100 \sim 300\text{mm}$ 。通过栅条缓慢转动时的搅拌作用, 促进污泥颗粒的聚结, 加快污泥的沉降过程。在运转管理方面, 它与刮泥机的区别是浓缩池的进泥往往是间歇的, 而浓缩机却应连续运转, 以保持泥的流动性。如因维修等原因造成较长时间停机, 在池中有泥时, 重新启动应特别注意, 板结在池底的泥可能造成很大阻力。

(6) 控制系统 与桁车式刮泥机相比, 回转式刮泥机的控制是非常简单的, 主要包括驱动电机的继电器及空气开关、转刷电机的开关及保护系统等。另外控制柜还通过集电环和电缆与总控制室相连, 实现远距离监控。有的控制系统中安装了时间继电器, 以控制其间歇运行。

许多公司生产刮泥机。唐山市环保机械工程公司生产的 CGA 系列刮泥机技术参数见表 6.6.2 (部分)。

表 6.6.2 CG-A 系列刮泥机技术参数表

型号	参数	池直径/m	有效池深/m	周边线速度/(m/min)	驱动功率/kW
CG8A		8	2.5,3.0,3.5	1.01	0.55
CG10A		10	2.5,3.0,2.5	1.13	0.75
CG12A		12	2.5,3.0,2.5	1.22	0.75
CG14A		14	2.5,3.0,2.5	1.32	1.1
CG16A		16	2.5,3.0,2.5	1.40	1.1
CG18A		18	2.5,3.0,2.5	1.45	1.5
CG20A		20	2.5,3.0,2.5	1.60	1.5
CG25A		25	2.5,3.0,2.5	2.0	2.2
CG30A		30	2.5,3.0,2.5	2.5	2.2
CG40A		40	2.5,3.0,2.5	3.0	1.5×2

重力式污泥浓缩池悬挂式中心传动刮泥机基本参数见表 6.6.3。垂直栅条高度不小于 2/3 水深, 栅条间距一般为 300mm。刮板的下缘距池底钢刮板不大于 50mm, 橡胶刮板不大于 10mm。

表 6.6.3 刮泥机基本参数

型号	参数	WNC4	WNC5	WNC6	WNC7	WNC8	WNC9	WNG10	WNG12	WNG14	WNG16
池直径/m		4	5	6	7	8	9	10	12	14	16
刮臂直径/m		3.6	4.6	5.6	6.6	7.6	8.6	9.6	11.6	13.6	15.6
刮板外缘线速/(m/s)		0.017~0.033									

6.7 吸 泥 机

吸泥机是将沉淀于池底的污泥吸出的机械设备, 一般用于二次沉淀池, 吸出活性污泥回流至曝气池。大部分吸泥机在吸泥过程中有刮泥板辅助, 因此也称为刮吸泥机。常用的有回转式吸泥机和桁车式吸泥机, 前者用于辐流式二沉池, 后者用于平流式二沉池。

吸泥机的三种吸泥方式。

(1) 静压式 适用于回转式刮吸泥机。这种装置将数根吸泥管的上端与一个集泥槽相连, 集泥槽半浸入水中使其底平面低于沉淀池的水面, 每个吸泥管与集泥槽连接部位安装一个锥形阀门。当池水满溢时打开锥阀, 由液位差形成的压力, 使池底的活性污泥源源不断地经吸泥管流入集泥槽, 再由集泥槽通过中心泥罐流入配水井或者回流污泥泵房。

静压式吸泥的优点是操作方便, 每个吸泥管的吸泥量可用锥形阀控制, 只要池中液面高于中心泥罐的液面即可工作。缺点是由于结构限制液位差不能很大, 特别是靠近边缘的吸泥管压力差更小一些, 当吸取较稠的污泥时有一定的困难; 有时需要借助“气提”的方式来强制提升污泥。另外, 桁车式吸泥机无法使用静压式吸泥。

气提是静压式吸泥的一种辅助手段, 它的主要作用是疏通被堵塞的吸泥管, 当因故障停机造成池底污泥变稠时, 大量上升的气泡有助于污泥与水混合, 有助于污泥向上流动。气提装置的气源来自两个方面: 一种是主动式, 利用每台吸泥机上安装的气泵供气; 另一种是被动式, 压力空气直接从鼓风机房用管道引来, 这需要在池底敷设管道。压力空气用一根根软管从机桥引到吸泥管下端。

(2) 虹吸式 利用虹吸的原理将污泥抽到辐流池的中心罐或平流池的边侧泥槽中。形成虹吸的条件是虹

吸管出口的液面应低于沉淀池的液面。使用这种方式需要在初始时将虹吸管充满水,即人为地制造一个形成虹吸的条件。

(3) 泵吸式 在吸泥机上安装一台或数台污水泵直接吸取池底污泥。这种方式不需要有液位差,打开水泵即可抽泥,甚至省去了回流污泥泵及剩余污泥泵,因为它可以把液面提高到曝气池内。如果沉淀池排空系统失效,这些泵可以把池水抽空作排空泵使用。

(4) 静压式与虹吸式、泵吸式配合吸泥 这种方法利用静压式吸泥原理使污泥自动流入集泥槽后,再利用虹吸管或泥泵从泥槽中将污泥吸到池外。这种方式的适应面广,在不适用静压式吸泥的桁车式吸泥机上也可以应用,还可以使用气提协助提升污泥,用锥阀来调节污泥的流量及浓度。其操作方式及造虹吸方法与前述基本相同。

6.7.1 桁车式吸泥机

这种吸泥机的结构与桁车式刮泥机相似,也包括桥架和使桥架往复行走的驱动系统,只是将可升降的刮泥板换成了固定于桥架上的污泥吸管。在沉淀池一侧或双侧装有导泥槽,用以将吸取的污泥引到配泥井或回流污泥泵房及剩余污泥泵房。这种吸泥机往复行走,其来回两个行程的速度相同。桁车式吸泥机的运行速度应根据入流污水量、污泥量、池子的深度等诸多因素综合考虑确定,一般为 $0.3 \sim 1.5 \text{ m/min}$,速度过快会使流态产生扰动影响污泥的沉淀。

(1) 向吸泥管集泥的主要形式 每台吸泥机都有两根或多根吸泥管,但吸泥管的吸口不可能将池底完全覆盖,每个吸泥管之间会有很大的空间。为了使空间中的污泥向吸泥管处集中,桁车式吸泥机采取了下述三种方式。

① V型槽。这种方法是将混凝土的池底做出一些纵向的V型槽,沉淀于池底的污泥由于重力的作用向V型槽的底部流动。吸泥管的管口深入槽的底部,沿槽的方向往复行走,吸取槽底集中的泥。

为了克服吸泥机往返行程内吸取污泥浓度不均匀的现象,还有一种回转式吸泥管。即在往返两个行程内,每个吸泥管是在不同的两个V型槽中吸泥,吸泥机行走至池子的一端即将返回时吸泥管会自动转到临近的另一个V型槽内,返回时吸取另一个槽内的沉泥。这种形式的优点是每一个吸泥管吸取污泥时,槽内的污泥的沉降时间是一样的,可使吸区的污泥浓度在一个周期内尽可能均匀。在同样的沉降条件下,采用回转式吸泥管,比前一种方法的运行速度快一倍。缺点是结构较为复杂,要求几个吸泥管在到达准确的位置后自动同步转位,还要求回转轴承既能灵活转动,又不能有一点泄漏。工作不协调会导致吸泥口与V型槽的干涉,造成损失。

② X型刮板。这种方法是在固定的吸泥管口安装分布成X状的四个小刮板,这样,吸泥机运行的两个方向都可以利用刮板将污泥刮拢到吸管口。它的优点是池底可以做成水平的,降低了土建费用,且收集污泥的效果好。缺点是刮泥板会增加运行时的阻力。另外,这种形式出泥的浓度是不均匀的,呈周期性的变化。当桁车从进水端向出水端的返回时,浓度突然减少,然后逐渐加大,而当从出水端返回时浓度最小,有时甚至类似于清水。

③ 扁平吸口。这种方法是将吸泥管口扩大成扁平的,以扩大吸泥宽度,池底仍可做成水平的。缺点与X型刮板式一样,出泥浓度不均匀,呈周期性变化。

(2) 浮渣的排除 吸泥机上也装有可升降的浮渣刮板,其升降方式也有液压式、电磁式及钢绳式三种。浮渣槽装在进水端的水面,在从进水端向出水端运行时,刮板脱离水面,在回程时刮板入水,其排渣过程与桁车式刮泥机的基本相同。

(3) 吸泥的方式 桁车式吸泥机的吸泥方式有两种,一种是虹吸式,另一种是泵吸式。

BX型桁车式泵吸泥机适用于平流沉淀池排泥;BXX型适用于矩形斜管(板)沉淀池排泥,都采用水下无堵塞直接吸泥,其技术参数见表6.7.1和图6.7.1。

表 6.7.1 BX 和 BXX 行车式泵吸泥机参数表

参数 型号规格	池宽 B/m	跨度 L/m	驱动功率/ kW	行车速度/ (m/min)	钢轨/ (kg/m)	填料架至池 壁 $b/(\text{m/n})$
BX8~14 BXX8~14	8~14	$B+a$	0.37×2	1.0	9	≥ 700

续表

型号规格	参数	池宽 B/m	跨度 L/m	驱动功率/kW	行车速度/ (m/min)	钢轨/ (kg/m)	填料架至池 壁 $b/(m/n)$
BX16~20 BXX16~20		16~20	$B+a$	0.55×2	1.0	12	≥ 700
BX22~26 BXX22~26		22~26	$B+a$	0.75×2	1.0	15	≥ 700
BX28~30		28~30	$B+a$	1.1×2	1.0	18	

注: a ——池壁厚度; b ——填料架至池壁距离。

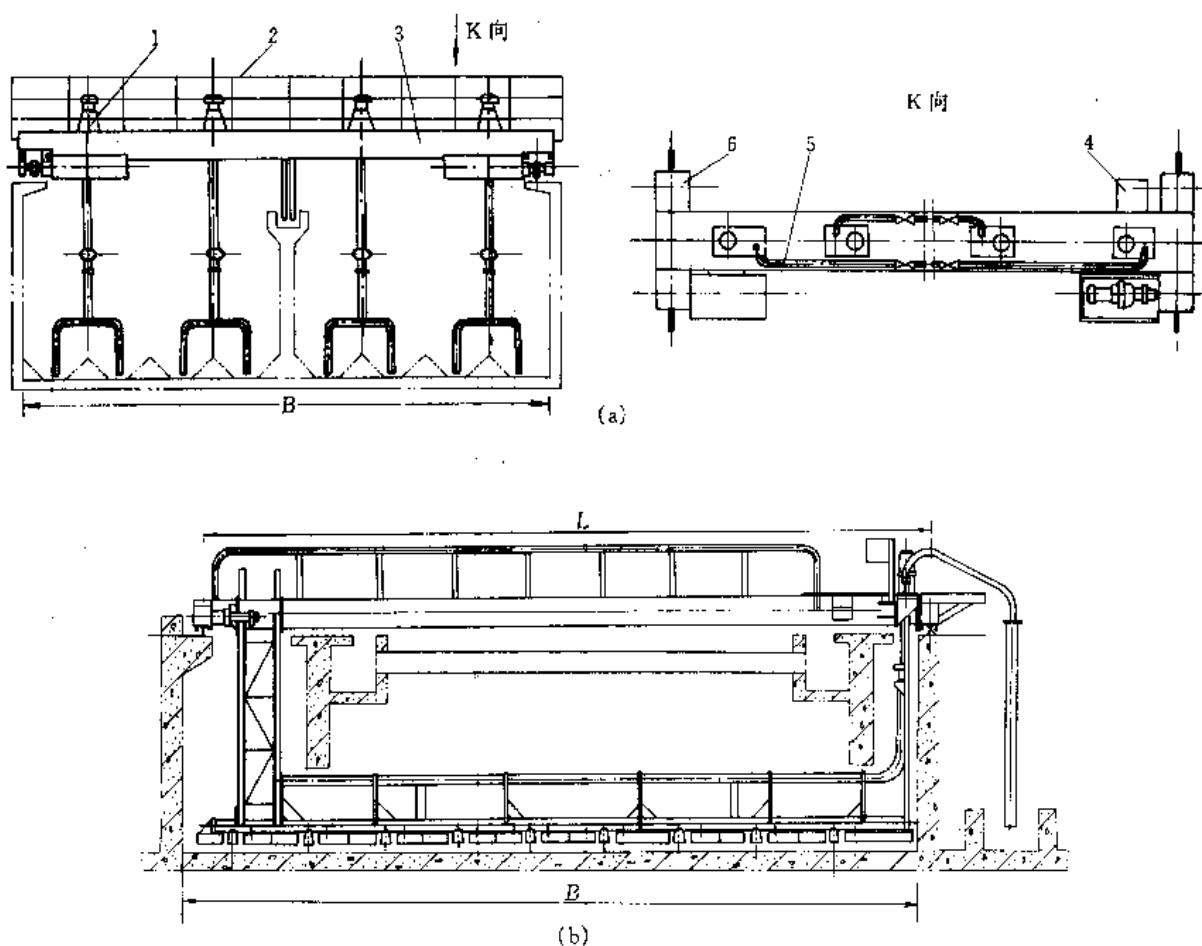


图 6.7.1 桁车式泵吸泥机示意图

(a) BX 型泵吸泥机; (b) BXX 型斜板沉淀池泵吸泥机

1—液下污水泵; 2—栏杆; 3—主梁; 4—电缆卷筒; 5—吸排泥管路; 6—端梁

6.7.2 回转式吸泥机

回转式吸泥机按驱动方式分中心驱动和周边驱动式两种。中心驱动式的驱动电机、减速机等都安装在吸泥机的中心平台上。减速机带动着固定在转动支架上的大齿圈, 驱动机架旋转。机架的结构形式有多种: 一种是桥式, 桥架的两端有支承轮与环形轨道, 机桥绕中心转动时带动吸泥管转动; 另一种是悬索式, 在桥架的中心有一塔状支架, 数根钢索从支架牵拉住桥架, 有些桥架上还设置了浮箱, 用以在运行时减轻钢索的拉

力；另一种如图所示，它的桥架是固定的，吸泥管固定在旋转支架上，随旋转支架转动。

中心驱动式吸泥机由于其结构的限制，一般仅安装在直径在 30m 以下的中小型沉淀池上。

周边驱动式比中心驱动式应用广泛，直径 30m 以上的大型吸泥机一般都采用这种驱动方式。它完全采用桥式结构，在桥架的一端或两端安装驱动电机及减速机，用以带动驱动钢轮或胶轮运转，从而使整个桥架转动。吸泥管、导泥槽、中心泥罐等一起随桥架转动。

回转式吸泥机主要由以下几部分组成。

① 桥架。分旋转桥架与固定式桥架两种，钢或铝合金制造，它起着支承吸泥管，安装泥槽，安装水泵或真空泵，操作维修人员的走道，以及固定控制柜等作用。

② 端梁。它是周边驱动式吸泥机上用以支承桥架及安装驱动装置及主动和从动行走轮的，中心驱动式吸泥机较少使用端梁。

③ 中心部分。包括中心集泥罐、稳流筒、中心轴承、集电环箱等。中心集泥罐用于收集吸出的污泥，与泥槽或虹吸管相连，下部有管道通过池底与回流污泥泵房相连。有的中心集泥罐是固定的，虹吸管出泥口围绕其旋转，有的则与集泥槽相连并随桥架一起转动。稳流筒在集泥槽的下部，使进水均匀进入沉淀池，防止产生紊流。中心轴承是维持桥架或旋转支架绕中心轴转动的大型轴承。由于吸泥机驱动方式及运转方式的不同，轴承的类型、规格及安装方式也不尽相同，有的采用滚动轴承，少部分采用滑动轴承。操作人员应保证定期加注润滑油。集电环及集电环箱是周边驱动式的重要部件。外界的动力电源及监控信号通过埋在池底的电缆从集电环传到转动的吸泥机上去。

④ 工作部分。由固定于桥架或旋转支架上的若干根吸泥管、刮泥板及控制每根吸泥管出泥量的阀门组成。当采用静压式吸泥时，中心泥罐与各个吸泥管由泥槽相连接。由于回转式吸泥机是只朝一个方向转动的，因此多数这种吸泥机的刮板呈 V 型安装在吸泥管口，用于向管口收集污泥。

回转式吸泥机的吸泥管是以其所处位置的半径绕中心转动，每个吸泥管运动的线速度和路程的长短是不一样的。靠近中心的吸泥管的线速度较慢，每一圈行走的路程也短，所控制的池底环形面积也小，而靠近中心边缘的吸泥管则相反。辐流式沉淀池在径向中心部位积泥最多，池中和池周则较少。因此，要使各个吸泥管吸取的污泥浓度尽量一致，操作时应调整每个吸泥管的阀门。如发现某个吸泥管出泥量小，浓度大，就应将阀门开大；如果某个吸泥管出泥太稀，则应将阀门关小。

⑤ 驱动装置、浮渣排除装置、电气控制系统、出水堰清洗刷等与回转式刮泥机的基本相同。其中出水堰清洗刷比初沉池更为重要。因为最终沉淀池的出水堰上更容易生长一些苔藓及藻类，影响出水均匀，也影响美观。

6.8 表面曝气设备

气泡曝气和机械曝气在工程上应用很多，而在机械曝气中，使用较多的有垂直提升式的泵（E）型叶轮、K 型叶轮、倒伞型叶轮、平板型叶轮以及水平推流式的叶片式转刷等设备见表 6.8.1。

表 6.8.1 各种曝气设备的性能比较

类 型	名 称	直径 D/mm	浸没深度 H/mm	外缘线速 $V/(\text{m/s})$	动力效率/ [$\text{kgO}_2/(\text{kWh})$]	吸氧率/%
气泡曝气	多孔性扩散设备				1.8~2.5	7~14
	非多孔性扩散设备				0.8~3.5	5~15
气泡-机械曝气					1.1~1.8	10~25
垂直提升式曝气设备	平板叶轮		10	4~5	2.24~3.4	
	倒伞型叶轮	300~3600	10~15	4~5	2.13~2.44	
	泵(E)型叶轮	700~1800	40	4.5~5	2.39~3.38	
	K 型叶轮	500~750	10	5	2.5~3.1	
	BSK 叶轮	300~3000			2.74~3.34	
	Simplex 叶轮				2.45	

续表

类 型	名 称	直径 D/mm	浸没深度 H/mm	外缘线速 $V/(\text{m/s})$	动力效率/ [$\text{kgO}_2/(\text{kWh})$]	吸氧率/%
水平推进式曝气机械	桨板式				1.2~1.8	
	叶片式转刷	350~1000	$(\frac{1}{3} \sim \frac{1}{4})D$ 10~25		1.5~2.7	
	大型旋转筒体	1000	380	3	1.7~2.4	

6.8.1 转刷(碟)曝气机

转刷曝气机是氧化沟工艺中普遍采用的一种卧轴式表面曝气设备,其作用有二:一是向沟中的活性污泥混合液中进行强制曝气充氧,以满足好氧微生物的需要;二是推动混合液在沟内保持连续循环流动,以使污水与活性污泥保持充分接触,并始终处于悬浮状态。转刷曝气机的主要组成部分如下。

① 转刷。转刷由一根直径约为 300~400mm 的空心或实心轴和安装在轴上的无数刷片构成。转刷的长度由氧化沟的宽度确定,但由于结构的限制,长度一般为 3~12m。若长度超过 6m,一般应在中心设置支墩,将驱动装置安装在支墩上,这样就将一个转刷分成了左右两个半个,从而避免因转刷过长及在转动中水的反作用力而发生的严重挠曲。

为了防止生锈,空心轴的表面一般涂以环氧沥青或包裹一层氯丁橡胶。刷片用不锈钢或塑料制成,安装在不锈钢制的组合抱箍上,组合抱箍按一定间距紧固在轴上。转刷的直径多用 1m (有些小型氧化沟用 700mm 或 500mm),转速一般在 70~75r/min。

转碟表面密布有迎水面为梯形的凸坑、圆形的凹坑和通气孔,这种形面结构可以增加带入水体的空气量、并强化切割气泡,提高充氧能力。碟片采用增强型聚丙烯工程塑料压注成型。轻质高强度、耐腐蚀,组装维护方便。

② 驱动装置。转刷曝气机的驱动电机普遍采用三相异步电机,同步转速为 1500r/min,电机功率由转刷大小决定,一般直径 1m 的转刷需要 5kW/m 左右。电机多采用立式安装,主要原因是立式安装的电机易于防雨和防止转刷激起的水沫的影响。减速机内一般有两对齿轮,一对伞齿轮,用以减速和改变转动的方向,一对斜齿的圆柱齿轮。减速机的总减速比为 1:20 左右。电机与减速机之间用弹性柱销联轴器连接,减速机与转刷之间用齿形联轴器连接。

转刷两端用轴承架固定于混凝土机座上,两端的轴承一般选用可调心的滚动轴承,用以抵消转刷空心轴因挠曲所造成的影响。大部分的尾端机座还可以轴向浮动,用以抵消转刷因气温变化在长度方向引起的热胀冷缩。为了调节转刷的浸没深度,曝气机的两端的轴承座都安装了螺旋调节装置,使转刷可上下自由调节。

转刷曝气机的减速机用重载齿轮油润滑,而两端的轴承及螺杆则采用脂润滑。

③ 混凝土桥。转刷式曝气机在运转中要激起大量的水沫,有时还有大量污浊的气泡,这些水沫会溅到电动机及其他电器上,使其表面污秽不堪,加速金属的腐蚀,影响电器设备的正常工作。另外,这些水沫还随风飞扬,影响污水厂的卫生。因此,一般在转刷之上设置了一个混凝土桥,用以挡住飞溅。

④ 电器控制装置。电器控制装置比较简单,由继电器、时间继电器、交流接触器及开关等保护装置组成。少数有可控硅调速装置。

⑤ 转刷曝气机的使用及维护。转刷曝气机的操作很简单,试运行后只要转向正确、各部位无异常声响就可持续运转。转刷的浸水深度是根据工艺要求而调节的。对于设置调节螺旋的曝气机,可通过调节转刷的高低来实现,也可以通过调节进水阀门及出水可调堰调节液位来实现。一般 1m 直径的转刷其浸水深度最大不超过 300mm,否则水的阻力将使驱动装置的负荷超过允许范围,电机发热并导致保护装置起作用,整机会停止运转并报警。

由于转刷型曝气设备一般连续运转,其功率及负荷又很大,因此保持其变速箱及轴承的良好润滑是非常重要的。两端轴承每 2~4 周加注润滑脂一次,变速箱每半年打开观察一次,检查齿轮的齿面有无点蚀现象,

并将旧的润滑油放出清洗后加入适应季节的新润滑油。曝气机的刷片在工作一段时间后可能出现松动、位移及缺损,应及时紧固及更换。对于长期停用的转刷,特别是尼龙、塑料及玻璃纤维增强塑料的转刷,应用蓬布盖起来,以免阳光使转刷老化。同时为避免长期放置的转刷因自重而引起的挠曲固定化,每月应将转刷换一个角度放置。

6.8.2 立式表面曝气机

立式表面曝气机有固定式与浮筒式两种。浮筒式整机安装在浮筒上,用钢丝绳固定在水中,用防水电缆与之连接。它可根据需要在一定范围内移动,多用于曝气氧化塘和曝气湖。固定安装的立式叶轮表面曝气机规格品种很多,国内目前以泵型(E)及倒伞型叶轮为主。

立式叶轮表面曝气机的充氧方式有以下三种:①水跃溶气,水在转动的叶轮作用下,不断从叶轮周边呈水幕状甩向空中,形成水跃,并使水面产生波动,从而裹进大量空气,使氧迅速溶入水中;②水面更新,叶轮的搅拌作用,使水上下循环,水面不断更新,接触空气;③负压吸氧,叶轮的一些部位(如水锥顶、叶片后侧等)因水流作用形成负压,使大量空气吸入叶轮与水混合。

(1) 泵(E)型叶轮与倒伞型叶轮 泵(E)型叶轮曝气机是我国自行研制的高效表面曝气机。主要由安徽中联环保工程集团环保设备有限责任公司等单位生产。整机由电机、减速机、机架、联轴器、传动轴和叶轮组成。部分产品为了达到无级调速的目的,驱动电机选用直流电机,但还要有一套与之配套的整流电源、调速器等附属设备。

泵型叶轮的直径在0.4~2.0m之间。它由平板、叶片、导流锥、进水口和上下压水罩等几部分组成。泵型叶轮的充氧方式以水跃为主,液面更新为辅。

泵型叶轮充氧量及动力效率较高,提升能力强,但其制造较为复杂,且叶轮中的水道易被堵塞。运行时应保证叶轮有一定的浸没深度(50mm以内),浸水太浅会产生脱水现象而形不成水跃。因而它适合通过调节转速来调节充氧量,而不宜靠改变浸没深度来调节充氧量。

倒伞型叶轮曝气机的叶轮由圆锥体及连在其表面的叶片组成。叶片的末端在圆锥体底边沿水平伸出一小段距离,使叶轮旋转时甩出的水幕与池中水面相接触,从而扩大了叶轮的充氧作用。为了增加充氧量,有些倒伞型叶轮在锥体上邻近叶片的后部钻有进气孔。

倒伞型叶轮还可以利用变更浸没来改变充氧量,以适应水质及水量的变化。浸没度的调节既可采用叶轮升降的传动装置,也可通过氧化沟、曝气池的出水堰门的调节来实现。倒伞型叶轮构造简单,易于加工,运转时不堵塞。这种倒伞型叶轮曝气机的充氧方式是以液面更新为主,水跃及负压吸氧为辅,多用于卡鲁塞尔式氧化沟。

倒伞型叶轮的直径一般为0.5~2.5m。最大的达3m。由于其直径较泵型叶轮大,故其转速较慢,约30~60r/min。动力效率为2.13~2.44kgO₂/(kWh)。在最佳时可达2.51kgO₂/(kWh)。

(2) 立式叶轮表面曝气机的操作管理 表面曝气机的驱动部分一般都安装在一个面积很大的平台上,这个平台设置在曝气池或者氧化沟的中心,叶轮在平台下面的水中运转。平台的作用有两个:一是安装、操作整个曝气机,二是防止水沫乱飞,保护驱动装置的安全。但由于风的作用,仍有一些污浊的泡沫落到电机、减速机等的上面。因此,操作时应定期将上面的污垢擦拭、清洗干净,以保证安全正常运转。

为了使曝气机构造在较高的充氧动力效率上,操作人员应经常通过调节升降机构及出水堰门来调节叶轮的浸没深度,并通过观察电机的电流及“水跃”的好坏来确定。

立式表面曝气机的使用保养及加油,基本上与卧式的转刷曝气机的相同。

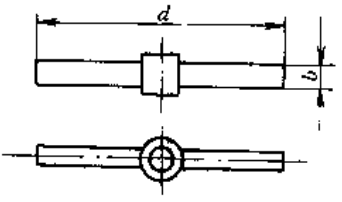
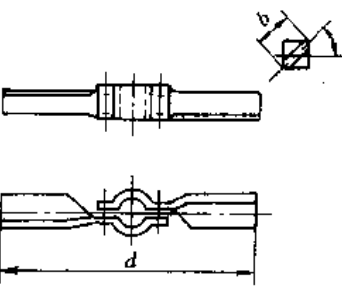
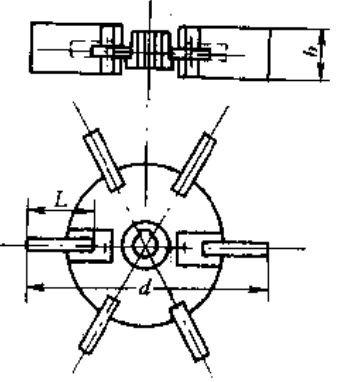
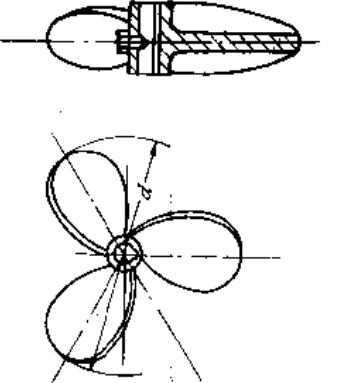
6.9 搅 拌 机

水处理中的搅拌,分为溶药搅拌、混合搅拌、反应搅拌、澄清池搅拌和消化池搅拌五种类型。搅拌设备的工作部分包括搅拌器、搅拌轴和搅拌附件(如挡板、导流筒、联轴器等)。常用搅拌器形式、参数及结构见表6.9.1。各桨型搅拌器的适用条件见表6.9.2。

6.9.1 混合反应搅拌机

混合反应搅拌机用于混凝过程中的混合反应阶段。当原水与混凝剂或助凝剂流经混合池时在搅拌作用下产生对流循环和剧烈的涡流,从而使混凝剂与水快速充分混合,在反应阶段,搅拌的作用是促使脱稳胶体碰撞吸附聚结起来,要求转速较低,防止打碎絮体。搅拌强度(即搅拌速度梯度值G)是决定混合反应效果的关键。

表 6.9.1 常用搅拌机

桨 型		示意图	结构参数	常用运转条件
桨式	平直叶		$d/D = 0.35 \sim 0.80$ $b/d = 0.10 \sim 0.25$ $z = 2$ 片 $\theta = 45^\circ, 60^\circ$ (折叶)	$n = 1 \sim 100 \text{ r/min}$ $v = 1.0 \sim 5.0 \text{ m/s}$
	折叶			
涡轮式	平直叶涡轮		$d:L:b = 20:5:4$ $z = 4, 6, 8$ 片 $d/D = 0.2 \sim 0.5$ 常取 0.33	$n = 10 \sim 300 \text{ r/min}$ $v = 4 \sim 10 \text{ m/s}$
推进式			$d/D = 0.2 \sim 0.5$ 常取 0.33 $s/d = 1$ 或 2 $z = 2, 3, 4$ 片 常取 3 片	$n = 100 \sim 500 \text{ r/min}$ $v = 3 \sim 15 \text{ m/s}$

注: d ——搅拌机直径, m; b ——搅拌机桨叶宽度, m; L ——搅拌机桨叶长度, m; z ——搅拌机桨叶数 (片);
 n ——搅拌机转速, r/min。

形式、参数及结构

介质粘度范围	流动状态与特性	结构与其他
< 2Pa·s	低速时水平环向流为主，速度高时为径流型。无挡板时为涡流，高速时有旋涡生成，有挡板时为上下循环流	<p>当 $d/D = 0.9$ 以上时设置多层桨叶可用于高粘度液的低速搅拌。在层流区操作，其适用介质粘度可达 $1\text{Pa}\cdot\text{s}$，桨叶外缘线速 $v = 1.0 \sim 3.0\text{m/s}$，桨叶一般用扁钢制造，强度不够时需加筋，单面加筋效果好，角钢桨叶亦可用，但不如扁钢桨叶形成的湍流强度大，效果好</p> <p>轴颈 $< 50\text{mm}$，螺栓对夹，紧定螺钉固定</p> <p>轴颈 $\geq 65\text{mm}$，螺栓对夹，对穿螺栓固定</p>
	有轴向分流，径向分流和环向环流 多在层流、过渡流状态时操作。对粘度较敏感	
< 50Pa·s	桨叶主要产生径向流，在圆筒形罐中不装挡板的流动为涡流，表面有很深的旋涡生成，装挡板时则无旋涡，并产生叶平面上下两个循环的翻腾。剪切作用比弯叶、折叶涡轮式大	<p>最高转速可达 600r/min</p> <p>叶型还有一种箭叶型</p> <p>桨叶一般和圆盘焊接或以螺栓连接，圆盘焊在轴套上</p> <p>轴套以平键和紧定螺钉与轴连接</p>
< 3Pa·s	轴流型，循环速率高，剪切作用小 在湍流区内无挡板时液体生成旋涡 用挡板无旋涡而且上、下翻腾好。用导流筒轴向循环更好	<p>最高转速可达 1750r/min</p> <p>最高线速 $v = 25\text{m/s}$</p> <p>转速在 500r/min 以下适用介质粘度可达到 $50\text{Pa}\cdot\text{s}$</p> <p>桨叶用铸造时加工方便，用焊接需模锻后再与轴套焊，加工不方便</p> <p>轴套以平键和紧定螺钉与轴连接</p>

v ——搅拌器外缘线速度， m/s ； D ——搅拌罐内径， m ； s ——搅拌器螺距， m ； θ ——桨叶和旋转平面所成的角度；

表 6.9.2 常用桨型适用条件

项 目		桨 型		
		桨 式	涡轮式	推进式
流动状态	对流循环	○	○	○
	湍流扩散	○	○	○
	剪切流	○	○	×
搅拌过程	混合(低粘度)	○	○	○
	溶 解	○	✓	✓
	固体悬浮	✓(折叶桨式)	○	○
	传 热	○	○	✓
罐容量范围/ m^3		1~200	1~100	1~1000
转速范围/(r/min)		1~100	10~300	100~500
粘度范围/ 10^3Pa		<2000	< 5×10^4	<3000

注：✓—表示适用，且常采用。○—表示适用。×—表示不适用。

混合反应搅拌选用桨式或推进式搅拌器。桨式搅拌器结构简单，加工制造容易，但所能提供的混合功率较小；推进式搅拌器所能提供的混合功率较大，但制造较复杂。在选用混合搅拌器时，应先选桨式，当通过演算，桨式搅拌器所提供的功率不能达到混合功率的要求时可改用推进式搅拌器。

混合搅拌中搅拌器有关参数选用见表 6.9.3。

表 6.9.3 搅拌器有关参数选用

项 目	符 号	单 位	搅 拌 器 形 式	
			桨 式	推进式
搅拌器外缘线速度	V	m/s	1.5~3	5~15
搅拌器直径	d	m	$\left(\frac{1}{3} \sim \frac{2}{3}\right) D$	$\left(\frac{1}{4} \sim \frac{1}{3}\right) D$
搅拌器距混合池底高度	H_0	m	$(0.5 \sim 0.75) d$	无导流筒时： $= d$ 有导流筒时： $\geq 1.2d$
搅拌器桨叶数	Z		2	3
搅拌器宽度	b	m	$(0.1 \sim 0.25) d$	
搅拌器螺距	S	m		$= d$
搅拌器层数	e		当 $\frac{H}{D} \leq 1.2 \sim 1.3$ 时， $e = 1$ 当 $\frac{H}{D} > 1.2 \sim 1.3$ 时， $e > 1$	当 $\frac{H}{D} \leq 4$ 时， $e = 1$ 当 $\frac{H}{D} > 4$ 时， $e > 1$
层间距	S_0	m	$(1.0 \sim 1.5) d$	$(1.0 \sim 1.5) d$
安装位置要求			相邻两层桨交叉 90° 安装	

注： D ——混合池直径， m ； d ——搅拌器直径， m ； H ——混合池液面高度， m 。

几种混合反应搅拌机示意图和技术参数见图 6.9.1~图 6.9.6 和表 6.9.4~表 6.9.7。

(1) JBP 型平桨式搅拌机 本机适用于药剂的溶解搅拌,也适于石灰乳或其他药剂的稀释溶解与混合。

本机配套的反应槽可以是钢制或混凝土。但池体内部均应设置挡板,以提高搅拌效果,钢制槽依具体情况可内衬玻璃钢。

表 6.9.4 JBP 型搅拌机主要性能参数表

参数 型号	池深 H/mm	池径 D/mm	水深 h/mm	功率/ kW
JBP-450	1500	800	1200	0.75
JBP-600	1800	800	1500	1.1
JBP-750	2000	1000	1700	1.1
JBP-800	2500	1000	2200	1.5
JBP-1100	3000	1400	2700	1.5
JBP-1400	3300	1500	3000	2.2
JBP-1500	3500	2000	3200	2.2

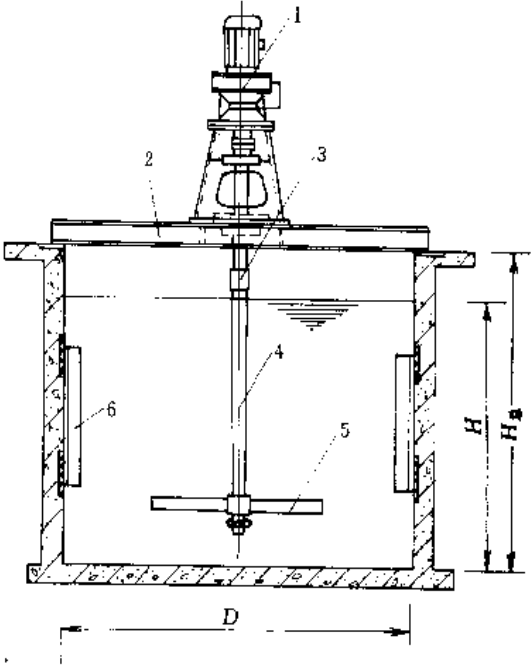


图 6.9.1 JBP 型平桨式搅拌机示意图

1—行摆减速机; 2—平台钢梁; 3—联轴器;
4—轴; 5—桨叶; 6—挡板

表 6.9.5 SJ 型搅拌机主要性能参数表

参数 型号	池径 D/mm	池深 H/mm	水深 h/mm	功率 kW
SJ-I	1200	1300	1000	0.5
SJ-II	1500	1500	1200	0.75
SJ-III	1800	1500	1200	0.75

表 6.9.6 JBK 型搅拌机主要性能参数表

参数 型号	池径 D/mm	池深 H/mm	功率 kW	调速范围/ (r/min)
JBK-I	2.2×2.2	3	0.75	0.289~2.895
JBK-II	3.1×3.1	3.5	1.1	0.289~2.895
JBK-III	4.3×4.3	4	1.5	0.289~2.895

(2) SJ 型溶药搅拌机 该机为带罐体之搅拌设备。搅拌槽体内衬玻璃钢,该机适用于各种药剂的溶解和混合搅拌,常与污泥脱水系统配套使用。

(3) JBK 型框架式调速搅拌机 本机适用于水厂在完成混合之后的絮凝反应搅拌,使药剂与水中的物质形成絮凝体,也适用于大中型污水处理厂各类池型混合反应搅拌,本机在一定范围可无级调速。

(4) XJB 型消化池搅拌机 本机适用于污泥消化阶段中消化池内混合液的搅拌。该机由防爆电机、减速器、支承部件及搅拌部件等组成,用液体密封以防漏气。

(5) YJB 型移动式搅拌机 该机采用交流调速电机,无级调速,搅拌器为直叶桨型,外形较小。安装时整机夹持在搅拌池壁上任何一侧,搅拌轴可按要求调整倾斜角(0°~30°)。

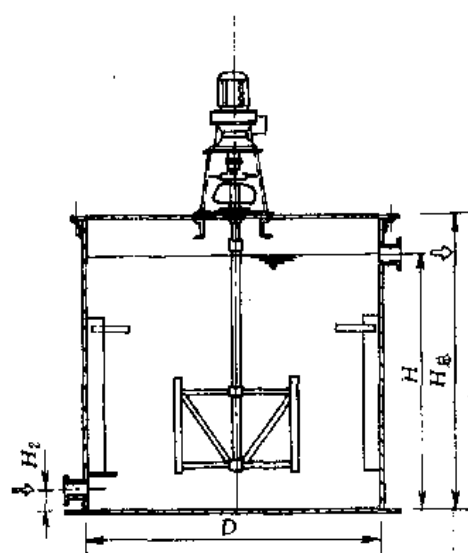


图 6.9.2 SJ 型溶药搅拌机示意图

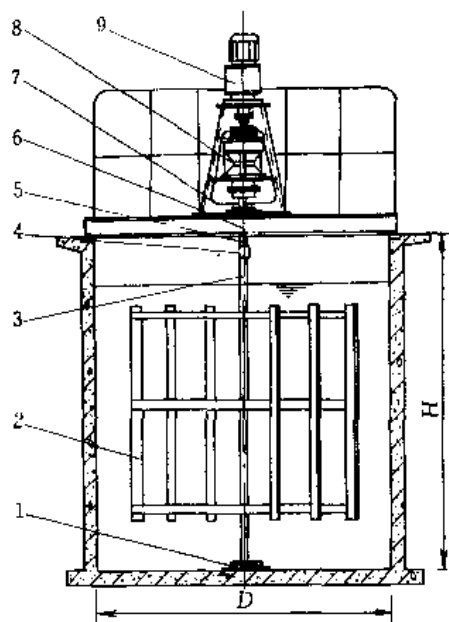


图 6.9.3 JBK 型框架式调速搅拌机示意图

- 1—水下轴承座；2—搅拌桨；3—轴；
4—联轴器；5—中间轴；6—平台；
7—机座；8—减速机；9—调速电机

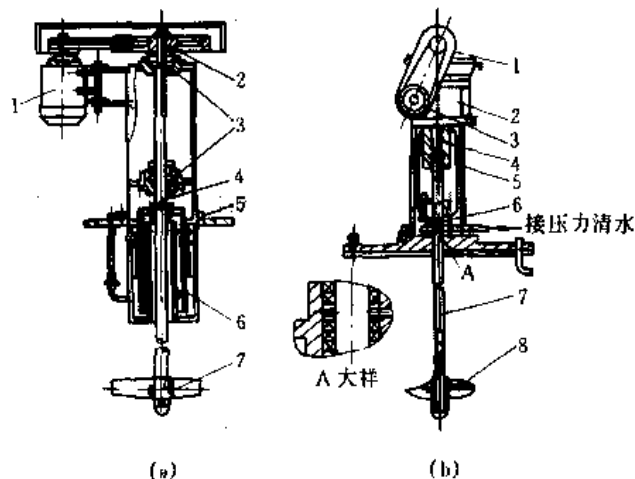


图 6.9.4 XJB 型消化池搅拌机示意图

(a) 液体密封的搅拌机

- 1—电动机；2—皮带轮；3—轴承；4—搅拌轴；
5—机座；6—水封套；7—搅拌器

(b) 填料密封的搅拌机

- 1—电动机；2—减速器；3—皮带轮；4—联轴器；
5—机座；6—填料密封；7—搅拌轴；8—搅拌器

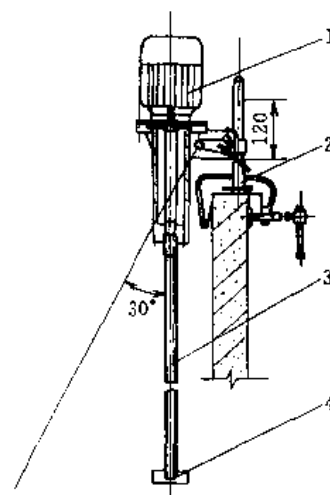


图 6.9.5 YJB 型搅拌机示意图

- 1—电机；2—活动支架；
3—搅拌轴；4—搅拌器

(6) 潜水推流(搅拌)器 该搅拌器适用于各种水池,如氧化沟、厌氧酸化池、匀质池等。由水下电机、减速机;搅拌桨和控制系统组成(见图 6.9.6),电机具有过载、漏水及过热保护功能。搅拌桨用铝合金制成、重量轻、防腐蚀。电机功率 2.2~7.5kW,桨叶直径 325~1800mm(高速搅拌机桨叶短,低速搅拌机桨叶长)。

表 6.9.7 YJB 型移动式搅拌机主要性能参数

参 数 型 号	池 径/mm	水 深 /mm	安 装 角 度	功 率/kW
YJB—I	800×800	≠1100	0~30°	0.75
	900×900			
YJB—II	1000×1000	≠1300	0~30°	1.1
	1100×1100			
YJB—III	1200×1200	≠1500	0~30°	1.5

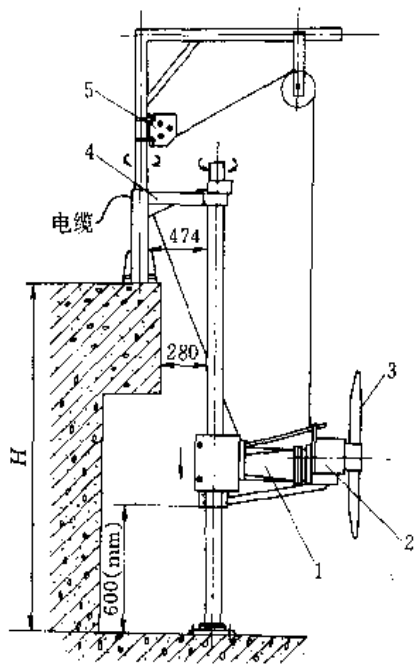


图 6.9.6 潜水推流（搅拌）器
1—水下电机；2—减速机；3—螺旋桨；
4—支架；5—卷绕装置；H—用户提供

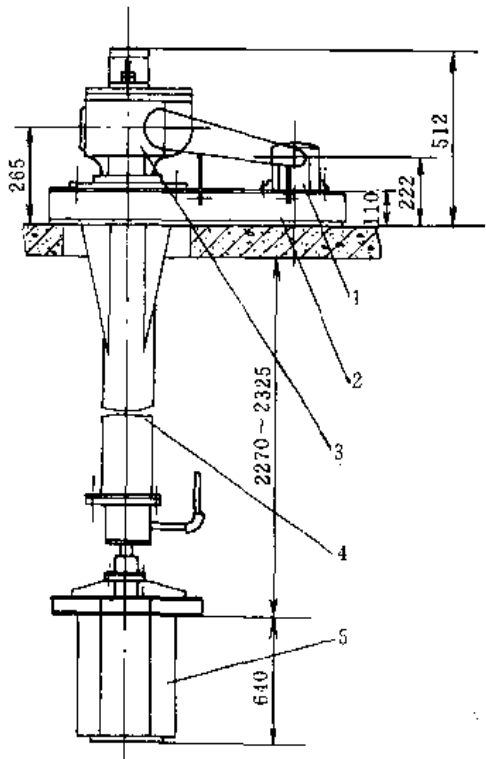


图 6.9.7 S717 澄清池搅拌机示意图
1—电机；2—底座；3—减速机；
4—主轴；5—叶轮

6.9.2 澄清池搅拌机

澄清池搅拌机专用于机械搅拌澄清池。作用是搅拌第一反应室，循环提升混合液。搅拌机可用无级变速电机驱动，以便随进水水质和水量变动而调整回流量及搅拌强度，也可采用普通恒速电机，经三角皮带轮和蜗轮作两级减速。蜗轮轴与搅拌轴一般用夹壳联轴器联接。搅拌机在使用时必须保持动平衡状态，避免摆动，否则转轴会扭歪或磨损。

在池直径<20m时，搅拌机和刮泥机可套轴，即刮泥机轴从搅拌机轴中穿过。当池直径>20m时，采用两机分离式，即搅拌机位池中心，刮泥机的主轴独立偏心安装池的一侧。

几种标准澄清池搅拌机见图 6.9.7~图 6.9.10 和表 6.9.8~表 6.9.10。

表 6.9.8 S717
JBE 澄清池搅拌机主要技术参数表

参 数 型 号	功率/ kW	叶轮转速/ (r/min)	叶轮内径/ mm	叶轮外径/ mm	桨叶内径/ mm	桨叶外径/ mm	桨叶数 个	最大开启 高度/mm
S717 (三)	0.75	13.8~41.5	φ310	φ630	φ310	φ480	6	0~55
SBE3.5	4	3~5		φ3500			6	0~290

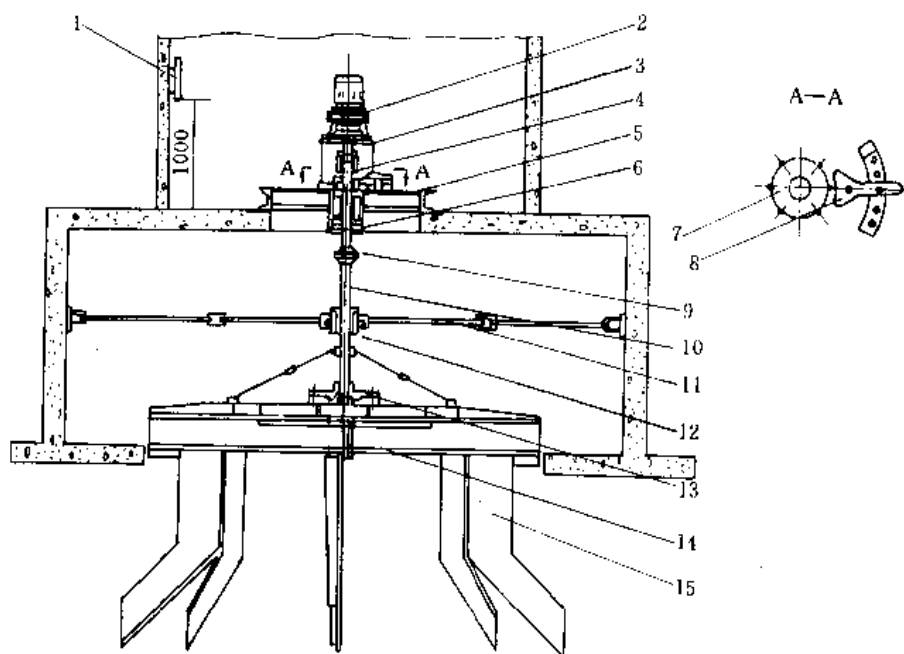


图 6.9.8 JBE3.5 澄清池搅拌机示意图

1—变频器；2—减速机；3—减速机支架；4—导向套；5—底座；6—外套；7—调整锁母；
8—拨叉；9—联轴节；10—叶轮传动轴；11—拉杆；12—衬套；13—法兰；14—叶轮；15—桨叶

表 6.9.9 搅拌机技术参数表

标准代号		S774(一)	S774(二)	S774(三)	S774(四)	S774(五)	S774(六)	S774(七)	S774(八)
叶轮	直径/m	2	2	2.5	2.2	3.5	3.5	4.5	4.5
	转速/(r/min)	4.8~14.5	4.8~14.5	3.8~11.4	3.8~17.4	2.86~8.57	2.86~8.57	2.07~6.22	2.07~6.22
	外缘线速/(m/s)	0.5~1.5	0.5~1.5	0.5~1.5	0.5~1.5	0.5~1.5	0.5~1.5	0.5~1.5	0.5~1.5
	开度/mm	0~110	0~170	0~175	0~240	0~230	0~290	0~300	0~410
搅拌桨外缘线速/(m/s)		0.3~1.0	0.3~1.0	0.3~1.0	0.3~1.0	0.3~1.0	0.3~1.0	0.3~1.0	0.3~1.0
电动机	型号	JZT32-4	JZT32-4	JZT41-4	JZT41-4	JZT42-4	JZT42-4	JZT51-4	JZT51-4
	功率/kW	3	3	4	4	5.5	5.5	7.5	7.5
	转速/(r/min)	120~1200	120~1200	120~1200	120~1200	120~1200	120~1200	120~1200	120~1200
兼比	皮带传动	1.2	1.2	1.57	1.57	2	2	2.68	2.68
	蜗轮减速器	69	69	67	67	70	70	72	72
	总速比	82.8	82.8	105.2	105.2	140	140	192.96	192.96
质量/kg		1900	1900	2255	2260	3828	3828	6750	6750

表 6.9.10 机械加速澄清池刮泥机参数表

型 式		套轴式中心驱动式				销齿传动周边驱动式			
项 目	标准代号	S774(一)	S774(二)	S774(三)	S774(四)	S774(五)	S774(六)	S774(七)	S774(八)
	公称水量/(m³/h)	200	320	430	600	800	1000	1330	180
池径/m		9.8	12.4	14.3	16.9	19.5	21.8	25.0	29.0
池深		5.30	5.50	6.00	6.35	6.85	7.20	7.50	8.00
总容积/m³		315	504	677	9.45	1260	1575	2095	2835
搅拌机	电机功率/kW	3.0	3.0	4.0	4.0	5.5	5.5	7.5	7.5
	叶轮直径/m	2.0	2.0	2.5	2.5	3.5	3.5	4.5	4.5
	叶轮高度/m	0.11	0.17	0.175	0.245	0.23	0.29	0.30	0.41
刮泥机	电机功率/kW	0.8	0.8	0.8	0.8	1.5	1.5	1.5	1.5
	刮臂直径/m	6.0	7.5	9.0	10.5	12.0	13.5	15.0	17.0

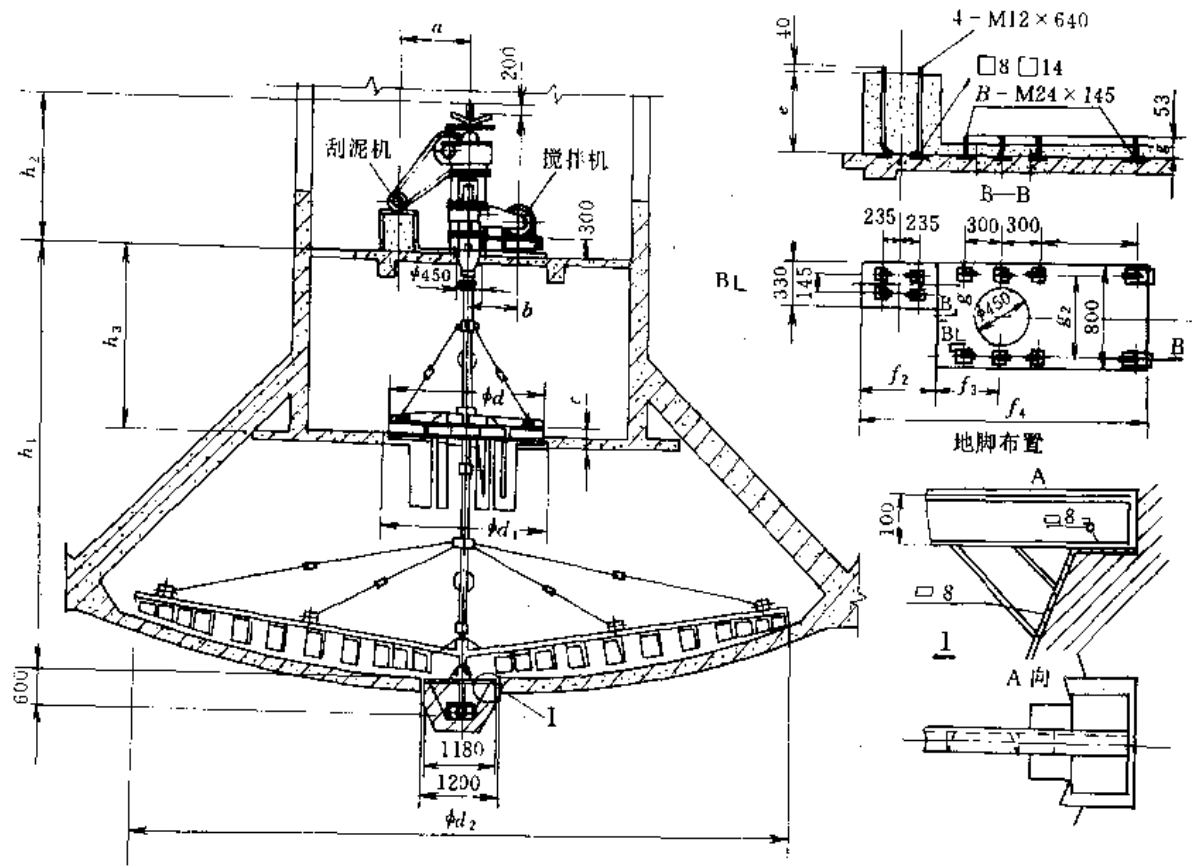


图 6.9.9 套轴式中心驱动机械搅拌澄清池刮泥机示意图

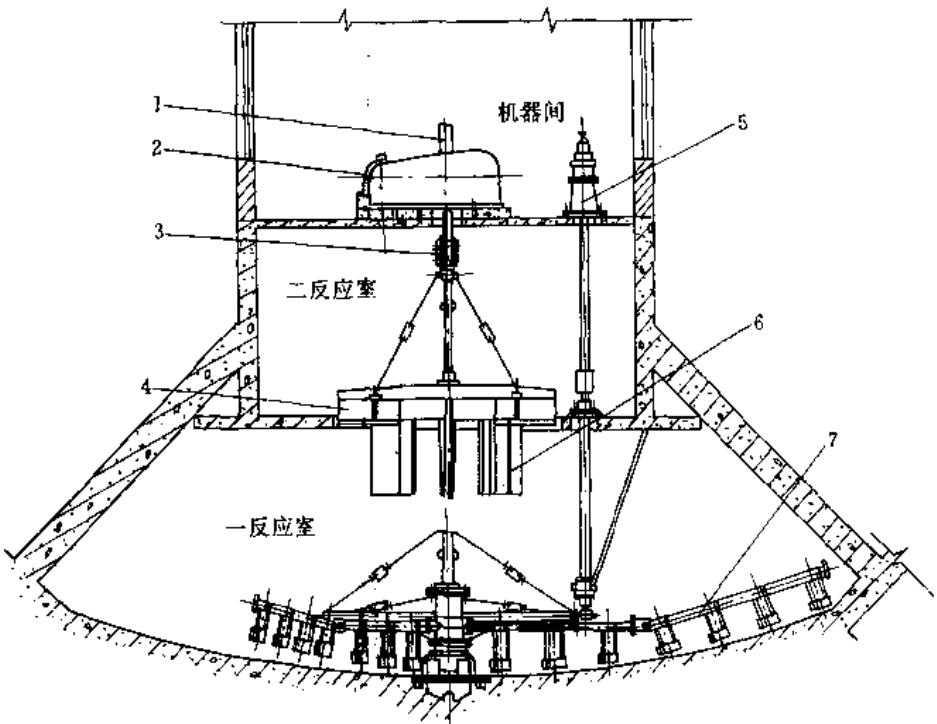


图 6.9.10 销齿传动周边驱动式机械搅拌澄清池刮泥机示意图

1—调流装置；2—搅拌机变速驱动装置；3—夹壳联轴器；4—提升叶轮；5—刮泥机变速驱动装置；6—桨叶；7—刮泥耙

6.10 其他水处理专用设备选介

6.10.1 加药设备

(1) MLY 型溶液投加器 MLY 型溶液投加器以 PC 型转子流量计为计量元件，用针形控制阀调节投加量，用水射器提升、输送至投药点，并在转子流量计前设有旋流澄清器，以去除悬浮杂质。可适用于中小型水厂、污水处理设施投加混凝剂、漂白粉及其他种类药剂的溶液。规格及性能见表 6.10.1。

表 6.10.1 MLY 型溶液投加器规格及性能

型 号	投加量 (以清水计)/ (L/h)	外形尺寸 (高×宽)/ mm	压力水有效 工作水头/m	转子流量 计型号	水射器孔 口面积比 R	质量/kg	生产厂
MLY-I	0.5~4.5	317×203	10~30	PC ₃ 转子重 12g	喷嘴面积： 喉管面积 0.46	7.0	福建三明市环 保净化设备厂
MLY-II	30~360	385×203		PC ₃ 转子重 21g		7.5	

(2) 转子流量计投药器规格性能 见表 6.10.2。

表 6.10.2 转子流量投药器规格及性能

型号	溶液投加量/ (L/h)	转子流量计		水射器		安装螺栓距 h/mm	进、出液管 直径/in	质量/ (kg/个)
		型号	转子质量/ g	压力水进水压力/ kPa	孔口比 值 R			
I 型	0.5~45	PC ₃	12	≥196	0.46	417	3/8	1.3
II 型	30~390	PC ₅	21	≥196	0.46	500	3/4	4.0

注：表列投加量系以清水计，实际投加量应按溶液浓度不同进行校验和换算；1in=0.0254m。

(3) JF 型自动加矾控制装置性能 见表 6.10.3。

表 6.10.3 JF 型自动加矾控制装置性能

型号	输入输出 信号/mA	控制误差/ %	灵敏度/ %	稳定性/ %	电源		环境温度/ ℃	外形尺寸(长×宽×高)		质量/ kg
					电压/ V	允许波动/ %		仪表柜/ mm	加药柜/ mm	
JF-81	0~10	≤2.5	±1.5	5	220 50Hz	±10	0~40	1700×700 ×600	1000×600 ×500	250
JF-83								1200×600 ×500		200

6.10.2 臭氧发生装置

(1) 集装式 XY 型臭氧发生装置规格及性能 见表 6.10.4。

表 6.10.4 集装式 XY 型臭氧发生装置规格及性能

型 号	臭氧产量/ (g/h)	空气流量/ (m³/h)	放电管数量/ 支	工作压力/ (kgf/cm²)	工作温度/ ℃	放电面积/ m²	冷却面积/ m²
XY-1	4~4.5	0.3~0.8	1	0.4~0.5	<35	0.12	0.14
XY-3	12~15	0.8~2.4	3	0.4~0.8	<35	0.5	0.56
XY-7	25~30	2~5	7	0.4~0.8	<35	1.2	1.3
XY-19	80~100	4~15	19	0.4~0.8	<35	3.1	3.5
XY-42	160~200	10~33	42	0.4~0.8	<35	7.0	7.8

型 号	电源电压/ (V/Hz)	可调次级电压/ kV	冷却水用量/ (L/h)	空气露点/℃	电耗/(kWh/kgO ₃)	近似质量/kg
XY-1	220/50	10~15	18~20	-40	16~20	95
XY-3	220/50	10~15	50~70	-40	16~20	400
XY-7	220/50	10~15	110~135	-40	16~20	470
XY-19	220/50	10~15	360~450	-40	16~20	640
XY-42	220/50	10~15	720~900	-40	16~20	1800

注: 1kgf = 98.0665kPa。

(2) 组合式 XY 型臭氧发生装置规格性能 见表 6.10.5。

表 6.10.5 组合式 XY 型臭氧发生装置规格及性能

性 能	型 号				
	XY-76	XY-88	XY-130	XY-230	XY-450
臭氧产量/(g/h)	300~350	350~400	500~600	800~1000	1600~2000
空气流量/(m³/h)	20~60	25~70	40~100	70~180	130~180
放电管数量/支	76	88	130	230	450
工作压力/kPa	40~80	40~80	40~80	40~80	40~80
工作温度/℃	<35	<35	<35	<35	<35
放电面积/m²	12.6	14.5	21.5	38	75
冷却面积/m²	14	16	24	42	83
电源/(V/Hz)	220/50	220/50	380/50	380/50	380/50
可调次级电压/kV	10~15	10~15	10~15	10~15	10~15
空气露点/℃	-40	-40	-40	-40	-40
电耗/(kWh/kgO ₃)	16~20	16~20	16~20	16~20	16~20
近似质量/kg	9600	11000	15000	25000	45000
生产厂	华东理工大学,上海市环境保护设备仪器厂研制,上海市环境保护设备仪器厂生产				

(3) 空气干燥器规格及性能 见表 6.10.6。

表 6.10.6 组合式 XY 型臭氧发生装置空气干燥净化器规格及性能

装置型号	进气流量/ (m ³ /h)	出气流量/ (m ³ /h)	进气压力/ (kgf/cm ²)	出气压力/ (kgf/cm ²)	进气管径/ mm	出气管径/ mm	最大外形尺寸/mm			质量 /kg
							总高	长度	宽度	
XY-76-(一) ^①	70	70	6~8	0.5~0.8	25	50	1600	860	1200	~500
XY-76-(二) ^①	140	140	6~8	0.5~0.8	25	50	1780	1300	1800	~800
XY-76-(三)	200	200	6~8	0.5~0.8	25	50	1780	1300	1800	~800
XY-88-(一)	80	80	6~8	0.5~0.8	25	50	1600	860	1200	~500
XY-88-(二)	160	160	6~8	0.5~0.8	50	50	1780	1300	1800	~800
XY-88-(三)	240	240	6~8	0.5~0.8	50	50	1780	1300	1800	~800
XY-130-(一)	110	110	6~8	0.5~0.8	50	50				
XY-130-(二)	220	220	6~8	0.5~0.8	50	50	2000	1350	1900	
XY-130-(三)	330	330	6~8	0.5~0.8	50	50	2000	1350	1900	
XY-230-(一)	200	200	6~8	0.5~0.8	50	65	2400	1400	2000	~1590
XY-230-(二)	400	400	6~8	0.5~0.8	50	65	2400	1535	2350	~1600
XY-230-(三)	600	600	6~8	0.5~0.8	50	65	2400	1535	2350	~1600
XY-450-(一)	400	400	6~8	0.5~0.8	50	65	2400	1535	2350	~1600

① 括号中的数字(二)表示适用于可配置发生单元数目的台数,例如“XY-76-(二)”即为可配带 XY-76 型发生单元 2 台的空气干燥净化装置。

(4) 电源变压器规格及性能 见表 6.10.7, 调压器见表 6.10.8。

表 6.10.7 组合式 XY 型臭氧发生装置电源变压器规格及性能

配用臭氧 发生器型号	变压器型号	性 能						最大外形尺寸/mm			近似 质量/ kg
		额定电压/V		损耗/W		阻抗电 压/%	空载电 流/%	高度 A	宽度 B	厚度 C	
		初级	次级	空载	短路						
XY-76	DJ-25/20	500	18000	220	700	4	12	875	725	430	222
XY-88	DJ-36/20	500	18000					1175	875	475	325
XY-130	DJ-40/20	500	18000	350	1200	5.5	10	1175	875	475	325
XY-230	DJ-80/20	500	18000	500	2000	5	10	1175	1110	830	500
XY-450	DJ-140/20	500	18000	800	3000	4.5	8	1505	1240	860	750

表 6.10.8 电压调整器规格及性能

配用发生器 型号	性 能				最大外形尺寸/mm			近似质量/ kg
	调压器型号	输出容量/ (kVA)	输入电压/ V	最大负荷 电流/A	A	B	C	
XY-76	TDJA-25/0.5	25	380	63	1292	876	878	400
XY-88	TDJA-40/0.5	40	380	80	1292	876	876	400
XY-130	TDJA-50/0.5	50	380	125	1464	984	984	700
XY-230	TDJA-100/0.5	100	380	200	1653	1056	1056	1100
XY-450	TDJA-140/0.5	140	380	280	1653	1056	1056	1100

(5) 板式电极臭氧发生装置规格及性能 见表 6.10.9。

表 6.10.9 板式电极臭氧发生装置规格及性能

型 号	臭氧产量/ (g/h)	空气流量/ (标 m ³ /h)	臭氧浓度/ (mg/m ³)	放电面积/ m ²	放电间隙/ mm	发生器单元 工作压力/ kPa	气源 种类	气源压力/ MPa	进气温 度/℃	空气露 点/℃
XB-1	30	3.0	≥12	1.7	2.0	40~80	压缩 空气	0.5、0.6 0.7、0.8	<40	-40
QH-B25	25	2.0	10~18	0.8	1.0	≤80	压缩空气 或氧气		<35	-45
型 号	电 源	工作(次级) 电压/kV	装置电功 率/kW	发生器单元 电耗/ (kWh/kgO ₃)	运行 方式	组 装 方式	冷却水量/ (L/h)	冷却水压 力/MPa	外形尺寸 (长×宽×高)/ mm	整机 质量/ kg
XB-1	单相 220V、 50Hz	<13	1.0	~20	连续	集装式、 柜式 结构	≥300	0.1~0.2	700×520 ×1400	335
QH-B25	380V、 50Hz	0.8~1.1		~18			100~200		700×600 ×1200	180

注：1. XB-1 型正常使用时仪表控制范围：进入发生器单元空气压力 40~80kPa，气体流量 1~25m³/h；再生气体流量不大于总进气流量的 30%；空气露点不大于 40℃。

2. XB-1 型不带空压机组，QH-B25 型配带空压机组。

(6) QHW 型臭氧发生装置规格及性能 见表 6.10.10。

表 6.10.10 QHW 型臭氧发生装置规格及性能

型 号	臭氧产量/ (g/h)	空气流量/ (m ³ /h)	臭氧浓度/ (mg/L)	放电面积/ m ²	工作压力/ kPa	进气温度/ ℃	空气露点/ ℃	电 源
QHW-5	5	~0.4	10~18	0.13	≤78.4	<30	-45	单相 220V, 50Hz
QHW-100	100	~8.5		3.50				
QHW-200	200	~17		6.75				
QHW-500	500	~42		15.80				
QHW-1000	1000	~83		33.57				
QHW-2000	2000	~167		67.14				

型 号	工作(次级) 电压/kV	冷却水量/ (L/h)	冷却水温/ ℃	发生器单元电耗 (kWh/kgO ₃)	组 装 方 式	质量/kg	
						发生器 单元	整 机
QHW-5	14.5、 16、 17.5	20~25	≤15 ~25	~15	集装,柜式 结 构		160
QHW-100		400~600					580
QHW-200		600~1000			组合件式	860	
QHW-500		1500~2000				1450	
QHW-1000		3000~4000				2842	
QHW-2000		6000~8000				4330	

(7) BY 型空气干燥器规格及性能 见表 6.10.11。

表 6.10.11 BY 型空气干燥器规格及性能

型 号	空气流量/ (m ³ /h)	气源种类	空气露点/ ℃	工作压力/ kPa	再生气量与总 气之百分率/ %	电 源	吸附剂 种类
BY-30	30	压缩 空气	≤45	588	< 20	单相 220V, 50Hz	硅胶或活 性氧化铝
BY-60	60						
BY-90	90						
BY-120	120						
BY-180	180						

型 号	配套的发生器 单元型号	外形尺寸 (长×宽×高)/mm	地脚螺栓孔尺寸/ mm	整机质量/kg
BY-30		400×400×900	350×300 4-φ16	150
BY-60	QHW-200 ~ 300	500×500×1200	450×350 4-φ18	200
BY-90	QHW-500	600×650×1500	600×350 4-φ18	235
BY-120	QHW-1000	600×650×1700	600×350 4-φ18	275
BY-180	QHW-2000	750×790×1950	740×450 4-φ18	330

6.10.3 二氧化氯发生器

SYL 型 ClO₂ 发生器规格及性能见表 6.10.12。

表 6.10.12 SYL 二氧化氯发生器规格与性能

性能 型号	产气量/ (g/h)	ClO ₂ 、O ₃ 、H ₂ O ₂ 含量/%	耗盐量/ (g/g 气体)	电源电压/ V	电源输出 功率/kW	外形尺寸 (长×宽×高)/mm	电源尺寸 (长×宽×高)/mm
SYL-10	10	60~75	1.58	220	≤40	500×400×1000	300×150×200
SYL-20	20			220	≤150	600×500×1000	300×700×250
SYL-50	50			220	≤400	1340×580×500	500×400×1000
SYL-100	100			220	≤750	1430×640×700	700×650×1200
SYL-200	200			380	≤1600	1500×730×800	700×650×1200
SYL-300	300			380	≤2200	1550×840×950	700×650×1200
SYL-400	400			380	≤3000	1700×900×1400	800×700×1300
SYL-500	500			380	≤4500	1800×950×1450	800×700×1300
SYL-800	800			380	≤7500	1800×1000×1450	800×700×1300
SYL-1000	1000			380	≤9000	2000×1200×1500	800×700×1300
SYL-2000	2000			380	≤16000	2000×2400×1500	950×850×1500

选型方法：确定水质、水量后，根据表 6.10.13 计算混合气体投加数量，再从表 6.10.12 选用相应设备。

表 6.10.13 ClO₂ 混合气体投加量推荐值

待处理水质	投加量/(g/t)	1kg 混合气体处理能力/m ³ 水	待处理水质	投加量/(g/t)	1kg 混合气体处理能力/m ³ 水
生活饮用水	1~2	500~1000	二次供水	0.1~0.5	2000~10000
游泳池循环水	2~5	200~500	中水	3~5	200~300
医院污水	30~50	20~30			

6.10.4 次氯酸钠发生器

(1) SCL 型 NaClO 发生器

SCL 次氯酸钠发生器及溶盐装置工艺流程如图 6.10.1。

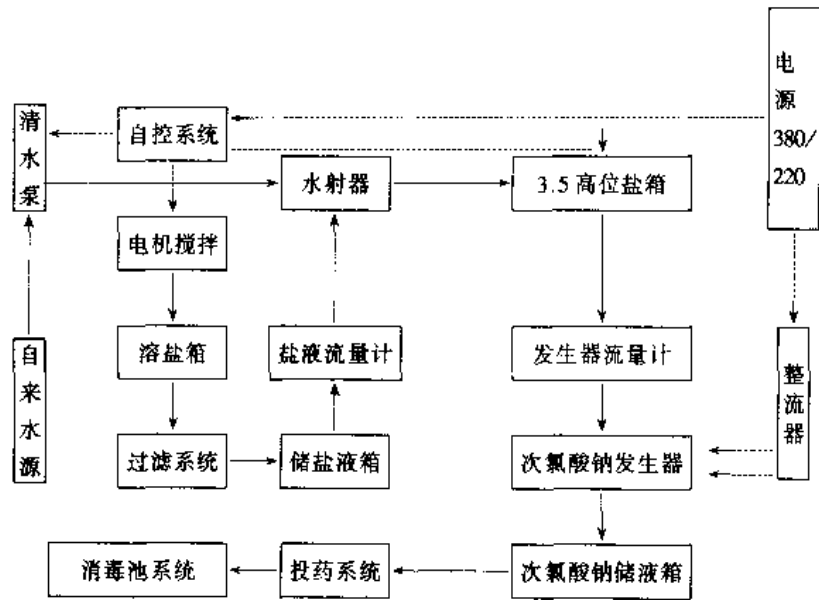


图 6.10.1 SCL 次氯酸钠发生器工艺流程图

产品规格与技术性能如表 6.10.14。

SCL 次氯酸钠发生器电解槽电流效率 $> 75\%$ 。

直流电耗 $\leq 4\text{kWh/kg}$ 有效氯

盐耗 $\leq 4\text{kg/kg}$ 有效氯

阳极强化寿命 $> 26\text{h}$

阳极预测寿命 $> 20000\text{h}$

电解槽循环管备有清水反冲洗系统，防止电极结垢，在无检修及不酸洗状态下，保证累计转 250h 以上，电解电源输入电压为交流 $220/380 \pm 10\%$ V，频率 50~60Hz，输出电压为直流 0~9V，可调，以额定输出电流为准。

溶盐技术参数：

- ① 溶盐桶容量 100L，每次加盐 15~20kg。
- ② 下盐液箱容积为 200~400L，上盐液箱（变位箱）500~1000L。
- ③ 每化一桶盐时间 20min 左右。
- ④ 经过滤箱过滤斜板沉淀，饱和液浓度为 6~8mg/L。
- ⑤ 水射器采用 S324-9，水压力 0.1~0.2MPa，喷射水流量 0.17L/s。饱和盐液提升量可用转子流量计调节。
- ⑥ 流量计选用耐腐蚀型，可调数为 30~360L/h。
- ⑦ 搅拌电机功率为 180W，380V（或 220V）；送盐液泵功率为 370W，220V。

表 6.10.14 SCL 次氯酸钠发生器技术规格表

型 号	SCL50	SCL100	SCL150	SCL200	SCL300	SCL400	SCL500	SCL750	SCL1000	SCL1500
额定有效氯产率/(g/h)	50 ~60	100 ~110	150 ~170	200 ~220	310 ~340	400 ~420	500 ~520	750 ~780	1000 ~1100	1500 ~1600
有效氯浓度/(g/L)	8.5 ~9.5	8.5 ~9.5	8.5 ~9.5	8.5 ~9.5	8.5 ~9.5	8.5 ~9.5	8.5 ~9.5	8.5 ~9.5	8.5 ~9.5	8.5 ~9.5
电源输入电压/交流 V	220	220	220	220	380	380	380	380	380	380

续表

型 号	SCL50	SCL100	SCL150	SCL200	SCL300	SCL400	SCL500	SCL750	SCL1000	SCL1500
电源输出电压/直流 V	7.5~8	7.5~8	7.5~8	7.5~8	7.5~8	7.5~8	7.5~8	7.5~8	7.5~8	7.5~8
电源额定功率/kW	0.4	0.6	0.9	1.3	1.8	2.3	2.8	4	5.5	8
额定电解电压/直流 V	4×2	4×2	4×3	4×3	4×2	4×2	4×2	4×2	4×2	4×3
额定电解电流/A	40	55	80	80	155	210	255	390	520	520
额定盐水浓度/(g/L)	35	35	35	35	35	35	35	35	35	35
生产 1kg 氯耗盐量/kg	2.5 ~3.5	2.5 ~3.5	2.8 ~3.5	2.8 ~3.5	3~ 3.5	3.4 ~4.0	3.4 ~4.0	3.4 ~4.0	3.4 ~4.0	3.4 ~4.0
生产 1kg 氯耗电量/kWh	4~4.5	4~4.5	4~4.5	4~4.5	4.2 ~5.0	4.2 ~5.0	4.2 ~5.0	4.2 ~5.0	4.2 ~5.0	4.2 ~5.0
适用净化现用水量/(t/h)	25	50	75	100	150	200	250	375	500	750
电流效率/%	80	80	75	75	75	75	75	75	75	75
食盐利用率/%	5~60	50~60	50~60	45~50	45~50	45~50	45~50	45~50	45~50	45~50
发生器尺寸 (长×宽×高)/mm	660× 500× 1350	660× 500× 1350	660× 600× 1350	780× 500× 1350	1000× 500× 1350	1000× 500× 1400	1000× 500× 1620	1000× 550× 1750	1200× 550× 1750	1400× 600× 1850
直流电源尺寸 (长×宽×高)/mm	450× 350× 880	450× 350× 880	600× 450× 2200	600× 450× 1100	600× 450× 1100	600× 450× 1100	850× 850× 1100	850× 1100× 1100	850× 1100× 1100	950× 1200× 1200

(2) XFC 形 NaClO 发生器 见表 6.10.15。

表 6.10.15 XFC 型 NaClO 发生器规格及性能

设 备 型 号	XFC-1000	XFC-150	XFC-300	XFC-450	XFC-600	注
外型尺寸/mm	1250×820 ×1620	760×400 ×900	800×500 ×1320	800×500 ×1320	800×500 ×1320	
电解液浓度(NaCl)	4%~5%	4%~5%	4%~5%	4%~5%	4%~5%	食盐配制
次氯酸钠产率/(g/h)	1000	100~150	255~300	382~450	510~600	
处 理 能 力	含氟废水/(m ³ /h) (氟浓度按 25mg/L)	5	0.3~0.6	1.4~1.6	2~2.4	2.7~3.2
	医院污水(NaClO 按 20mg/L 加入)/(m ³ /h)	50	7.5	15	22.5	30
	饮用水消毒/(m ³ /h) (NaClO 按 1mg/L 加入)	1000	150	300	450	600

6.10.5 紫外线消毒器

SD 型紫外线消毒器工作参数见表 6.10.16。

表 6.10.16 紫外线饮水消毒器参数表

型 号	电器控制箱 型号	消毒水流量/ (m ³ /h)	工作压力/ kPa	功率/W	进出水管 直径/mm	总长/mm
SDC64/30×1	DK-31	1	≤400	30	15	1040
SDJ138/30×3	DK-33	4	≤400	90	40	
SDJ200/30×4	DK-34	8	≤400	120	50	
SDJ200/30×6	—	15	≤400	180	50	
SDC200/30×12	—	25	≤400	360	50	

注：1. 字母 D 表示低压，J 表示集中，C 表示串联。例：SDJ138/30×3 表示低压集中式。消毒器筒体直径 138 (mm)，功率 30 (W)，3 个光源。

2. 标 “—” 表示消毒器与电控箱为一体结构。

6.10.6 过滤器

(1) 立式 YF (L) 型压力过滤器技术性能 见表 6.10.17。

表 6.10.17 YF (L) 型压力过滤器技术性能

型号、规格		YF(L)—1600	YF(L)—2000	YF(L)—2600	YF(L)—3000
过滤面积/m ²		2	3.14	5.31	5.31
滤速/(m/h)		≤40	≤40	≤40	≤40
最大过滤水量/(m ³ /h)		80	125	210	210
最大进水压力/Pa		6×10 ⁵	6×10 ⁵	6×10 ⁵	6×10 ⁵
滤前水质	悬浮物/(mg/L)	≤80~100	≤80~100	≤80~100	≤80~100
	油/(mg/L)	≤10~30	≤10~30	≤10~30	≤10~30
滤后水质	悬浮物/(mg/L)	≤10~20	≤10~20	≤10~20	≤10~20
	油/(mg/L)	≤5~15	≤5~15	≤5~15	≤5~15
反冲时平均压力损失/Pa		~0.7×10 ⁵	~0.7×10 ⁵	≤~0.7×10 ⁵	~0.7×10 ⁵
水反洗	速度/(m/h)	40	40	40	40
	压力/Pa	1.5×10 ⁵	1.5×10 ⁵	1.5×10 ⁵	1.5×10 ⁵
	时间/min	~14	14	~14	~14
空气反洗	强度/[m ³ /(m ² ·h)]	15	15	15	15
	压力/Pa	0.7×10 ⁵	0.7×10 ⁵	0.7×10 ⁵	0.7×10 ⁵
	时间/min	~8	~8	~8	~8
设备质量/kg		3652	4181.45	5650	6710
设备运行总质量/t		25	31	43	65

(2) WGL 型无阀过滤器主要技术参数 见表 6.10.18。

表 6.10.18 WGL 型无阀过滤器主要技术参数表

参数 型号	直径 φ/mm	两塔中心距 W/mm	出水孔高 H ₂ /mm	总高 H/mm	进水量 DN _g /mm	出水量 DN _b /mm	强制冲洗管 DN _c /mm
WGL-10	802	1602	3680	6450	100	100	20
WGL-15	920	1720	3700				
WGL-20	1140	1940	3700				

续表

参数 型号	直径 ϕ /mm	两塔中心距 W /mm	出水孔高 H_2 /mm	总高 H /mm	进水量 DN_a /mm	出水量 DN_b /mm	强制冲洗管 DN_c /mm
WGL-25	1263	2063	3800				
WGL-30	1400	2200	3800	6500	150	150	25
WGL-35	1500	2300	3850				
WGL-40	1600	2400	3850				
WGL-45	1700	2500	3850				
WGL-50	1800	2600	3900	6550			
WGL-55	1890	2690	3900				
WGL-60	1985	2785	3900	6600			
WGL-65	2040	2840	3900		200	200	
WGL-70	2120	2920	3900				
WGL-75	2190	2990	3900				

(3) 升流式膨胀中和过滤器(栓)规格 见表 6.10.19。

表 6.10.19 升流式膨胀过滤中和柱规格

型号	规格/ mm	处理 流量/ (m^3/h)	过滤 面积/ m^2	滤速/ (m/h)	最大 直径 D /mm	总高 H /mm	进水管 直径 d_1 /mm	出水管 直径 d_2 /mm	说 明	净重 /kg	生产厂
WH	$\phi 300$	4.2	0.07	60	400	3162	50	40	外观呈圆柱形,恒速 过滤;单件供应滤柱 滤料层高度 1000 ~ 1500mm	57	上海工业 建筑设计院 设计,江苏 宜兴县纯水 设备厂生产
	$\phi 500$	12	0.20		620	3165	100	78		157	
	$\phi 600$	16.8	0.28		800	3478	150	150		280	
	$\phi 800$	30	0.50		1000	3478	150	150		340	
WH-1		2.5	0.07	下部 80	400	2320	40	75	下中部外观呈圆锥 形,但高度较小;生产 厂配套供应耐酸泵及 电机	350	江苏无锡 县环保设备 二厂
WH-2		5	0.126	上部 35	600	2320	50	75		500	
WH-3		8	0.20	下部 80 上部 50	800	2920	75	150		890	
WH-4		10	0.28		1000	3020	100	150		1200	
WH-5		15	0.50			3070	150	150			
QHP	$\phi 400$	7.2	0.126		900	3162			外观呈圆柱形,恒速 过滤;生产厂可配套供 应 102—2*耐酸泵及电 机、流量计等 滤料层高度 2000mm	100	江苏启东 县环保设备 厂
	$\phi 500$	12	0.20		1000	3165				157	
	$\phi 600$	16.8	0.28		1100	3478				280	
	$\phi 800$	30	0.50		1300	3478				340	
	$\phi 1000$	40	0.79		1500	3500				450	
LI-300	$\phi 300$	4~6				3225			下中部外观呈圆锥 体形,但高度较小;生 产厂可配套供应耐酸 泵($\phi 500$ 以下为 50FS- 30 型, $\phi 600 \sim \phi 700$ 为 101*),流量计等 滤料层高度 1000 ~ 1200mm	500	江苏靖江 县环保设备 厂
LI-400	$\phi 400$	6~10				3225				650	
LI-500	$\phi 500$	10~15				3150				800	
LI-600	$\phi 600$	15~23				3150				960	
LI-700	$\phi 700$	23~30				3100				1300	

注:表列处理流量系设计滤速时名义流量,选用时应根据进水水质、出水水质要求及滤料粒径等因素确定。

6.10.7 静电水处理器和电子水处理器

(1) SH 系列静电除垢器参数 见表 6.10.20。

表 6.10.20 静电除垢器参数

型 号	流量/ (t/h)	水头损失 系数 ξ	净重/ kg	连接法兰	高压发生器	
				标准(JB 76—59)工作压力 (1.0MPa) DN/mm	消耗功率/ W	体积/ mm
SH-2A、SH-2B	2	5.1	17	25	< 10	140 × 220 × 280
SH-10A、SH-10B	10	1.2	25	40		
SH-20A、SH-20B	20	2.2	30	50		
SH-50A、SH-50B	50	3.4	75	80	< 15	140 × 280 × 280
SH-100A、SH-100B	100	2.3	95	100	< 20	
SH-200A、SH-200B	200	2.2	270	150	< 40	140 × 280 × 320
SH-300A、SH-300B	300	1.9	350	200		
SH-500A、SH-500B	500	2.1	635	250	< 60	
SH700-14	700	1.25	320	350	< 20	φ530 × 1200
SH900-16	900	0.88	360	400	< 30	φ580 × 1300
SH1200-18	1200	0.74	410	450	< 30	φ630 × 1300
SH1600-20	1600	0.83	470	500	< 30	φ680 × 1450
SH2000-24	2000	0.63	530	600	< 30	φ730 × 1600

注：SH 系列为核工业格林水处理（集团）公司产品。

(2) EH 系列电子水处理器参数 见表 6.10.21。

表 6.10.21 电子水处理器参数

型 号	流量/ (t/h)	水头损失 系数 ξ	净重/ kg	连接法兰	直流电源	
				标准(JB 76—59)工作压力 (1.0MPa) DN/mm	消耗功率/ W	体积/ mm
EH-2A、EH-2B	2	5.4	14	25	10 ~ 60	220 × 85 × 280
EH-10A、EH-10B	10	0.8	19	40		
EH-20A、EH-20B	20	1.9	29	50		
EH-50A、EH-50B	50	2.0	48	80		
EH-100A、EH-100B	100	1.2	62	100		
EH-200A、EH-200B	200	1.6	152	150		
EH-300A、EH-300B	300	2.2	275	200		
EH-500A、EH-500B	500	2.1	450	250	110 ~ 200	140 × 220 × 280
EH-1000A、EH-1000B	1000	1.5	710	350		
EH-2000A、EH-2000B	2000	1.1	1300	450		

注：EH 系列为核工业格林水处理（集团）公司产品。

6.10.8 水处理一体化设备

(1) CW 型净水器包括加药混合反应-沉淀-砂过滤三道工序，其规格和性能见表 6.10.22。

表 6.10.22 CW 型净水器规格及性能

类型	型号	净水能力 m ³ /h	进水允许最高 浊度 mg/L	正出水度 mg/L	主要工艺参数								进口处 要求水压 MPa	外形尺寸 (长×宽×高) m×m×m	重量(kg)		生 产 厂						
					总 停 留 时 间 min	总 水 头 损 失 kPa	反应区类型	斜 管 端 上 流 速 mm/s	过 滤 区 分 格 数 (格)	过 滤 区 滤 速 m/h	滤 池 反 冲 洗 强 度 L/ m ² ·s	滤 料 层 mm			净重	运 载 重 量							
重力式	CW—I—10	10	一般为 ≤500, 短期 允许 ≤1000	≤3	46	39.2	卵石层反应 折板反应	3.1	3	13.3	15	双层 滤料: 无烟 煤厚 300, 粒径 0.8~ 1.8; 石英 砂厚 400, 粒径 0.5~ 1.2	≤0.05	1.75×1.7 ×2.6	3100	10800	浙 江 省 城 乡 规 划 设 计 研 究 院 设 计, 浙 江 省 上 虞 水 处 理 设 备 总 厂 生 产						
	CW—I—15	15			42			3.2		13.0				1.95×2.05 ×2.6	3800	14200							
	CW—I—20	20			39			3.2		13.2				2.3×2.15 ×2.6	4500	17400							
	CW—I—25	25			39			3.09		13.28				2.6×2.4 ×2.6	5000	21200							
	CW—I—30	30			38			3.09		13.55				2.8×2.6 ×2.6	6000	25000							
	CW—I—40	40			36			3.59		15.65				3×2.8 ×2.8	7000	30500							
压力式	CW—II—5	5	一般为 ≤500, 短期 允许 ≤1000	≤3	38	49	卵石层反应	3.0	1	10	15	石英砂 滤料厚 700, 粒径 0.5~ 1.2	0.3~ 0.4	反应沉淀器 φ1×2.6	1100	3500							
	CW—II—10	10			42			3.0		10				压力滤器 φ0.8×2.4	600	2600							
														反应沉淀器 φ1.4×2.8	1600	5500							
														压力滤器 φ1.2×3.5	710	4600							

(2) JCL 型净化器包混凝-澄清-可发泡聚苯乙烯塑料滤珠过滤, 其规格及性能见表 6.10.23。

表 6.10.23 JCL 型综合净水器规格及性能

型号	净水能力/ (m^3/h)	允许进水浊度/ (mg/L)	出水浊度/ (mg/L)	主要工艺参数						最大外形尺寸/mm		重量/kg	
				澄清区上升流速/ (mm/s)	澄清区总停留时间/ min	滤料粒径	滤料层厚度/ mm	冲洗强度	冲洗历时/ min	直径	高度	净重	运载重量
JCL-D100	5	一般为 ≤ 500 , 短期 ≤ 1000	正常 ≤ 5	2.5~2.9	20~25	平均粒径 0.8~1.2 mm	300~400	4.0L/ $(\text{m}^2 \cdot \text{s})$	~2	1000	3000	900	3000
JCL-D160	15									1600	3200	1200	6000
JCL-D200	25									2000	3500	2300	10000
JCL-D300	50									3000	4200	5300	21000

注: 无锡前洲环保设备厂生产。

(3) WSZ 型一体化污水处理设备包括初沉池、接触氧化池、上沉池、消毒池、污泥池、风机组 6 部分, 其主要技术参数见表 6.10.24。

表 6.10.24 WSZ-I 型设备技术参数表

项 目		WSZ-I-0.5	WSZ-I-1	WSZ-I-3	WSZ-I-5	WXZ-I-10	WSZ-I-20	WSZ-I-30
标准处理量/(m ³ /h)		0.5	1	3	5	10	20	30
设备件数		1	1	1	1	3	3	3
初沉池表面负荷/[m ³ /(m ² ·h)]		-	—	—	—	2.5	3.2	3.3
接触氧化池面积/m ²		2.16	3.6	8.64	14.4	28	46	70
二沉池表面负荷/[m ³ /(m ² ·h)]		0.5	0.75	0.83	1	1.06	1.6	1.65
消毒池容积/m ³		0.3	0.6	1.8	2.8	5.2	11	15
污泥池容积/m ³		0.7	1.1	2.7	3.5	9	15	23.4
风机	型 号	L13LD	L13LD	L21LD	L22LD	L32LD	L33LD	L42LD
	电机型号	Y802-4	Y802-4	Y90L-4	Y90L-4	Y100L ₁ -4	Y112M-4	Y132M-4
	功率/kW	0.75	0.75	1.5	1.5	2.2	4	7.5
水泵	型 号	AS10-2CB	AS10-2CB	AS10-2CB	AS10-2CB	AS10-2CB	AS16-2CB	AS16-2CB
	功率/kW	1.1	1.1	1.1	1.1	1.1	2.2	2.2
设计进水 BOD ₅ /(mg/L)		200	200	200	200	200	200	200
设计出水 BOD ₅ /(mg/L)		20	20	20	20	20	20	20
最大单位重量/t		2.5	4.5	6	9	9	12	15
设备总量/t		3	5	6.5	10	27	35	43
平面面积/m ²		4.6	6	11	15	44	79	87

(4) 地埋式 SW 型生活污水净化器包括初沉室生物接触氧化室、二沉室、消毒室、自动消毒装置、自动控制箱、风机和水泵。其规格见表 6.10.25。

表 6.10.25 SW 系列生活污水净化器规格表

型号	处理能力/ (m ³ /h)	总配套功率/ kW	外形尺寸 L×W×H/m	占地面积 L×W/m	设备总质量/t	运行时总质量/t
SW-05	0.5	1.12	2×1×2	2×1	1.8	4.0
SW-1	1	1.12	2.5×2×2	2.5×2	2.2	7.0
SW-2	2	1.12	3×2.4×2.25	3×2.4	3.0	12.0
SW-3	3	1.47	3.5×2.4×2.25	3.5×2.4	3.5	17.0
SW-4	4	1.47	4×2.4×2.6	4×2.4	4.0	22.0
SW-6	6	1.47	5.5×2.4×2.6	5.5×2.4	5.0	32.0
SW-8	8	1.47	8×2.4×2.6	8×2.4	6.5	42.5
SW-10	10	2.75	7.5×2.7×2.5	7.5×2.7	8.0	55.0
SW-15	15	2.75	6×2.4×2.6(2)	6×4.8	10	78
SW-20	20	4.22	7.5×2.7×2.6(2)	7.5×5.4	16	110
SW-30	30	5.5	10×2.7×3(2)	10×5.4	18	153
SW-40	40	7.7	7×2.7×3(3) 5.5×2.7×3(1)	72m ²	35	215
SW-50	50	9.7	8.5×2.7×3(3) 7×2.7×3(1)	88m ²	40	265
SW-75	75	14	8.5×2.7×3(3) 6×2.7×3(3) 10×2.7×3(2)	112m ²	55	395
SW-100	100	19	10×2.7×3(3) 7×2.7×3(5)	176m ²	75	525

(5) 组装式加压溶气气浮系统很多, ZSQF 型产品规格见表 6.10.26。

表 6.10.26 加压溶气气浮一体化设备规格

型 号		ZSQF-5	ZSQF-10	ZSQF-15	ZSQF-20	ZSQF-25	ZSQF-30	ZSQF-50	ZSQF-75	ZSQF-100	ZSQF-150
处理量	m ³ /h	5	10	15	20	25	30	50	75	100	150
主 机 外形尺寸	长	m	3.25	4.00	4.40	5.55	6.25	6.40	8.35	10.20	12.70
	宽	m	1.85	2.15	2.60	2.60	2.95	3.25	3.55	4.15	4.15
	高	m	2.10	2.10	2.10	2.10	2.10	2.10	2.40	2.70	2.70
回流泵功率	kN	3	3	4	4	4	5.5	5.5	10	10	17
空压机功率	kW	0.37	0.37	0.37	0.55	0.55	0.55	1.5	1.5	1.5	1.5
刮泥车功率	kW	1.1	1.1	1.1	1.1	1.1	1.1	1.1	1.5	1.5	1.5
溶气罐直径	mm	300	300	400	400	400	600	600	600	800	800
贮气罐容积	m ³	—	—	—	—	—	—	—	1	1	1
设备总重	kg	2880	3480	4460	4740	4960	5440	6450	8480	13780	15120

(6) GJH 型含铬废水电解法处理装置的规格及性能见表 6.10.27。

表 6.10.27 GJH 型含铬废水电解法处理装置规格及性能

型号	处理流量 m ³ /h		废水(进水) 水质		处理出水 水质		电解槽主要工艺参数										
	钢板 电极	碳钢 切屑板 电极	Cr ⁺⁶ 浓度/ (mg/L)	pH 值	Cr ⁺³ 浓度/ (mg/L)	pH 值	有效 容积/ L	电解时间/ min		上升流速/ (m/h)		极板数/ 块		电极 接线 方式	接线 电极 数 (块)	电极串联 次数/次	
								钢板 电极	碳钢 切屑 电极	钢板 电极	碳钢 切屑 电极	钢板 电极	碳钢 切屑 电极			钢板 电极	碳钢 切屑 电极
GJH-03	1.5~3	3	25~50	4~6	≤0.5	6~8	150	6~3	3	6.5~13	13	58	30	双 极 性 串 联	4	30	15
GJH-04	1~1.5	1.5					75					29	15				

电解槽主要工艺参数							食盐 投加量/ (kgf/m ³)	钢板消耗量		电能耗(kWh/m ³)	
电解工作 电流/A		电流密度 (A/dm ²)		电解工作电压 V ^①		单块电 极面积/ dm ²		钢板电极/ (kgf/m ²)	碳钢切 屑电极/ (kgf/m ²)	钢板 电极	碳钢切 屑电极
钢板 电极	碳钢切 屑电极	钢板 电极	碳钢切 屑电极	钢板 电极	碳钢切 屑电极						
6~24	23~45	0.14~0.58	0.55~1.08	80~150	100~150	20.8	0.25~0.50	0.18~0.35	0.18~0.35	0.32~1.20	0.77~2.55
4~12	11~23	0.20~0.58	0.55~1.08								

电源整流 器型号	外接电源 电压/V	废水泵		外形尺寸/mm		工作环境要求			重量/kg		生产厂
		型号	电动机 功率/ kW	电解槽 (长×宽 ×高)	整流器 (长×宽 ×高)	温度/ ℃	相对 湿度 (%)	其他	电解槽 (空重)	整 流 器	
KG11- 50A/150A	380 伏,三 相四线制	塑料泵 102-2*	2.2	1370×970 ×1490	300×420 ×500	-20~+40	≥85	无腐蚀性 气体,无爆 炸尘埃	~450 ~300	~230 ~230	武汉仪 表厂
KG11- 50A/150V				1210×620 ×1350	300×420 ×500						

① 根据安全用电规程(草案)的规定, 直流电安全用电电压为 60V, 表列数值已超过此值, 选用时注意。

7 管渠系统

7.1 管渠水力计算

7.1.1 流量计算

7.1.1.1 给水系统设计流量

给水系统设计供水量一般按最高日用水量考虑,计算时应包括以下各种用水量,见表 7.1.1。

表 7.1.1 给水系统流量计算表

序号	名 称	计算公式	说 明
1	城市居民日常生活用水量 Q_p (L/d)	$Q_p = \sum q_i P_i$	q_i ——居民生活最高日用水定额, L/(人·d), 见表 1.2.21 P_i ——设计年限内计划用水人数
2	综合生活用水量(包括城市居民日常生活用水和公共建筑用水) Q_z /(L/d)	$Q_z = \sum q_z P_i$	q_z ——综合生活最高日用水定额, L/(人·d), 见表 1.2.22
3	消防用水量 Q_x /(L/s)	$Q_x = q_x N$	q_x ——一次灭火用水量, L/s N ——同一时间内火灾次数, 按表 1.2.29 确定
4	浇洒道路用水量 Q_L /(L/d)	$Q_L = \sum q_L N_L$	q_L ——用水量定额, 浇洒道路和场地为 1~2L/(m ² ·次), 每日浇洒 2~3 次; 绿化用水量 1.5~4L/(m ² ·次), 每日浇洒 1~2 次 N_L ——每日浇洒道路和绿化的面积与次数
5	工业企业生产用水和工作人员生活用水量 Q_w /(L/d)	$Q_w = Q_1 + Q_2 + Q_3$	Q_1 ——各工业企业日生产用水量, L/d, 按工艺要求确定 Q_2 ——各工业企业职工生活用水量, L/d, 一般采用 25~35L/(人·班), 时变化系数为 2.5~3.0 Q_3 ——各工业企业职工淋浴用水量, L/d, 一般采用 40~60L/(人·班), 按表 1.2.26 确定
6	未预见用水量 Q_u 及管网漏失水量 Q_l /(L/d)	$Q_u = (0.15 \sim 0.25)(Q_z + Q_L) + \alpha Q_w$	城镇未预见用水量及管网漏失量可按最高日用水量的 15%~25% 合并计算; 工业企业自备水厂的未预见用水量及漏失水量可根据工艺及设备情况确定; 远距离输水渠道渗漏量较大应通过调查研究计算确定
7	最高日用水量 Q_R /(L/d)	$Q_R = Q_z + Q_L + Q_w + Q_u + Q_l$	α ——比例系数
8	最高日平均用水量 Q_T /(L/h)	$Q_T = Q_R/24$	
9	最高日最高时用水量 Q_S /(L/h)	$Q_S = K_S \frac{Q_T}{24}$	K_S ——时变化系数。生活用水时变化系数, 城市供水中应根据城市性质、规模、发展、供水系统现状和日用水变化情况确定。在缺乏实际资料时, 最高日城市综合用水的时变化系数宜采用 1.3~1.6; 日变化系数宜采用 1.1~1.5。工业企业生产用水量的时变化系数随工艺而定, 若单位内有足够水量的调节构筑物时, K_S 可取 1.0
10	最大秒流量 Q_m /(L/s)	$Q_m = Q_S/3600$	

7.1.1.2 城市污水厂设计流量

用于城市污水厂的设计水量有以下几种。

(1) 平均日流量 (m^3/d)，一般用以表示污水厂的规模，并用以计算水厂每年的电耗、药耗及处理的总水量、总泥量。

(2) 设计最大流量 (m^3/h 或 L/s)，用以计算处理构筑物 (另有规定者除外) 及管渠的大小。

(3) 降雨时设计流量 (m^3/h 或 L/s)，除旱流污水外，还包括按截流倍数 n 引入的初雨径流。初次沉淀池以前的构筑物和设备均应以此流量进行核算，此时初次沉淀时间不宜小于 30min。

(4) 考虑到最大流量的持续时间较短，当曝气池等的设计停留时间较长 ($\geq 6\text{h}$) 时，可酌情采用比最大设计流量略小的数值作为设计流量。

(5) 当污水厂分期建设时，以上设计用的流量应为相应的各期流量。

(6) 居住区生活污水量。居民区生活污水定额和综合生活污水定额应根据当地采用的用水定额，结合建筑内部给排水设施水平和排水系统完善程度等因素确定，可按当地用水定额的 80%~90% 采用。生活污水量总变化系数宜按表 7.1.2 采用。

表 7.1.2 生活污水量总变化系数表

污水平均日流量/(L/s)	5	6	10	15	25	40	70	100	200	500	≥ 1000
总变化系数	2.3	2.2	2.1	2.0	1.9	1.8	1.7	1.6	1.5	1.4	1.3

注：1. 当污水平均日流量为中间数值时，总变化系数用内插法求得；

2. 当居住区有实际生活污水量变化资料时，可按实际数据采用。

(7) 工业企业内生活污水量和淋浴污水量。工业企业内的生活污水量、淋浴污水量及公用建筑污水量的确定应与国家现行的《室外给水设计规范》和《室内给水排水和热水供应设计规范》的有关规定相协调。

(8) 工业废水量。工业废水量及其总变化系数应根据工艺特点确定，并与国家现行的工业用水量有关规定相协调。可按单位产品的废水量计算或按工艺流程和设备排水量计算，或按实测废水量数据计算。生活污水量和工业废水量计算公式见表 7.1.3。

表 7.1.3 排水设计流量 (L/s) 计算公式

项 目	计 算 公 式	说 明
居民区生活污水设计最大流量	$Q = \frac{qNK_z}{86400}$	q ——污水量定额, $\text{L}/(\text{人} \cdot \text{d})$ N ——设计人口数 K_z ——总变化系数
工业企业工业废水设计最大流量	$Q = \frac{mMK_z}{3600T}$	M ——单位产品的废水量定额, $\text{L}/\text{单位产品}$ m ——每日的产品数量 K_z ——总变化系数, 由工艺确定 T ——工业企业每日工作时数, h
工业企业生活污水设计最大流量	$Q = \frac{q_1 N_1 K_z + q_2 N_2 K_z}{3600T}$	q_1 ——一般车间污水量定额, $\text{L}/(\text{人} \cdot \text{班})$, 可取 25 q_2 ——热车间污水量定额, $\text{L}/(\text{人} \cdot \text{班})$, 可取 35 N_1, N_2 ——一般车间和热车间最大班工人数 T ——每班工作时数, h
工业企业淋浴污水设计最大流量 (每班使用淋浴时间按 1h 计)	$Q = \frac{q_3 N_3 + q_4 N_4}{3600}$	q_3, q_4 ——不太脏车间和较脏车间淋浴水量定额, $\text{L}/(\text{人} \cdot \text{班})$, 见表 1.2.26 N_3, N_4 ——不太脏车间和较脏车间最大使用淋浴的人数

7.1.1.3 输水管 (渠) 设计流量

(1) 从水源至城镇水厂或工业企业自备水厂的输水管渠的设计流量，应按最高日平均时供水量加自用水

量确定。自用水量应根据原水水质和所采用的处理工艺以及构筑物类型等因素通过计算确定,城镇水厂的自用水率一般可采用供水量的5%~10%。当长距离输水时,输水管渠的设计流量应计入管渠漏失水量。

(2) 向管网输水的管道设计流量,当管网内有调节构筑物时应按最高日最高时用水条件下,由水厂所负担供应的水量确定;当无调节构筑物时,应按最高日最高时供水量确定。

(3) 需供应消防用水时,应根据有无调节构筑物,分别加消防补充流量或消防流量。

7.1.1.4 配水管网计算流量

(1) 配水管网设计水量 配水管网的设计水量应按最高日最高时用水量 Q_h 计。当管网内无调节构筑物(如水塔、高位水池、调节泵站)时, Q_h 全部由净水厂供给;当管网内有调节构筑物时, Q_h 应等于净水厂供水量和调节构筑物供水量之和。

(2) 配水管网校核流量 配水管网计算中应对下列三种情况进行校核,其校核流量分别为:

① 消防时的校核流量 Q_{fx}

$$Q_{fx} = Q_m + Q_x \quad (7.1.1)$$

式中 Q_m ——最大秒流量, L/s;

Q_x ——消防用水量, L/s。

② 最大转输时的校核流量 Q_z

$$Q_z = Q_n \times K_z + Q_{zw} \quad (7.1.2)$$

式中 K_z ——最大转输时用水量与最高时用水量之比,可根据城市用水量逐时变化曲线确定;

Q_{zw} ——最大转输时调节构筑物的转输水量, L/s。

③ 最不利管段发生事故时的校核水量 Q_{sk}

对于城镇

$$Q_{sk} = 0.7 Q_m \quad (7.1.3)$$

对于工矿企业则按有关规定计算。

(3) 配水管网节点流量计算 节点就是管网的设计供水点,用水大户接户管的连接点、管网中的交点都是节点。

对于工业企业及其他大用水户(如机关、学校、医院、公共建筑等),可将其用水位置作为集中节点流量考虑,节点流量按最高日最大时的平均流量计;对于城市居民用水可先计算管段用水量,然后均匀分配到计算节点,也可直接根据用水分布情况,计算节点流量。

配水管段用水量可按以下几种比流量方法进行计算:

① 以单位长度管设计的比流量 $q_{cb} [m^3/(s \cdot m)]$

$$q_{cb} = Q_b / \sum L \quad (7.1.4)$$

式中 Q_b ——管网输出的除工业企业及其他大用水户用水外的水量, m^3/s ;

L ——配水管段的计算长度(不配水的管段不计,只有一侧配水的管段折半计), m。

$$Q_b = Q_h - \sum Q_i \quad (7.1.5)$$

式中 Q_h ——管网最高日最大时平均供水量, m^3/s ;

Q_i ——工业企业及其他大用水户的用水量, m^3/s 。

根据比流量计算各管段的沿线配水流量 $Q_y (m^3/s)$

$$Q_y = q_{cb} L \quad (7.1.6)$$

② 以单位面积计的比流量 $q_{mb} [m^3/(s \cdot m^2)]$

$$q_{mb} = Q_b / F \quad (7.1.7)$$

式中 F ——管网配水区域的总面积, m^2 。

根据比流量计算各管段的配水流量 $Q_y (m^3/s)$

$$Q_y = q_{mb} f \quad (7.1.8)$$

式中 f ——计算管段的配水区域面积, m^2 。

用单位管长或单位面积比流量方法计算不能反映由于用水人口密度和用水定额不同而产生配水量差别,不便于按流量确定管段的管径和水头损失。

③ 以小区用水量和单位配水管段长度计算的比流量 $q_{Nbi} [m^3/(s \cdot m)]$

小区用水量 $Q_k (\text{m}^3/\text{s})$

$$Q_k = A_i N_i Q_b / \sum (A_i N_i) \quad (7.1.9)$$

式中 N_i ——计算小区用水人口, 人;

A_i ——用水定额系数, 即假定某一用水小区用水定额为 1, 计算小区用水定额与该用水定额之比。

小区比流量 $q_{Nki} [\text{m}^3/(\text{s} \cdot \text{m})]$

$$q_{Nki} = \frac{Q_{ki}}{\sum L_{ij}} \quad (7.1.10)$$

式中 L_{ij} ——承担计算小区 (i) 供水的各配水管段的长度, m。

根据各小区比流量计算各管段配水流量 $Q_n (\text{m}^3/\text{s})$

$$Q_n = \sum_{i=1}^n q_{Nki} \times L_j \quad (7.1.11)$$

式中 n ——与 L_j 管段有关的小区数, 二侧配水管段 $n=2$; 一侧配水管段 $n=1$ 。

本方法考虑了用水人口密度和用水标准的差异因素, 较以上二种方法更符合实际, 也更合理 (分区越多计算越正确), 但计算工作量较大。

计算了各管段的用水量后, 可按下面的方法确定各节点流量:

① 对于沿线用水较均匀的管段, 若按比流量法算除管段用水量后, 可按各 1/2 用水量分配到连接管段的相邻节点上, 因此任一节点的流量 (Q_d) 等于连接在该节点上各管段用水量总和的一半, 即

$$Q_d = \frac{1}{2} \sum Q_n \quad (7.1.12)$$

式中 Q_n ——节点连接的管段用水量, m^3/s 。

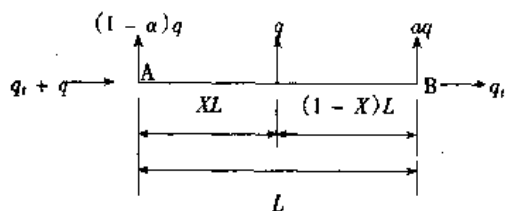


图 7.1.1 集中流量折算成节点流量

② 用比流量法计算节点流量工作量较大, 实用上常采用在算出小区用水量后, 直接分配到有关节点的方法。小区用水量可根据用水人口和用水定额算出, 对于扩建、改造的管网也可按实际用水抄表数推算。然后将计算的小区用水量, 根据各节点的服务范围、以相应的比例直接分配到各有关节点。

③ 当管段上有用水量不很大的集中流量时, 一般可将该集中流量经折算并入管段前后二个节点。按

图 7.1.1, 其折算公式如下:

$$\alpha = -\frac{q_t}{q} + \sqrt{\left(\frac{q_t}{q}\right)^2 + \left(2\frac{q_t}{q} + 1\right)X} \quad (7.1.13)$$

式中 α ——折算系数;

q_t ——转送流量, L/s;

q ——管段中集中流量, L/s;

X ——表示集中流量的位置。

7.1.2 管渠水力计算

7.1.2.1 管道水力计算

(1) 管径计算

满流或压力流的输水管径, 可按下式计算:

$$d = \sqrt{\frac{4Q}{\pi v}} \quad (7.1.14)$$

式中 d ——管内径, m;

Q ——管段流量, m^3/s ;

v ——管内流速, m/s 。

从上式可知, 管径大小与流量、流速都有关系, 如果流量已知, 一般可参考中小管径 ($DN \leq 400\text{mm}$) 的流速为 $0.6 \sim 1.0\text{m}/\text{s}$, 大管径 ($DN > 400\text{mm}$) 的流速为 $1.0 \sim 1.8\text{m}/\text{s}$ 。为防止管内发生水锤, 流速一般

$\leq 2.5 \sim 3.0 \text{ m/s}$ 。从经济上分析,流速取低值,管段水头损失小,能耗低,但所需管径大,管网造价高,反之亦然。管网造价和运行费用总和最低时的流速称为经济流速,据此确定的管径称为经济管径。选定流速后,按上式计算出理论管径,再依管材系列选用相应的标准管径。一般在生产设计中常以经济流速为根据对每一管径定出界限流量,如表 7.1.4,以利于确定管径。

表 7.1.4 管道限量流速表

管径/mm	界限流量/(L/s)	管径/mm	界限流量/(L/s)	管径/mm	界限流量/(L/s)
100	< 9	350	68 ~ 96	700	355 ~ 490
150	9 ~ 15	400	96 ~ 130	800	490 ~ 685
200	15 ~ 28.5	450	130 ~ 168	900	685 ~ 822
250	28.5 ~ 45	500	168 ~ 237	1000	822 ~ 1120
300	45 ~ 68	600	237 ~ 355		

(2) 水头损失计算

① 沿程水头损失 $h_1(\text{m})$

$$h_1 = iL \quad (7.1.15)$$

式中 L ——计算管段长度, m;

i ——每米管道(渠)的水头损失(水力坡度), m/m。

旧钢管及旧铸铁管 i 值:

$$\text{当 } v \geq 1.2 \text{ m/s 时, } i = 0.00107 \frac{v^2}{d^{1.3}} \quad (7.1.16)$$

$$\text{当 } v < 1.2 \text{ m/s 时, } i = 0.000912 \frac{v^2}{d^{1.3}} \left(1 + \frac{0.867}{v} \right)^{0.3} \quad (7.1.17)$$

式中 v ——平均流速, m/s;

d ——管道(渠)的计算内径, m。

混凝土管及钢筋混凝土管 i 值:

$$i = \frac{v^2}{C^2 R}, \quad C = \frac{1}{n} R^y \quad (7.1.18)$$

$$y = 2.5 \sqrt{n} - 0.75 \sqrt{R} (\sqrt{n} - 0.1) - 0.13 \quad (7.1.19)$$

式中 R ——水力半径, m, 对圆管 $R = d/4$;

C ——流速系数;

n ——管渠壁粗糙系数, 见表 7.1.5, 一般采用 0.013 ~ 0.014;

y ——与粗糙系数和水力半径有关的指数, 当 $n < 0.02$ 时, 可取值 1/6。

表 7.1.5 管渠粗糙系数 n 值

管渠类别	粗糙系数 n	管渠类别	粗糙系数 n
钢管、石棉水泥管	0.012	浆砌砖渠道	0.015
木槽	0.012 ~ 0.014	浆砌块石渠道	0.017
陶土管、铸铁管	0.013	干砌块石渠道	0.020 ~ 0.025
混凝土管、钢筋混凝土管、水泥砂浆抹面渠道	0.013 ~ 0.014	土明渠(包括带草皮)	0.025 ~ 0.030

硬聚氯乙烯塑料管 i 值:

$$i = 8.75 \times 10^{-4} \frac{Q^{1.761}}{d^{4.761}} \quad (7.1.20)$$

式中 Q ——流量, m^3/s ;

d ——管径, m。

② 局部水头损失 $h_2(\text{m})$

$$h_2 = \sum \xi \frac{v^2}{2g} \quad (7.1.21)$$

式中 ξ ——局部阻力系数, 见表 7.1.6。

表 7.1.6 局部阻力系数

名 称	阻力系数 ξ	名 称	阻力系数 ξ	名 称	阻力系数 ξ
45°弯头	0.35	截止阀全开	6.0	止回阀	6.6 ^②
90°弯头	0.75	半开	9.5	楔形闸门全开	0.2
三通	1.0~1.5	突然扩大	$(1 - A_1/A_2)^2$	渐缩管	0.16~0.22
回弯头	1.5	突然缩小	0.5	渐扩管	0.03~0.37
管接头	0.04	孔板	4.4 ^①	方形闸板半开	4.02
活接头	0.04	喷嘴	1.2 ^①	水泵滤水网	2~3
闸阀全开	0.17	文丘里管	0.24 ^①	蝶式泥阀半开	9.5
半开	2.06	节流阀	32.6 ^②	浮球阀	6
		旋塞	24.9 ^②	伸缩器	1.5~4.2

① 小截面积 A_1 /大截面 $A_2=0.5$;

② 转角 50°。

输水管和管网的局部水头损失一般不作详细计算, 对旧钢管和旧铸铁按沿程损失的 5%~10% 计。

7.1.2.2 管网水力计算

(1) 计算原则

① 管网应按最高日最高时用水量及实际水压计算。生活用水管网的设计水压 (最小自由水头) 应根据建筑层数确定, 一层为 10m, 二层为 12m, 二层以上每增高一层增加 4m。对于供水范围内建筑层数相差较多或地形起伏较大的管网, 设计水压以及控制点的选用应从总体的经济性考虑, 避免为满足个别点的水压要求, 而提高整个管网压力, 必要时应考虑分区、分压供水, 或个别区、点设调节设施或增压泵站。

② 根据具体情况分别用消防、最大转输、最不利管段发生故障等条件和要求进行校核。消防系统以消防流量 $Q_{\text{消}}$ 进行核算。高压消防系统的水压应满足直接灭火的要求, 随建筑物层高及灭火水量而定; 低压消防系统允许控制点水压降至 10m。目前除较为重要的大型工业企业设置专用高压消防系统外, 一般都用低压消防系统, 由消防车 (或泵) 自消火栓中接水加压。以最大转输时的水量 $Q_{\text{转}}$ 进行核算, 管网须满足最大转输水量进入调蓄构筑物的水压要求。考虑最不利管段发生故障的条件下, 以事故时流量 $Q_{\text{故}}$ 核算, 水压仍应满足设计水压 H_S 的要求。

(2) 环状管网水力计算 环状管网由于管路四周环通, 流向任一节点的流量不止一条管段, 各管段的水流方向和初步计算流量, 是根据经济和安全供水原则任意分配的。环状管网计算时, 必须同时满足三项水力条件。① 流向任一节点的流量之和, 应等于流离该节点的流量之和, 即 $Q_i + \sum q_{ij} = 0$, 式中 Q_i 为节点 i 的节点流量; q_{ij} 为节点 i 和 j 之间的管段流量。② 每一闭合环路中, 以水流为顺时针方向的管段水头损失为正值, 逆时针方向为负值, 正值的和应与负值的和相等, 即 $\Delta h = 0$ 。在实际计算中闭合差 Δh 可按下列要求控制: 手工计算, 小环的 $\Delta h \leq 0.5\text{m}$, 大环 (由管网起点至终点) 的 $\Delta h \leq 1.0 \sim 1.5\text{m}$; 电算时, $\Delta h \leq 0.01 \sim 0.05\text{m}$ 。

管网平差的计算步骤: a. 绘制管网平差运算图, 标出各计算管段的长度和各节点的地面标高; b. 计算节点流量, 并将节点流量和集中流量分别标注在平差运算图的各节点处; c. 拟定各管段的水流方向, 进行流量的初步分配; d. 根据初步分配的流量, 按经济流速选用各管段的管径 (水厂附近管网的流速应略高于经济流速或采用上限, 管网末端的流速应小于经济流速或采用下限); e. 计算各管段的水头损失; f. 计算各环闭合差, 若闭合差大于规定, 用校正流量调整 (一般先大环后小环), 各管段的流量分配, 逐次连续试算, 直至各环闭合差符合要求。

校正流量一般可估算。但在闭合环路中, 各管段的直径与长度相差不大时, 校正流量 (ΔQ , 其方向与 Δh 的方向相反) 亦可按下式近似计算:

$$\Delta Q = \frac{q_p \Delta h}{2 \sum h} \quad (7.1.22)$$

式中 q_p ——计算环路中各管段流量的平均值, m^3/s ;

Δh ——闭合差, m;

$\sum h$ ——计算环路中各管段水头损失的绝对值之和, m。

当校正流量方向与水流方向相同时, 管段应加上校正流量, 反之, 减去校正流量。

当各环的管段管径相差不大时, 可将闭合差方向一致的几个小环组成一个大环进行调整, 这样, 往往可以减少调整的次数。

(3) 树枝状管网水力计算 在单水源树枝状管网中, 每一管段的水流方向和计算流量都是确定的, 因此计算较简单。每一管段的流量等于其下游流量之和, 根据节点流量就可计算各管段的计算流量, 从而可根据经济流速选用管径及计算管网。计算时, 先找出距离最远、位置最高的不利点, 并以从供水泵站到此不利点的管线作为计算的主干管, 根据不利点需达到的自由水头, 计算总水头损失, 根据泵站与不利点的地形高差计算供水泵所需扬程。

(4) 管网电算简介 管网电算的原理是联立连续性方程和能量方程求解节点的壓力、管段水头损失和管段流量。按解水力方程的类型分, 管网电算主要有3种。①解环方程法。首先拟定各管段的初始分配流量, 以每环的校正流量为未知变量, 列出各管段流量与校正流量的方程以及各管段水头损失与流量的方程并求解。该方法方程阶数低, 环方程数等于环数, 但计算的收敛速度缓慢, 甚至不收敛。②解管段方程法。以管网中管段流量为未知变量, 同时解环方程和节点方程, 将全部流量解出。该方法方程阶数最高, 管段方程数等于环方程数和节点方程数之和, 计算准备工作较繁。③解节点方程法。以管网中节点压力值为未知变量。该方法方程阶数较低, 独立的节点方程数等于节点数减1, 计算收敛性较好, 计算准备工作较少, 是目前常用的计算方法。

用有限单元法求解节点方程的计算过程如下。

将管段水头损失 ΔH 与管段流量 q 的非线性关系 $\Delta H = S q^n$ 转化为线性关系 $q = C \Delta H$, 则 $C = q / \Delta H = q / (H_i - H_j)$, 式中 C 为计算常数; H_i 、 H_j 为管段两端绝对压力。

以 $\Delta H = (H_i - H_j)$ 代入节点方程, 则 $Q_i + \sum C \Delta H_j = 0$

整理后得矩阵关系式为: $[C_{ij}] H = -F$

式中 $[C_{ij}]$ ——系数矩阵;

H ——解答列向量 (为管网各节点的壓力值);

F ——常数项列向量 (包括未知压力节点的节点流量, 含已知压力节点的壓力值和水泵加压向量内容的流量项)。

然后假定各管段的初始流量 (可根据管道 $Re = 200000$ 假定流量), 求得 ΔH 和 C , 形成初始系数矩阵, 由式 $[C_{ij}] H = -F$ 求解假定方程组, 求出未知压力节点的绝对壓力 H_i ; 再根据壓力差得出管道流量, 进而再次形成新的系数矩阵, 进行迭代, 直至前后二次迭代的管段流量之差小于允许范围时结束。

计算准备和步骤: a. 根据管网布置, 画出计算简图 (包括各绝对和管段位置); b. 拟定计算参考点即计算管网各节点壓力值的基准点, 可根据计算要求选定, 一般选在已建水厂或高位水池所在节点, 其壓力值可取水厂配水的绝对扬程或水池重力出流的绝对高程; c. 按以下原则对节点和管段编码: 每一管段有关节点的编号数应尽量接近; 已知壓力值的节点编号于未知壓力节点之后; 参考点应编在最后。d. 计算节点流量; e. 拟定初始管径, 待计算后再作调整; f. 决定各管段的管道粗糙系数; g. 标定各管段长度和各节点地形高程; h. 按计算程序要求, 分别输入节点流量、管段长度、管径、粗糙系数、管段起始节点编号、节点地形高程等; i. 调用计算程序运算; j. 输出结果, 包括管段流量、流速、水流方向、管段水头损失、水力坡降、节点自由水头值等。

(5) 多水源管网计算 许多大、中城市随着用水量的增长, 逐步发展成为多水源 (包括泵站、水塔、高地水池等) 给水系统。多水源管网的节点流量计算、平差等和单水源时相同, 但有其特点, 如表 7.1.7 所示。

7.1.2.3 管渠水力计算

(1) 管渠水头损失 可按式 (7.1.15) 和式 (7.1.21) 计算。

(2) 梯形 (或矩形) 断面输水渠道水力计算 梯形断面的渠道 (如图 7.1.3), 可根据已知流量、底坡、边坡、粗糙系数等, 计算出渠底宽和水深。一般先假定底宽, 再调整水深。有时则根据设计条件限制的设计水深确定渠底宽。在寒冷地区设计明渠时, 其断面应考虑当地的最大结冰厚度, 以复核输水能力。计算步骤如下。

① 确定水力最佳断面的 $\beta = B/h_0$ 值。 β 可根据边坡系数 m 查表 7.1.8。

表 7.1.7 多水源管网计算特点

流量分配	<p>1. 各水源有其供水范围, 分配流量时应按每一水源的供水量和用水情况确定大致供水范围, 经过管网平差再得出供水分界线的确切位置</p> <p>2. 从各水源节点开始, 按经济和供水可靠性考虑分配流量, 每一节点符合 $Q_j + \sum q_j = 0$ 即连续性方程的条件</p> <p>3. 位于分界线上各节点的流量, 由几个水源供给, 也就是说, 各水源供水范围内的节点流量总和加上分界线上由该水源供给的节点流量之和, 等于该水源供水量</p>
管网计算	<p>1. 应用虚环的概念可将多水源管网转化成为单水源管网。方法是任意拟定一个虚节点, 用虚管段将各水源和虚节点连起来, 构成一个虚环, 三水源时有两个虚环, 两水源有一个虚环, 如图 7.1.2 所示。0 为虚节点, 0~水塔和 0~泵房为虚管段。多水源管网就成为从虚节点 0 供水的单水源管网</p> <p>2. 最高用水时管网用水由几个水源同时供给 (图 7.1.2), 供水分界线通过节点 8→12→5。从虚节点 0 到泵房的流量等于泵房供水量, 到水塔的流量等于水塔的出流量</p> <p>3. 管网设水塔 (或高地水池) 时, 还有转输的情况, 即当二级泵房供水量大于用水量时, 多余水量通过管网进入水塔贮存, 这时转输流量从水塔经过虚管段流向虚节点 0</p> <p>4. 虚管段的水压规定最流向虚节点为正, 流离虚节点为负, 各水源流量和水压的关系为: 泵房: $Z_p + H_p = Z_0 + (H_0 - SQ_p^2)$ 水塔: $Z_t + H_t = \text{常数}$ 式中 Z_p, Z_t——分别表示泵房吸水水位标高和水塔处的地面标高; H_p, H_t——分别表示水泵扬程和水塔高度; H_0——流量为零时的水泵扬程; S——水泵摩阻; Q_p——水泵流量</p> <p>图 7.1.2 中表示水压的方括号内正负号, 按虚环内水流方向确定</p> <p>5. 虚环和实环同时平差, 计算方法和单水源管网相同</p>

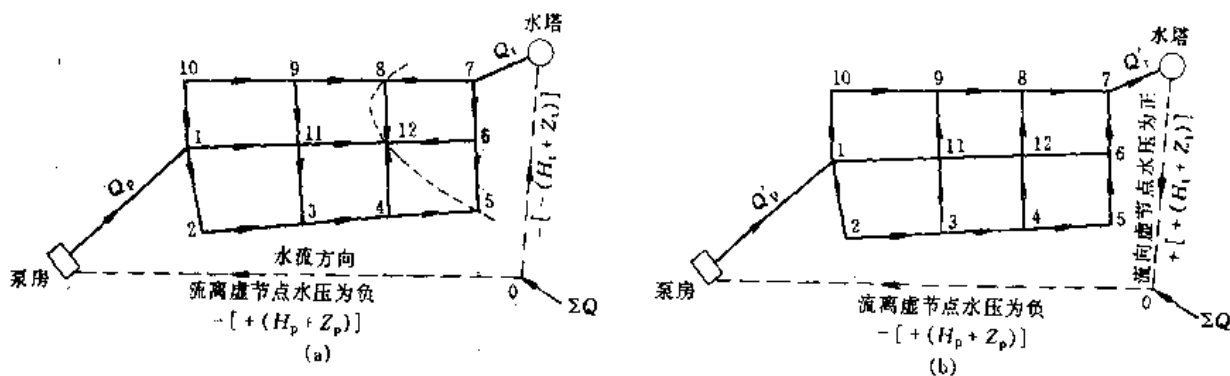


图 7.1.2 设对置水塔的管网

(a) 最高用水时; (b) 最大转输时

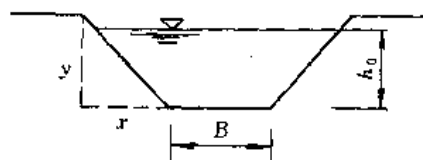


图 7.1.3 梯形渠道断面

② 确定水深 h_0 (m): 对于梯形水力最佳断面, 水力半径等于水深之半。

$$h_0 = \left(\frac{2y^{0.5}nQ}{\beta + m\sqrt{i}} \right)^{\frac{1}{1+2.5}} \quad (7.1.23)$$

式中 Q ——通过渠道的流量, m^3/s ;

i ——渠底坡度。

其余符号同前。

表 7.1.8 梯形渠道水力最佳断面的 β 值

m	0	0.25	0.5	1.0	1.5	2.0	2.5	3.0
β	2.00	1.56	1.24	0.83	0.61	0.47	0.385	0.325

③ 渠底宽 B (m): $B = h_0 \beta$

④ 过水断面面积 F (m^2): $F = Bh_0 + mh_0^2$

⑤ 底宽取整数 B' , 修正水深 h_0 为 h_0' , 实际过水断面 $F(\text{m}^2)$:

$$F = B' h_0' + m(h_0')^2 \quad (7.1.24)$$

$$h_0' = \frac{\sqrt{(B')^2 + 4mF} - B'}{2m} \quad (7.1.25)$$

⑥ 计算渠道实际平均流速 v_m (m/s): $v_m = Q/F$ 。 v_m 应小于渠道最大允许平均流速, 见表 7.1.9。

第 7.1.9 各类渠道最大允许平均流速

渠 道 种 类	平均水深/(m/s)			
	0.4	1.0	2.0	3.0 以上
中等坚实的粘土及粘壤土渠道	0.7	0.85	0.95	1.10
0.2m 大小块石单层铺砌的土渠道	2.5~2.9	3.0~3.5	3.5~4.0	3.8~4.3
0.2m 大小块石双层铺砌的土渠道	3.1~3.6	3.7~4.7	4.3~5.0	4.0~5.4
水泥砂浆砖砌渠道	1.6	2.0	2.3	2.5
水泥砂浆砌弱质岩石渠道	2.9	3.5	4.0	4.4
水泥砂浆中型岩石渠道	5.8	7.0	8.1	8.7
用水泥或喷浆抹面, 施工精细, 混凝土标号为 100~200 号的混凝土或钢筋混凝土渠道	4.2~7.5	5.0~9.0	5.7~10.0	6.2~11.0

(3) 雨水管渠计算 基本参数如下。

① 设计降雨重现期 P 。雨水管渠设计重现期, 应根据汇水地区性质 (广场、干道、厂区、居住区等)、地形特点和气象特点等因素确定。重现期一般选用 0.5~3a, 重要干道、重要地区或短期积水即会引起较严重后果的地区, 一般选用 2~5a, 并应与道路设计协调。特别重要地区和次要地区可酌情增减。一般可按表 7.1.10 选用。

② 设计降雨历时 t (min): t 应按下列式计算:

$$t = t_1 + m t_2 \quad (7.1.26)$$

式中 t_1 ——地面集水时间, min, 视距离长短、地形坡度和地面铺盖情况而定, 一般采用 5~15min;

t_2 ——管渠内雨水流行时间, min;

m ——折减系数, 暗管 $m=2$, 明渠 $m=1.2$, 在陡坡地区采用暗管时, $m=1.2~2$ 。

③ 径流系数 Ψ : 径流系数可按表 7.1.11 采用, 汇水面积的平均径流系数按地面种类加权平均计算; 区域的综合径流系数, 可按表 7.1.12 采用。

表 7.1.10 设计降雨重现期/a

地 形		地区使用性质		
地形分级	地面坡度	一般居住区 一般道路	中心区、厂区、仓库 区、干道、广场	特殊重要 地 区
有二向地面排水出路的平缓地形	<0.002	0.333~0.5	0.5~1	1~2
有一向地面排水出路的溪谷线侧	0.002~0.01	0.5~1	1~2	2~3
无地面排水出路的封闭洼地	>0.01	1~2	2~3	3~5

注: “地形分级”与“地面坡度”是地形条件的二种分类标准, 符合其中的一种情况即可按表选用; 如两种不利情况同时占有, 则宜选用表内数据的高值。

表 7.1.11 径流系数 Ψ

地 面 种 类	径流系数 Ψ
各种屋面、混凝土和沥青路面	0.90
大块石铺砌路面、沥青表面处理的碎石路面	0.60
级配碎石路面	0.45
干砌砖石和碎石路面	0.40
非铺砌土地面	0.30
公园或绿地	0.15

表 7.1.12 综合径流系数

区域情况	径流系数 Ψ
市区	0.5 ~ 0.8
郊区	0.4 ~ 0.6

雨水管渠计算公式见表 7.1.13。

表 7.1.13 雨水管渠计算公式

名 称	计算公式	说 明
设计雨水流量 $Q/(L/s)$	$Q = \Psi q F$	Ψ ——径流系数 q ——设计暴雨强度, $L/(s \cdot 10^4 m^2)$ F ——汇水面积, $10^4 m^2$
设计暴雨强度 $q/[L/(s \cdot 10^4 m^2)]$	$q = \frac{167A(1 + c \lg P)}{(t + b)^n}$	P ——设计重现期, a t ——降雨历时, min A, c, n, b ——地方参数, 根据统计方法进行计算确定, 可查表 7.1.14

我国部分城市的暴雨强度公式中的参数如表 7.1.14。

表 7.1.14 我国部分城市的 A, c, n, b 参数值

城市名	A	c	n	b	城市名	A	c	n	b
北京	11.98	0.811	0.711	8	合肥	21.55	0.76	0.84	14
石家庄	10.11	0.898	0.792	7	杭州	60.92	0.844	1.038	25
太原	8.66	0.867	0.796	5	南昌	8.92	0.69	0.64	14
赤峰	9.50	1.350	0.80	10	郑州	18.40	0.892	0.824	15.1
哈尔滨	28.74	1.00	0.98	15	汉口	5.886	0.65	0.56	4.0
长春	9.50	0.80	0.76	5	长沙	23.47	0.68	0.86	17.0
沈阳	11.88	0.77	0.77	9	广州	14.50	0.533	0.668	11.0
大连	11.37	0.66	0.80	8	桂林	25.32	0.402	0.841	13.5
济南	28.14	0.753	0.898	17.5	兰州	6.826	0.96	0.3	8
南京	17.90	0.671	0.80	13.3	乌鲁木齐	1.167	0.82	0.63	7.8
苏州	17.29	0.794	0.81	18.8	自贡	26.29	0.59	0.804	19.3

(4) 合流水量计算 合流水量计算公式见表 7.1.15。(5) 排水管网水力计算

- ① 须合理地确定溢流井的位置和数目。
- ② 水力计算方法同分流制中的雨水管道。
- ③ 按总设计流量设计, 用旱流污水量校核。

表 7.1.15 合流水量计算公式

名 称	计 算 公 式	说 明
第一个溢流井以上合流管段的设计流量 Q	$Q = Q_s + Q_k + Q_y$	Q_s ——设计年平均生活污水量, L/s Q_k ——设计工业废水量, L/s Q_y ——设计雨水量, L/s
溢流井以下管段的设计流量 Q'	$Q' = (n_0 + 1)(Q_s + Q_k) + Q'_y + Q'_k$	n_0 ——截流倍数,即开始溢流时所截流的雨水量与旱流的污水量之比 Q'_y ——溢流井以下汇水面积内的设计雨水量, L/s Q'_k ——溢流井以下的旱流污水量, L/s

7.1.3 应用电子计算机计算废水管道系统

应用电子计算机计算废水管道,不但能对管径和埋深进行优化设计,而且可省时省力,提高计算精度,增强废水管道经济技术上的合理性,从而节省投资。

对于给定的设计流量,在满足设计规范的前提下,可以有数种可行的管径和坡度的决策。一般,选用较大的管径,需较大的管材费用,但所需的水力坡度较小,从而埋深较小;反之,选取所有可行管径中较小的管径,虽然管材费用较小,却需较大的水力坡度,导致管道埋深较大。从整个给定的排水系统看,组成该系统的每一管段可看作为一个子系统。由于上游管段的管径和坡度影响着下游管段的管径和坡度。因此就某一子系统而言是最优的决策并不一定属于整个系统的最优决策序列。优化设计的目标是使整个系统在设计投资偿还期内的总折算费用最小。

7.1.3.1 已知坡度和流量求最小经济管径

(1) 水力计算公式 通常,在满足流速约束条件的前提下,当管中的水流充盈度达到或最接近相应管径下的最大充满度时,即最大限度地利用了管道的输水能力。此时,相应的管径就是对应设计流量和水力坡度下的最经济管径,即最小管径。在计算过程中,用到的水力学公式如下(图 7.1.4):

$$Q = 1000Av \tag{1}$$

$$A = \frac{D^2}{8} (\theta - \sin\theta) \tag{2}$$

$$r = \frac{D}{4} \left(1 - \frac{\sin\theta}{\theta}\right) \tag{3}$$

$$\frac{h}{D} = \frac{1}{2} \left(1 - \cos \frac{\theta}{2}\right) \tag{4}$$

根据曼宁公式有:

$$v = \frac{1}{n} r^{2/3} J^{1/2} \tag{5}$$

综合以上几式得:

$$D = 0.2313 Q^{3/8} \theta^{1/4} (\theta - \sin\theta)^{-5/8} J^{-3/16} n^{3/8} \tag{6}$$

$$v = \frac{1}{n} \left[\frac{D}{4} (1 - \sin\theta/\theta) \right]^{2/3} J^{1/2} \tag{7}$$

- 式中 v ——流速, m/s;
 Q ——流量, L/s;
 J ——水力坡度;
 D ——管径, m;
 r ——水力半径, m;
 A ——过水断面面积, m²;
 n ——管壁粗糙系数;
 θ ——圆心角(弧度)。

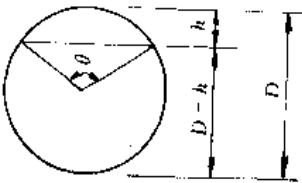


图 7.1.4 无压流管道充满度

废水管道是按不满流设计的, 根据管径的不同, 最大充满度分别为 0.6、0.7、0.75、0.8, 由式 (4) 可求出其相应的圆心角 θ 。

在最大充满度下, 管中流速须满足最小流速 (0.7m/s) 和最大流速 (5.0m/s) 约束, 否则对应的水力坡度是不可行的。

(2) 求最小管径的计算步骤

① 假定充满度为 0.6, 将已知的 Q 、 J 值代入, 由式 (4) 求出圆心角 θ , 由式 (6) 求出 D , 取大于或等于 D 的最小标准管径 D_s ;

② 若 D_s 对应的最大充满度与步骤①中的假定相同, 则进入步骤③, 否则增大一档充满度, 回到步骤①, 合流制排水管与雨水管此步骤不做。

③ 将 D_s 、 J 、 Q 代入式 (6), 反求 θ 。

④ 由式 (7) 求 v , 如果 v 满足流速约束, 则 D_s 即为给定 Q 、 J 下的最小管径。

7.1.3.2 管径和埋深的优化设计

(1) 建立数学模型 废水管道系统的折算费用包括以下几项。

① 管线造价 C_p (含材料和施工费用)

目前, 国内外有多种管线造价公式, 本章采用较简单的一种, 同时为了确保足够的拟合精度, 采用分段拟合的办法, 单位长度管线的造价为:

$$C_p = \begin{cases} a_{11} + a_{12}D^2 + a_{13}x^2 & D \leq 1, \quad x \leq 3 \\ a_{21} + a_{22}D^2 + a_{23}x^2 & D \leq 1, \quad x > 3 \\ a_{31} + a_{32}D^2 + a_{33}x^2 & D > 1, \quad x \leq 4 \\ a_{41} + a_{42}D^2 + a_{43}x^2 & D > 1, \quad x > 4 \end{cases}$$

式中 $a_{11}, a_{12}, \dots, a_{43}$ ——系数;

D ——管径, m;

x ——管底平均埋深, m;

C_p ——单位长度管线造价, 元/m。

经计算, 此公式具有足够的精度, 并且对于计算机来说, 运算起来相当方便。

② 窨井造价 C_d (含材料和施工费用)

采用和管线造价公式完全类似的形式:

$$C_d = \begin{cases} b_{11} + b_{12}D^2 + b_{13}y^2 & D \leq 1, \quad y \leq 3 \\ b_{21} + b_{22}D^2 + b_{23}y^2 & D \leq 1, \quad y > 3 \\ b_{31} + b_{32}D^2 + b_{33}y^2 & D > 1, \quad y \leq 4 \\ b_{41} + b_{42}D^2 + b_{43}y^2 & D > 1, \quad y > 4 \end{cases}$$

式中 $b_{11}, b_{12}, \dots, b_{43}$ ——系数;

D ——管径, m;

y ——窨井深度, m;

C_d ——窨井造价, 元。

③ 提升泵站造价 C_{Pu}

由于提升泵站造价计算数学化公式比较缺乏, 本文采用拉格朗日一元 n 点内插公式计算得到:

$$C_{Pu} = \begin{cases} \sum_{i=1}^{n-1} \prod_{\substack{j=1 \\ j \neq i}}^n \frac{(Q_{Pu} - Q_j)}{(Q_i - Q_j)} \cdot C_i & Q_{Pu} \geq Q_{\min} \\ C_{\min} & Q_{Pu} < Q_{\min} \end{cases}$$

式中 Q_i (Q_j)——输入的流量数据, L/s;

C_i ——输入的造价数据, 元;

Q_{Pu} ——提升流量, L/s;

C_{Pu} ——待求的泵站造价, 元;

$Q_{\min} = \min \{Q_i\}, (i=1, 2, \dots, n);$

$C_{\min} = \min \{C_i\}, (i=1, 2, \dots, n);$

$n_p = Q_i (Q_j), C_i$ 数据个数。

对于同一提升流量而言, 由于中途提升泵站的提升扬程一般都不大, 因而不同的扬程对泵站的造价影响较小, 在计算泵站造价时便略去了扬程的影响。

④ 投资偿还期内提升泵站的运行费用 C_{OP} (元)

泵站运行的年电耗 $N(\text{kWh})$

$$N = 365 \times 24 \times \frac{\gamma Q H}{102 \eta}$$

式中 γ ——水的容量, kg/m^3 ;

Q ——水泵流量, m^3/s ;

H ——水泵扬程, m ;

η ——泵站效率。

设投资偿还期为 T 年, 设置提升泵站管段的日流量变化系数为 ξ , 电费为 σ 元/(kWh), 则有

$$C_{OP} = \frac{T\sigma}{\xi} N = 85882.35 \times \frac{Q H T \sigma}{\eta \xi}$$

⑤ 投资偿还期内的管线、窨井或跌水井、提升泵站的年折旧及维修费用 C'_p, C'_d, C'_{pu}

在投资偿还期 T 年内, 设管线、窨井或跌水井、提升泵站的年折旧及维修率分别为 e_p, e_d, e_{pu} , 那么

$$C'_p = T e_p C_p$$

$$C'_d = T e_d C_d$$

$$C'_{pu} = T e_{pu} C_{pu}$$

引入零壹变量 φ_i , $\varphi_i = 0$ 表示管段 i 的上游节点处不设提升泵站; $\varphi_i = 1$ 表示管段 i 的上游节点处设提升泵站。设整个系统的管段数为 m , 窨井和跌水井数为 n , 优化设计计算的目标函数为:

$$\begin{aligned} F &= \min \left\{ \sum_{i=1}^m [(C_{pi} + C'_{pi} + \varphi_i (C_{pu_i} + C'_{pu_i} + C_{OP_i}))] + \sum_{i=1}^n (C_{di} + C'_{di}) \right\} \\ &= \min \left\{ \sum_{i=1}^m [(1 + e_p T) C_{pi} + \varphi_i [C_{pu_i} (1 + e_{pu} T) + C_{OP_i}] + \sum_{i=1}^n (1 + e_d T) C_{di}] \right\} \end{aligned}$$

设管径为 D_i , 管底平均埋深为 x_i , 窨井深度为 y_i , 提升泵站的扬程为 H_i , 管中设计流量为 Q_i , 管长为 l_i , 输入的泵站流量为 $q_j (q_k)$, 其他同前。将 $C_p, C_d, C_{pu}, N, C_{OP}, C'_p, C'_d, C'_{pu}$ 计算式代入上式, 整个优化设计计算的目标函数变为:

$$\begin{aligned} F &= \min \left\{ \sum_{i=1}^m \left[(1 + e_p T) (a_1 + a_2 D_i^2 + a_3 x_i^2) l_i + 85882.35 \varphi_i \frac{Q_i H_i T \sigma}{\xi \eta} \right. \right. \\ &\quad \left. \left. + (1 + e_{pu} T) \varphi_i \sum_{j=1}^{np} \prod_{k=1}^{np} \frac{Q_i - q_k}{q_j - q_k} C_j \right] + \sum_{i=1}^n (1 + e_d T) (b_1 + b_2 D_i^2 + b_3 y_i^2) \right\} \end{aligned}$$

为满足水力条件 and 设计规范的要求, 有以下 8 个约束条件:

$$\left. \begin{aligned} D_i &\geq D_{\min} \\ v_{\min} &\leq v_i \leq v_{\max} \\ Z_i^n - H_i^n &\geq S_{\min} \\ Z_i^d - H_i^d &\geq S_{\min} \\ D_i &\geq D_u \\ H_i^d &\leq H_i^n \\ R_i &\leq R_m \\ D_i &\in \Omega_D \end{aligned} \right\} \quad i = 1, 2, \dots, m$$

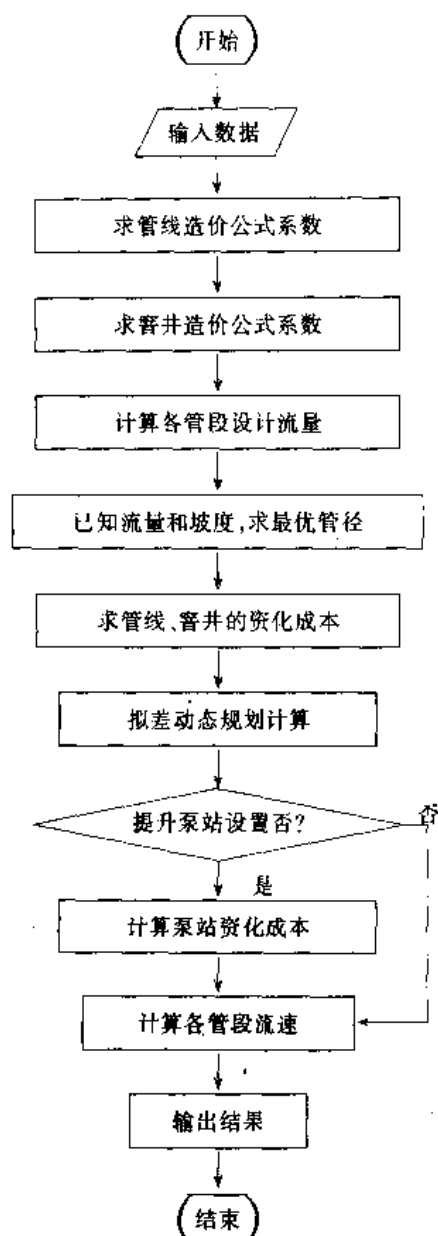


图 7.1.5 计算框图

相同。污泥的水力特性受很多因素的影响,如温度、污水水质、流速、粘度等。但归结起来主要受粘度的影响。为方便起见,常以污泥含水率来表征污泥的水力特性。在污泥含水率一定的情况下,污泥中固体的密度越小,则污泥的粘度越大。

污泥的粘度与污泥浓度以及挥发物的含量成正比,与温度成反比。而它与流速的关系比较复杂:当污泥在管道内以低流速(一般为 $1.0 \sim 1.5 \text{ m/s}$) 流动时,处于层流状态,污泥粘度大,流动阻力比水大;当流速增大至 1.5 m/s 以上时,处于紊流状态,流动阻力比水小。在设计输泥管道时,应采用较大的流速,以使污泥处于紊流状态。

污泥的性质与污泥的含水率有直接关系。当污泥的含水率为 $99\% \sim 99.5\%$ 时,污泥在管道中的水力特性与污水相似;当含水率为 $90\% \sim 92\%$ 时,与污水相比水头损失增加很多;当污泥管道直径为 100 mm 和 150 mm 时,污泥管道的水头损失是污水管道的 $6 \sim 8$ 倍。

7.1.4.2 污泥管道的水力计算

① 在污水处理厂中,重力输泥管道的设计坡度采用 $0.01 \sim 0.02$ 。采用压力流管道输送污泥时,一般采用表 7.1.16 的最小设计流速。

式中 D_{\min} ——规范规定的最小标准管径, m ;
 v_{\min} ——最小不淤流速, m/s ;
 v_{\max} ——最大不冲刷流速, m/s ;
 v_i ——管段 i 中的平均流速, m/s ;
 Z_i^u ——管段 i 上游节点处地面标高, m ;
 H_i^u ——管段 i 上游节点处的管顶标高, m ;
 S_{\min} ——最小覆土深, m ;
 Z_i^d ——管段 i 下游节点处地面标高, m ;
 H_i^d ——管段 i 下游节点处的管顶标高, m ;
 D_u ——上游管段 i 的管径, m ;
 B_i ——管段 i 的充满度;
 B_m ——相应于管径 D_i 的最大充满度;
 Ω_D ——标准管径序列。

以上二式构成了给定废水干管路径布置条件下的管径和埋深的优化设计计算数学模型。

(2) 数学模型的求解 数学模型的求解是一个多阶段决策过程。在下管路径给定的条件下,用拟差动态规划法进行管径和埋深的优化设计计算。所谓拟差动态规划是一种迭代运算方法,每次迭代只在状态变量可行域中的某一部分进行,通过多次迭代,使得所求解为整个可行域的全局最优解。而每次迭代运算过程是动态规划运算过程。

计算结果输出包括:管段编号、管长 (m)、各管段的设计流量 (l/s)、管径 (mm)、坡度、流速 (m/s)、充满度、起端地面标高 (m)、末端地面标高 (m)、起端管底标高 (m)、末端管底标高 (m) 等。

计算框图见图 7.1.5。

7.1.4 料渣污泥输送的水力计算

7.1.4.1 污泥的水力特性

水处理系统都要产生一定量的污泥。通常情况下,污泥大都采用管道输送,包括重力输送和压力输送。与水流不同,污泥的性质变化很大,所以水力特性也各不相同。

表 7.1.16 压力输泥管道最小设计流速

污泥含水率/%	最小设计流速/(m/s)		污泥含水率/%	最小设计流速/(m/s)	
	管径 150~250mm	管径 300~400mm		管径 150~250mm	管径 300~400mm
90	1.5	1.6	95	1.0	1.1
91	1.4	1.5	96	0.9	1.0
92	1.3	1.4	97	0.8	0.9
93	1.2	1.3	98	0.7	0.8
94	1.1	1.2			

② 污泥在层流流动时的水头损失可按式计算:

$$h_f = \frac{32Lv}{D^2 g \rho} \left(\mu_{PL} + \frac{g \tau_0 D}{6v} \right)$$

临界雷诺数

$$Re = \frac{v D \rho}{\mu_{PL} + \frac{g \tau_0 D}{6v}} < 2000$$

式中 h_f ——沿程水头损失, m;

L ——管道长度, m;

v ——污泥平均流速, m/s;

D ——管径, m;

ρ ——污泥密度, kg/m³;

μ_{PL} ——污泥塑性粘度, kg/(m·s), 查表 7.1.17;

τ_0 ——污泥屈服剪应力, kg/m², 查表 7.1.17;

g ——重力加速度, $g = 9.81 \text{ m/s}^2$ 。

表 7.1.17 污泥的屈服剪应力 τ_0 和塑性粘度 μ_{PL} 值

污泥种类	温度/℃	固体浓度/%	τ_0 /(kg/m ²)	μ_{PL} /[kg/(m·s)]	污泥种类	温度/℃	固体浓度/%	τ_0 /(kg/m ²)	μ_{PL} /[kg/(m·s)]
水	20	0	0	0.001	消化污泥	17	16	4.386	0.116
初次污泥	12	6.7	4.386	0.028	消化污泥	17	18	6.222	0.118
消化污泥	17	10	1.530	0.092	活性污泥	20	0.4	0.0102	0.006
消化污泥	17	12	2.244	0.098	活性污泥	20	0.3	0.00714	0.005
消化污泥	17	14	2.958	0.101	活性污泥	20	0.2	0.00204	0.004

③ 污泥在紊流时的水头损失可按式计算:

$$h_f = 2.49 \left(\frac{L}{D^{1.17}} \right) \left(\frac{v}{C_H} \right)^{1.85} \quad (7.1.47)$$

式中 C_H ——Hansen-Williams 系数, 其值与污泥浓度有关, 见表 7.1.18;

其余符号同前。

表 7.1.18 干固体浓度与 C_H 值的关系

污泥浓度/%	C_H	污泥浓度/%	C_H	污泥浓度/%	C_H
0	100	4	61	8.5	32
2	81	6	45	10	25

④ 污泥管的局部阻力可用下式计算:

$$h_i = \xi \frac{v^2}{2g} \quad (7.1.48)$$

式中 h_i ——局部阻力水头损失, m;

ξ ——局部阻力系数,见表 7.1.19;

其余符号同前。

表 7.1.19 局部阻力系数

管 件 名 称	局 部 阻 力 系 数 ξ 值		
	水	含水率 98% 污泥	含水率 96% 污泥
承插接头	0.4	0.27	0.43
三 通	0.8	0.60	0.73
90°弯头	$1.46\left(\frac{r}{R}=0.9\right)$	$0.85\left(\frac{r}{R}=0.7\right)$	$1.14\left(\frac{r}{R}=0.8\right)$
四 通		2.5	
闸 门	$h/d=0.9$	0.03	0.04
	0.8	0.05	0.12
	0.7	0.20	0.32
	0.6	0.70	0.90
	0.5	2.03	2.57
	0.4	5.27	6.30
	0.3	11.42	13.0
	0.2	28.70	29.7

7.2 给水管渠设计

给水管渠按功能一般称为输水管渠和配水管。输水管渠一般指从水源至水处理厂的管渠,当水厂与供水区距离较远时,从水厂至配水管网间的干管可当作输水管渠考虑。配水管则是指由水厂或水塔、高位水池等调节构筑物直接向用户配水的管道。

7.2.1 输水管渠设计的原则和一般规定

① 输水管渠的设计原则上应根据城镇和企业规划要求,并充分考虑近远期结合和分期实施的可能性,确定管渠断面大小和走向,管渠应尽量沿现有和规划道路敷设,以方便施工、维护和扩展。

② 应优先采取重力输水,限于地形必须加压时,应根据设备和管材条件,确定增压次数和增压泵房位置。管渠布置力求线路短,少穿河谷、山洞、沼泽、铁路等障碍物,避免穿越滑坡、泥石流和侵蚀性土壤地区。尽量少占良田。降低投资和运行费用。

③ 输水管一般不宜少于两条,以保证供水的连续性和可靠性。多水源或有安全贮水池等其他保证措施时,亦可只设一条。

④ 安全贮水池的容积应保证检修时间内仍可供事故用水量,城镇事故用水量一般为设计水量的 70%,工业企业事故用水量按有关工艺要求确定,当有消防任务时,还应包括消防用水量。

安全贮水池容积 $W(\text{m}^3)$ 可按下式计算:

$$W = (Q_1 - Q_2)T \quad (7.2.1)$$

式中 Q_1 ——事故时用水量, m^3/h ;

Q_2 ——事故时其他水源最大供水能力, m^3/h ;

T ——事故延续时间, h, 应根据管线长度、管材、地形、气候、交通和维修力量等因素确定,当城镇用水量小于 $2000\text{m}^3/\text{d}$ 时,一般可按 8~12h 计算。

⑤ 输水管应尽可能采用相同的管材和管径,并在适当距离设置连通管,以便对损坏的管段进行检修时,减小对供水的影响。一般采用两条输水管线时,如设 2~3 条连通管将输水分成 3~4 段即可达到供给事故用水量的要求。

⑥ 连通管的直径和条数应保证输水管任一段损坏时仍能通过事故用水量,同时供给消防用水时,还应包括消防流量。连通管直径可以和输水管相同或较输水管直径小 20%~30%。

⑦ 压力输水管在管线的高处和倒虹管的两侧应设排（进）气阀。输水管在管线的低处应设泄水阀，以便重力排水或通过水泵排放管内存水。排（进）气阀和泄水阀的数量和直径均应在设计中通过计算确定。

⑧ 输水管上的阀门直径一般与管径相同，当输水管管径大于 500mm 时，阀门直径需经造价和能耗的比较后确定。阀门间距可视地形、穿越障碍物和连通管位置而定，当设置连通管时，阀门间距一般与连通管间距相同；无连通管时，若输水管长度小于 3km，闸阀间距一般为 1.0~1.5km，长度为 3~10km 时，间距一般为 2.0~2.5km；长度为 10~20km 时，间距一般为 3.0~4.0km。

配水管网设置检修阀门亦应根据分段和分区检修的具体情况确定，检修阀门的间距不应超过 5 个消火栓的布置长度。

⑨ 重力输水管每隔一定距离应设检查井和通气孔。输送水浊度不高时，管径（渠宽）小于 700mm 时，检查井间距不宜大于 200m；管径 700~1400mm 时，间距不宜大于 400mm；原水含砂太多时，可参照排水管道要求设置检查井。地形较陡时非满流的重力输水管（渠）必要时还应在适当位置设跌水井或减压井。

⑩ 当采用明渠输送原水时，应有可靠的保护水质和防止水量流失的措施。

⑪ 设计满流输水管道时，应考虑发生水锤的可能，必要时应采取消除水锤的措施。

7.2.2 配水管网设计的原则和一般规定

7.2.2.1 管网布置

① 配水管网形状取决于总平面布置，树状网投资较省，但供水可靠性较差；环状网则增加了供水可靠性和投资。所以应根据要求的供水可靠程度和投资来选择管网形式。城镇中心区宜布置成环状，再以树状向外延伸，以后根据需求和可能再连接成环状网。

② 当配水管网延伸较长时，为了维持管网末梢的服务水头，可考虑在管网中适当位置增设加压泵房，进行中途加压，需要时可多次分级加压。加压泵房的设置和服务区域的划分应综合考虑，力求供水可靠安全、能耗合理经济。在用水量少时，部分加压泵房可停用，而用跨越管供水。

③ 对供水范围较大的配水管网或水厂远离供水区的管网，应对管网中是否设置调节设施的方案进行比较。如昼夜用水量相差很大，高峰用水时间较短，可考虑设置调节水池和泵房，利用夜间蓄水，日间供水，增加高峰供水量，因缩小干管管径所节省的投资，常足以补偿调节水池和泵房的费用。

④ 地形高差较大时，应考虑分区供水或局部加压，与提高整个管网的水压相比，既可节约能耗，也可避免低处管网承受较高压力。

⑤ 管网费用（包括管道、阀门、附属设施）约占给水工程总投资的 60%~80%，且耗能大，对运行电费影响大，应进行多方案比较和计算，使之以最少投资可靠地满足近远期水量、水压和水质的要求。

⑥ 城镇生活饮用水管网严禁与非生活饮用水管网相通；严禁与各单位自备生活饮用水供水系统直接连通，如必须作为备用水源而连接时，应采取有效的安全隔断措施（如用图 7.2.1 所示的空管隔断）。

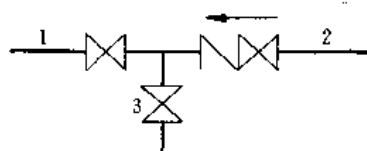


图 7.2.1 自来水管安全
隔断措施

1—用户自备生活水管；2—城镇
生活水管；3—放水阀（常开）

7.2.2.2 干管选线

① 应按现有或规划道路定线，避免干管穿越高等级路面或重要街道，并考虑分期建设的可能。干管应尽量布置到两侧有较大用户的道路上，以减少配水支管的数量。

② 干管供水方向一般应从二级泵房到调节构筑物到大用户，力求以最短的距离输水到主要用户和调节构筑物，并保证供水安全可靠。可将一条或几条干管平行地布置在用水量较大的街区，平行干管间距约为 500~800m，干管之间应设连通管，间距约为 800~1000m 左右。

③ 给水管道与构筑物或管道的最小水平净距应符合表 7.2.1 要求。

④ 给水管应布置在污水管上方，当给水管与污水管交叉时，管外壁净距不得小于 0.4m，且不允许有接口重叠；当污水管必须敷设在给水管上面时，给水管必须采用金属管材，并应根据土壤的渗水性及地下水位情况确定净距；如交叉敷设，给水管应采用钢管或钢套管，套管伸出交叉管的长度每边不得小于 3m，套管两端应采用防水材料封闭。

⑤ 干管管径按最高时用水量通过水力计算选定；从干管到用户和消火栓的配水支管直径，一般至少为 100mm，大城市可采用 150~200mm；供给消防用水的支管管径应大于 150mm。

表 7.2.1 给水管道外壁与构筑物或管道的水平净距

类 别	与给水管外壁的最 小水平净距/m	类 别	与给水管外壁的最 小水平净距/m
铁路远期路堤坡脚	5.0	热力管	1.5
铁路远期路堑坡顶	10.0	街树中心	1.5
建筑红线	5.0	通讯和照明杆	1.0
低中压 (<0.15MPa) 煤气管	1.0	高压电杆支座	3.0
次高压 (0.15~0.30MPa) 煤气管	1.5	电力电缆	1.0
高压 (0.30~0.80MPa) 煤气管	2.0	污水管	1.5

注：在旧城镇管道布置有困难时，可适当降低要求，但应采取有效措施

7.2.2.3 管顶埋深

(1) 给水管一般采用地下敷设。特殊需要时，才置于地面。埋地管道管顶埋深应综合考虑外部荷载、管材强度、土壤地基及土壤的冰冻深度，通过计算和技术经济比较后确定。

(2) 当缺乏计算资料时，非冰冻地区管道的管顶埋深（即覆土厚度），金属管一般 $\geq 0.7\text{m}$ ，非金属管一般 $\geq 1.0\sim 1.2\text{m}$ ；冰冻地区管底在冰冻线以下的深度如下：管径 $d=300\sim 600\text{mm}$ 为 $0.75d$ ； $d>600\text{mm}$ 时为 $0.5d$ 。

(3) 北方管道的埋深受两种因素影响。一是防止地面车辆荷载损害的安全埋深，一般在 1.2m 以下；另一是根据北方各地冻土厚度，将管线埋在冻土线以下的防冻埋深。天津地区一般埋深为 $0.8\sim 1.2\text{m}$ 。哈尔滨地区的冻土深度在 1.8m 左右，一般的管线埋深在 $2.0\sim 2.5\text{m}$ 以下。黑龙江省的北部冻土在 2.0m 以下，埋深更大，有些城市深达 $3\sim 4\text{m}$ 。

7.2.2.4 管材选择

管材应根据水压、外部荷载、土的性质、施工、维护和材料供应等条件，通过技术、经济比较确定。

常用的给水管材及其优缺点见表 7.2.2。

表 7.2.2 常用给水管材及其优缺点

序号	管材	优 点	缺 点	使用情况
1	钢管	可承受较高的内应力，抗压、抗震性强	造价较高，需内外防腐	在特殊情况（管道 $>1000\text{mm}$ ；水压高、过河、穿越铁路和地震区时）下使用或其他管材难以替代时
2	铸铁管	质地坚固，经久耐用	需内衬水泥砂浆	应用中小口径管径，选用柔性接口
3	球墨铸铁管	强度高，耐冲击，耐腐蚀，抗震、承压比铸铁管高	需内衬水泥砂浆，价格比铸铁管高	特别适合于大中口径管道
4	预应力钢筋混凝土管	节约金属，价格便宜，无需内、外防腐，不易结垢，柔性接口抗震	重量大，搬运时损坏率高，缺乏配套管件，承压较低	常用于 $DN600\sim 2000\text{mm}$ 管道，已广泛使用。当地下情况复杂、土质较差、及重要道路下敷设必须特别注意管材可靠性
5	自应力钢筋混凝土管	节约金属，价格便宜，无需内、外防腐，不易结垢，柔性接口抗震	重量大，搬运时损坏率高，缺乏配套管件，承压较低	用于郊区或农村等不重要管道上
6	钢管预应力钢筋混凝土	用钢量少，只有钢管的 $1/3$ ，具备钢管与预应力钢筋混凝土管各自优点		$DN=800\sim 2600\text{mm}$
7	硬聚氯乙烯管	摩阻小，耐蚀性强，重量轻，抗震，安装方便	抗老化，抗冲击性稍差	400mm

续表

序号	管材	优点	缺点	使用情况
8	钢骨架 塑料复合 管	摩阻小,耐腐蚀,抗震,易安 装、承压比硬聚氯乙烯管高		$DN = 50 \sim 300\text{mm}$
9	离心浇 铸玻纤复 合管	摩阻小,耐腐蚀,抗震,易 安装		$DN = 300 \sim 2400\text{mm}$
10	缠绕玻 璃纤维树 脂管	摩阻小,耐腐蚀,抗震,易 安装		$DN = 50 \sim 300\text{mm}$

7.2.2.5 阀门布置

管网中的阀门布置,应满足事故检修时隔断的需要,一般靠近管网节点布置,安装在连接管的下游;干管上的阀门间距一般为400~600m;管网中的阀门距离不应超过5个消火栓的布置长度,消火栓连接管上应设置阀门。阀门一般为手动,大型可用电动。应采用暗杆阀门,以免启闭时阀门升降带来不便。阀门放在阀门井内。阀门井大小应满足安装检修的需要。

7.2.2.6 消火栓布置

室外消火栓间距在120m以内;连接消火栓的管道直径应大于100mm;消火栓设在交叉路口的人行道上,距建筑物在5m以上、距车行道边 $\leq 2\text{m}$ 。消火栓的数量和布置必须遵守消防规范规定,取得当地消防部门的同意。

7.2.2.7 集中给水栓布置

没有室内卫生设施的居住区,应在居民集中处设置集中给水栓,设置地点应考虑用户取水方便,服务半径一般小于50m。寒冷地区须用防冻型给水栓。

7.2.2.8 管道支墩

管径小于350mm、试验水压 $\leq 1\text{MPa}$ 或管道转弯角度 $< 10^\circ$ 时,一般可不设支墩。承插式水管在水平或垂直转弯处是否设置支墩,由计算确定。水平敷设的直径在700mm以上管道,尽量避免使用 90° 弯管;垂直敷设时避免使用 45° 以上的弯管。支墩不应砌在松土上。水平支墩后背上壤的最小厚度应大于墩底在设计地面以下深度的3倍。支墩材料一般为C8混凝土。支墩主要形式有水平弯管支墩,水平交叉支墩,水平丁字管支墩,水平管堵头支墩,垂直向上弯管支墩和垂直向下弯管支墩等,详见“给水承插铸铁管道支墩标准图CS345”。适用于管道试验压力0.8MPa、1.0MPa、1.25MPa,相应工作压力0.4MPa、0.5MPa、0.75MPa,管径400~1200mm和管顶覆土0.7m、1.0m、1.5m、2.0m等条件。

7.2.2.9 水量调节设施

城市管网可根据具体情况设置调节构筑物,包括水塔、高位水池及调节水池、泵站等。供水规模和供水范围较小的城镇或工业企业,间歇生产的小水厂,可设置水塔。如有合适地形条件可以利用,且供水区范围和要求的压力变化不大时,也可建造高位水池。管网中设置调节构筑物的作用是平衡二级泵房流量和用水量的差异。调节构筑物的不同位置对管网计算也有差别。调节设施的一般设置方式及其适用条件见表7.2.3。

表 7.2.3 各种调节设施的适用条件

序号	调节方式	适用条件
1	在水常设置清水池	(1) 一般供水范围不很大的中小型水厂,经技术经济比较无必要在管网内设置调节水池 (2) 需昼夜连续供水,并可用水泵调节负荷的小型水厂
2	配水管网前设调节水池泵站	(1) 净水厂与配水管网相距较远的大中型水厂 (2) 无合适地形或不适宜设置高位水池

续表

序号	调节方式	适用条件
3	设置水塔	(1) 供水规模和供水范围较小的水厂或工业企业 (2) 间歇生产的小型水厂 (3) 无合适地形建造高位水池, 且调节容量较小
4	设置高位水池	(1) 有合适的地形条件 (2) 调节容量较大的水厂 (3) 供水区的要求压力和范围变化不大
5	配水管网中设置调节水池泵站	(1) 供水范围较大的水厂, 经技术经济比较适宜建造调节水池泵站 (2) 部分地区用水压力较高, 采用分区供水的管网 (3) 解决管网末端或低压区的供水
6	局部地区(或用户)设调节构筑物	(1) 由城市供水的工业企业, 当水压不能满足要求时 (2) 局部地区地形较高, 供水压力不能满足要求时 (3) 利用夜间进水以满足要求压力的居住建筑
7	利用水厂制水调节负荷变化	(1) 水厂制水能力较富裕而调节容量不够时 (2) 当城市供水水源较多, 通过经济比较, 认为调度各水源的供水能力为经济时
8	水源井直接调节	(1) 地下水水源井分散在配水管网中 (2) 通过技术经济比较设置配水厂不经济的地下水供水 (3) 当水源井直接供管网而能解决消毒接触要求时

(1) 水厂清水池

① 容量计算 清水池有效容量 W_c 一般按下式计算:

$$W_c = W_1 + W_2 + W_3 + W_4 \quad (7.2.2)$$

式中 W_1 ——调节容量, m^3 , 一般根据产水曲线和送水曲线求得; W_2 ——净水构筑物冲洗用水及其他厂用水的调节水量(当滤池采用水泵冲洗时可按一次冲洗的水量考虑, 当滤池采用水塔冲洗时, W_2 一般可不考虑), m^3 ; W_3 ——安全储量, m^3 , 为避免清水池抽空, 威胁供水安全, 清水池可保留一定水深的容量作为安全储量; W_4 ——消防储量, m^3

$$W_4 = T(Q_x + Q_T - Q_1) \quad (7.2.3)$$

式中 T ——消防历时, 一般为 3h; 也有采用 2h 的, 可视具体情况而定; Q_x ——消防用水量, m^3/h ; Q_T ——最高日平均时生活与生产用水量之和, m^3/h ; Q_1 ——消防时一级泵房供水量, m^3/h , 如消防时允许净水厂强制提高制水量, 则 $Q_1 > Q_T$ 。当缺乏制水曲线和送水曲线资料时, 对于配水管网中无调节构筑物的清水池有效容量 W_c , 可按最高日用水量的 10%~20% 考虑(大水厂采用较小百分比)。设有网前调节水塔或高位水池的小城镇, 当消防时关闭水塔和高位水池时, 清水池容量 W_c 同上式计算。

清水池的容量尚需复核必要的消毒接触容量(复核时可利用消防储量和安全储量)。

② 配置要求 清水池的池数和分格数, 不得少于 2, 并能单独工作和分别放空。如有特殊措施能保证供水要求时, 亦可采用 1。当考虑近远期结合, 近期只建一个清水池时, 一般应设超越管, 以便清洗时不影响

供水。

③ 配管及布置 进、出水管应分设，以保证池水能经常流通，管道口径应通过计算确定，并适当留有余地，以适应挖潜改造时水量的增加。进水管径按最高日平均水量计算。进水管标高应考虑避免由于池中水位变化而形成的进水管气阻，可采用降低进水管标高，或进水管进池后用弯管下弯的方法。进水管径一般按最高日最高时水量计算。当二级泵房设有吸水井时，清水池出水管（至吸水井）一般设置一根；当水泵直接从池内吸水时，出水管根数根据水泵台数确定。出水管的设置形式一般有以下几种。

从池底集水坑排管出水，常用于二级泵房前设有吸水井时；水泵吸水管直接弯入池底集水坑吸水，如图 7.2.2。

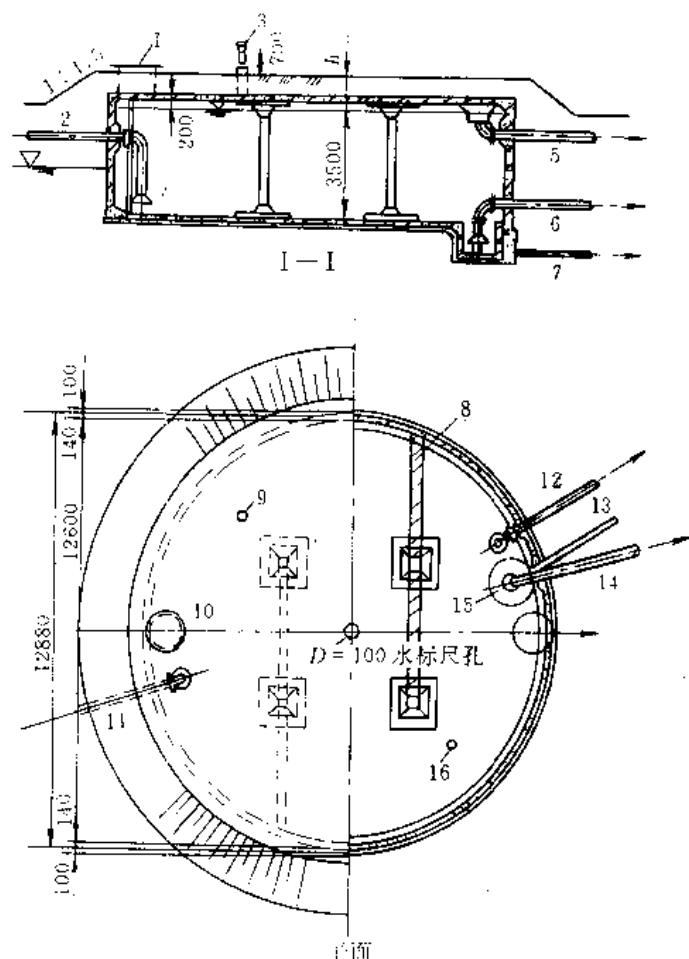


图 7.2.2 400m³ 圆形钢筋混凝土清水池

1、10—检修孔；2、11—进水管；3、9、16—通风孔；
4—铁梯；5、12—溢水管；6、14—出水管；7、13—
放空管；8—导流墙；15—集水坑

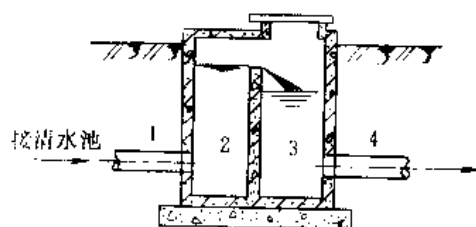


图 7.2.3 溢流井布置

1—溢流管；2—溢流井；3—排水井；4—排水管

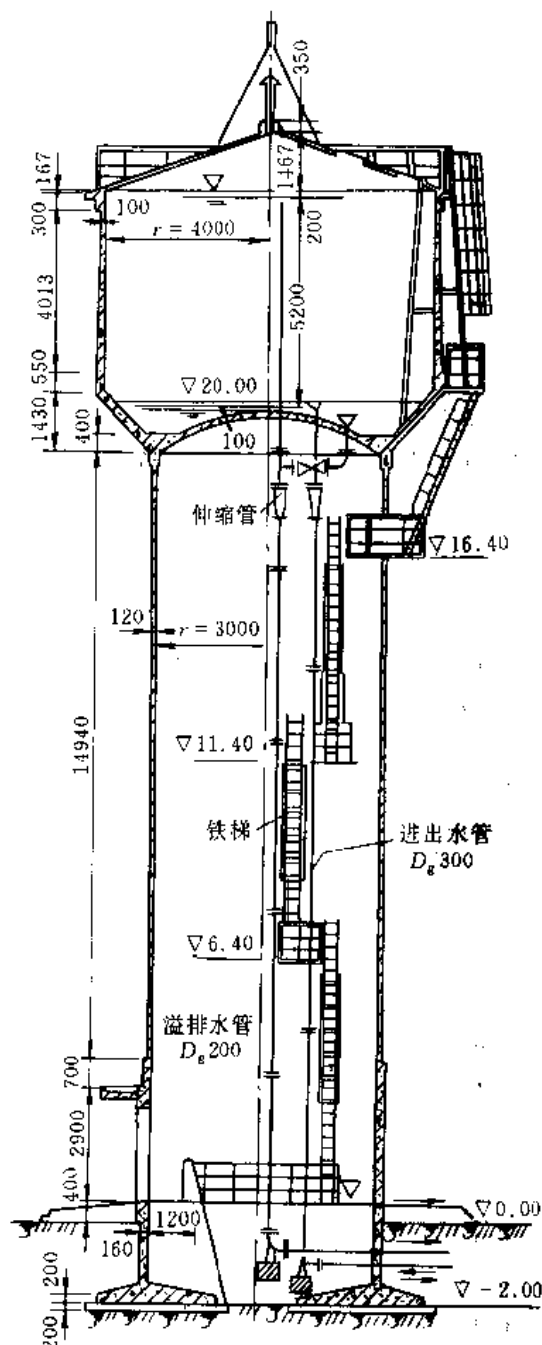


图 7.2.4 300m³ 钢筋混凝土水塔

溢水管管径一般与进水管相同,管端为喇叭口,管上不得安装阀门。出口应设置网罩,以防爬虫等沿溢水管进入池内,如清水池全部为地下式而溢水管出口经常处在排水位以下时,也可考虑将溢水管先经溢水井,再通至排水井,以避免清水受到污染,如图 7.2.3。

排水管的管径可按 2h 内将池中水泄空计算,但最小管径不得小于 100mm。如清水池埋深大,排水困难时,可在池外设置排水井,利用潜水泵自排水井抽除,也可利用潜水泵直接由清水池抽除。为了便于排空池水,池底应有一定坡度。

通气孔及检修孔设置数目根据水池大小而定。容量为 1000m³ 以上的清水池,宜设两个检修孔,孔的尺寸应满足池内管配件的进出。

为避免池内水短流,并满足加氯后的接触需要,池内应设导流墙。为清洗水池时排水方便,水池导流墙的底部,隔一定间距设有清水孔。

池顶覆土厚度需满足地下水抗浮要求,并应符合保温要求。

水池内水位的变化应有水位仪就地指示。如需传示水位。可采用水位传示仪。

(2) 水塔

① 水塔容量 W_0 计算

$$W_0 = W_1 + W_2 \quad (7.2.4)$$

式中 W_1 ——消防贮量, m³, 当有消防要求时, 应按《建筑设计防火规范》要求确定;

W_2 ——调节容量, m³, $W_2 = KQ$, Q 为最高日用水量, m³/d;

K ——调节容量占最高日用水量的百分率, %。

K 值计算方法有下列两种: 根据水厂送水曲线和用水曲线推求; 按最高日用水量的百分率求得。城镇的水塔调节水量一般可按最高日用水量的 6%~8% 选定; 生产用水的水塔容量, 按生产工艺要求选定。

② 水塔布置形式 水塔的布置如图 7.2.4 所示, 可按水柜的容量、高度、水柜及支座结构形式、保温要求、采用材料、施工方法等因素布置成多种形式。

③ 配管及设备 进、出水管可分别设立, 也可合用。竖管上需设置伸缩接头。为防止进水时水塔晃动, 进水管宜设在水柜中心或适当升高。一般情况下溢水管与排水管可合并联结。其管径一般可采用与进出水管相同, 或比进出水管缩小一个规格(管径大于 200mm 时)。溢水管上不得安装阀门。

为反映水柜内水位变化, 可设浮标水位尺或水位传示仪。塔顶应装避雷设施。

④ 保温采暖 当水源为地下水, 冬季采暖室外计算温度为 -8~-23℃ 地区的水塔, 可只保温不采暖。水源为地表水或地表水与地下水的混合水, 冬季采暖室外计算温度为 -8~-23℃ 地区, 以及冬季采暖室外计算温度为 -24~-30℃ 地区, 除保温外还需采暖。

(3) 高位水池 设计可参照清水池及水塔。

(4) 调节(水池)泵站 主要由调节水池和加压泵房组成。

① 设置条件 当水厂离供水区较远, 为使输水干管较均匀输水, 可在靠近用水区附近建造调节水池泵站。对于大型配水管网, 为了降低水厂出厂压力, 可在管网的适当位置建造调节水池泵站, 兼起调节水量和增加水压的作用。对于要求供水压力标高相差较大, 而采用分压供水的高位, 也可建造调节水池泵站, 由低压区进水, 经调节水池并加压后供应高压区。对于供水高位末端的延伸地区, 如为了满足要求水压需提高水厂出厂水压时, 经过经济比较也可设置调节水池泵站。当城市不断扩展, 为充分利用原有高位的配水能力, 可在边远地区的适当位置建造调节水池泵站。

② 调节水池容量 调节水池容量应根据需要并结合配水高位进行计算确定。计算中必须考虑以下两种情况:(进水条件)晚间用水低峰时, 在不影响高位要求压力条件下, 允许水池进水的时间和进水量;(出水条件)白天高峰用水时, 根据城市用水曲线, 由净水厂及其他调节设施供水外, 需由调节水池向高位供水的流量及时间。根据水池进出水条件, 即可确定水池所需的容量。调节水池的容量应是供水总调节容量的一部分。

③ 配管要求 水池的配管可参照清水池和高位水池布置, 设有进水管、出水管、溢水管及排水管等。

7.2.3 水力计算要求

给水管网水力计算要求见表 7.2.4。

表 7.2.4 给水管网水力计算要求

目的	<div>1. 通过计算求得各管段的管径和水头损失</div> <div>2. 求出水泵的流量和扬程，管网内设水塔（高位水池）时可确定水塔（高位水池）的高度</div> <div>3. 确定管网各节点的水压</div>
设计流量	<div>1. 无调节构筑物的管网，按最高日最高时用水量计算</div> <div>2. 设有网前调节构筑物的管网，从水厂到调节构筑物的输水管按二级泵房最大供水量计算</div> <div>3. 设有网中和网后调节构筑物的管网和输水管，分别根据最高用水时从泵房和调节构筑物输入管网的流量计算</div>
设计水压	<div>1. 设计水压是指从地面算起的水管中的压力。为保证用户从给水龙头取水，管网任一点设计水压须保证最小服务水头</div> <div>2. 城镇最小服务水头规定为：一层建筑物 10m，二层 12m，二层以上每增加一层增加 4m</div> <div>3. 应满足大多数建筑物的供水压力，城镇内单独高层建筑物或在地上的建筑物，可设置局部加压装置，不作为水厂水压控制条件</div> <div>4. 供水区地形高差较大或建筑物层数相差较多时，设计水压应从整体考虑，必要时可考虑分区、分压供水或在管网中途设增压泵房</div> <div>5. 消防时管网的服务水头不得低于 10m</div>
管网核算	<div>管网按最高日最高时用水量 and 设计水压计算，并按下列情况核算，以验证由最高用水时确定的管径、水泵扬程、水塔高度等，能否保证其他用水时的水量和水压，以便及时调整管径或另选水泵：</div> <div>1. 最高日最高时用水量加消防流量，核算发生消防时的水压能否满足 10m 要求，确定水泵扬程能否满足消防要求，是否须设消防专用泵等</div> <div>2. 对设置网中或网后调节构筑物的管网系统按最大转输时，即二级泵房供水量和管网用水量相差最大 1h 的核算水压，确定二级泵房扬程能否将水送入调节构筑物，必要时调整进调节构筑物输水干管的管径</div> <div>3. 管网中最不利管段损坏时，按事故用水量核算水压，城镇的事故用水量为最高日最高时用水量多 70%，工业企业事故水量按工艺要求确定，事故时要求的水压和最高用水时相同</div>

7.3 排水管渠设计

7.3.1 设计原则

排水管渠设计通用原则见表 7.3.1。

表 7.3.1 排水管渠设计通用原则

项 目	设计通用原则
系统布置	符合当地规划；符合地形趋势，顺坡排水；根据实际条件，合理选择排水制度；系统布置应经济合理，管网密度合适，排水线路最短；截流干管应尽可能布置在河岸或水体附近
出路选定	利用天然排水系统或已建排水干线为出路；要在流量和高程二方面都保证能够顺利排出；尽量自流排出
汇水面积划分	汇水面积应根据规划和地形划分；面积不宜过大；形状尽量规划；工业废水管道接入城镇系统时，其水质必须符合有关标准；与毗邻系统统筹考虑，做到均匀合理；工业废水应实行清污分流，生产污水和经常受污染的场地雨水经预处理后接入相应的污水管道
线路选择	线路选择应根据地形、道路建筑情况、土质、地下水位、施工条件等因素综合考虑，尽量避免穿越不宜通过的地带和构筑物。必须穿越时，需采取必要的处理或交叉措施，保证顺利通过
控制高确定	安排好控制点（出口、起点、管线交叉点等）的高程，应尽量避免因照顾个别点而增加全线管道埋深，必要时可调整最小坡度或采用局部提升。计算水体水位时，应同时考虑现有和规划的水库等水利设施引起的水位变化，当受水体水位顶托时，应根据重要性和积水造成的后果，设置潮门、闸门和泵站等设施

7.3.2 一般规定

污水管道、雨水管渠、合流管道设计的一般规定见表 7.3.2~表 7.3.9。

表 7.3.2 污水管道一般规定

序号	项 目	一 般 规 定
1	最小管径	(1) 厂区内的工业废水管、生活污水管、街坊内的生活污水管 200mm (2) 城市街道下的生活污水管 300mm
2	覆土	(1) 荷载要求: 最小覆土在车行道下一般不宜小于 0.7m (2) 冰冻要求: 无保温措施时, 管内底可埋设在冰冻线以上 0.15m; 有保温措施或水温较高的管道, 可根据当地经验适当浅埋。以上两种情况的最小覆土均不宜小于 0.7m (3) 最大覆土不宜大于 6m
3	连接	(1) 管道在检查井内连接, 一般采用管顶平接 (2) 不同直径管道也可采用设计水面平接 (3) 在任何情况下进水管底不得低于出水管底
4	坡度骤变的处理	(1) 管道坡度骤然变陡, 可由大管径变为小管径。当 $DN=200\sim300\text{mm}$ 时, 只能按生产规格减小一级; 当 $DN\geq400\text{mm}$ 时, 应根据水力计算确定, 但减小不得超过 2 级 (2) 管道坡度骤然变缓, 应逐渐过渡
5	小管核算	(1) 当有公共建筑物位于管线始端时, 应加入该集中流量进行满流复核 (2) 流量很小而地形又较平坦的上游支线, 可采用非计算管段, 径行采用最小管径, 按最小坡度控制
6	冲洗	(1) 在流速 $<0.4\text{m/s}$ 的上游管段, 可考虑设冲洗井 (2) 每座井冲洗的长度一般为 250m
7	溢流	污水管道在进入泵站或处理厂前, 当条件允许时, 可设事故溢流口, 但必须取得当地有关部门的同意
8	通风	根据管道内产生气体情况、水力条件、周围的通风条件, 可设置通风设施。设置地点可考虑在下列位置选择: (1) 在管道充满度较高的管段内 (2) 设有沉泥槽处 (3) 管段转弯处, 高程有突变处 (4) 倒虹管进、出水井 (5) 高浓度污水接入井以及污水管线上每隔 500m 左右的井位处
9	计量	每一独立系统或设置泵站的管段, 宜在总出口处设置计量设施

注: 充满度、最小坡度、流速规定见表 7.3.7、表 7.3.8。

表 7.3.3 雨水管渠一般规定

项 目	雨 水 管 道	雨 水 明 渠
1. 充满度或超高	充满度应按满流计算	超高: 一般 $\geq0.3\text{m}$, 最小 $\geq0.2\text{m}$
2. 流速	(1) 满流时最小设计流速 $\geq0.75\text{m/s}$ (2) 起始管段地形平坦, 最小设计流速可 $\geq0.60\text{m/s}$ (3) 最大允许流速同污水管道	(1) 最小设计流速一般 $\geq0.4\text{m/s}$ (2) 最大允许流速见表 7.3.5
3. 最小管径、断面、坡度	(1) 雨水支干管最小管径 300mm, 最小设计坡度 0.003 (2) 雨水口管最小管径 200mm, 最小设计坡度 0.01	(1) 底宽: $\geq0.3\text{m}$ (2) 铺砌明渠一般采用 1:0.75~1:1; 无铺砌的明渠边坡应根据不同的地质按表 7.3.6 采用

续表

项 目	雨 水 管 道	雨 水 明 渠
4. 覆土或挖深	(1) 最小覆土在车行道下一般不小于0.7m (2) 局部条件不许可时, 须对管道进行包封加固 (3) 在冰冻深度 $<0.6\text{m}$ 的地区也可采用无覆土的地面式暗沟 (4) 最大覆土同污水管道	(1) 明渠应避免穿过高地 (2) 当不得已需局部穿过时, 应通过技术经济比较, 然后再定该段采用明渠或暗渠
5. 管渠连接或与构筑物的连接	(1) 管道在检查井内连接一般采用管顶平接 (2) 不同断面管道必要时也可采用局部管段管底平接 (3) 在任何情况下进水管底不得低于出水管底	(1) 明渠支渠接入干渠见“转弯”中的规定 (2) 明渠接入暗管, 一般有跌差, 其护砌及端墙、格栅等做法均按进水口处理, 并在断面上设渐变段 (3) 暗管接入明渠, 也宜安排适量跌差, 其端墙及护砌做法按出口处理 (4) 明渠与涵洞连接要考虑水流断面收缩、流速变化等因素造成明渠水面壅高的影响, 必要时需对涵洞的过水能力进行核算; 涵洞过水断面应按明渠水面达到设计超高时的泄水量计算; 涵洞两端应设挡土墙和护坡、护底; 涵洞宜做成方形, 如为圆管时, 管底可适当低于渠底, 其降低部分不计入过水断面
6. 折角或转弯	见 7.3.5.3	(1) 明渠线路转折处水流转角 $\geq 90^\circ$ (2) 明渠转弯处, 其中心线的弯曲半径一般不宜小于设计水面宽度的5倍; 盖板渠和铺砌明渠可采用不小于设计水面宽度的2.5倍 (3) 转折段应加铺砌
7. 跌水	见 7.3.5.4	(1) 土明渠跌差小于 1m 、流量 $<2\text{m}^3/\text{s}$ 时, 可用 0.3m 厚的浆砌块石铺砌 (2) 土明渠跌差大于 1m 、流量 $>2\text{m}^3/\text{s}$ 时, 按水工构筑物设计规范计算

表 7.3.4 合流管道一般规定

序号	项 目	一 般 规 定
1	溢流井安排	须合理地确定溢流井的位置和数目
2	设计流量计算	(1) 生活污水量的总变化系数可采用1 (2) 工业废水流量宜采用最大生产班内的平均值 (3) 淋浴水量: 短时间内工厂区的高峰值不到设计流量的30%时, 可不予计入 (4) 设计降雨重现期可适当高于同一情况下的雨水管道设计标准 (5) 在按晴天流量校核时, 工业废水量和生活污水量的计算方法同污水管道
3	早流流速	(1) 一般 $\geq 0.2 \sim 0.5\text{m/s}$ (2) 对于平底管道宜在沟底做低水流槽
4	雨水口防臭	在最热月平均气温 $>25^\circ\text{C}$ 的地区, 雨水口应考虑防臭、防蚊蝇的措施
5	接户管防倒灌	在压力流情况下须保证接户管不致倒灌

注: 充满度、最小坡度、最小管径、流速覆土、连接规定同雨水管道。

表 7.3.5 明渠最大允许流速

土质或构造	水深 h 为 0.4~1m 时的流速/(m/s)	土质或构造	水深 h 为 0.4~1m 时的流速/(m/s)
粗砂或低塑性粉质粘土	0.8	干砌块石	2.0
粉质粘土	1.0	浆砌块石或浆砌砖	3.0
粘土	1.2	石灰岩或中砂岩	4.0
草皮护坡	1.6	混凝土	4.0

注：当水深 $h < 0.4\text{m}$ 或 $> 1\text{m}$ 时，表中值应乘以系数， $h < 0.4\text{m}$ ，0.85； $1\text{m} < h < 2\text{m}$ ，1.25； $h \geq 2\text{m}$ ，1.4。

表 7.3.6 明渠边坡

地 质	边 坡	地 质	边 坡
粉砂	1:3~1:3.5	半岩性土	1:0.5~1:1
松散的细砂、中砂、粗砂	1:2~1:2.5	风化岩石	1:0.25~1:0.5
密实的细砂、中砂、粗砂或粉质粘土	1:1.5~1:2	岩石	1:0.1~1:0.25
粉质粘土或粘土砾石或卵石	1:1.25~1:1.5		

表 7.3.7 排水管道最小管径、最小设计坡度、在设计充满度下的最小设计流速

管 别	最小管径/(mm)	最小设计坡度	最小设计流速/(m/s)
污水管	在街坊和厂区内	200	0.004
	在街道下	300	0.003
雨水管和合流管	300	0.003	满流时 0.75
雨水口连接管	200	0.01	
压力输泥管	150		见表 7.3.9
明渠			0.4

注：1. 管道坡度不能满足上述要求时，可酌情减小，但应有防淤、清淤措施；2. 自流输泥管道的最小设计坡度宜采用 0.01；3. 含有金属、矿物固体或重油杂质的生产污水管道，其最小设计流速宜适当加大；4. 设计流速不满足最小设计流速时，应增加清淤措施。

表 7.3.8 最大设计充满度、最大允许流速

管径或渠高/mm	最大设计充满度	最大允许流速/(m/s)	管径或渠高/mm	最大设计充满度	最大允许流速/(m/s)
200~300	0.55	金属管 ≤ 10	500~900	0.70	金属管 ≤ 10
350~450	0.65	非金属管 ≤ 5	≥ 1000	0.75	非金属管 ≤ 5

注：计算污水管道充满度时，不包括淋浴水量或短时间内突然增加的污水量；但管径 $\leq 300\text{mm}$ 时，应按满流复核。

表 7.3.9 压力输泥管最小设计流速

污泥含水率/ %	最小设计流速/(m/s)		污泥含水率/ %	最小设计流速/(m/s)	
	管径 150~250mm	管径 300~400mm		管径 150~250mm	管径 300~400mm
90	1.5	1.6	95	1.0	1.1
91	1.4	1.5	96	0.9	1.0
92	1.3	1.4	97	0.8	0.9
93	1.2	1.3	98	0.7	0.8
94	1.2	1.2			

7.3.3 管线布置一般要求

排水管道与其他地下管道和建筑物、构筑物等相互间的位置应符合下列要求:

① 在敷设和检修管道时,不应相互影响;

② 排水管损坏时,不应影响附近建、构筑物的基础或污染生活饮用水;

③ 排水管道宜与道路中心线平行敷设,并宜尽量设置在快车道以外;

④ 污水管道、合流管道与生活给水管道相交时,应敷设在生活给水管道下面,否则,必须有防止污染生活给水管道的措施;

⑤ 排水管道与其他地下管线(或构筑物)的水平和垂直最小净距,应根据两者的类型、高程、施工先后和管线损坏的后果等因素综合确定,并符合有关设计规范、规定的要求,亦可按表 7.3.10 采用。

表 7.3.10 排水管道与其他地下管线(构筑物)的最小净距

名 称		水平净距/m	垂直净距/m
建筑物		管道埋深浅于建筑物基础时,一般 $\geq 2.5\text{m}$ (压力管 $\geq 5\text{m}$);管道埋深深于建筑物基础时,按计算确定但 $\geq 3\text{m}$	
给水管		给水管管径 $\leq 200\text{mm}$ 时, $\geq 1.5\text{m}$;给水管径 $> 200\text{mm}$ 时, $\geq 3\text{m}$	与生活给水管道交叉时,污水管道、合流管道在生活给水管下的垂直净距 $\geq 0.4\text{m}$;当不能避免在生活给水管上面穿越时,必须予以加固,加固长度不应小于生活给水管外径加 4m
排水管		1.5	0.15
煤气管	低压	1.0	0.15
	中压	1.5	
	高压	2.0	
	特高压	5.0	
热力管沟		1.5	0.15
电力电缆		1.0	0.5
通讯电缆		1.0	直埋 0.5,穿管 0.15
乔木		与乔木中心距离 $\geq 1.5\text{m}$,遇高大乔木 $\geq 2\text{m}$	
地上杆杆(中心)		1.5	
道路侧面边缘		1.5	
铁路		应尽量垂直通过,沿单行铁路铺设时,应距路堤坡脚或路堑坡顶 $\geq 5\text{m}$	距轨底 1.2
电车轨道、架空管架基础		2.0	1.0
油、氧气、乙炔管		1.5	0.25
压缩空气管		1.5	0.15
电车电缆、明渠沟底			0.5
涵洞基础底			0.15

7.3.4 设计步骤

各种排水管渠均根据确定的方案进行设计,其主要步骤和内容基本相同,见表 7.3.11。只是设计标准一项各有不同,雨水口布置为含雨水管道设计所特有。

表 7.3.11 排水管道设计通用步骤

通用步骤	污水管道	雨水管道	合流管道
1. 总平面布置	在适当比例的地形图上,按地形并结合排水规划布置干、支管渠系统,划定汇水面积,确定排水出路		
2. 干支线平面设计	根据管道综合布置,确定干、支线的平面位置,确定井位、井号及各井间管段长度,并绘制平面图		
3. 设计标准、数据确定	确定设计人口数或产品数、污水量定额或折合为面积的污水量模数、总变化系数	确定降雨重现期、地面汇流时间、径流系数等	确定截流倍数,与雨污水管道相同的标准参照确定
4. 水力计算	计算各管段的设计流量、流速、阻力损失等,为确定管道断面、纵坡及高程提供依据。		
5. 干支线纵断面设计	根据地形及计算结果,调整确定全系统的控制高程,妥善处理各种管线的交叉间距,确定起点、出口和中间各控制点的高程,确定各干、支线的断面、纵坡,并绘制纵断面图		
6. 构筑物的选用设计	首先选用标准图,无标准图时进行专项设计		
7. 雨水口布置	—	布置雨水口	布置雨水口

7.3.5 管材、接口、基础及附属构筑物

7.3.5.1 管材与接口的选择

室外广泛使用的是混凝土管和钢筋混凝土管、金属管、砖砌明渠,另外还有大型钢筋混凝土沟渠、石砌渠道等,近年来塑料管也得以推广应用。另外,当管道在腐蚀工况下运行时,也有使用陶土管的。设计时应根据水质、水温、冰冻情况,断面尺寸、土质、地下水位、地下水侵蚀性、管内外所受压力及现场施工条件等因素进行选择,尽可能就地取材,降低成本。常用的几种管材特性见表 7.3.12。

表 7.3.12 管材种类及其优缺点比较

管材种类	优点	缺点	适用条件
1. 钢筋混凝土管及混凝土管	1. 造价较低,耗钢材少; 2. 可根据不同内、外压分别设计制成无压管、低压管、预应力管及轻、重型管等 3. 可就地取材制造	1. 管接较短,接头较多,施工不方便 2. 大口径管重量大,搬运不方便 3. 容易被含酸或碱的污水侵蚀 4. 抗沉降、抗震性较差	钢筋混凝土管适用于自流压力管或穿越铁路(常用顶管施工)河流、谷地(常做成倒虹管)等 混凝土管一般适用于 $d \leq 400\text{mm}$ 的自流管
2. 塑料螺旋管	摩阻小,耐腐蚀,不漏水,重量轻,施工快捷	造价较高,会老化	适用于 $d \leq 2600\text{mm}$ 的自流管,尤其是长距离排水工程
3. 塑料管	摩阻小,耐腐蚀,不漏水,重量轻,施工快捷	1. 承压时使用温度 $< 45^\circ\text{C}$ 2. 造价较高	适用于 $d \leq 700\text{mm}$ 输送带腐蚀性的工业或生活污水自流管
4. 钢管及铸铁管	1. 质地坚固,抗压、抗沉降、抗震性强 2. 每节管子较长,接头少	1. 价格高 2. 钢管对酸碱的防蚀性较差	适用于受高内压、高外压或对抗渗漏要求特别高的场合,如泵站的进、出水管,穿越其他管道的架空管,穿越铁路、河流、谷地管等

续表

管材种类	优点	缺点	适用条件
5. 陶管（单面釉、双面釉）	1. 双面釉耐酸碱、抗蚀性强 2. 便于制造	1. 质脆，不宜远运，不能受内压 2. 管接短，接头多，施工不便 3. 抗沉降、抗震性差 4. 有的断面尺寸不规格	适用于排除侵蚀性污水或管外有侵蚀性地下水的自流管 $d \leq 600\text{mm}$
6. 砖砌沟渠	1. 可砌筑成多种形式的断面——矩形、拱形、圆形等 2. 可就地取材建造	1. 小断面时不易施工 2. 现场施工期长 3. 不承压，抗沉降、抗震性差	适用于人型自流水道工程

接口选择参见《给水排水标准图集》S222。常用的几种钢筋混凝土管和混凝土管接口见表 7.3.13。

表 7.3.13 钢筋混凝土管和混凝土管接口

接口名称	适用条件	做法	图 示						
水泥砂浆抹带接口	一般用于地基土质较好的雨水管，或用在地下水位以上的污水支户管。平口管、企口管和承插口管均可使用	接口处用 1:2.5 或 1:3 水泥砂浆抹成半椭圆形的砂浆带，带宽 120~150mm，中间厚 30mm							
钢丝网水泥砂浆抹带接口	适用于一般污水管和水头低于 5m 的低压管	将抹带范围(宽 200mm)管外壁凿毛，抹 1:2.5 或 1:3 水泥砂浆一层厚 15mm，铺 10mm×10mm 钢丝网一层，两端插入基础混凝土中固定，上面再压砂浆一层，厚 10mm							
石棉沥青卷材接口	一般用于地基沿管道纵向沉陷不均匀地区 平口管和企口管均可使用	先将接口处管壁刷净烤干，涂上冷底子一层，再刷沥青砂玛璃脂(温度控制在 160~180℃ 左右，配比 7.5:1.0:1.5)厚 3mm，再包上石棉沥青卷材，再涂 3mm 厚的沥青砂玛璃脂，这叫“三层做法”。一般可以满足要求。必要时可以用“五层做法”，即再加卷材和沥青砂玛璃脂各一层	<table><tr><td>1:3 水泥砂浆抹内缝</td></tr><tr><td>3:7 石棉水泥填嵌管缝</td></tr><tr><td>粘合层</td></tr><tr><td>沥青玛璃脂厚 3~6mm</td></tr><tr><td>石棉沥青卷材</td></tr><tr><td>沥青玛璃脂厚 3mm</td></tr></table>	1:3 水泥砂浆抹内缝	3:7 石棉水泥填嵌管缝	粘合层	沥青玛璃脂厚 3~6mm	石棉沥青卷材	沥青玛璃脂厚 3mm
1:3 水泥砂浆抹内缝									
3:7 石棉水泥填嵌管缝									
粘合层									
沥青玛璃脂厚 3~6mm									
石棉沥青卷材									
沥青玛璃脂厚 3mm									

接口名称	适用条件	做法	图 示
预制套管接口	用于地基较弱地段,在一定程度上可防止管道因纵向不均匀沉陷而产生的纵向弯曲或错口 一般常用于污水管	预制套管与管子间缝隙中用重量比 1:3:7(水:石棉:水泥)的石棉水泥打严,操作时应注意少填多打,也可用自应力水泥砂浆填充	

7.3.5.2 管道基础

管道基础种类、适用条件及施工方法见表 7.3.14。

表 7.3.14 管道基础 (参见《给水排水标准图集》S222)

基础种类	适用条件	方 法
弧形素土基础	(1) 槽底无地下水 (2) 土质能保证挖成弧形 (3) 管径为 150~1100mm (4) 管道埋深为 0.8~0.3m (5) 下列情况不适用: 管道敷设在车道下,且埋深小于 1.5m,管道为干线;几种管道合槽施工	(1) 弧度的中心角一般采用 90°,当管径为 800~1100mm 时,也可采用 60° (2) 稳管前用粗砂按弧形填好,使管壁与弧形槽相吻合 (3) 还土时使用中松侧实的还土法,侧部夯实须达到最佳密实度的 95%
灰土基础	(1) 槽底无地下水 (2) 土质较松软 (3) 管径为 150~700mm (4) 适用于下列接口的管道: 水泥砂浆抹带接口、套管接口、承插接口	(1) 灰土基础也是弧形,厚度采用 15cm (2) 弧度的中心角采用 60° (3) 灰土的配合比为 3:7(质量比) (4) 还土要求同弧形素土基础
砂垫基础	(1) 无地下水 (2) 坚硬岩石地区 (3) 管道埋深为 1.5~3.0m,小于 1.5m 时不应采用	(1) 砂垫层厚度采用 10~15cm (2) 砂料最好采用带棱角的中砂 (3) 还土要求同弧形素土基础
混凝土基础	(1) 管道在地下水位以上及以下都适用 (2) 槽底是在施工中未被扰动老土 (3) 管径为 200~2000mm (4) 管道埋深为 0.8~6.0m (5) 适用于下列接口的管道: 水泥砂浆抹带接口、套管接口、承插接口	(1) 无地下水时可在槽底老土上直接浇注混凝土基础,有地下水时可在槽底铺卵石一层厚 10~15cm,然后上面浇注混凝土基础 (2) 混凝土标号一般采用 100 号 (3) 还土要求:管道两侧,最佳密实度为 90%,管顶 50cm 内密实度为 85%
枕基	(1) 干燥土壤 (2) 适用于下列接口的管道: 水泥砂浆抹带 $D \leq 900\text{mm}$, 承插 $D \leq 600\text{mm}$	在管道接口下做 100 号混凝土枕状垫块

7.3.5.3 检查井

检查井的一般规定、直管上设置距离及其适用条件和标准图号见表 7.3.15~表 7.3.17。

表 7.3.15 检查井一般规定

项 目	一 般 规 定
位置	管道方向转折处；管道坡度改变处；管道断面（尺寸、形状、材质）及基础接口变更处；管道交汇处；直线管道上每隔一定距离处（见表 7.3.16）；特种用途处（如跌水、截流、溢流、连通、设闸、通风、沉泥冲洗及倒虹吸顶管的进出口处）；规划建筑物附近（以便增加预留支管）
井盖高	位于铺装的路面或地面上时，应完全相平；位于土路上或人群通行的土地上时，宜高出 50~100mm，但须连接平顺；位于无人群通行的土地上或农田内时，宜高出 100~300mm；位于尚未改建的洼地上时，宜高出大雨时的积水水面
井室	作用：妥善处理各方向不同管道的交汇，顺畅地汇流并转输各路流量；承装特种用途的设施 构造：流槽的平面形状决定于水流情况；曲线转输的流槽中心线弯曲半径一般不宜小于下游大管管径；流槽顶宽 150~200mm；雨水管道的流槽顶与上游管道的 1/2 内径平，污水管道的流槽与下游管道的内顶平；井室高度在埋深许可时一般为 1.8m，雨水井由下游管内起算，污水井由下游管内顶起算，遇到浅覆土情况，可酌情降低标准

表 7.3.16 直线管道上检查井最大间距

管径或暗渠净高/ mm	最大间距/m	
	污水管道	雨水(合流)管道
200~400	30	40
500~700	50	60
800~1000	70	80
1100~1500	90	100
>1500 且 ≤2000	100	120

注：管径或暗渠净高大于 2000mm 时，检查井的最大间距可适当增大。

表 7.3.17 常用的雨污水管检查井

形式	《给水排水标准图集》图号	适用条件
圆形	S231	$D \leq 1500\text{mm}$ 直线井 $D \leq 1100\text{mm}$ 90°转弯井 $D \leq 1100\text{mm}$ 一侧、二侧 90°交汇井
矩形	S232	$D = 800 \sim 2000\text{mm}$ 直线井 $D = 900 \sim 2000\text{mm}$ 一侧 90°交汇井 $D = 900 \sim 2000\text{mm}$ 二侧 90°交汇井
扇形	S233	$D = 800 \sim 2000\text{mm}$ 转弯井 转弯角度(外角)30°~90°

7.3.5.4 跌水井

当遇到下列情况且跌差大于 1m 时应设跌水井：管道中的流速过大，需要加以调节处；管道垂直于陡峭地形的等高线布置，按照原定坡度将要露出地面处；接入较低的管道处；管道遇到地下障碍物，必须跌落通过处；当淹没排放时，在出口前一个井。

跌水井形式有竖管式、竖槽式、阶梯式，见《给水排水标准图集》S234。消力槽式跌水井需要计算，其公式见表 7.3.18 及图 7.3.1。

表 7.3.18 消力槽式跌水井计算公式

名 称	计 算 公 式	符号说明(见图 7.3.1)
1. 断面比能 T_0/m	$T_0 = h + \frac{q_0^2}{2g\phi^3 h^2}$ $= H + \frac{0.45 + q_0}{\sqrt{h}} - 0.5h - h_2 + h_1 + \frac{v^2}{2g}$	h ——收缩水深, m q_0 ——单宽流量, $\text{m}^3/(\text{s} \cdot \text{m})$ g ——重力加速度, 9.81m/s^2 ϕ ——流速系数, 实用中可取等于 1 H ——跌落高度, m h_1 ——上游进水管水深, m h_2 ——下游出水管水深, m v ——进水管内流速, m/s
2. 单宽流量 $q_0/[\text{m}^3/(\text{s} \cdot \text{m})]$	$q_0 = \frac{Q}{d_2}$	Q ——进水管流量, m^3/s d_2 ——下游管渠的管径或宽度, m

续表

名 称	计 算 公 式	符号说明(见图 7.3.1)
3. 水垫高度 B/m	$B = \frac{0.451 q_0}{\sqrt{h}} - 0.5h$	H_0 ——包括行近流速水头的进水管出口处水深, m x ——溢流堰上水流曲线横坐标值, m y ——溢流堰上水流曲线纵坐标值, m
4. 消力槛深度 P/m	$P = B - h_2$	
5. 井长度 l/m	$l = 2l_1$ $l_1 = 1.15 \sqrt{H_0(H + 0.33H_0)}$ $H_0 = h_1 + \frac{v^2}{2g}$	
6. 溢流堰上各点坐标值/ m	$x = l_1 \sqrt{\frac{y}{H}}$	

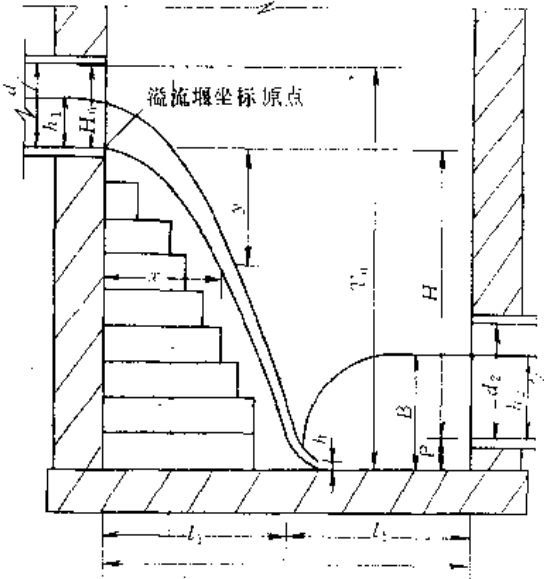


图 7.3.1 跌水井计算

7.3.5.5 雨水口

雨水口的一般规定见表 7.3.19。

表 7.3.19 雨水口一般规定

项 目	一 般 规 定
1. 泄水能力与适用条件	(1) $q > 0.014\text{L}/(\text{s} \cdot \text{m}^2)$ 的地方宜采用大型雨水口, 标准铁箅尺寸为 $750\text{mm} \times 450\text{mm}$, 泄水能力为 $15 \sim 20\text{L}/\text{s}$ (2) $q < 0.014\text{L}/(\text{s} \cdot \text{m}^2)$ 的地方可采用大型或小型雨水口, 小型雨水口标准铁箅尺寸为 $500\text{mm} \times 300\text{mm}$, 泄水能力约为 $8 \sim 10\text{L}/\text{s}$
2. 形式	(1) 一般采用平箅, 根据需要也可在平箅上加设立箅或立孔称为联合式, 其泄水能力比平箅约加大 50% 左右 (2) 平箅一般采用铁箅, 孔隙长边与来水方向一致的进水效果好, 栅条间隙宜不大于 30mm
3. 雨水口井	(1) 深度一般 $0.6 \sim 0.8\text{m}$, 最大 1.0m , 冻胀影响地区根据经验确定 (2) 泥砂量大的地方可设沉泥槽

续表

项 目	般 规 定
4. 位置	(1) 宜设在汇水点上或截水点上 (2) 不宜设在汇水很少的地方或不便的地方
5. 数量	(1) 设置数量依据来水量而定 截水点一般设单算 汇水点一般设双算 豁谷线和洼地常需设置三算四算或选用联合式的 较大立交下一般要设置十算左右 以上均按路拱中心线一侧的每一个布置点计算 (2) 设置数量一般应多于计算数量
6. 间距	根据降雨强度、路面宽度并结合实践经验确定，一般为 25 ~ 50m
7. 算面高	设在铺装路面或地面上，宜低 30 ~ 40mm 设在上路面或土地面上，宜低 50 ~ 60mm 四周应平顺坡向雨水口
8. 串联	一般不宜多于 3 个
9. 与检查井管连接	(1) 以雨水口管（连接管）接入检查井或连接井，可高于干管管顶 (2) 雨水口管管径依据算数及泄水量确定，单算或双算时一般采用 200mm，三算或联合式双算时，一般采用 300mm。串联时再酌情加大 (3) 雨水口管每段长度不宜大于 25m

7.3.5.6 倒虹管

倒虹管的一般规定见表 7.3.20。计算公式见表 7.3.21。

表 7.3.20 倒虹管一般规定

项 目	般 规 定
1. 敷设	(1) 位置： ① 污水管穿过河道、旱沟、洼地或地下构筑物等障碍物不能按原高程径直通过 ② 尽可能与障碍物轴物垂直 (2) 条数： ① 穿过小河、旱沟和洼地时可敷设 1 条 ② 穿过河道时一般敷设 2 条，1 条工作，1 条备用 ③ 穿过特殊重要构筑物时应敷设 3 条，2 条工作，1 条备用 (3) 长度：水平管长度根据穿越物的现状和远景发展规划确定 (4) 深度：水平管外顶距规划河底不小于 0.5m (5) 角度：下行上行斜管与水平管的交角一般不大于 30°
2. 管材、管径	(1) 管材：一般采用金属管或钢筋混凝土管 (2) 管径：一般不小于 200mm
3. 流速	(1) 设计流速：一般不小于 0.9m/s，并应大于进水管内流速 (2) 冲洗流速：不小于 1.2m/s

项 目	般 规 定
4. 进出水井	(1) 应布置在不受洪水淹没处 (2) 必要时可考虑排气设施 (3) 井内应设闸槽闸板或闸门, 以便根据来水流量随时控制启用的管数 (4) 井内应备有冲洗设施 (5) 井内工作室高度 (闸合以上) 一般为 2m
5. 沉泥槽	进水井前、检查井应设沉泥槽
6. 事故排出口	进水井应设事故排出口

表 7.3.21 倒虹管计算公式

名 称	计 算 公 式	符 号 说 明
1. 进出水井水面差 H_1/m	$H_1 = Z_1 - Z_2$ $H_1 > H$	Z_1 ——进水井水面高程, m Z_2 ——出水井水面高程, m
2. 倒虹管全部水头损失 H/m	$H = il + \sum \xi \frac{v^2}{2g}$	i ——水力坡降 (即倒虹管每米长的水头损失) l ——倒虹管长度, m ξ ——局部阻力系数, m v ——倒虹管内流速, m/s g ——重力加速度, m/s ²
3. 管段水头损失 h_0/m	$h_0 = il$	μ ——系数, 一般 $\mu = 0.8$
4. 进口局部水头损失 h_1/m	$h_1 = \frac{1 - \mu^2}{\mu^2} \frac{v^2}{2g}$	v_0 ——下游干管内流速, m/s
5. 出口局部水头损失 h_2/m	$h_2 = \frac{(v - v_0)^2}{2g}$	h' ——当 $v = 1\text{m/s}$ 时标准弯头的水头损失 θ ——倒虹管转弯角度, 度
6. 弯头局部水头损失 h_3/m	$h_3 = h'v^2$ $= \frac{\theta}{90^\circ} \left[0.131 + 1.847 \left(\frac{r}{R} \right)^{3.5} \right] \frac{v^2}{2g}$	r ——倒虹管半径, m R ——倒虹管转弯半径, m

7.3.5.7 出水口

出水口一般规定见表 7.3.22。

表 7.3.22 出水口一般规定

项 目	般 规 定
1. 位置	(1) 在江河岸边设置出水口时, 应保持与取水构筑物、游泳区及家畜饮水区有一定距离, 同时也应不影响下游居民点的卫生和饮用 (2) 在城市河渠的桥涵附近设置雨水出水口时, 应选在构筑物的下游并保持结构条件和水利条件所需要的距离 (3) 在海岸设置污水出水口时, 应考虑潮汐波浪和设施等情况, 注意环境卫生 (4) 出水口的位置和形式应取得当地卫生监督、水体管理和交通管理等部门同意
2. 高程	(1) 雨水出水口内顶最好不低于多年平均洪水位 (2) 污水出水口应尽可能淹没在水体水面以下

续表

项 目	一 般 规 定
3. 形式	<p>(1) 淹没式——主要用于污水管道，但雨水管道也可以用，又可分为岸边式和河底分散式两种</p> <p>(2) 非淹没式——主要用于雨水管道</p>
4. 防冲措施	岸边式出水口与岸边的连接部分要建挡土墙和护坡，底板要铺砌
5. 防潮防洪闸	<p>(1) 在潮汐影响出水的地区，一般应设自动式防潮闸门</p> <p>(2) 在受短期洪水威胁的地区，可设置人工启闭式闸门</p>
6. 砌筑材料	一般采用耐浸泡、抗冻胀的浆砌块石

8 水处理工程施工

8.1 施工准备

(1) 施工前应做好设计交底、施工图检查。如发现错误,应及时提出变更设计的要求。

表 8.1.1 施工测量允许偏差

项 目	允许偏差
水准测量高程闭合差	平地 $\pm 20\sqrt{L}$
	山地 $\pm 6\sqrt{n}$
导线测量方位角闭合差	$\pm 40\sqrt{n}$
导线测量相对闭合差	1/3000
直接丈量测距两次较差	1/5000

注: 1. L 为水准测量闭合路线的长度;

2. n 为水准或导线测量的测站数。

(2) 根据施工需要进行调查研究,掌握管道沿线下列情况和资料:工程地质及水文地质资料;气象资料;工程用地、交通运输及排水条件;施工供水供电条件;工程材料、施工机械供应条件;必要时还应掌握地表水的水文航运资料及地表水冻结及流水资料;结合工程特点和现场条件的其他情况和资料。

(3) 编制施工组织设计。主要包括工程概况、施工部署、施工方法、材料、主要机械设备的供应,保证质量安全工期降低成本和提高经济效益的技术组织措施;施工计划施工总平面图及保护周围环境的措施,并为主要施工方法编制施工设计。

(4) 按规定做好施工测量工作。进行现场交桩、设置复核临时水准点、管道轴线控制桩、高程桩。施工测量允许偏差应符合表 8.1.1 的规定。

8.2 土石方工程

8.2.1 坑槽断面确定和土方量计算

(1) 选定坑槽断面通常应考虑土的种类、地下水位、施工方法、施工环境、基础和管道断面大小、管道或设备的埋深等。选直槽的土方量小,但若开挖深度较大,需加设支撑,既增加费用,又给施工带来不便;选大开槽土方量较大,会增加开挖时间,但施工方便。当挖深较大,土层条件允许时,可采用上部为梯形、下部为直槽的混合槽断面,可减少土方量。

(2) 坑槽的土方量一般按其自然状态的几何形状计算,不考虑松动后的体积增加。基坑最普通的形状为两面呈斜壁的四边形槽体。管沟的土方量沿线分段计算。

$$\text{矩形基坑挖土方量} \quad V = \frac{H}{6} [a(2b+d) + c(2d+b)]$$

式中 V ——挖方量, m^3 ;

H ——开挖深度, m ;

a 、 b ——下底面的宽和长, m ;

c 、 d ——上底面的宽和长, m 。

$$\text{正方形基坑挖方量} \quad V = \frac{H}{3} (A^2 + B^2 + AB)$$

式中 A 、 B ——上下两底面的边长, m ; 其余同上。

$$\text{坑(沟)槽挖方量} \quad V = \sum \frac{L_i}{6} (F_{i1} + 4F_{0i} + F_{i2})$$

式中 L_i ——分段计算第 i 段长度, m ;

F_{i1} 、 F_{i2} ——第 i 段两端面积, m^2 ;

F_{0i} ——第 i 段中截面面积, m^2 。

8.2.2 沟槽开挖

(1) 按照施工图设计测量管道中心线、槽边线,确定堆土范围,布置堆放器材场地,选择合理运输交通路线,清除施工障碍,平整沟坎陡坡,修整施工机具通道(酌情采用人工或机械化方式)。

(2) 沟槽底部宽度应包括管道结构外缘宽度、管道两侧的工作面宽度、支撑宽度、现浇混凝土管道模板

的宽度等。如有现场施工的外防水层或采用明沟排水时,开挖宽度还应增大。

管道沟槽底部开挖宽度,宜按下式计算:

$$B = D_1 + 2(b_1 + b_2 + b_3) \quad (8.2.4)$$

式中 B ——管道沟槽底部的开挖宽度,mm;

D_1 ——管道结构的外缘宽度,mm;

b_1 ——管道一侧的工作面宽度,mm,可按表 8.2.1 采用;

b_2 ——管道一侧的支撑厚度,可取 150~200mm;

b_3 ——现场浇筑混凝土或钢筋混凝土管渠一侧模板的厚度,mm。

表 8.2.1 管道一侧的工作面宽度/mm

管道结构的外缘宽度 D_1	管道一侧的工作面宽度 b_1		管道结构的外缘宽度 D_1	管道一侧的工作面宽度 b_1	
	非金属管道	金属管道		非金属管道	金属管道
$D_1 \leq 1500$	400	300	$1000 < D_1 \leq 1500$	600	600
$500 < D_1 \leq 1000$	500	400	$1500 < D_1 \leq 3000$	800	800

注: 1. 槽底需设排水沟时,工作面宽度 b_1 应适当增加;

2. 管道有现场施工的外防水层时,每侧工作面宽度宜取 800mm。

(3) 管沟深度 $3 < h < 5\text{m}$ 时,沟底宽度应加宽 0.2m,管沟若需支撑则沟底宽应考虑支撑结构的厚度。管沟深度 $> 5\text{m}$ 时,则应根据土壤类别及物理力学性质确定沟底宽度。采用机械开挖时,沟底宽度应根据挖土机械的切削尺寸而定,但不得小于上述条款的规定。

(4) 若需要特殊设备安装接头时,则必须挖好接头工作坑。

(5) 当地质条件良好,土质均匀、地下水位低于沟槽底面高程,且开挖深度在 5m 以内边坡不加支撑时,沟槽边坡最陡坡度应符合表 8.2.2 的规定。

表 8.2.2 深度在 5m 以内的基坑、沟槽边坡的最陡坡度

土 的 类 别	边坡坡度(高:宽)		
	坡顶无荷载	坡顶有静载	坡顶动载
中密的砂土	1:1.00	1:1.25	1:1.50
中密的碎石类土(充填物为砂土)	1:0.75	1:1.00	1:1.25
硬塑的轻亚粘土	1:0.67	1:0.75	1:1.00
中密的碎石土(充填物为粘性土)	1:0.50	1:0.67	1:0.75
硬塑的亚粘土、粘土	1:0.33	1:0.50	1:0.67
老黄土	1:0.10	1:0.25	1:0.33
软土(经井点降水后)	1:1.00	—	—

注: 1. 当有成熟施工经验时,可不受本表限制;

2. 在软土沟槽坡顶不宜设置静载或动载,需要设置时,应对土的承载力和边坡稳定性进行验算。

(6) 开挖管沟的断面尺寸必须准确,沟底平直,沟内无塌方,积水、各种油类及杂物、转角符合设计要求。管沟检查标准见表 8.2.3。

(7) 挖沟时,不允许破坏沟底原状土,若施工不慎,沟底原状土结构破坏时,应用原土夯实平整。

(8) 开挖深度超过 1m 时,不得一人单独工作,沟内工作人员的间距不得小于 3m,严禁在沟内休息。应排除沟两侧的石块等杂物以防掉落,挖沟抛土后,堆土距沟边距离不宜小于 0.8m,堆土高度不宜超过 1.5m。

农业生产区应将表层熟土和底层生土分开堆放,以便回填复原。

(9) 石方开挖段可采用爆破法施工,但必须严格执行安全措施。

(10) 管沟通过陡坎时,要防止土壤冲刷流失导致管道裸露。可采取挖截水沟、设置截水墙或围堰等措施做好地表水的排放。

表 8.2.3 管沟检查标准(每 20m 管沟长)

检查项目	允许偏差
管沟中心线偏移	$\pm 10\text{cm}$
槽底高程允许偏差	开挖土方 $\pm 20\text{mm}$
	开挖石方 $+20\text{mm}, -200\text{mm}$
管沟宽度	$\pm 10\text{cm}$

(11) 大型施工机具与架空高压输电线路的安全垂直距离要求按表 8.2.4。

表 8.2.4 大型施工机具与高压输线路安全距离

输电线路/kV	最小垂直安全距离/m	最小水平安全距离/m	
		开阔地区	途经受限制地区
1~10	4.5	交叉:3m	3.5
35	7.0	平行:设备最高位置	5.0
60~110	7.5		5.5
154~220	—		6.0
330	8.5	高加 8m	7.0

注:最小水平安全距离指边线与施工设备边缘之距离。

8.2.3 施工排水

(1) 地下水位高于沟底时,要采取排水措施。编制施工排水设计的主要内容包括:排水量的计算;排水方法的选定;排水系统的平面和竖向布置,观测系统的平面布置以及抽水机械的选型和数量;排水井的构造,井点系统的组合与构造,排水管渠的构造、断面和坡度;电渗排水所采用的设施与电极等。

(2) 施工排水应送至抽水影响半径以外范围,不得影响交通,不得破坏道路、农田河岸及其他构筑物。施工中一般不得间断排水,当管道不具备抗浮条件时,严禁停止排水。施工排水终止后应立即用砂石等材料填实排水井并拔除井点管所留孔洞;地下水静水位以上部分,可采用粘土填实。

(3) 明沟排水施工时,排水井宜布置在沟槽范围以外,其间距不宜大于 50m;开挖地下水水位以下的土方前,应先修建排水井,排水井壁宜加支护,当土层稳定,井深小于 1.2m 时,可不加支护;当排水处于细砂、粉砂或轻亚粘土等土层时,应采取过滤或封闭措施,封底后的井底应低于沟槽槽底,且宜大于 1.2m。

(4) 排水沟深度应与沟槽开挖相配合,且不宜小于 0.3m。沟槽开挖设计高程后宜采用盲沟排水。当盲沟排水不能满足排水量要求时,宜在沟内埋设 DN150~200mm 的排水管,排水管接口处应留缝,排水管两侧和上部宜采用卵石或碎石回填。排水沟、盲沟及排水井的结构布置及排水情况应作施工记录。

(5) 井点降水法是在基坑开挖前,在基坑周围埋设一定数量的滤水管(井),利用水泵抽水,使地下水水位降至沟槽底面以下,并距沟槽底面不应小于 0.5m。井点孔的直径应为井点管外径加 2 倍管外滤层厚度,滤层厚度宜为 10~15cm;其深度应大于井点管所需深度,超深部分应采用滤料回填。井点管安装应居中、垂直;滤料灌填高度应高于地下水静水位。井点管安装后应进行单井或分组试抽水并酌情调整井点设计。井点集水总管底及水泵基座宜尽量降低。滤管的顶部宜为井水处设计水位以下不小于 0.5m。井壁管长度及安装高程允许偏差均为 $\pm 100\text{mm}$ 。各种井点的适用范围见表 8.2.5。

表 8.2.5 各种井点的适用范围

序号	井点类型	土层渗透系数/(m/d)	降低水位深度/m
1	单层轻型井点	0.1~50	3~6
2	多层轻型井点	0.1~50	6~12(由井点层数而定)
3	喷射井点	0.1~2	8~20
4	电渗井点	<0.1	根据选用的井点确定
5	管井井点	20~200	3~5
6	深井井点	10~250	>15

8.2.4 土的加固

8.2.4.1 地基层部处理

沟槽开挖后,如发现局部地区有异常状况,需查明其产生原因并调查其范围,迅即研究处理措施。处理的原则是使将建的构筑物不致因地基而出现不均匀沉降,影响其正常使用。

(1) 遇松土坑如填土、墓穴、淤泥等,将挖方底面下一定深度的弱承载土挖去,换以低压缩性的散体材料如素土、灰土、砂、卵石、碎石、砂卵石、块石或某些工业废渣等作垫层。更换的厚度根据附加荷载和地基强度而定。垫层材料应分层铺设、逐层压实。

(2) 若遇砖井在坑槽的中间位置,且井内填土较密实,可将井的砖圈拆至槽底以下1m或更深,在空出处用3:7或2:8的灰土分层夯实至坑槽底面。当井圈范围超过1.5m时,应考虑加强上部结构,例如在地基墙内加配钢筋或设置跨越井圈的地基梁。若废井的位置在基础转角处,除采用挖土填埋夯实外,还应对基础部分作强化处理,如加设钢筋混凝土过梁。

(3) 遇含水量较高、质软而富弹性的粘性土(橡皮地)时,采用晾晒或掺石灰粉的办法,以降低其含水量,然后根据具体情况选择施工方法及基础类型。

(4) 若遇局部土质过硬,如旧墙基、老土、化粪池等均应将其挖掉,然后在空处换填新土,分层夯实。

8.2.4.2 地基浅层压实加固

地基加固的原理是增加土壤的密实度,减少含水量。一般适用于地下水位以上土层。土层压实的允许承载力采用贯入试验、载荷试验或密实度试验法进行检查。浅层土的压实方法有重锤夯实、碾压、冲击、强夯、蛙夯、火力夯、震动夯等。

8.2.4.3 地基深层加固

(1) 动力固结法(强夯法) 以强大冲击能对土层进行强力固结作用,夯锤重为10~25t,落距为十到几十米,加固深度达7~20m。适用于粉砂、细砂、亚粘土、湿陷性黄土、软土剂饱和土。非饱和土和黄土层,当受到强力夯击时将导致土体大量沉陷,使原来欠压实状态转化成超压实状态,从而消除湿陷性、提高承载力。该方法简单,施工快,费用较低。但噪声和振动对周围影响大。

(2) 挤密桩加固法 用末端装有单向舌门的工具管打设桩孔,在桩孔中灌注各种密实性填充物,如亚粘土、黄土、石灰、灰土、砂、砾石或混凝土,然后将管拔出。深层挤密桩除了挤密上层外,还起换土作用。在含水粘土层内,砂桩还作为排水井,成为土中水的逸出通道。

(3) 注浆加固法 适用于软弱或饱和土层。先打入注浆管,用泥浆泵或灰浆泵注入各种浆液,使之与土壤颗粒发生化学反应生成胶凝物,固结土颗粒。各种浆液适用的土粒径范围见图8.2.1。

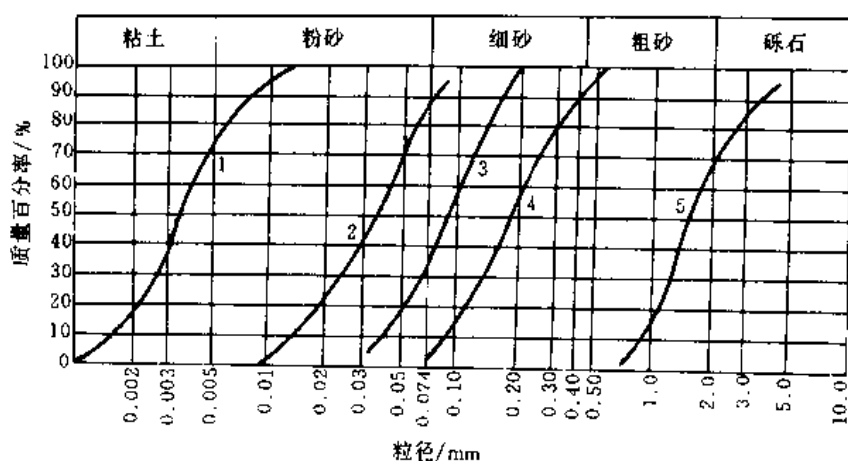


图 8.2.1 各种浆液适用的土粒径范围

1—冻结加固; 2—丙烯酰胺类浆液加固; 3—木质素类浆液加固; 4—水玻璃类浆液加固; 5—水泥浆加固

(4) 热加固和冻结加固 前者在粘土类土体中钻挖燃烧孔,注进燃料油加热。经过燃烧,孔壁和以燃烧孔为中心的四周粘土的强度提高。后者适用于土层饱和而排水困难的场合,在施工期间利用冷冻剂使局部土体成冻结状态。

8.2.5 回填土

(1) 回填土前应先将其槽内积水排出,杂物清除后,再分层回填夯实。每层铺土厚度及压实遍数见表8.2.6。回填材料应符合设计规定。

表 8.2.6 填方每层的铺土厚度和压实遍数

压实机具	每层铺土厚度/mm	每层压实遍数/遍	压实机具	每层铺土厚度/mm	每层压实遍数/遍
平碾	200~300	6~8	蛙式打夯机	200~250	3~4
羊足碾	200~350	8~16	人工打夯	≤200	3~4

(2) 管道施工完毕并经检验合格后，沟槽应及时回填。回填前应符合下列规定：现浇混凝土基础强度、接口抹带或预制构件现场装配的接缝水泥砂浆强度应 $\geq 5\text{N/mm}^2$ ；现浇管渠的强度达到设计规定；混合结构的矩形或拱形管渠，其砖石砌体水泥砂浆强度应达到设计规定，有盖的，应装好盖板。回填时应从管道两边同时回填和夯实，当填土至管顶以上0.5m时，方准用动力打夯机械夯实。

(3) 承压管道在水压试验前，除接口外，应回填至管顶以上至少0.5m，水压试验合格后，应及时回填其余部分。管径大于900mm的钢管，应控制管道的竖向变形。无压管道的沟槽应在闭水试验合格后及时回填。

(4) 管道沟槽位于路基范围内时，管顶以上25cm范围内回填土表层压实度 $\geq 87\%$ （混凝土、钢筋混凝土和铸铁圆形管道，压实度90%；钢管95%），其他部位回填土的压实度应符合表8.2.7规定。

表 8.2.7 沟槽回填土作为路基的最小压实度

由沟槽底算的回填深度/cm	道路类别	最小压实度/%	
		重型击实标准	轻型击实标准
≤ 80	快速路及主干路	95	98
	次干路	93	95
	支路	90	92
80~150	快速路及主干路	93	95
	次干路	90	92
	支路	87	90
> 150	快速路及主干路	87	90
	次干路		
	支路		

8.3 钢筋混凝土工程

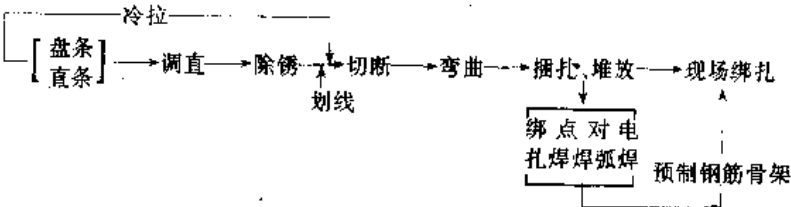
8.3.1 钢筋工程

(1) 钢筋的技术性能见表8.3.1。

表 8.3.1 钢筋技术性能

级别	钢 号		表示符号	直径/mm	屈服点/(kg/mm ²)	抗拉强度/(kg/mm ²)	伸长率/%		冷 弯		供应状态	轧制外形
	牌 号	代 号					δ_5	δ_{10}	弯心直径	弯曲角度		
I	3号钢	A ₃ 、A ₃ 、A _{D3}	Φ	6~40	240	380	25	21	1d ₀	180°	热轧	圆
II	16 锰	16Mn	Φ	6~25 28~40	340 320	520 500	16	—	3d ₀	180°	热轧	人字纹
III	25 锰硅	25MnSi	Φ	6~40	400	600	14	—	3d ₀	90°	热轧	人字纹
IV	40 硅 ₂ 矾	40Si ₂ V	Φ	6~28	600	900	10	8	5d ₀	90°	热轧	圆或螺旋纹
	45 锰硅矾	45MnSiV										
	45 硅 ₂ 钛	45Si ₂ Ti										
	44 锰 ₂ 硅	44Mn ₂ Si										
V	44 锰 ₂ 硅	44Mn ₂ Si	Φ	6~10	1450	1600	—	6	—	—	热处理	圆或螺旋纹
	45 锰硅矾	45MnSiV										

(2) 钢筋成型加工步骤如下：



(3) 钢筋工程具有隐蔽性, 其施工质量对整个工程的强度至关重要。所有钢筋(包括预埋件)在安装后必须进行检查验收, 确保钢筋的钢级、钢号、直径、形状、根数、间距位置、以及保护层厚度、搭接长度等均符合设计要求或有关规定。绑扎、焊接成形的钢筋骨架尺寸允许偏差见表 8.3.2。管渠钢筋骨架安装的允许偏差见表 8.3.3。

表 8.3.2 绑扎、焊接成形的钢筋骨架尺寸和安装允许偏差/mm

序号	项 目	焊接允许偏差	绑扎允许偏差	安装允许偏差	序号	项 目	焊接允许偏差	绑扎允许偏差	安装允许偏差
1	网的长宽	± 10	± 10		5	箍筋间距	± 10	± 20	绑 ± 20 , 焊 ± 10
2	网眼尺寸	± 10	± 20		6	受力钢筋	间距	± 10	
3	骨架的宽高	± 5	± 5				排距	± 5	± 5
4	骨架的长	± 10	± 10						

8.3.2 模板工程

(1) 对模板的要求: ①保证形状尺寸与构件要求相适应; ②具有足够的强度、刚度和稳定性, 能可靠地承受浇筑混凝土的重量和侧压力以及施工荷载; ③板面平滑, 拼装接缝严密, 不漏浆; ④构造简单, 装拆方便, 并便于钢筋绑扎与安装、混凝土的浇筑和养护; ⑤价格便宜。常用有整体模板、定型模板、胎模和滑升模。

(2) 安装带(条)形基础模板先在基槽底部垫层上弹出基础中心线和边线, 沿边线竖立模板, 经水平校正后, 用斜撑和平撑固定。台阶或杯形基础模板先在下一阶模板找正固定后, 下入钢筋网, 再支上一阶模板, 后者固定在轿杠木上。

(3) 柱模板用两块相对的内拼板夹在两块外拼板内, 再用若干个柱箍将模板夹紧, 柱箍的间距呈不均匀分布, 下密上疏。

(4) 梁模板由底板、侧板及顶撑组接而成。底板用钉在支撑顶部的固定夹板定位, 在架设两侧模板后, 其顶部用楞木或斜撑固定。当梁高超过 700mm 时, 在侧板中部加铁丝或螺杆相互拉紧以防变形。

(5) 圆形直立池壁模板可用悬索式结构。内模板由模板元件拼成, 元件间用螺栓连接, 并装 90°攀钩, 由悬索拉紧固定于中心环上。每根悬索钢筋的中部设花篮螺丝调节悬索长度。外模用螺栓固定于内模。此外, 还可以采用工字钢立柱支设滑升式模板施工。

(6) 矩形直立池壁模板支设见图 8.3.1。模板与立柱一般都支在底板上。当池壁与底板一起整体浇灌时, 池壁模板应架空安装。当池底为锥形时, 模板支设在水平支承木上。

表 8.3.3 管渠钢筋骨架安装的允许偏差

项 目	允许偏差
环筋同心度	$\pm 10\text{mm}$
环筋内底高程	$\pm 5\text{mm}$
倾斜度	1% D

注: D 为钢筋骨架直径。

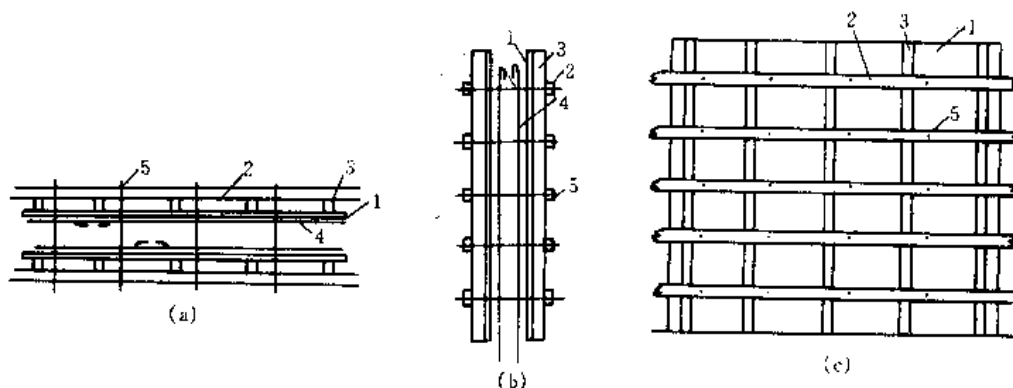


图 8.3.1 矩形池壁模板支设

(a) 顶视; (b) 剖视; (c) 正视

1—模板; 2—横木; 3—立柱; 4—钢筋; 5—加劲筋

(7) 模板安装的允许偏差见表 8.3.4 和表 8.3.5。

表 8.3.4 模板安装的允许偏差

序号	整体式结构模板安装项目	允许偏差/mm	序号	预埋件和预留孔洞项目	允许偏差/mm
1	轴线位置	5	7	预埋钢板中心线位置	3
2	底模上表面标高	±5	8	预留管中心线位置	3
3	截面尺寸		9	预埋螺栓	
	基础	±10		中心线位置	2
	柱、墙、梁	+4, -5		外露长度	10
4	层高垂直		10	预留洞	
	全高 ≤ 5m	6		中心线位置	10
	全高 > 5m	8		截面内部尺寸	+10
5	相邻两板表面高低差	2	11	预留孔中心线位置	3
6	表面平整(用 2m 直尺检查)	5			

表 8.3.5 现浇钢筋混凝土管渠模板安装允许偏差

项 目		允许偏差/mm	项 目		允许偏差/mm
轴线位置	基础	10	垂直度	墙板	0.1% H, 且不大于 6
	墙板、管、拱	5	截面尺寸	基础	+10, -20
相邻两板表面高低差	刨光模板、钢模	2		墙板	+3, -8
	不刨光模板	4		管拱	不小于设计断面
表面平整度	刨光模板、钢模	3	中心位置	预埋管件及止水带	3
	不刨光模板	5		预留孔洞	5

注: H 为墙的高度, mm。

8.3.3 混凝土工程

(1) 混凝土原料 包括水泥、砂石骨料、水和添加剂。普通水泥各龄期软练标准强度见表 8.3.6。各种水泥的特征及适用范围见表 8.3.7。

表 8.3.6 水泥各龄期软练标准强度

水泥标号	硅酸盐水泥			普通硅酸盐水泥			水泥标号	硅酸盐水泥			普通硅酸盐水泥		
	3 天	7 天	28 天	3 天	7 天	28 天		3 天	7 天	28 天	3 天	7 天	28 天
抗压强度/(kgf/cm ²)							抗折强度/(kgf/cm ²)						
225	—	—	—	—	130	225	225	—	—	—	—	28	45
275	—	—	—	—	160	275	275	—	—	—	—	33	50
325	—	—	—	120	190	325	325	—	—	—	25	37	55
425	180	270	425	160	250	425	425	34	46	64	34	46	64
525	230	340	525	210	320	525	525	42	54	72	42	54	72
625	290	430	625	270	410	625	625	50	62	80	50	62	80

表 8.3.7 各种水泥的特征及适用范围表

项目	硅酸盐水泥	普通水泥	矿渣水泥	火山灰水泥	粉煤灰水泥
	不掺混合料	以硅酸盐水泥熟料为主,允许加 15% 以下混合料	在硅酸盐水泥熟料中,掺 20% ~ 70% 矿渣	在硅酸盐水泥熟料中,掺 20% ~ 50% 火山灰质混合料	在硅酸盐水泥熟料中,掺 20% ~ 40% 粉煤灰
相对密度	3.0 ~ 3.16	3.0 ~ 3.15	2.9 ~ 3.1	2.8 ~ 3.0	2.8 ~ 3.0
容重	1000 ~ 1600	1000 ~ 1600	1000 ~ 1200	1000 ~ 1200	1000 ~ 1200
主要特征	快硬早强;水化热高;耐冻性好;耐腐蚀性较差;耐热性较差	早强;水化热较高;耐冻性较好;耐腐蚀性较差;耐热性较差	早期强度低;后期强度增长较快;水化热较低;耐热性较好;对硫酸盐类侵蚀抵抗和抗水性较好;抗冻性较差;干缩性较大	早期强度低;后期强度增长较快;水化热较低;耐热性较差;对硫酸盐类侵蚀抵抗和抗水性较好;抗冻性较差;干缩性较大;抗渗性较好	早期强度低;后期强度增长较快;水化热较低;耐热性较差;对硫酸盐类侵蚀抵抗和抗水性较好;抗冻性较差;干缩性较小;抗碳化能力较差
适用范围	适用快硬早强工程;配制高标号混凝土	适用于地上、地下及水中的混凝土、钢筋混凝土及预应力结构,包括受冻融循环的结构及早期强度要求较高的工程;配制建筑砂浆	适用于大体积工程;配制耐热混凝土;蒸汽养护的构件;一般地上、地下及水中混凝土和钢筋混凝土;配制建筑砂浆	适用于大体积工程;有抗渗要求的工程;蒸汽养护的构件;一般混凝土及钢筋混凝土工程;配制建筑砂浆	适用于地上、地下、水中和大体积混凝土工程;蒸汽养护的构件;一般混凝土工程;配制建筑砂浆
不适用处	不宜用于大体积混凝土工程;不宜用于受化学侵蚀水及压力水作用的结构	不宜用于大体积混凝土工程;不宜用于受化学侵蚀及压力水作用的结构	不宜用于早期强度要求较高的混凝土工程;不宜用于严寒地区并在地下水位升降范围内的混凝土工程	不宜用于早期强度要求较高的混凝土工程;不宜用于严寒地区并在地下水位升降范围内的混凝土工程;不宜用于干燥环境的混凝土;不宜用于有耐磨性要求的工程	不宜用于早期强度要求较高的混凝土工程;不宜用于严寒地区并在地下水位升降范围内的混凝土工程;不宜用于有抗碳化要求的工程

(2) 普通混凝土配合比设计 见表 8.3.8 ~ 表 8.3.10。

表 8.3.8 普通混凝土最大水灰比和最小水泥用量

混凝土所在环境	最大水灰比	最小水泥用量/(kg/m ³)	
		钢筋混凝土、预应力钢筋混凝土	素混凝土
不受雨雪影响	不规定	225	200
受雨雪影响,水中或水位升降范围内	0.70	250	225
寒冷地区,水位升降范围内,受水压作用	0.65	275	250
寒冷地区,水位升降范围内	0.60	300	275

表 8.3.9 混凝土用水量选用表/(kg/m³)

坍落度/cm	卵石最大粒径/mm			碎石最大粒径/mm		
	10	20	40	15	20	40
1~3	190	170	160	205	185	170
3~5	200	180	170	215	195	180
5~7	210	190	180	225	205	190
7~9	215	195	185	235	215	200

表 8.3.10 混凝土砂率(砂重/砂石总重,%)选用表

水灰比	卵石最大粒径/mm			碎石最大粒径/mm		
	10	20	40	15	20	40
0.4	26~32	25~31	24~30	30~35	29~34	27~32
0.5	30~35	29~34	28~38	33~38	32~37	30~35
0.6	33~38	32~37	31~36	36~41	35~40	33~38
0.7	36~41	35~40	34~39	39~44	38~43	36~41

(3) 混凝土从搅拌机中卸出至浇筑完毕的运输时间不宜超过表 8.3.11 的规定。浇筑混凝土应连续进行,如必须间歇时,应在前层凝结之前,将次层浇筑完毕。混凝土的凝结时间见表 8.3.11。

表 8.3.11 混凝土的允许运输时间和凝结时间/min

序号	混凝土标号	气温 < 25℃		气温 > 25℃	
		运输	凝结	运输	凝结
1	≤ 300 号	120	210	90	180
2	> 300 号	90	180	60	150

注:凝结时间包括混凝土运输和浇筑时间。

(4) 混凝土质量应以配合比设计作保证,检验混凝土质量的试块应在浇筑点制作,其试块留置应符合下列规定:标准养护抗压强度试块每工作班不少于一组,每组 3 块;每浇筑 100m³ 或每段长 ≤ 100m 时,不应少于一组,每组 3 块;根据施工设计规定按拆模、施加预应力和施工期间临时荷载等的需要数量留置与结构同条件养护试块;每浇 500m³ 混凝土不得少于一组抗渗试块,每组 6 块;抗冻试块组数应按抗冻标号规定留置,每浇 500m³ 混凝土留置一组。当浇筑混凝土不足 500m³ 时,抗渗、抗冻试块也应按上述规定留置;当配合比和施工条件变化时,应增加留置组数。

(5) 混凝土施工的允许偏差 见表 8.3.12 和表 8.3.13。

表 8.3.12 整体式混凝土结构的允许偏差

序号	项 目		允许偏差/ mm	检验方法
1	轴线位移	基 础	15	用尺量纵横两个方向
		独立基础	10	用尺量纵横两个方向
		墙、柱、梁	8	用尺量纵横两个方向
		大型墙板	5	用尺量纵横两个方向
2	垂直度	层 间	5m 及 5m 以下	用经纬仪或吊线尺量
			5m 以上	用经纬仪或吊线尺量
		全 高	H/1000 并 < 30	用经纬仪或吊线尺量
3	标 高	层 高	± 10	用尺和水准仪
		全 高	± 30	用尺和水准仪
4	截面尺寸		+8 -5	用尺量
5	表面平整		8	2m 直尺、楔形塞尺

续表

序号	项 目		允许偏差/ mm	检验方法
6	预埋设 施中心 线位移	预 埋 件	10	同序号 1
		预埋螺栓	5	同序号 1
		预 埋 孔	5	同序号 1
7	预留洞中心线位移		15	同序号 1

注: 1. H ——结构全高;2. 梁、柱、墙和基础各抽查 10%, 但不少于 3 件, 带形基础、圈梁和板, 每 30~50m² 各抽查 1 处, 但不少于 3 处。

表 8.3.13 混凝土设备基础的允许偏差

序号	项 目		允许偏差/mm	检验方法
1	座标 (纵、横轴线)		± 20	用经纬仪或拉线和尺量检查
2	各不同平面的标高		+0 -20	用水准仪或拉线和尺量检查
3	平面外形尺寸		± 20	用尺量检查
	凸台上平面外形尺寸		-20	
	凹穴尺寸		+20	
4	平面平整度	1m	5	用直尺和楔形塞尺或拉线和尺量检查
		全 长	10	
5	垂 直 度	1m	5	用经纬仪或吊线和尺量检查
		全 长	10	
6	预埋地脚螺栓	标高 (顶端)	+20 -0	用水准仪或拉线和尺量, 在根部及顶端检查
		中心距	± 2	
7	预留地脚螺栓孔	中心位置	± 10	用拉线和尺量检查
		深 度	+20 -0	用尺量检查
		孔壁垂直度	10	用吊线和尺量检查
8	预埋活动地 脚螺栓锚板	标 高	+20 -0	用拉线和尺量检查
		中心位置	± 5	
		平整度 (带槽的锚板)	5	用直尺和楔形塞尺或拉线和尺量检查
		平整度 (带螺栓孔的锚板)	2	

注: 按各类型设备基础抽查 10%, 但不少于 3 个。

8.3.4 钢筋混凝土池类构筑物施工

在污水处理厂中, 水池构筑物最为常见。其位置多在地面以下或半地下, 且用以贮存水体, 因而所受水压或土压较大。对这类构筑物的施工, 除应按结构设计图纸组织作业外, 尤须在防止渗漏问题上严加重视。

8.3.4.1 水池施工的质量要求

钢筋混凝土水池的建造必须按照设计要求, 保证施工质量符合水密性、耐腐蚀性、抗冻性和耐磨性标准。为此, 需要水池在使用期间不发生渗漏, 无溶解性石灰质自池壁溶出, 对酸、碱性物质有抗腐蚀能力, 不发

生因体积膨胀导致混凝土碎裂现象；若是处于严寒地区，在混凝土内部应无水分存留而发生冻融，此外还需具有在长期水流冲刷和水中泥沙或浮冰磨擦作用下的耐磨能力。要达到以上要求，在其施工期间需提高混凝土密度，保持整体的密实性和不透水性则是增强其耐外因破坏作用的关键。对此采取的主要措施有：

(1) 选择合适的配比，使用符合规定的水泥标号和粗细骨料级配；

(2) 充分掌握水泥水化作用所必需的用水量，既要保证混凝土施工的和易性，又要使多余水分不致在混凝土内部产生空隙和裂缝的后果；

(3) 严格注意混凝土工程各施工工序（包括搅拌、运输、浇筑、振捣等）的配合和有效的养护作业。

此外，按一定要求制作混凝土试块，在配料中适当掺加塑化剂、加气剂，在构筑物表面涂抹防腐层，敷设沥青油毡防水层等，都是可以用来提高混凝土水池的结构强度、达到高质量水密性条件的有效措施。

8.3.4.2 水池施工技术要点

(1) 模板结构形式与支设（参阅 8.3.2） 内模的支设有两种形式，其一是在池内设置立柱脚手架与水平撑木，将池壁内模架于其上；另一种采用多脚形支撑或用模箍连接。前者较坚固，所需木料较多；而后者用料较省，但坚固性则不足。

外模的支设也有两种形式，其一是直接支撑于后背土坡上，此法用料较多，但结构坚固；另一种是用钢筋将每块外模箍紧在内模脚手架上，此法在施工时需防止模板移动变形。

所有池壁模板上下左右之间的接缝必须注意密合，使浇注混凝土时不致发生错开。内外模板间应保留一定距离（即池壁厚度）。具体做法是用夹紧螺栓固定模板。当混凝土浇注完毕适于拆模时，螺杆留在混凝土中，最后剔去螺杆的露头部分并用砂浆抹平。对于壁厚为 12cm 以内的薄壁水池，若使用木模板支设，需考虑潮湿产生的材质膨胀导致混凝土裂缝的可能性。

为了浇注混凝土的施工便利，一般内模多系一次架设，外模则分段安装。当使用元件模板时，应对其大小尺寸、安装程序于安装高度进行布置，注意勿使分段加高的时间超过混凝土的初凝期。

(2) 混凝土浇筑 为保证混凝土的质地紧密，混凝土在浇筑后宜用震动机进行充分捣固。水池构筑物的池底与池壁宜采取连续浇筑方式，以保证结构本身的完整性，防止因施工缝的渗漏影响使用。此外由于减少两次浇筑混凝土的养护期，可使整个工程的施工期限缩短。

水池混凝土的连续浇筑需要配备一定的劳动组织、充分的机具设备和材料供应，并应有熟练的施工技术力量。

(3) 施工缝的留设与处理 当构筑物的体积过大，在混凝土浇筑过程，由于受施工条件限制必需进行间断作业时，留设的施工缝位置应选择在结构承重无不利影响的处所。一般将施工缝做成水平式，对其处理的方法是：在浇筑上层混凝土之前，将预留施工缝表面用钢丝刷等工具进行清理或凿毛，并冲洗干净；然后在其上敷抹一层厚度约 15~20mm 的水泥砂浆，砂浆的配比与所浇筑的混凝土相同；趁在未凝结之前，按原程序继续混凝土的施工作业。

对于承受水压较大、防水要求较高的工程，其施工缝的处理，还需将接触面作成凹槽，并埋设金属止水片，注意所浇筑的混凝土要捣固密实。

(4) 伸缩缝的设置与处理 当水池构筑物体积较大时，为避免温度变化使混凝土结构发生裂缝，施工期间应按设计图中的位置要求布设伸缩缝，并添装止水片。伸缩缝的施工质量对水池渗漏有直接影响，而发现渗水后的补救是非常困难的。因此，安装的处理过程须特别注意，既要使混凝土与填料、止水片间有良好结合，又要对此区域附近的混凝土进行细致的捣固。

(5) 施工期间的排水 当修建的水池所在地区地下水位较高时，应做好施工的排水工作，以保证地层结构不受扰动，水池不致因地基沉降产生裂缝。

施工排水必须不断进行，防止由于地下水位上升出现的浮起现象。在水池建成后的覆土阶段，若停止排水，地下水位升高的顶托力仍有可能使水池底板产生裂缝。对于某种无梁顶盖的清水池而言，还应考虑进行池盖以上的覆土后，再停止排水作业。

(6) 混凝土缺陷修补 水池混凝土若出现缺陷，需要及时修补，以免造成渗漏，影响其使用。

8.3.5 泵站的沉井施工法

修建吸水井、水泵站、双层沉淀池等构筑物，若遇场地面积所限，地下水位很高或地质条件较差，开槽式施工不经济时，可使用沉井法。

沉井大多为钢筋混凝土结构，其横断面常呈圆形或矩形，纵断面为梯形或直式，下部设有刃脚用型钢加

固。井筒制作一般是就地在地下水位以上 0.5~1.0m 处设置垫座,再分节浇筑混凝土。在井筒内挖掉土,井筒靠自重下沉至设计标高。这种做法的优点是可以减少自地面起算的浇筑高度,便于垂直运输,减少下沉时的井内挖方,表土层易于清理,降水深度可以降低等。当混凝土达到 70% 设计强度以后,方可开始下沉作业。

沉井的下沉有排水和不排水两种。前者宜在挖土及排除障碍物较便利时采用,可直接用架设在井内的水泵将涌水排出,或借助人工降低水位法。不排水的沉井适用于地下水量较大,水位较高的粉细砂层,其挖方在水中进行。

井筒内挖土需结合机械进行,在其内部四周的土壤由人工挖掘,中间部分则用抓斗或其他吊运设备将土运出,卸往井筒外至少 20m 的地点。

沉井下沉速度要求均匀,避免发生倾斜。若土壤质地密实,挖方可沿四周开始,然后开挖中部部分。土壤松软则可由中部向四周进行,但应防止井外土壤的涌入,造成不均匀下沉现象。

沉井制作后的实际尺寸与设计尺寸的偏差见表 8.3.14。下沉完毕后,深井刃脚平均标高与设计标高偏差 $\leq 100\text{mm}$;水平位移小于下沉总深度的 1%,但当总深度 $< 10\text{m}$ 时,其水平位移允许 100mm;沉井四角的刃脚底面高差,不超过该两角水平间距的 1%,且最大不超过 300mm。

表 8.3.14 沉井制作的允许偏差

项 目	允许偏差
平面尺寸:	
1. 长宽	$\pm 0.5\%$, 并不得大于 100mm
2. 曲线部分半径	$\pm 0.5\%$, 并不得大于 50mm
3. 两对角线的差	1% 对角线长
井壁厚度: 钢筋混凝土、混凝土、毛石混凝土、砌砖	$\pm 15\text{mm}$

8.4 管道敷设与安装

8.4.1 管道基础处理的一般规定

(1) 应按设计要求,根据地质水文、荷载等具体情况选用素土平基、砂基或砂碎石基础等。设计未规定管基形式时,管道可铺设在未经扰动的原土上,不得铺在石块、冻土、木垫砖垫或其他垫块上,若局部基础松软,应适当加固。

(2) 砂基础应采用不含有草根等有机物的粗中砂,并分层洒水夯实。

(3) 基底为岩石、半岩石或卵石时,除设计有规定外,均应铺设砂垫层,其厚度应符合表 8.4.1 的规定。

(4) 当沟底土质不稳定,如遇沼泽、流砂或沉陷性土壤等情况时,必须采取相应的特殊措施确保铺设质量。

8.4.2 管道接口形式及施工方法

见图 8.4.1 和表 8.4.2。

8.4.3 钢管安装

(1) 铺设前必须清除管内污垢,杂物及浮锈并按设计要求内衬水泥砂浆、外刷防腐涂料。

(2) 采用螺纹连接时,管节的切断面应平整、偏差不得超过一扣、丝扣应光洁,不得有毛刺乱丝断丝缺丝总长不得超过丝扣全长的 10%,接口紧固后宜露出 2~3 扣螺纹。丝扣长度应符合表 8.4.3 的规定。

表 8.4.1 砂垫层厚度/mm

管材类型	管径/mm		
	≤ 500	> 500 且 ≤ 1000	> 1000
金属管	≥ 100	≥ 150	≥ 200
非金属管	150~200		

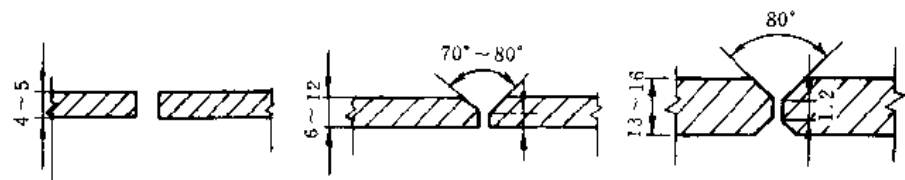
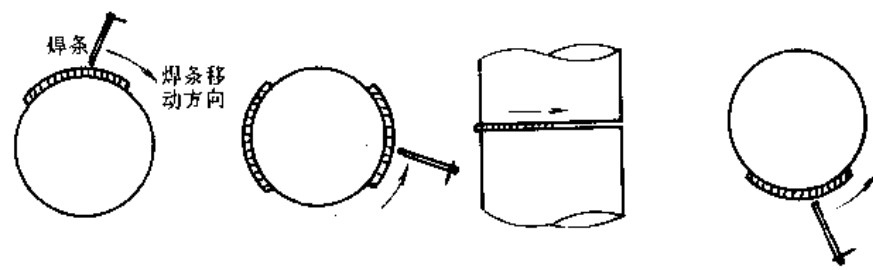
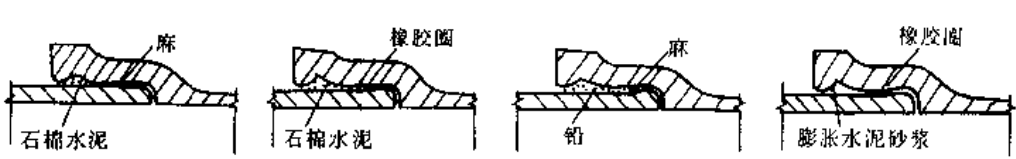
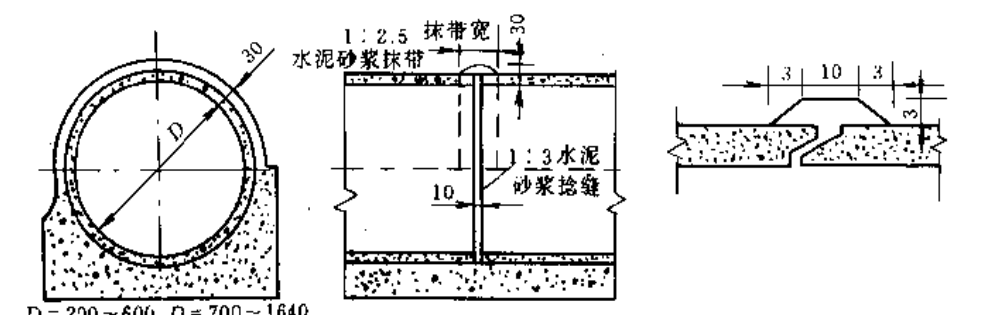
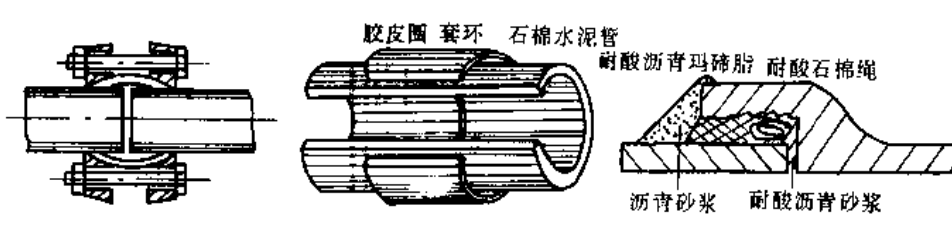
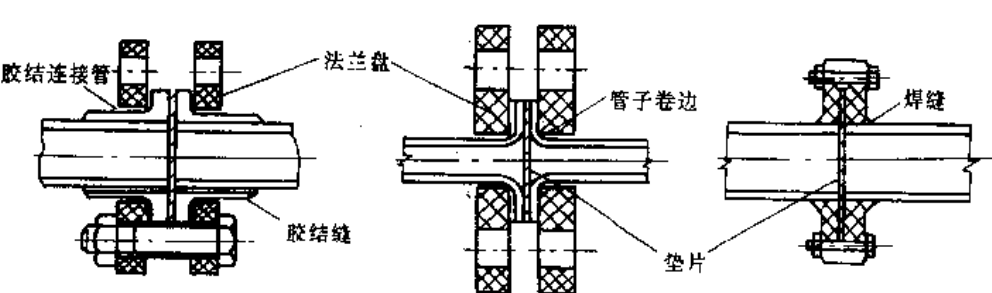
	焊接形式	 <p>(a) 平口 mm (b) V形接口 (c) X形接口</p>
钢性接口	焊接方法	 <p>(a) 平焊 (b) 立焊 (c) 横焊 (d) 仰焊</p>
		 <p>铸铁管承插式刚性接口</p>
抹带接口		 <p>圆弧形水泥砂浆抹带接口/mm 梯形水泥砂浆抹带接口/mm</p>
柔性接口		 <p>石棉水泥管法兰套环胶圈接口 石棉水泥套环胶皮圈接口 耐酸缸瓦管柔性接口</p>
法兰盘接口		 <p>硬聚氯乙烯管法兰盘接口</p>

图 8.4.1 不同材质管道的典型接口形式

表 8.4.2 各种管材的接口方法和施工要点

管材类别	接口方式和方法	施工要点
钢管	1. 对接 焊接 薄壁用平口或 V 型口, 厚壁用 X 型口 2. 法兰盘接 有平焊, 松套, 锥面螺纹等不同形式	焊口两端清除干净, 错口量应在规定范围之内。一般采用手工电弧焊接, 管内、外壁包括焊口需作防腐处理 施工后检查焊缝外型和缺陷加以补正 要求焊口要平整, 严密, 接口间用垫圈填紧, 法兰用螺栓拧固
铸铁管	承插式 1. 刚性接口 ①内圈用油麻(或橡胶圈), 外圈填石棉水泥灰浆(或膨胀水泥灰浆) ②膨胀水泥砂浆 ③油麻铅口 2. 柔性接口 橡胶圈	以油麻拧成绳状塞进缝隙处(或用橡胶圈), 用钻击紧, 外圈抹灰浆填实压紧, 进行湿养护 分层填塞, 捣实, 外层找平, 湿养护 填进油麻挤紧, 化铅灌进接口处, 击实 适用于弱地基区 用楔形、中缺形或圆形橡胶圈套进插口端, 再挤进承口压实
混凝土管 钢筋混凝土管	平口式、企口式 1. 刚性接口 ①水泥砂浆 ②钢丝网水泥砂浆 2. 柔性接口 ①石棉沥青 ②沥青麻布 ③沥青砂浆	接口处抹带呈圆弧形或梯形, 进行湿养护 预埋钢丝网在管座内, 用水泥砂浆抹第一遍后, 兜起丝网, 平放在砂浆带面上, 再抹第二遍呈凸形, 进行湿养护 用沥青、石棉、细砂混合制成卷材, 绕结管口 沥青、麻布相间, 七层做法 用沥青、石棉粉、砂浆通过模具浇筑成型
混凝土管 钢筋混凝土管	承插式 1. 刚性接口 ①水泥(或膨胀水泥)砂浆 ②石棉水泥 2. 柔性接口 ①沥青砂浆 ②沥青油膏	先用麻(或扎绳)作阻挡圈, 向缝隙内填接口材料使紧密, 湿养护 涂冷底子油, 塞油麻, 装模具, 灌浆 用沥青、松节油、石棉灰、滑石粉拌合浇筑
预应力钢筋混凝土管	承插式 柔性接口: 橡胶圈	用圆形、角唇形或楔形橡胶圈套进插口端, 挤进承口
陶土(缸瓦)管	承插式 1. 刚性接口 2. 柔性接口 ①沥青砂浆 ②环氧树脂	同混凝土管承插式刚性接口做法 同混凝土管承插式柔性接口①做法 承口 2/3 深填石棉绳, 余 1/3 深分二次堵塞环氧树脂
石棉水泥管	平口式 1. 刚性接口 套管(石棉或铸铁) 2. 柔性接口 橡胶圈水泥砂浆	间隙内填石棉水泥, 做法同铸铁管承插式刚性接口 在相邻管端各放橡胶圈, 拉动套管至预定位置, 套管两端用水泥砂浆填塞, 进行湿养护

续表

管材类别	接口方式和方法	施工要点
塑料管	螺纹接口 承插式 1. 刚性接口 ①胶结 ②摩擦接口 ③石棉(沥青)油麻 2. 柔性接口 橡胶圈 对接-法兰盘接	管端套丝,用管箍相接 接口表面磨成粗糙,擦净,用粘结剂(如聚氯乙烯-四氢呋喃等)粘牢 在车床上对中,使连接件相对运动,并在一侧加压,将焊缝整平 油麻填塞 2/3 或 1/2 深,余下间隙涂石棉(沥青)砂浆 同预应力钢筋混凝土管 管端套焊法兰盘,呈凸缘状,两法兰间夹软橡皮或软聚氯乙烯垫片,用钢螺栓拧紧

表 8.4.3 钢管丝扣长度

管径/mm	13	25	32	50	65	75	100	125	150
丝扣/mm	16	22	25	28	32	35	41	44	47

(3) 采用焊接时,焊缝外观不得有熔化金属流到焊缝外未熔化的母材上,焊缝和热影响区不得有裂纹、气弧坑和灰渣等缺陷;表面应光滑均匀,焊道与母材应平缓过渡。焊缝宽度应焊出坡口边缘 2~3mm,表面等高 $\leq 1+0.2$ 倍坡口边缘宽度,且 $\geq 4\text{mm}$ 。咬边深度 $\leq 0.5\text{mm}$,焊缝两侧咬边总长不得超过焊缝长度的 10%,且连续长 $\leq 100\text{mm}$ 。错边 ≤ 0.2 倍壁厚,且 $\leq 2\text{mm}$ 。不允许未焊满情况出现。纵向焊缝应放在管道中心线上半圆的 45°左右处。纵向焊缝应错开,管径 $< 600\text{mm}$ 时,错开的间距 $< 100\text{mm}$;管径 $\geq 600\text{mm}$ 时,错开的间距 $\geq 300\text{mm}$ 。

有加固环的钢管,加固环的对焊焊缝应与管节纵向焊缝错开,其间距 $\geq 100\text{mm}$,加固环短管节的环向焊缝 $\geq 50\text{mm}$;环向焊缝距支架净距 $\geq 100\text{mm}$;直管管段两相邻环向焊缝的间距 $\geq 200\text{mm}$ 。管道的任何位置不得有十字型焊缝。

(4) 冬期焊接时,应根据环境温度进行预热处理,并应符合表 8.4.4 的规定。

表 8.4.4 冬季焊接预热的规定

钢 号	环境温度/℃	预热宽度/mm	预热达到的温度/℃
含碳量 $\leq 0.2\%$ 碳素钢	≤ -20	焊口每侧不小于 40	100~150
$0.2\% < \text{含碳量} < 0.3\%$	≤ -10		
16Mn	≤ 0		100~200

(5) 等厚对接焊件组对要求:管子和管件的相对内壁齐平。内壁错边量要求:I、II级焊缝不应超过管壁厚度的 10%,且 $< 1\text{mm}$ 。

(6) 现场冷弯弯管时,其曲率半径不准小于 40 倍管径。

(7) 冷弯弯管和煨制弯头的任何部位不得出现折皱裂纹和其他机械损伤,任何部位的管径减小,不得超过管外径的 2.5%。

表 8.4.5 钢管道安装允许偏差/mm

项目	允许偏差	
	无压力管道	压力管道
轴线位置	15	30
高 程	± 10	± 20

(8) 长输管道的焊缝缺陷长度按 I 级标准,无损探伤按焊工当日所焊焊道 100% 进行超声波检查,并用 5% 射线抽查复核。

(9) 不准在同一焊道上使用不同牌号的焊条。

(10) 经检查不合格的焊缝应进行返修,并仍按原规定进行检查,每道焊缝返修不得超过 3 次。

(11) 钢管道安装允许偏差应符合表 8.4.5 的规定。

8.4.4 铸铁管安装

- (1) 铸铁管承插接口的纵向间隙 $\geq 3\text{mm}$, 最大间隙不得大于表 8.4.6 的规定。
- (2) 沿直线敷设时, 管接口环形间隙必须保持均匀, 其间隙标准尺寸及允许误差不应大于表 8.4.7 的规定。

表 8.4.6 铸铁管承插接口纵向最大间隙/mm

管径/mm	沿直线敷设	沿曲线敷设
75	4	5
100~200	5	7~13
300~500	6	14~22

表 8.4.7 铸铁管承插接口环形间隙

管径/mm	标准环形间隙/mm	允许误差/mm
75~200	10	+3, -2
250~450	11	+4, -2
500~900	12	+4, -2
1000~1500	13	+4, -2

- (3) 沿曲线敷设时, 管径 $< 500\text{mm}$ 的管道, 每个接口允许有 2° 转角; $\geq 500\text{mm}$ 的管道, 允许有 1° 转角。
- (4) 铸铁管刚性接口的外层填料应符合下列规定: ① 水泥宜采用 425 号; ② 石棉应选用机选 4F 级温石棉; ③ 油麻应采用纤维较长、无皮质、清洁、松软、富有韧性的; ④ 圆形橡胶圈应符合国家现行标准的规定; ⑤ 铅的纯度 $\geq 99\%$ 。
- (5) 采用石棉水泥或膨胀水泥接口, 如遇侵蚀性地下水, 应在接口处涂防腐层, 如沥青防腐层等。
- (6) 膨胀水泥接口时, 填料配合比必须准确, 现场配制的自应力填料, 膨胀率应控制在 $1\% \sim 2.5\%$ 。拌好的填料必须在初凝前用完。填塞时应分层捣实, 最后一层压平抹光, 其表面应凹入承口边沿 $3 \sim 5\text{mm}$, 并及时充分润湿养护。
- (7) 采用石棉水泥接口, 应先填入油麻辫, 其深度约为承口深度的 $1/3$, 但不得超过承口水线里缘。油麻辫直径为 1.5 倍接口环间隙, 环间搭接长度宜为 $50 \sim 100\text{mm}$ 。分层填实, 每层深度 $< 20\text{mm}$, 填满后, 覆土浇水养护 $1 \sim 2\text{d}$ 。石棉与水泥的重量比为 $3:7$, 水灰比 ≤ 0.2 。
- (8) 当特殊需要采用铅接口时, 先于承口约 $2/3$ 深度内至超出水线里缘 5mm 填塞油麻辫, 再用熔铅一次灌满并打实, 注意安全施工。
- (9) 橡胶圈接头适用于专门的铸铁管。对口时, 圈与插口平台间的距离应四周均匀, 偏差 $\leq \pm 3\text{mm}$ 。

8.4.5 混凝土管及钢筋混凝土管敷设

- (1) 预应力或自应力钢筋混凝土管的承插接口, 除设计有特殊要求外, 一般宜采用橡胶圈。橡胶圈应符合国家现行标准《预应力、自应力钢筋混凝土管用橡胶密封圈》的规定。不得长时间曝晒、冰冻或雨淋; 应防止酸、碱、盐、油类、苯、二硫化碳和溶剂及有害气体等的污染。使用前必须逐个检查不得有割裂破损、气泡大飞边等缺陷。安装时套在插口上的圆形橡胶圈应平直无扭曲, 应均匀滚动到位, 放松外力后回弹 $\leq 10\text{mm}$, 就位后应在承插口工作面上。
- (2) 预应力、自应力混凝土管及乙型接口的钢筋混凝土管沿直线安装时, 管口间的纵向间隙应符合表 8.4.8 的规定。沿曲线安装时, 管口间的纵向间隙最小处不得大于 5mm , 接口转角不得大于表 8.4.9 的规定。

表 8.4.8 管口间的纵向间隙/mm

管材种类	接口类型	管 径	纵向间隙
混凝土及 钢筋混凝土	平口、企口	< 600	1.0~5.0
		≥ 700	7.0~15.0
	承插式甲型口	500~600	3.5~5.0
	承插式乙型口	300~1500	5.0~15
陶 管	承插式接口	< 300	3.0~5.0
		400~500	5.0~7.0

表 8.4.9 沿曲线安装时的接口允许转角

管材种类	管 径	转角(度)
预应力混凝土管	400~700	1.5
	800~1400	1.0
	1600~300	0.5
自应力混凝土管	100~800	1.5

- (3) 沟槽土壤或地下水对橡胶圈有腐蚀性的地段, 可采用沥青马蹄脂、沥青麻、沥青锯末、橡胶水泥等柔性填料封口, 但应注意勿使沥青马蹄脂接触橡胶圈。冬季施工、管道不得铺设在冻土上, 承口严禁带冰, 并宜采用耐寒橡胶圈; 采用管箍连接时, 可用膨胀水泥或石棉水泥接口。灰口应整齐、密实, 并有深度 $< 5\text{mm}$ 的凹陷。

(4) 管道基础及安装的允许偏差应符合表 8.4.10 的要求。

表 8.4.10 非金属管道基础及安装的允许偏差

项 目			允许偏差/mm	
			无压力管道	压力管道
管道基础	垫 层	中线每侧宽度	不小于设计规定	
		高程	0, -15	
	混凝土管座	中线每侧宽度	0, +10	
		高程	0, -15	
		厚度	不小于设计规定	
		肩宽	+10, -5	
管道安装	混凝土管座	肩高	±20	
		抗压强度	不低于设计规定	
		蜂窝麻石面积	两井间每侧≤1.0%	
		厚度	不小于设计规定	
	轴 线 位 置	支承角侧边高程	不小于设计规定	
			15	30
	管道内底座高程	$D \leq 1000$	±10	±20
		$D > 1000$	±15	±30
	刚性接口相邻管节内底错口	$D \leq 1000$	3	3
		$D > 1000$	5	5

注: D 为管道内径。

8.4.6 硬聚氯乙烯 (PVC) 管安装

(1) 埋地 PVC 管铺设后, 管道周围应用细土或砂回填, 其厚度应 $> 0.15m$ 。

(2) 采用丝扣连接时, 管端丝扣应清洁, 不乱丝, 连接紧固并留有 2~3 扣螺纹。

(3) 采用焊接时, 焊口应清洁、平整、无油污, 焊接前应先将焊口处管壁打毛 (管壁厚大于 3mm 时, 管端应加工成 $30^\circ \sim 50^\circ$ 坡口), 焊缝不得有断裂、烧焦变疤、分层鼓泡和凸瘤等缺陷, 焊接处表面应光洁, 应选择与母材材质相同的焊条, 焊条的直径应根据壁厚选择, 管壁厚度 $< 4mm$ 时, 焊条直径为 2mm, 管壁厚度为 4~16mm 时, 焊条直径为 3mm。

(4) 采用粘接时, 锯管后应先将管口清理于净并干燥, 将插口锉成 $15^\circ \sim 30^\circ$ 坡口, 坡口厚度宜为管壁厚度的 $\frac{1}{3} \sim \frac{1}{2}$, 长度 $\geq 3mm$ 。管材插入承口深度符合表 8.4.11 要求。

表 8.4.11 管材插入承口深度

管材公称外径/mm	20	25	32	40	50	63
管端插入承口长度/mm	16.0	18.5	22.0	26.0	31.0	37.5
管材公称外径/mm	75	90	110	125	140	160
管端插入承口深度/mm	43.5	51.0	61.0	68.5	76.0	86.0

粘接时宜先涂承口, 再涂插口, 宜轴向涂刷均匀适量, 每个接口粘接剂用量参见表 8.4.12。粘接接合最少保持时间见表 8.4.13, 防止接口脱滑。粘接后不得立即对接合部位强行加载, 其静置固化时间不应低于表 8.4.14 的规定。

表 8.4.12 粘接剂标准用量

公称外径/mm	20	25	32	40	50	63	75	90	110	125	140	160
粘接剂用量/(g/个)	0.40	0.58	0.88	1.31	1.94	2.97	4.10	5.73	8.43	10.75	13.37	17.28

注: 1. 使用量按面积 $200g/m^2$ 计算;

2. 表中数值为插口和承口两表面的使用量。

表 8.4.13 粘接接合最少保持时间

公称外径/mm	63 以下	63 ~ 160
保持时间/s	> 30	> 60

表 8.4.14 静置固化时间

公称外径/mm	管材表面温度/min		
	45 ~ 70℃	18 ~ 40℃	5 ~ 18℃
63 以下	1 ~ 2	20	30
63 ~ 110	30	45	60
110 ~ 160	45	60	90

(5) 采用橡胶圈接口时, 橡胶圈应由管材生产厂家配套供应。橡胶圈应正确安装于承口的橡胶圈沟槽内, 不得装反或扭曲。管材被锯断后的坡口处理同粘接时的坡口。管材插入承口的最小长度见表 8.4.15。在承口内表面和插入管的外表面涂上规定的润滑剂, 接口时应保持插入管段的平直, 用手动葫芦或其他拉力机械一次插入至标线。若插入阻力过大, 切勿强行插入, 以防橡胶圈扭曲。最后用塞尺顺承口间隙插入, 沿管周检查橡胶圈的安装是否正常。

表 8.4.15 管子接头最小插入长度

公称外径/mm	63	75	90	110	125	140	160	180	200	225	280	315
插入长度/mm	64	67	90	75	78	81	86	90	94	100	112	113

(6) 采用法兰连接时, 应铲平法兰盘端面的焊瘤, 法兰盘与管道中心线垂直, 螺帽应在同一面, 用力均匀对称拧紧, 螺栓丝扣应露出螺帽, 露出长度不得大于螺栓直径的 1/2, 使用垫片时, 不得用双层。

(7) 管卡或支架与管子的接触面应衬以软垫。

(8) PVC 管道的坐标和标高允许误差见表 8.4.16。

表 8.4.16 PVC 管道坐标、标高允许误差

项 目		允许误差/mm	项 目		允许误差/mm
坐标	架空及地沟	20	标高	架空及地沟	± 10
	埋地	50		埋地	± 15

8.5 管渠施工

8.5.1 一般规定

(1) 管渠施工宜按变形缝分段进行。墙体、拱圈、顶板的变形缝与底板的变形缝应对正。缝宽应符合设计要求。

(2) 砌筑或装配式钢筋混凝土管渠应采用水泥砂浆, 水泥标号不应低于 325 号。管渠主体结构的同一浇筑段内应使用同一品种同一标号的水泥, 环境水对混凝土管渠有侵蚀时, 应按设计要求选配水泥, 参见表 8.3.7。

(3) 管渠混凝土所用骨料最大粒径不得大于结构截面最小尺寸的 1/4, 不得大于钢筋最小净距的 3/4, 且 ≤ 40mm; 含泥量 ≤ 1%, 吸水率 ≤ 1.5%。多级配时, 应进行试验确定其规格及级配。细骨料采用中粗砂, 其含泥量 ≤ 3%。若骨料中含无定形 SiO₂, 可能引起碱-骨料反应时, 应通过试验决定能否使用。

(4) 混凝土外加剂的应用条件、掺量范围应符合《混凝土外加剂应用技术规范》的有关规定。钢筋混凝土中不得掺入氯盐, 给水管渠混凝土中不得掺入亚硝酸钠及铬盐等有毒掺剂。

(5) 混凝土配合比的选择, 应根据抗压强度、抗渗、抗冻等要求和施工情况, 通过技术和试验确定。

8.5.2 管渠砌筑

(1) 材料要求 采用机制普通粘土砖, 其强度不应低于 MU7.5。采用石料应坚实、无风化和裂纹, 强度等级不低于 MU20。混凝土砌块的抗压强度, 抗渗、抗冻指标符合设计要求。

(2) 变形缝施工要求 变形缝内应清除干净, 缝两侧刷冷底子油一道, 缝内填料密实。灌注沥青等填料应待灌注底板缝的沥青冷却后, 再灌注墙缝, 并应连续灌满灌实。缝外端面铺贴冷却卷材时, 底层应抹平,

铺贴平整,不得有拥包现象。

(3) 砌筑段需间断时,应预留阶梯形斜茬,接茬时应将斜茬冲净并铺满砂浆,墙转角和交接处应与墙体同时砌筑。

(4) 砖砌管渠砌筑要求 砌筑前应将砖用水浸透,当混凝土基础验收合格,抗压强度达 1.2N/mm^2 ,基础面处理平整和洒水润湿后,再铺浆砌筑。应满铺满挤,上下搭砌,水平灰缝厚度和竖向缝宽宜为 10mm ,不得有竖向通缝,曲线段竖向灰缝,其内侧灰缝宽度 $\geq 5\text{mm}$,外侧 $\leq 13\text{mm}$ 。墙体宜采用五顺一丁砌法,底皮与顶皮应用丁砖砌筑。墙面抹面、砌筑时应将挤出的砂浆刮平,清水墙应搓出深度 10mm 的凹缝。

(5) 砖砌拱圈施工要求 拱胎模板尺寸符合设计要求,留有伸胀缝,板严实平整。自两侧向拱中心砌筑,中心位置正确,灰缝饱满严密。拱圈采用退茬法,每块砌块退半块留茬, 24h 内封顶。采用混凝土砌块砌筑拱形管渠或渠道弯道时,宜采用楔形或扇形砌块,砌体垂直灰缝宽度 $> 30\text{mm}$ 时,应采用细石混凝土灌实,混凝土强度等级 $\geq \text{C20}$ 。

(6) 石砌管渠施工要求 清除石块表面污垢,并用水湿润,采用铺浆法分层卧砌,上下错缝,内外搭砌,并在每 0.7m^2 墙面内至少设拉结石一块,拉结石在同层内的中距 $\leq 2\text{m}$ 。灰缝宽度均匀,嵌缝饱满,每日砌筑高度不宜超过 1.2m ;石砌拱圈砌体必须错缝,不得采用外贴侧立石块、中间填心的砌筑方法。反拱砌筑应制作样板,沿设计轴线每隔 10m 设一块。根据样板挂线,先砌中心一列,接砌两侧,灰缝不得凸出砖石。砌完后应待砂浆强度达到设计抗压强度标准值的 25% 时,方准踩压。砌体应及时养护,并不得遭受冲刷、撞击振动。反拱表面应光滑平顺,高程允许偏差为 $\pm 10\text{mm}$ 。渠体抹面应为两道,应及时养护,时间 $\geq 14\text{d}$ 。不得有空鼓及裂纹,抹面平整度 $\leq 5\text{mm}$ 。接茬应平整,阴阳角清晰顺直。管渠砌筑质量允许偏差见表 8.5.1。

表 8.5.1 管渠砌筑质量允许偏差

项 目	砌体允许偏差/mm				项 目	砌体允许偏差/mm			
	砖	料石	块石	混凝土块		砖	料石	块石	混凝土块
轴线位置	15	15	20	15	墙厚	不小于设计规定			
渠底	高程	± 10	± 20	± 20	墙面垂直度	15	15	15	15
	中心线每侧宽	± 10	± 10	± 20	墙面平整度	10	20	30	10
墙高	± 20	± 20	± 20	± 20	拱圈断面尺寸	不小于设计规定			

(7) 冬季施工要求 砌材不得用水湿润,应增大砂浆流动性,砂浆砌体不得在冻结土基上砌筑。冬季砂浆抹面可按最低气温掺入食盐,见表 8.5.2。抹面前宜采用热盐水将墙面刷净,应在气温 0°C 以下施工,并进行覆盖养护。

表 8.5.2 抗冻砂浆食盐掺量 (占水重%)

类 别	最低气温		
	$0 \sim -5^\circ\text{C}$	$-6 \sim -10^\circ\text{C}$	-10°C 以下
砖及混凝土块	2	4	5
料石及块石	5	8	10

注:1.最低气温系指一昼夜中最低温度;

2.当砌体中配置钢筋时,钢筋应做防腐处理。

表 8.5.3 底模拆除时混凝土的抗压强度值

结构类型	结构跨度/m	达到设计强度标准值/%
板、拱	≤ 2	50
	> 2 且 ≤ 8	75

注:根据实测抗压强度验算结构安全有保障时,可不受此限制。

8.5.3 现浇钢筋混凝土管渠施工

(1) 浇筑基础时,应埋设固定钢筋骨架的架立筋,内模箍筋地锚和外模地锚;当基础混凝土抗压强度达到 1.2N/mm^2 后应固定钢筋骨架及管内模;内模应便于拆装,采用木模应在圆内对称布置各设八字缝板一块,模板应洒水湿透。

(2) 管外模直面部分和堵头板应一次支设,弧面部分宜在浇筑过程中支设,外模采用框架固定时,应防止整体结构纵向扭曲变形。

(3) 浇筑管渠基础垫层时,基础面高程宜低于设计基础面,其允许偏差为 $0 \sim -10\text{mm}$ 。管渠混凝土的浇筑应连续进行;分层浇筑的压茬间隙时间,当环境温度 $< 25^\circ\text{C}$ 时,不应超过 3h ,环境温度 $> 25^\circ\text{C}$ 时,不应超过 2.5h 。

(4) 现浇钢筋混凝土矩形管渠的施工缝应留在墙底腋角以上不小于 20cm 处。墙与顶板宜连续浇筑, 当浇筑至墙顶时, 宜停留 1~1.5h 的沉降时间, 再继续浇筑顶板。混凝土浇筑不得发生离析现象, 管渠两侧应对称浇筑, 高差 $\leq 30\text{cm}$ 。圆形管渠两侧混凝土的浇筑, 当浇筑到管径一半的高度时, 宜间歇 1~1.5h 后再继续浇筑。

(5) 现浇钢筋混凝土管渠, 除应遵守常规的混凝土浇筑与养护要求外, 并应符合下列规定: 管顶及拱顶混凝土的坍落度宜降低 1~2cm; 宜选用碎石作混凝土的粗骨料; 增加二次振捣, 顶部厚度不得小于设计值; 初凝后抹平压光。浇筑管渠混凝土时, 应经常观察模板、支撑、钢筋骨架预埋件和预留孔洞, 当有变形或移位时, 应立即修整。

(6) 采用钢筋混凝土板桩支护并与现浇钢筋混凝土内衬组成排水管渠主体结构时, 其板桩施工应符合下列规定: 在平面上纵向直线允许偏差为 $\pm 50\text{mm}$; 垂直度允许偏差为 1%。

(7) 冬季施工混凝土管渠采用蒸汽养护时, 可在管渠内通低压饱和蒸汽养护, 其蒸汽温度 $\leq 30^\circ\text{C}$, 升温速度 $\leq 10^\circ\text{C/h}$, 降温速度 $\leq 5^\circ\text{C/h}$, 混凝土的内外温差 $\leq 20^\circ\text{C}$ 。

(8) 模板拆除应符合下列规定: 应在混凝土强度能保证其表面及棱角不受损伤时, 拆除模板; 现浇钢筋混凝土拱或矩形管渠顶部的模板, 应在与结构同条件养护的混凝土试块达到表规定的抗压强度时进行, 见表 8.5.3。现浇钢筋混凝土管渠的内模, 应待混凝土达到设计强度标准值的 75% 以后, 方可拆除。预留孔洞的内模, 在混凝土强度能保证构件和孔洞表面不发生坍塌和裂缝时拆除。

(9) 现浇钢筋混凝土管渠质量按现行国家有关标准评定, 并不得低于设计规定; 现浇钢筋混凝土管渠允许偏差应符合表 8.5.4 的规定。

表 8.5.4 现浇钢筋混凝土管渠允许偏差

项 目	允许偏差/mm	项 目	允许偏差/mm	项 目	允许偏差/mm
轴线位置	15	盖板断面尺寸	不小于设计规定	墙面垂直度	15
渠底高程	± 10	墙高	± 10	墙面平整度	10
管、拱圈断面尺寸	不小于设计规定	渠底中线每侧宽度	± 10	墙厚	$+10, 0$

8.5.4 装配式钢筋混凝土管渠

(1) 装配式钢筋混凝土管渠的预制构件的外观、尺寸及抗压强度等, 应按国家有关标准检验合格后方可进入施工现场, 构件应按装配顺序编号组合。矩形或拱形管渠构件的运输、堆放及吊装, 不得使构件受损。

(2) 当装配式管渠的基础与墙体等上部构件采用杯口连接时, 杯口宜与基础一次连续浇筑。当采用分期浇筑时, 其基础面应凿毛并清洗干净后方可浇筑。

(3) 矩形或拱形构件的安装应符合下列要求: 基础杯口混凝土达到设计强度标准值的 75% 后, 方可进行安装; 安装前应将连接部位凿毛清洗, 杯底应铺设水泥砂浆; 安装时应使构件稳固、接缝间隙符合设计要求, 并将上下构件的竖向企口接缝错开。

(4) 当管渠采用现浇底板后装配墙板法施工时, 安装墙板位置应准确, 相邻墙板板顶平齐。当采用钢管支撑器临时固定时, 支撑器应待板缝及杯口混凝土达到固定强度, 并盖好盖板后方可拆除。管渠侧墙两板间的竖向接缝应采用设计规定的材料填实; 当设计无规定时, 宜采用细石混凝土或水泥砂浆填实。后浇杯口混凝土的浇筑, 宜在墙体构件间接缝填筑完毕, 杯口钢筋绑扎后进行。后浇杯口混凝土达到设计抗压强度标准值的 75% 以后方可回填土。

(5) 矩形或拱形构件进行装配时, 其水平接缝应铺满水泥砂浆, 使接缝咬合, 且安装后应及时勾抹压实接缝内外面。填缝或勾缝应先做外缝, 后做内缝, 并适时洒水养护。内部填缝或勾缝, 应在管渠外部回填土后进行。管渠顶板的安装应轻放, 不得震裂接缝, 并使顶板缝于墙板缝错开。管渠顶部的内接缝, 当采用石棉水泥填缝时, 宜先填入 3/5 深度的麻辫后, 方可填打石棉水泥至缝平。

(6) 装配式钢筋混凝土管渠构件安装允许偏差应符合表 8.5.5 的规定。

表 8.5.5 装配式钢筋混凝土管渠构件安装允许偏差

项 目	允许偏差/mm	项 目	允许偏差/mm
轴线位置	10	墙板、拱构件间隙	± 10
高程 (墙板、拱)	± 5	杯口底、顶宽度	$+10, -5$
垂直度 (墙板)	5		

8.5.5 管渠附属构筑物施工

8.5.5.1 检查井

(1) 井壁必须互相垂直, 不得有通缝, 必须保证灰浆饱满, 灰缝平整, 抹面压光, 不得有空鼓、裂缝等现象。

(2) 砖砌井室: 地下水位较低, 内壁可用水泥砂浆勾缝; 水位较高, 井室的外壁应用防水砂浆抹面, 其高度应高出最高水位 200~300mm; 含酸性污水检查井, 内壁用耐酸水泥砂浆抹面。

(3) 检查井内需做流槽, 流槽应平顺, 用混凝土或砖、石砌筑, 并用水泥砂浆抹面, 流槽高度等于进管中最大管径, 允许偏差 $\pm 10\text{mm}$ 。流槽下部断面为半圆形, 其直径同进管管径。流槽上部应做成垂直墙, 其顶面应有 0.05 的坡度。出管同入管直径不相等时, 流槽应按两个不同的直径做成渐扩形。弯曲流槽同管口连接处应有 0.5 倍直径的直线部分, 弯曲部分为圆弧形, 管端应同井壁内表面齐平。管径大于 500mm, 弯曲流槽同管口的连接形式应由设计确定。

(4) 一般路面上, 井盖表面应同路面相平, 无规定时允许偏差 $\pm 5\text{mm}$ 。无路面时, 井盖应高出室外设计标高 50mm, 但不得超过 100mm。并在井口周围以 0.02 的坡度向外做护坡。如采用混凝土井盖, 标高应以井口计算。

(5) 安装在室外的地下消火栓井、给水表井和排水检查井等用的铸铁井盖, 应有明显区别, 重型与轻型井盖不得混用。

(6) 管道穿过井壁处, 应严密不漏水, 并采取措施, 防止井壁与管子之间产生不均匀沉陷。

(7) 检查井允许偏差应符合表 8.5.6 的规定。

表 8.5.6 检查井允许偏差

项 目		允许偏差/ mm	检验频率		检验方法
			范围	点数	
井身尺寸	长、宽	± 20	每座	2	用尺量, 长、宽各计一点
	直径	± 20	每座	2	
井盖高程	非路面	± 20	每座	1	用水准仪测量
	路面	± 5	每座	1	
井底高程	$D \leq 1000\text{mm}$	± 10	每座	1	
	$D > 1000\text{mm}$	± 15	每座	1	

注: 表中 D 为管径。

8.5.5.2 雨水口施工质量要求

(1) 位置应符合设计要求, 不得歪扭; 井圈与井墙吻合, 允许偏差应为 $\pm 10\text{mm}$; 井圈与道路边线相邻边距离应相等, 其允许偏差为 10mm; 雨水支管的管口应与井墙平齐。

(2) 雨水口与检查井的接管应直顺、无错口; 坡度应符合设计规定; 雨水口底座及连通管应设在坚实土质上。

8.5.5.3 进出水口构筑物

(1) 进出水口构筑物宜在枯水期施工, 其基础应建在原状土上, 当地基松软或被扰动时, 应按设计要求处理。进出水口的泄水孔应畅通, 不得倒坡。

(2) 翼墙背后填土应满足下列要求: 在混凝土或砌筑砂浆达到设计抗压强度标准值后, 方可进行; 填土时墙后不得有积水; 墙后反滤层与填土应同时进行, 反滤层铺筑断面不得小于设计规定; 填土应分层压实, 其压实度不得小于 95%。

(3) 管道出水口防潮闸门井的混凝土浇筑前, 应将防潮闸门框架的预埋件固定, 预埋件中心位置允许偏差应为 3mm。

(4) 护坦干砌时, 嵌缝应严密, 不得松动; 浆砌时, 灰缝砂浆应饱满, 缝宽均匀, 无裂缝, 不起鼓, 表面平整。干砌护坡应使砌体边缘封砌整齐、坚固。砌筑护坡、护坦允许偏差应符合下列规定: 护坡坡度不应陡于设计规定; 坡度及坡底应平整; 坡脚顶面高程应为 $\pm 20\text{mm}$; 砌体厚度不应小于设计规定。

8.5.5.4 支墩

- (1) 管道及管道附件的支墩和锚定结构应位置准确, 锚定应牢固。
- (2) 支墩应在坚固的地基上修筑。当无原状土做后背墙时, 应采取措施保证支墩在受力情况下, 不致破坏管道接口。当采用砌筑支墩时, 原状土与支墩间应采用砂浆填塞。
- (3) 管道支墩应在管道接口做完、管道位置固定后修筑。固定安装过程中临时固定支架, 应在支墩的砌筑砂浆或混凝土达到规定强度后拆除。

8.6 管道工程质量验收

验收压力管道时必须对管道、接口、阀门、配件、伸缩器及其他附属构筑物仔细进行外观检查; 复测管道的纵断面; 并按设计要求检查管道的放气和排水条件。管道验收还应应对管道的强度和严密性进行试验。

8.6.1 管道压力试验的一般规定

- (1) 应符合现行国家标准《给排水管道工程施工及验收规范》规定。
- (2) 压力管道应用水进行压力试验。地下钢管或铸铁管, 在冬季或缺水情况下, 可用空气进行压力试验, 但均须有防护措施。
- (3) 压力管道的试验, 应按下列规定进行。架空管道、明装管道及非掩蔽的管道应在外观检查后进行压力试验; 地下管道必须在管基检查合格, 管身两侧及其上部回填不小于 0.5m, 接口部分尚敞露时, 进行初次试压, 全部回填土, 完成该管段各项工作后进行末次试压。此外, 铺设后必须立即全部回填上的管道, 在回填前应认真对接口做外观检查, 仔细回填后进行一次试验; 对于组装的有焊接接口的钢管, 必要时可在沟边做预先试验, 在下沟连接以后仍需进行压力试验。
- (4) 试压管段的长度不宜大于 1km, 非金属管段不宜超过 500m。
- (5) 管端敞口, 应事先用管堵或管帽堵严, 并加临时支撑, 不得用闸阀代替; 管道中的固定支墩, 试验时应达到设计强度; 试验前应将该管段内的闸阀打开。
- (6) 当管道内有压力时, 严禁修整管道缺陷和紧动螺栓, 检查管道时不得用手锤敲打管壁和接口。
- (7) 给水管道在试验合格验收交接前, 应进行一次通水冲洗和消毒, 冲洗流量不应小于设计流量或流速 $\geq 1.5\text{m/s}$ 。冲洗应连续进行, 当排水的色、透明度与入口处目测一致时, 即为合格。生活饮用水管冲洗后用含 $20\sim 30\text{mg/L}$ 游离氯的水, 灌洗消毒, 含氯水留置 24h 以上。消毒后再用饮用水冲洗。冲洗时应注意保护管道系统内仪表, 防止堵塞或损坏。

8.6.2 管道水压试验

- (1) 管道试压前应排除管内空气, 灌水进行浸润, 试验管段灌满水后, 应在不大于工作压力条件下充分浸泡后进行试压。浸泡时间应符合以下规定。铸铁管、球墨铸铁管、钢管无水泥砂浆衬里 $\geq 24\text{h}$; 有水泥砂浆衬里, $\geq 48\text{h}$ 。预应力、自应力混凝土管及现浇钢筋混凝土管渠, 管径 $\leq 1000\text{mm}$, $\geq 48\text{h}$; 管径 $> 1000\text{mm}$, $\geq 72\text{h}$ 。硬 PVC 管在无压情况下至少保持 12h, 进行严密性试验时, 将管内水加压到 0.35MPa, 并保持 2h。
- (2) 硬聚氯乙烯管道灌水应缓慢, 流速 $< 1.5\text{m/s}$ 。
- (3) 冬季进行水压试验时, 应采取有效的防冻措施, 试验完毕后应立即排出管内和沟槽内的积水。
- (4) 水压试验压力, 按表 8.6.1 确定。

表 8.6.1 承压力管道水压试验压力值

序号	管 材	工作压力/MPa	试验压力/MPa
1	钢管	P	$P+0.5$, 但 ≥ 0.9
2	铸铁管	$P < 0.5$ $P \geq 0.5$	$2P$ $P+0.5$
3	自应力、预应力钢筋混凝土管、混凝土管、石棉水泥管	$P < 0.6$ $P \geq 0.6$	$1.5P$ $P+0.3$
4	硬聚氯乙烯管	P	强度试验 $1.5P$; 严密性试验 0.5
5	水下管道	P	$2P$, 但 ≥ 1.2

(5) 水压试验验收及标准

① 落压试验法 在已充水的管道上用手摇泵向管内充水,待升至试验压力后,停止加压,观察表压下降情况。如 10min 压力降不大于 0.05MPa,且管道及附件无损坏,将试验压力降至工作压力,恒压 2h,进行外观检查,无漏水现象表明试验合格。

② 漏水量试验法 将管段压力升至试验压力后,记录表压降低 0.1MPa 所需的时间 T_1 (min),然后在管内重新加压至试验压力,从放水阀放水,并记录表压下降 0.1MPa 所需的时间 T_2 (min) 和此间放出的水量 W (L)。按下式计算渗水率: $q = \frac{W}{L(T_1 - T_2)}$, 式中 L 为试验管段长度 (km)。若 q 值小于表 8.6.2 的规定,即认为合格。

硬聚氯乙烯管强度试验的漏水率不应超过表 8.6.3 的规定。

表 8.6.2 承压管道严密性试验允许渗水率 q / [L/(min·km)]

管径 D /mm	钢管	铸铁管	预应力、自应力 钢筋混凝土管	管径 D /mm	钢管	铸铁管	预应力、自应力 钢筋混凝土管
100	0.28	0.70	1.40	600	1.20	2.40	3.44
125	0.35	0.90	1.56	700	1.30	2.55	3.70
150	0.42	1.05	1.72	800	1.35	2.70	3.96
200	0.56	1.40	1.98	900	1.45	2.90	4.20
250	0.70	1.55	2.22	1000	1.50	3.00	4.42
300	0.85	1.70	2.42	1100	1.55	3.10	4.60
350	0.90	1.80	2.62	1200	1.65	3.30	4.70
400	1.00	1.95	2.80	1300	1.70	—	4.90
450	1.05	2.10	2.96	1400	1.75	—	5.00
500	1.10	2.20	3.14	n	0.05	0.1	0.14

注:渗水量与管道直径的 1/2 次方成比例,比例系数为 a ;对表中未列的各种管径,可用 $aD^{1/2}$ 计算允许渗水量。

表 8.6.3 硬聚氯乙烯管允许漏水率 q / [L/(min·km)]

管外径/mm	粘接连接	橡胶圈连接	管外径/mm	粘接连接	橡胶圈连接
63~75	0.2~0.24	0.3~0.5	200	0.56	1.4
90~110	0.26~0.28	0.6~0.7	225~250	0.7	1.55
125~140	0.35~0.38	0.9~0.95	280	0.8	1.6
160~180	0.42~0.5	1.05~1.2	315	0.85	1.7

8.6.3 管道气压试验

8.6.3.1 承压管道气压试验规定

(1) 管道进行气压试验时应在管外 10m 范围设置防护区,在加压及恒压期间,任何人不得在防护区停留。

(2) 气压试验应进行 2 次,即回填前的预先试验和回填后的最后试验。试验压力见表 8.6.4。

表 8.6.4 承压管道气压试验压力

管 材	强度试验压力/MPa		严密性试验压力/MPa
钢管	预先试验	工作压力 < 0.5 , 为 0.6	0.3
	最后试验	工作压力 > 0.5 , 为 1.15 倍工作压力	0.03
铸铁管	预先试验	0.15	0.1
	最后试验	0.6	0.03

8.6.3.2 气压试验验收标准

(1) 钢管和铸铁管以气压进行预先试验时, 应将压力升至强度试验压力, 恒压 30min, 如管道、管件和接口未发生破坏, 然后将压力降至 0.05MPa 并恒压 24h, 进行外观检查 (如气体溢出的声音、尘土飞扬和压力下降等现象), 如无泄漏, 则认为预先试验合格。

(2) 在最后气压试验时, 升压至强度试验压力, 恒压 30min; 再降压至 0.05MPa, 恒压 24h。如管道未破坏, 且实际压力下降不大于表 8.6.5 规定, 则认为合格。

表 8.6.5 长度不大于 1km 的钢管道和铸铁管道气压试验时间和允许压力降

管径/ mm	钢 管 道		铸铁管道		管径/ mm	钢 管 道		铸铁管道	
	试验时间/ h	试验时间内的 允许压降/ kPa	试验时间/ h	试验时间内的 允许水压降/ kPa		试验时间/ h	试验时间内的 允许压降/ kPa	试验时间/ h	试验时间内的 允许水压降/ kPa
100	1/2	0.55	1/4	0.65	500	4	0.75	2	0.70
125	1/2	0.45	1/4	0.55	600	4	0.50	2	0.55
150	1	0.75	1/4	0.50	700	6	0.60	3	0.65
200	1	0.55	1/2	0.65	800	6	0.50	3	0.45
250	1	0.45	1/2	0.50	900	6	0.40	4	0.55
300	2	0.75	1	0.70	1000	12	0.70	4	0.50
350	2	0.55	1	0.55	1100	12	0.60	—	—
400	2	0.45	1	0.50	1200	12	0.50	—	—
450	4	0.80	2	0.80	1400	12	0.45	—	—

注: 1. 如试验管段包括不同管径的管道, 则其试验时间和允许压力降以最大管径为准;

2. 如试验管段为钢管和铸铁管的混合管段, 则其试验时间和允许压力降以钢管为准。

8.6.4 无压管道严密性试验

(1) 污水管道、雨污合流管道、倒虹吸管及设计要求闭水的其他排水管道, 回填前应采用闭水法进行严密性试验。

试验管段应按井距分隔, 长度 $\leq 1\text{km}$, 带井试验。雨水和与其性质相似的管道, 除大孔性土壤及水源地区外, 可不作渗水量试验。污水管道不允许渗漏。

(2) 做闭水试验管段应符合下列规定: 管道及检查井外观质量已验收合格; 管道未回填, 且沟槽内无积水; 全部预留孔 (除预留进水管外) 应封堵坚固, 不得渗水; 管道两端堵板承载力经核算应大于水压力的合力。

(3) 闭水试验应符合下列规定: 试验段上游设计水头不超过管顶内壁时, 试验水头应以试验段上游管顶内壁加 2m 计; 当上游设计水头超过管顶内壁时, 试验水头应以上游设计水头加 2m 计; 当计算出的试验水头 $< 10\text{m}$, 但已超过上游检查井井口时, 试验水头应以上游检查井井口高度为准。

(4) 试验管段灌满水后浸泡时间 $\geq 24\text{h}$ 。当试验水头达到规定水头时, 开始计时, 观测管道的渗水量, 观测时间 $\geq 30\text{min}$, 期间应不断向试验管段补水, 以保持试验水头恒定。实测渗水量应符合表 8.6.6 规定。

表 8.6.6 无压管道严密性试验允许渗水量

管道内径 mm	允许渗水量 $\text{m}^3/(24\text{h}\cdot\text{km})$	管道内径 mm	允许渗水量 $\text{m}^3/(24\text{h}\cdot\text{km})$	管道内径 mm	允许渗水量 $\text{m}^3/(24\text{h}\cdot\text{km})$
200	17.60	900	37.50	1600	50.00
300	21.62	1000	39.52	1700	51.50
400	25.00	1100	41.45	1800	53.00
500	27.95	1200	43.30	1900	54.48
600	30.60	1300	45.00	2000	55.90
700	33.00	1400	46.70		
800	35.35	1500	48.40		

注: 适用管材为混凝土、钢筋混凝土、陶管及管渠。

9 水处理厂总体设计

9.1 设计程序

给水与废水处理厂设计必须符合有关法规、政策和规范的要求。设计内容包括：根据当地的总体规划和各种自然条件，合理确定建厂规模和处理要求；选择厂址；确定处理工艺流程；进行平面与高程布置；对各种处理构（建）筑物进行设计与计算；进行厂区道路、管线和绿化综合布置等。设计一般分初步设计和施工图设计2个阶段，对于大型的复杂工程，在初步设计之前，往往需要进行可行性和试验。

初步设计文件包括设计说明书和若干图纸。说明书的主要内容应包括：（1）设计依据；（2）建设规模和要求；（3）多方案工艺流程比较；（4）各构筑物 and 建筑物的型式、尺寸和结构型式；（5）主要设计参数及计算结果；（6）占地面积和土地利用情况；（7）主要材料（钢材、水泥、木材等）；（8）管道及设备（水泵、电机、风机、真空泵、压缩机、大型阀门、起重设备、运输车辆、电器设备等）的规格、尺寸和数量；（9）燃料、动力、药剂的用量和来源；（10）高新技术（含引进技术）采用情况；（11）总图运输；（12）消防与抗震措施；（13）建设顺序和进度安排；（14）人员定编和生产组织；（15）各项技术经济指标和工程总概算；（16）存在问题；（17）附件。图纸至少应包括：（1）工艺流程图；（2）总平面布置图；（3）高程布置图；（4）主要构筑物简图；（5）主干管道布置图；（6）电器设计系统图等。初步设计深度应满足下列要求：（1）设计方案的比选和确定；（2）主要设备、材料的订货；（3）土地征用；（4）基建投资控制；（5）施工图设计；（6）施工准备。

初步设计经审批后，方可进行施工图设计。设计文件应包括说明书、图纸、材料设备表、工程预算表。施工图的设计深度应满足施工、安装、加工及编制施工图预算（工程招标标底的依据）的要求。所有构筑物与建筑物需有平面图、剖面图、局部详图、安装施工详图、非标准设备加工详图、还应列出各类设备和材料明细清单。设计完成后，应向施工单位作施工交底，即向施工单位介绍设计意图和提出施工要求。在施工过程中，如需作某些修改，应由设计人员负责进行。施工完毕后，设计人员应配合建设单位进行调试和试运行。

9.2 厂址选择

厂址选择是水处理厂建设的一个重要环节，其选择的好坏对建设进度、投资大小、运行管理、环境保护及今后发展诸多方面都会带来重大的影响。

厂址选择属于建设项目的前期工作，在有条件的情况下，选址工作应尽早开始。选址报告可先于可行性研究报告提出，但应视为可行性研究的一个组成部分。报告一经批准，便成为下一步工作的依据。

9.2.1 工作步骤和内容

厂址选择一般可分准备工作、现场工作和报告编制三个阶段。准备工作主要包括拟定厂址选择指标和设计基础资料收集提纲。

选址指标的主要内容：①建厂规模、进水水质与处理要求；②基本的工艺流程；③水厂组成的主要项目；④水源情况、取水方式、输配水线路走向等；⑤水电、运输等公用系统的耗量、参数及来源；⑥职工人数及生活设施要求；⑦生活区、生产区总平面布置设想及占地数量估算；⑧排污情况及对环境可能产生的影响；⑨规划及可能发展的趋向。

设计基础资料收集提纲的主要内容如下。

① 气象资料。气温：月、年平均，绝对最高、最低温度，最热月的最高干球、湿球温度，采暖期天数（ $<5^{\circ}\text{C}$ ）、土壤冻结深度。湿度：平均、最大、最小相对湿度。降水：当地采用的雨量公式；历年和逐月的平均、最大、最小降雨量；24h、1h、10min最大强度降雨量，一次暴雨持续时间及其最大雨量；初、终雪日期，积雪最大厚度。风：历年平均及最大风速；全年及夏季的风向和频率（风玫瑰图）。气压：年平均、绝对最高、绝对最低气压；历年最热三个月平均气压的平均值。

② 地形资料。区域地形图——比例尺1:5000~1:50000，等高距1~5m，范围包括厂址及厂外工程。

厂址地形图——比例尺 1:500~1:2000, 等高距 0.5~1.0m 范围为厂址及其周围 100m 左右。

厂外的公路、渣场等地形图、取水河床断面图、管渠的沿线带状地形图——比例尺 1:500~1:2000, 范围为地带宽度 50m 左右; 应注意地形图, 水位资料等采用的坐标和标高系统是否一致及其换算关系。

③ 工程地质。厂区及附近地区的地质钻探报告, 土壤的特性和允许耐力; 管渠沿线地质柱状图, 当地对于工程地质现象(滑坡、岩溶等)的防治和处理手段; 水文地质资料(浅表地下水初见水位及其对混凝土基础有无腐蚀性等); 地震基本烈度。

④ 水源。地面水: 历年、逐月最大、最小和平均流量、含砂量; 最高、最低和经常水位, 洪水位持续时间; 水质分析及水温资料; 上游城市和工业现有取水和排水地点的位置、数量以及排放水质、水温等情况; 取水构筑物建造地点附近河岸和河床的变迁状况和河床断面。地下水: 附近现有深井的地质柱状图、井群剖面图、含水层位置厚度和静、动水位变化; 现有深井的涌水量和影响半径, 不同含水层的水质水温、扬水试验报告。自来水: 城市自来水管网连接点的位置、管位和水压; 自来水的水质分析和水温; 现有用水需求量及存在问题; 水价; 附近水厂的取水方式、工艺流程; 管网系统情况, 厂内外调节和加压设备状况。

⑤ 排水与排洪。厂区所在区域洪水汇水面积; 排洪渠道走向和排水地点; 河流最高洪水位淹没的实地调查和核实; 城市下水道采用分流制或合流制, 与城市下水道连接点的坐标, 标高与管径。

⑥ 交通运输。主要是公路、厂区邻近公路的等级和路面宽度, 适合当地采用的路面结构; 自当地运输力量, 运输及装卸费等。

⑦ 厂区及邻近地区情况。所在城市或工业区现状图及近远期总体规划总平面图和说明书, 相邻企业的生产品种、规模及厂区布置情况; 附近居民点位置、人口、户数和居住状况; 当地农田耕作状况; 厂区现有设施的使用状况和拆迁可能性及费用要求等。

⑧ 环境保护。所在地区的环境现状(大气、河流、土壤、植被等)、环境容量及环境保护要求、控制标准, 当地的“三废”排放情况。

⑨ 供电与电讯。区域变电站位置, 现有或规划容量及允许供电容量、电源可靠程度; 供电电压、频率及回路数; 输电线路敷设方式及距离; 最低功率因素, 短路容量及继电器容许最大动作时间等技术要求。

⑩ 施工条件。当地的施工力量、机具设备、主要建材供应、编制概预算定额和有关指标、房屋动迁、征地、修复路面, 迁移电杆和其他补偿费用资料等。

准备工作完成之后, 开始现场工作。现场工作的主要内容是现场踏勘和设计基础资料收集。大部分资料应在踏勘前由建设单位提供, 以提高踏勘工作效率且更具针对性。踏勘重点是在收集资料的基础上进行实地调查和核实; 并通过实地观测了解, 获得真实直观的第一手资料和印象。踏勘包括以下内容。

① 地形图所表示的地形、地物的实际状况, 研究厂区自然地形的改造和利用方式以及场地原有设施加以保留或利用的可能。研究现场基本区划的几种可能方案。

② 确定水电运输的连接位置和进线走向; 取水构筑物的适宜地点和厂区主要出入口位置。

③ 实地调查厂区历史上洪水淹没情况。

④ 工程地质现象(溶洞、滑坡等)的实地观察。

⑤ 水源地、排水出口、及厂外各种管线可能走向的踏勘。

⑥ 现场环境污染状况的了解、调查。

⑦ 周围地区工厂和居民点状况给排水现状及协调要求。

现场工作结束后, 开始编制选址报告, 即在现场调查的基础上选择几个可供比较的厂址方案, 经过各方面条件的优劣比较, 得出结论性意见, 并写成报告, 作为可行性研究报告的一个组成部分。为了保证选址工作的可靠性, 准确性, 对主持和参加选址工作的人员政策及技术水平有较高的要求, 并应组织多个相关专业参加。充分征求业务主管部门、地方政府和建设单位的意见。

9.2.2 厂址选择的原则

厂址选择必须在城镇区域建设总体规划指导下进行, 保证总体的社会效益、环境效益和经济效益。

(1) 厂址选择应注意节约用地, 坚持不占或少占良田, 厂区面积、形状和其他条件应满足工艺流程合理布置的要求, 有利于厂房、管线、构筑物的安排, 有利于交通和场地排水, 并留有一定的扩建发展余地。

(2) 厂址选择应注意与当地自然环境相协调, 生产区和生活区的建设地点应同时选定。并注意与附近居民点保持一定的卫生防护距离, 并予绿化。

给水厂多选在取水地点附近, 并与取水构筑物建在一起, 以降低工程费用和方便管理。当取水点与配水

管网较远时,水厂也可建在配水管网附近,以减少输水管道造价。

污水处理厂必须建在集中给水水源的下游,并应设在城镇、厂区及生活区的下游,同时保持 300m 以上的距离,还应设在夏季主风的下风向。处理水应排入城镇水体有足够的环境容量的下游段;当处理水回用于工业、农业或渔业时,厂址应尽可能临近用水点。还应考虑与污水污泥的最终处置相结合,尽量靠近污水污泥的排放或利用地点,以节约总的建设费用。

(3) 厂址选择一般应避免低于洪水位或在采取措施后仍不能避免水淹的地段;应尽量避免布置在发震断层地区和基本烈度 9 度以上的地震区;厚度较大的Ⅲ级自重湿陷性黄土地区;易受洪水、泥石流、滑坡等危害的地区;有开采价值的矿藏地区;国家规定的历史文物、生物保护和风景游览地区。

(4) 厂址宜选在水、电、运输及其他公用工程、生活设施较方便的地区。

(5) 厂址选择应考虑充分利用场地条件,如地面坡度、土壤承载力、填挖土方量、排水等,合理安排管线走向和构筑物,尽量减少施工费用、降低工程造价,有利于降低取水、供水排水的总扬程;污水处理厂尤其应注意使大部分污水能自流入处理构筑物,处理后排放水尽量无需提升,以尽可能减少运行费用。

9.2.3 方案比较

方案比较的内容着重于工程技术、建设投资和经营费用三个主要方面。比较的具体项目主要有:①地理位置;②周围和厂区内现有设施和农田耕作状况;③厂区与水源、供水区的关系水源和供排水工程量,厂区排水排渣排洪工程量;④厂区与城镇居住区的关系;⑤厂区占地面积和地形,包括自然地形和地物特点;⑥工程地质和水文地质;⑦水、电、运输连接条件和工程量;⑧当地施工、安装力量和建筑材料供应、协作条件、基础设施;⑨建设投资;⑩经营费用。

9.3 工艺流程选择

9.3.1 工艺流程选择的原则和要求

(1) 工艺流程应根据原水性质和用水要求选择,其处理程度和方法应符合现行的国家和地方的有关规定,处理后水质应符合有关用水和排放的标准要求。

(2) 应综合考虑建厂规模、投资费用和运行费用,参照相似条件下水处理厂的运行经验,结合当地实际财力,进行技术经济比较后确定。

(3) 应充分利用当地的地形、地质、水文、气象等自然条件及自然资源。

(4) 污水处理应充分考虑排放水体的稀释、自净能力,根据污水处理程度来选择流程。

(5) 流程选择应妥善处理技术先进和合理可行的关系,并考虑远期发展对水质水量的要求,考虑分期建设的可能性。

(6) 流程组合的原则应当是先易后难,先粗后细,先成本低的方法,后成本高的方法。

9.3.2 给水处理工艺流程的选择

给水处理工艺流程选择决定于源水水质和对处理后水质的要求,主要是去除原水中的悬浮物、胶体物、细菌及其他有害成分。以地表水为水源时,生活饮用水处理通常采用混合、絮凝、沉淀或澄清、过滤和消毒的工艺流程。工业用水或以地下水为水源的生活用水,处理工艺流程常比较简单。对特殊源水水质,如微污染源水、含藻、含铁锰、氟或以海水为水源时,则需进行特殊处理,必要时还应先进行小型试验。

(1) 一般处理流程的选择 参见表 9.3.1。

表 9.3.1 一般处理工艺流程选择

可供选择的处理工艺流程	适用条件
1. 原水—简单处理(如用筛网隔滤)	水质要求不高,如某些工业冷却用水,只要求去除粗大杂质时
2. 原水—混凝、沉淀或澄清	一般进水悬浮物含量应小于 2000~3000mg/L,短时间内允许到 5000~10000mg/L,出水浊度约为 10~20 度,一般用于水质要求不高的工业用水
3. 原水—混凝沉淀或澄清—过滤—消毒	1. 一般地表水水厂广泛采用的常规流程,进水悬浮物允许含量同上,出水浊度小于 3 度 2. 山溪河流浊度经常较低,洪水时含泥砂量大,也可采用此流程,但在低浊度时可以不加凝聚剂或跨越沉淀直接过滤 3. 含藻、低温低浊水处理时沉淀工艺可采用气浮池或浮沉池

续表

可供选择的处理工艺流程	适用条件
4. 原水—接触过滤—消毒	1. 一般可用于浊度和色度低的湖泊水和水库水处理, 如深圳东湖水厂、贵阳中曹水厂等, 比常规流程省去沉淀工艺 2. 进水悬浮物含量一般应小于 100mg/L, 水质稳定, 变化较小且无藻类繁殖时 3. 可根据需要预留建造沉淀池(或澄清池)的位置, 以适应今后原水水质的变化
5. 原水—调蓄预沉、自然预沉或混凝预沉—混凝沉淀或澄清—过滤—消毒	1. 高浊度水二级沉淀(澄清), 适用于含砂量大, 砂峰持续时间较长时, 预沉后原水含砂量可降低到 1000mg/L 以下 2. 黄河中上游的中小型水厂和长江上游高浊度水处理时已较多采用两级混凝沉淀工艺 3. 利用岸边的天然洼地、湖泊、荒滩地修复建调蓄兼预沉水库进行自然预沉。有效调蓄库容的调蓄时间约为 7~10d。出水浊度一般为 20~100 度。汛期或风季出水浊度在 300 度以下。可用挖泥船排泥 4. 中小型水厂, 有时在滤池后建造清水调蓄水库 5. 西南地区很多水厂采用沉砂池、人字形折板絮凝池和组合沉淀池, 后者是将平流沉淀池分成前后两段, 前段为平流区完成初沉, 后段为斜管沉淀。进水浊度 1000 度时, 沉淀水浊度小于 10~15 度 6. 高浊度水处理时, 沉淀(澄清)池池型选择: 一级沉淀构筑物, 大中水厂多采用辐流沉淀池、水力循环澄清池; 二级沉淀构筑物, 在大水厂一般采用组合沉淀池, 中小型水厂多采用机械搅拌澄清池 7. 沉淀池采用重力流大口径直管就近排泥, 并有冲洗措施, 以防泥砂堵塞排泥系统; 限于地形无法重力排放时, 可用泥浆泵压力排泥 8. 水质要求较高, 相当于生活饮用水标准的工业用水

(2) 原水除藻作生活用水的处理工艺流程 见表 9.3.2。

表 9.3.2 除藻处理工艺参考流程

处理工艺流程	适用条件
1. 原水—气浮—过滤—消毒 2. 原水—微滤—接触过滤—消毒 3. 原水—微滤—微絮凝接触过滤—消毒	进水悬浮物含量一般不大于 100mg/L (适用于低温原水时)
4. 原水—絮凝混凝沉淀或澄清—过滤—消毒	一般原水

(3) 受微量有机物污染的原水, 需增加适当的深度处理和预处理, 才能作生活用水。处理工艺流程可参考表 9.3.3。

表 9.3.3 原水深度处理作生活用水的处理工艺参考流程

O_3 预氧化 ↓	6. 原水—贮存改善—混凝沉淀或澄清— O_3 接触氧化—过滤—活性炭吸附过滤—消毒
1. 原水—混凝沉淀或澄清— O_3 接触氧化—过滤—消毒	O_3 预氧化 ↓
2. 原水—混凝沉淀或澄清— O_3 接触氧化—过滤—消毒	7. 原水—混凝沉淀或澄清— O_3 接触氧化—过滤—活性炭吸附过滤—消毒
3. 原水—混凝沉淀或澄清—过滤—活性炭吸附过滤—消毒	O_3 预氧化 ↓
折点氯化 ↓	8. 原水—混凝—粉末活性炭—沉淀或澄清—过滤— O_3 接触氧化—生物活性炭吸附—消毒
4. 原水—混凝沉淀或澄清—过滤—消毒	9. 原水—混凝沉淀或澄清—贮存—过滤— O_3 和粉末活性炭吸附—混凝沉淀—过滤—慢滤—消毒
5. 原水—生物预处理—混凝沉淀或澄清—过滤—消毒	

(4) 除铁、除锰处理工艺参考流程 见表 9.3.4。

表 9.3.4 除铁、除锰处理工艺参考流程

处理工艺流程	适用条件
药剂 ↓ 1. 原水—曝气—混凝—过滤	原水含铁锰量均不很高的地下水, 采用药剂氧化时
药剂 ↓ 2. 原水—曝气—混凝—沉淀—过滤	地表水中含铁锰, 而又需同时除浊时
药剂 ↓ 3. 原水—澄清—过滤	
4. 原水—曝气—过滤	原水含铁、锰量高于标准不大时
5. 原水—曝气—过滤—过滤	原水含铁量高, 含锰量不高时
6. 原水—曝气—过滤—曝气—过滤	原水含铁、锰量均较高时
7. 原水—离子交换	原水除需进行除铁除锰, 还需进行软化时

(5) 生活饮用水除氟工艺参考流程 见表 9.3.5。

表 9.3.5 除氟的处理工艺参考流程

处理工艺流程	适用条件	处理工艺流程	适用条件
1. 原水—空气分离—吸附过滤	地下水含氟	药剂 ↓ 4. 原水—混凝—沉淀—过滤	地下水或地表水含氟
2. 原水—过滤—离子交换			
3. 原水—过滤—电渗析			

(6) 处理构筑物类型及适用条件 见表 9.3.6。

表 9.3.6 处理构筑物类型及其适用条件

处理工艺		构筑物名称	适用条件		出水悬浮物含量/(mg/L)
			进水含砂量/(kg/m ³)	进水悬浮物含量/(mg/L)	
高浊度水沉淀	自然沉淀	天然预沉池, 平流式或辐射式预沉池, 斜管预沉池	10~30		≈2000
	混凝沉淀		10~120		
	澄清	水力循环澄清池	<60~80		一般<20
		机械搅拌澄清池	<20~40		
		悬浮澄清池	<25		
一般原水沉淀	混凝沉淀	平流沉淀池		一般<5000, 短时间内允许 10000	一般<10
		斜管(板)沉淀池		500~1000, 短时间内允许 3000	
	澄清	机械搅拌澄清池		一般<3000, 短时间内允许 5000	
		水力循环澄清池		一般<2000, 短时间内允许 5000	
		脉冲澄清池		一般<3000, 短时间内允许 5000	
		悬浮澄清池(单层)		一般<3000	
		悬浮澄清池(双层)		3000~10000	

续表

处理工艺	构筑物名称	适用条件		出水悬浮物含量/(mg/L)
		进水含砂量/(kg/m ³)	进水悬浮物含量/(mg/L)	
气浮	各种气浮池		一般 < 100, 原水中含有藻类以及密度小的悬浮物质	一般 < 10
普通过滤	各种滤池		一般 < 15	一般 < 3
接触过滤(微絮凝过滤)	各种滤池		一般 < 70	
微滤	微滤机	原水含藻类、纤维素、浮游物时		
氧化	臭氧接触池(塔)	原水有臭味, 受有机		
吸附	活性炭吸附塔(池)	污染较重	一般 < 5	
消毒	漂白粉	小型水厂		
	液氯	有条件供应液氯地区		
	氯胺	原水有机物较多, 水在管中停留 12h 以上		
	次氯酸钠	适用于小型水厂		
	二氧化氯	需随制随用		
	臭氧	出厂水要投少量氯		

9.3.3 污水处理工艺流程的选择

污水处理目的之一是保护水环境不受污染, 因之处理后出水要达到排水水质标准。目的之二是污水回用, 处理后出水用于农田灌溉、城市中水和工业生产等, 为此处理水要满足相应的用水要求。处理单元技术的排列顺序原则是先易后难, 易于去除的悬浮物的处理构筑物如沉淀池在流程前, 而以去除溶解性有机物为目的的生化处理在流程后, 消毒去除病原菌则排在流程最后。深度处理总在常规处理之后进行。

(1) 削减有机污染工艺流程 一般而言要改变我国江河污染现状, 所有的城市污水都要进行二级处理。典型流程是: 原污水—格栅—沉砂池—沉淀池—曝气池—二沉池—出水。

二级污水处理厂 BOD 可去除 90% 以上, 有的过程还可产生硝化作用。但基建投资大, 运转费用也很昂贵, 我国财力难以承受, 只能分期分批建设。一级处理投资减半, 维护费、电费很少, BOD 去除率可达 30%, 可沉(浮)物去除率约 50%。充分利用微生物吸附能力的不完全生化方式(例如 A-B 法的 A 段)有机物去除率可达 60%。生化反应时间成几倍缩短, 也可节省较大投资。在财力有限和水环境容量较大的条件下, 污水处理厂可先作一个长远总体规划, 进行分期建设。是先上一级处理, 后上二级处理; 还是先建部分二级处理, 再续建其余水量的二级处理, 应结合财力和地方自然条件进行技术经济比较决定。在一些地方很有可能大水量的一级处理加之较小水量的二级处理, 能大幅度削减有机负荷总量, 较大地改善水体污染状况。

大中型污水处理厂二级处理一般均为活性污泥法, 小型污水处理厂可选择各种各样的生化处理方法。工业废水种类繁多, 水质差异很大, 可以从表 9.3.7 中选择处理单元技术组成各种工艺流程, 使处理水达到排放标准或满足回用要求。

(2) 深度处理工艺流程 废水深度处理有二个目的, 一是水再用, 需要进一步去除二级处理出水中的残余污染物, 采用的技术有活性炭、过滤、混凝沉淀以及膜分离法等, 出水 BOD₅ 能从 20~30mg/L 降至 5mg/L 以下, 消除臭味和色度, 大大提高水的稳定性。二是防止受纳水体的富营养化, 需要进行脱氮除磷处理, 采用的技术主要是生物法, 如厌氧-好氧系统(A-O)、厌氧-缺氧-好氧系统(A-A-O)等。城市污水经深度处理回用于工业生产在国外已有成功实践。不但解决了水资源不足的矛盾, 同时削减了自然水体的污染负荷, 收到明显的环境效益和社会效益。

① 中水回用处理流程。中水主要用于冲洗地面和厕所、灌溉园林、冲洗车辆、水景用水等。以二级处理出水为源水, 再经澄清、过滤、杀菌等深度处理而得到。

② 回用于工业冷却水的处理流程。作为工业冷却用水, 对于水温、悬浮物、硬度、氮磷和细菌数量都有一定要求, 应对二级出水进行澄清、过滤、杀菌、脱氮磷和水质稳定处理。国外有将二级处理出水深度处理后作为

表 9.3.7 废水处理与利用的基本方法

分 类	处理与利用的工艺	去 除 对 象	作 用
物理法	调节	使水质、水量均衡	预处理
	重力分离法 { 沉淀 隔油 气浮(浮选)	可沉物质 颗粒较大的油珠 乳状油比重近于 1 的悬浮物	预处理 预处理 中间处理
	离心分离法 { 水力旋流器 离心机	比重大的悬浮物、如铁皮、砂等 乳状油、纤维、纸浆、晶体等	预处理 中间处理
	过滤 { 格栅 筛网 砂滤 布滤 微孔管 微滤机	粗大悬浮物 较小的悬浮物 细小悬浮物、乳状油 细小悬浮物、残渣脱水 极细小悬浮物 细小悬浮物	预处理 预处理 中间或最终处理 中间或最终处理 最终处理 中间或最终处理
	热处理 { 蒸发 结晶	高浓度酸、碱废液	最终处理
	磁分离	可结晶物质、硫酸亚铁、黄血盐 弱磁性极细颗粒	最终处理 最终处理
化学法	投药法 { 混凝 中和 氧化还原 化学沉淀	胶体、乳状油 酸、碱 溶解性有害物质,如 CN、Cr、Hg、Cd、S 等	中间处理 中间或最终处理 最终处理
	传质法 { 蒸馏 吹脱(汽提) 萃取 吸附 离子交换 电渗析 反渗透、超滤	溶解性挥发物质,如单元酚 溶解性气体,如 H_2S 、 CO_2 等 溶解性物质,如酚 溶解性物质,如酚、汞 可离解物质、盐类物质等 可离解物质、盐类物质等 某些分子和离子	中间处理 中间处理 中间处理 最终处理 最终处理 最终处理 最终处理
生物法	自然生物处理 { 土地处理 稳定塘	胶状体和溶解性有机物质 胶状体和溶解性有机物	最终处理 最终处理
	人工生物处理 { 生物膜法 活性污泥法	胶状体和溶解性有机物质 胶状体和溶解性有机物质	最终处理 最终处理
	厌氧法	胶状体和溶解性有机物质	中间处理

电厂冷却水的补充水,采用的流程是:二级处理出水—石灰软化澄清— CO_2 再碳酸化—沉淀—过滤—活性炭吸附—出水回用。

9.3.4 纯水处理流程

纯水或高纯水的制取,是对经过除盐的水进行后处理,使水的电导率降至 $0.1 \sim 1 \mu S/cm^2$ (纯水) 和 $0.1 \mu S/cm^2$ 以下(高纯水),并满足金属元素、有机物、微粒、微生物等多项指标要求。我国电子级水的技术指标见表 9.3.8。

(1) 流程一

长江水—机械搅拌澄清池—重力式双层滤料过滤器—过滤水箱—精密过滤器—反渗透给水箱—加热器—保安过滤器—高压泵—反渗透装置—预脱盐水箱—离子交换除盐系统—纯水

(2) 流程二

自来水—电凝聚器—双层滤料过滤器— $20 \mu m$ 精密过滤器—电渗析器—阳离子交换床—阴离子交换床—混合床— $5 \mu m$ 精密过滤器—超滤器—紫外线杀菌—三层床— $0.45 \mu m$ 精密过滤器—使用(部分返回双层滤料过滤器)

表 9.3.8 我国电子级水的技术指标 (化学指标单位: $\mu\text{g/L}$) (GB 11446—1—89)

指 标	EW—I	EW—II	EW—III	EW—IV	EW—V
电阻率, $\text{M}\Omega \cdot \text{cm}$ (25℃)	18(90%时间), 最小 17	15(90%时间), 最小 12	10(90%时间), 最小 8	≥ 2	≥ 0.5
大于 $1\mu\text{m}$ 微粒数, 最大值, 个/ml	1	5	10	100	500
大于 $0.5\mu\text{m}$ 微粒数, 最大值, 个/ml	100	300	500	1000	2000
细菌个数, 最大值, 个/ml	1	5	10	50	100
TOC, 最大值	50	100	200	1000	5000
总 SiO_2 , 最大值	2	20	50	100	1000
氯含量, 最大值	0.5	2	10	100	1000
铜含量, 最大值	0.2	2	5	50	500
钾含量, 最大值	0.5	5	10	100	500
钠含量, 最大值	0.5	6	10	200	1000
锌含量, 最大值	0.2	2	10	100	500
铝含量, 最大值	0.5	5	10	100	500
铁含量, 最大值	0.5	5	10	100	500
钙含量, 最大值	0.5	5	10	100	500

(3) 流程三

初级纯水—水箱—泵— $1\mu\text{m}$ 细滤—紫外线杀菌—混合床或精制混床— 0.45 或 $0.22\mu\text{m}$ 微孔滤膜—使用 (部分返回水箱)

(4) 流程四

初级纯水—带紫外线杀菌的水箱—泵—超滤—混床或精制混床— $0.22\mu\text{m}$ 微孔滤膜—使用 (部分循环回水箱)

(5) 流程五

初级纯水—水箱—泵—超滤—紫外线杀菌—混床或精制混床— $0.22\mu\text{m}$ 微孔滤膜—使用 (部分循环回水箱)

9.3.5 污泥处理工艺流程

见图 9.3.1。

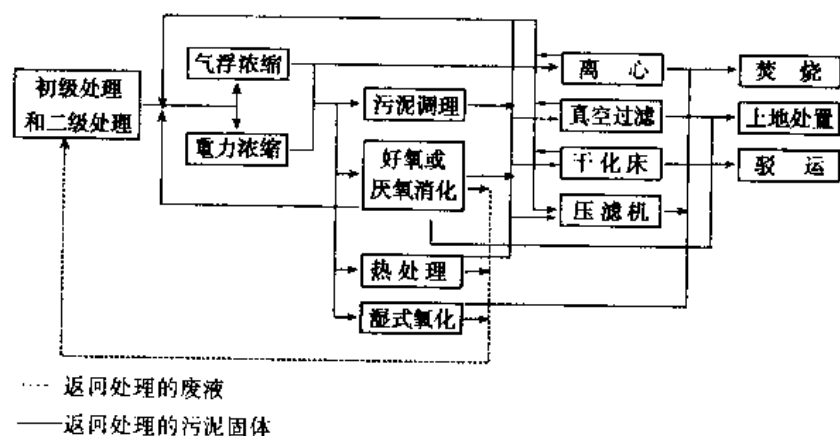


图 9.3.1 污泥处理与处置的基本流程

9.4 平面布置

9.4.1 平面布置的一般原则和要求

(1) 最大限度地满足生产、管理包括设备维修的要求, 按照功能分区, 将工作上联系较多的设施, 尽量靠近布置以便于管理, 道路按区分设连通, 力求人货分流运输。生产区少受外来干扰, 生活区尽量放置在厂前区, 使厂区总体环境美观、协调、运输联系方便。

(2) 力求处理工艺流程布置简短, 顺畅, 避免迂回反复, 尽量减少管线长度, 降低流程水头损失, 有利于今后扩建。处理构筑物宜按流程成直线形布置, 受场地或地形限制不能布置成直线时, 应注意扩建时构筑物间的相互衔接。

(3) 分期建设的水处理厂应兼顾远近期的需要, 处理构筑物、管道和道路布置应保证远期扩建施工时, 不影响正常生产。须考虑今后因用水量增加, 水质标准提高或处理水质恶化时, 需要预留的处理构筑物, 调节构筑物(清水池)位置; 而对取水构筑物, 二级泵房, 加药间等可考虑一次完成土建工程, 预留泵房机电设备和加药间设备位置, 分期安装或采用更换大型水泵的方法设施扩建。

(4) 有效利用厂区建筑面积(包括空间)和土地, 处理构筑物布置应紧凑, 但其间距应满足构筑物和管线的施工要求。大型水厂宜用矩形池, 各处理单元毗邻连成一片, 亦可用沟渠代替联络管线, 减少水头损失, 便于管理。各处理构筑物可考虑合并设计, 性质相近的辅助和附属建筑物也应尽量合并或靠近位置。

加药间、药剂库一般应靠近絮凝沉淀池, 可用走道或高架天桥相连, 便于观察、调整投药量。絮凝池与沉淀池宜建为一体, 中间用穿孔花墙(平流沉淀池)或导流墙(斜管沉淀池)分隔, 为节省用地, 可考虑在平流沉淀池下建清水池、泵房上层布置配电间等。

(5) 滤池的操作室、二级泵房、加药间、化验室、检修间、办公室等建筑应尽量南北向布置, 尽量安排在夏季主导风向的上风向, 并考虑采暖通风要求。

(6) 并联运行的净水构筑物间应均匀配水。

(7) 变电站位置应设在耗电量大的构筑物附近, 高压线应避免在厂内架空敷设。

(8) 水电汽等各类管线应考虑综合布置, 以免发生矛盾。统一考虑敷设在管廊和管沟, 以利于维护、检修。污水和污泥管应尽量考虑重力流, 力求输送管线最短。

(9) 各种构筑物、建筑物道路的布置应按照相关的安全、卫生规范要求, 保持一定间距, 间距大小由构

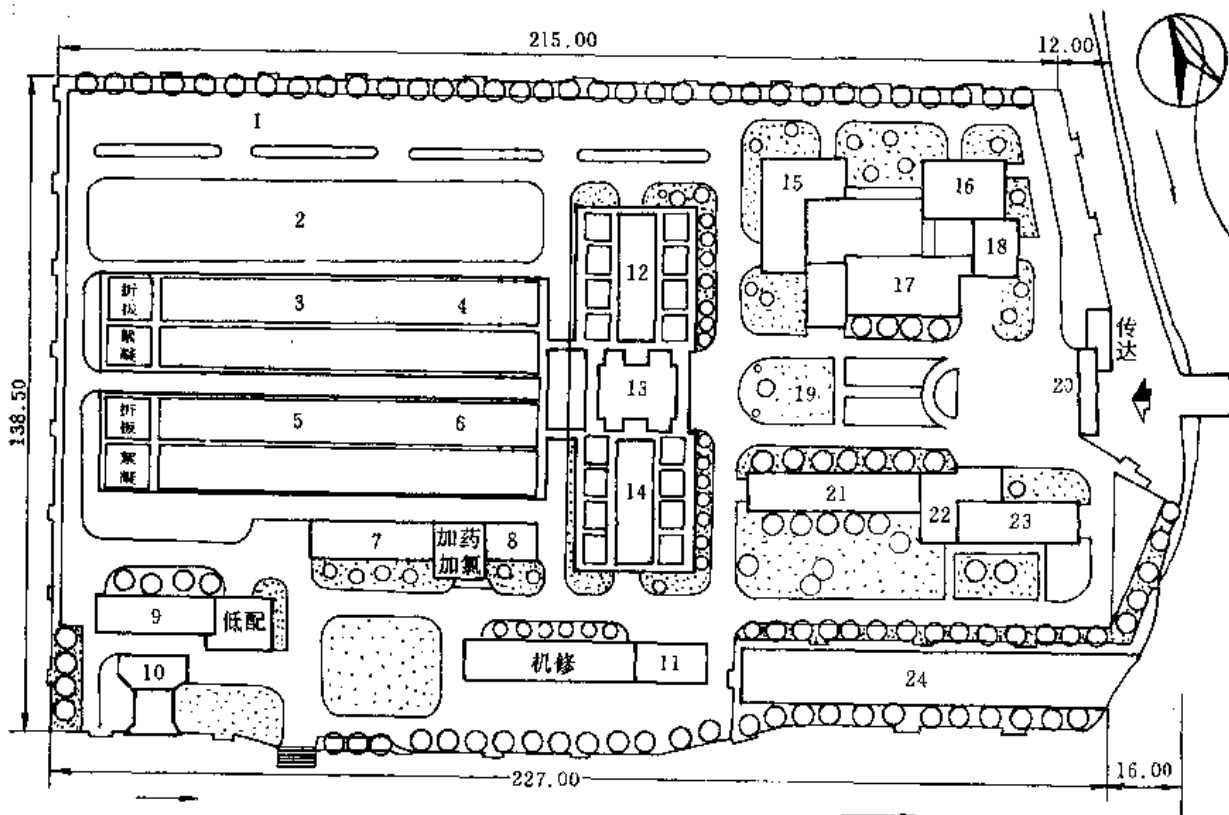


图 9.4.1 给水处理厂平面布置图

- 1—管配件堆场; 2—石英砂堆场; 3、5—平流沉淀池; 4、6—清水池; 7—药库; 8—氯库; 9—取水泵房;
10—引水渠; 11—车库; 12、14—双阀滤池; 13—冲洗水箱控制室; 15—仓库; 16—食堂; 17—综合楼;
18—餐厅; 19—花坛; 20—大门; 21—送水泵房; 22—控制室; 23—高配及变压器; 24—集泥池

筑物性质、埋深、地质和施工条件等诸多因素综合确定。保证安全间距和通行检修方便。满足物料运输和施工场地要求。堆砂场可靠近滤池；卫生设施和污泥处理装置不应靠近清水池和滤池以免污染；消化池与其他构筑物之间距离不小于 20m；贮气罐与其他构筑物间距应根据容量大小按有关规定执行。

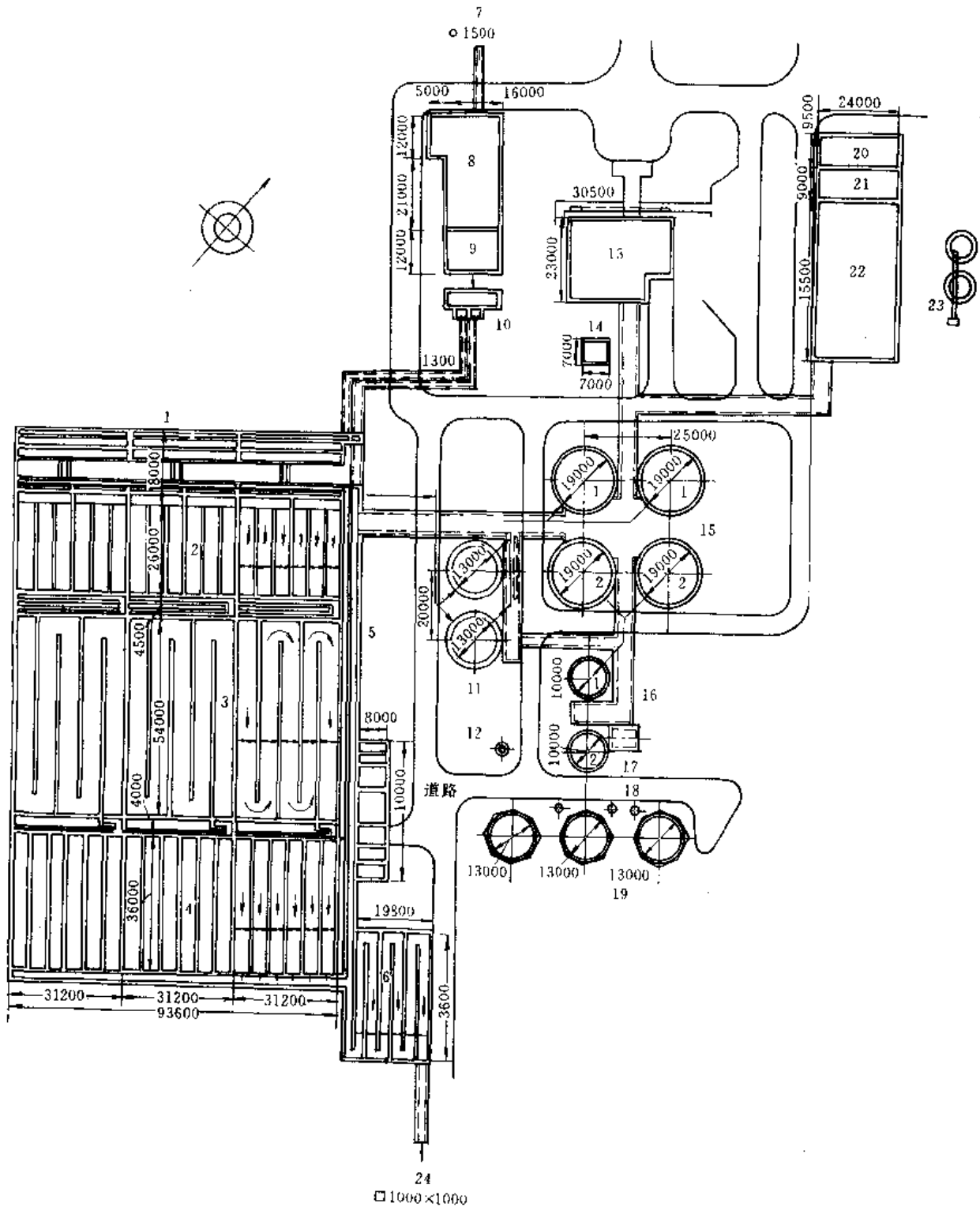


图 9.4.2 污水处理厂平面布置图

- 1—预曝气池；2—初沉池；3—曝气池；4—二沉池；5—超越水渠；6—混合池；7—进水管；8—沉砂池；9—水泵室；
10—配水池；11—污泥浓缩池；12—剩余煤气燃烧装置；13—办公楼；14—发电机室；15—污泥消化池；
16—污泥淘洗池；17—污泥贮槽；18—脱硫器；19—沼气罐；20—操作室；21—投药室；
22—真空过滤机；23—焚烧炉；24—出水管

(10) 应考虑安排充分的绿化地带, 新建水厂绿化面积, 不宜小于水厂总面积的 20%, 污水厂的绿化面积不宜小于全厂总面积的 30%。

(11) 厂区布置应充分考虑安全布局, 严格遵守防火、卫生等安全规范、标准的有关规定。

(12) 布置应满足施工和安装 (特别是大型设备吊装) 的要求。

图 9.4.1 和图 9.4.2 分别为给水和污水处理厂平面布置示例。

9.4.2 给水处理厂附属建筑及其占地

根据城镇给水厂附属建筑和附属设备设计标准 (CJ J41—91), 新建、扩建和改建的水厂附属建筑面积 (指使用面积) 见表 9.4.1。此外, 绿化用房面积: 绿化面积 $< 700\text{m}^2$, 面积定额为 $10 \sim 20\text{m}^2$; 绿化面积增加 $7000 \sim 10000\text{m}^2$, 面积定额为 $15 \sim 30\text{m}^2$; 宿舍面积: 值班宿舍按值班职工总人数的 45% ~ 55% 设计, 定额为 $4\text{m}^2/\text{人}$; 单身宿舍按水厂定员人数的 35% ~ 45% 设计, 定额为 $5\text{m}^2/\text{人}$ 。

表 9.4.1 水厂辅助建筑物使用面积/ m^2

序号	建筑物名称			水厂类别	水 厂 规 模				
					0.5 ~ 2 ($\times 10^4\text{m}^3/\text{d}$)	2 ~ 5 ($\times 10^4\text{m}^3/\text{d}$)	5 ~ 10 ($\times 10^4\text{m}^3/\text{d}$)	10 ~ 20 ($\times 10^4\text{m}^3/\text{d}$)	20 ~ 25 ($\times 10^4\text{m}^3/\text{d}$)
1	生产管理			地表水水厂	100 ~ 150	150 ~ 210	210 ~ 300	300 ~ 350	350 ~ 400
				地下水水厂	80 ~ 120	120 ~ 150	150 ~ 180	180 ~ 250	250 ~ 300
2	化验室			地表水水厂	60 ~ 90	90 ~ 110	110 ~ 160	160 ~ 180	180 ~ 200
				地下水水厂	30 ~ 60	60 ~ 80	80 ~ 100	100 ~ 120	120 ~ 150
3	机修间	小修	车间面积	地表水水厂	50 ~ 70	70 ~ 100	100 ~ 120	120 ~ 150	150 ~ 190
			地下水水厂	40 ~ 60	60 ~ 90	90 ~ 100	100 ~ 130	130 ~ 160	
			辅助面积	地表水水厂	25 ~ 35	35 ~ 45	45 ~ 60	60 ~ 70	70 ~ 90
			地下水水厂	20 ~ 30	30 ~ 40	40 ~ 50	50 ~ 60	60 ~ 80	
		中修	车间面积	地表水水厂	70 ~ 80	80 ~ 110	110 ~ 130	130 ~ 160	160 ~ 200
			地下水水厂	60 ~ 70	70 ~ 100	100 ~ 120	120 ~ 140	140 ~ 180	
			辅助面积	地表水水厂	25 ~ 35	35 ~ 45	45 ~ 60	60 ~ 70	70 ~ 90
			地下水水厂	20 ~ 30	30 ~ 40	40 ~ 50	50 ~ 60	60 ~ 70	
4	电修间			地表水水厂	20 ~ 25	25 ~ 30	30 ~ 40	40 ~ 50	50 ~ 60
				地下水水厂	20 ~ 30	30 ~ 40	40 ~ 50	50 ~ 60	60 ~ 70
5	泥木工间			地表水水厂		20 ~ 35	35 ~ 45	45 ~ 60	60 ~ 80
				地下水水厂		20 ~ 25	25 ~ 30	30 ~ 40	40 ~ 60
6	仓库			地表水水厂	50 ~ 100	100 ~ 150	150 ~ 200	200 ~ 250	250 ~ 300
				地下水水厂	40 ~ 80	80 ~ 100	100 ~ 150	150 ~ 200	200 ~ 350
7	男女浴室			地表水水厂	20 ~ 40	40 ~ 50	50 ~ 60	60 ~ 70	70 ~ 80
				地下水水厂	15 ~ 25	25 ~ 35	35 ~ 45	45 ~ 55	55 ~ 60
8	水表修理间				20 ~ 30	30 ~ 40	40 ~ 50		
9	管配件堆棚				30 ~ 50	50 ~ 80	80 ~ 100	100 ~ 200	200 ~ 250
10	传达室				15 ~ 20	15 ~ 20	20 ~ 25	25 ~ 35	25 ~ 35
11	食堂就餐人员面积定额/($\text{m}^2/\text{人}$)				2.6 ~ 2.4	2.4 ~ 2.2	2.2 ~ 2.0	2.0 ~ 1.9	1.9 ~ 1.8

9.4.3 污水处理厂占地面积

污水处理厂的占地面积, 随处理工艺和构筑物选型的不同, 而有很大的差异。在方案阶段, 可按表 9.4.2 估算。

污水处理厂应设置通向各构筑物 and 附属建筑物的必要道路。通道的设计应符合下列要求: (1) 主要车行道的宽度单车道为 3.5m, 双车道为 6~7m, 应有回车道; (2) 车行道的转弯半径不宜小于 6m; (3) 人行道的宽度为 1.5~2m; (4) 通向高架构筑物的扶梯倾角不宜大于 45°; (5) 天桥宽度不宜小于 1m。

表 9.4.2 污水厂占地面积

处理水量/ (m^3/d)	一级处理/ (10^4m^2)	二级处理/(10^4m^2)		处理水量/ (m^3/d)	一级处理/ (10^4m^2)	二级处理/(10^4m^2)	
		活性污泥法或 高负荷生物滤池	生物滤池法			活性污泥法或 高负荷生物滤池	生物滤池法
5000	0.5~0.7	1~1.25	2~3	40000	2.0~3.2	4.0~6.0	16~24
10000	0.8~1.2	1.5~2.0	4~6	50000	2.5~3.8	5.0~7.5	20~30
15000	1.0~1.5	1.85~2.5	6~9	70000	3.75~5.0	7.5~10.0	30~45
20000	1.2~1.8	2.2~3.0	8~12	100000	5.0~6.5	10.0~12.5	40~60
30000	1.6~2.5	3.0~4.5	12~18				

9.5 高程布置

高程布置是通过计算确定各处理构筑物标高、连接管渠的尺寸与标高, 确定是否需提升, 并绘制流程的纵断面图 (一般采用的比例尺: 纵向 1:(50~100), 横向与总平面图相同)。

9.5.1 布置原则

高程布置应综合考虑提升泵的扬程或进水管渠标高、厂区地区标高、地形、处理构筑物、排水水体各特征水位等因素来确定。一般应遵守如下原则。

(1) 认真计算管道沿程损失、局部损失, 各处理构筑物计量设备及联络管渠的水头损失, 考虑最大时流量、雨天流量和事故时流量的增加, 并留有一定余地。还应考虑当某座构筑物停止运行时与其并联运行的其余构筑物与有关的连接管渠能通过全部流量。

(2) 考虑远期发展, 水量增加的预留水头。

(3) 避免处理构筑物之间跌水等浪费水头的现象, 充分利用地形高差, 实现自流。

(4) 在认真计算并留有余量的前提下, 力求缩小全程水头损失及提升泵站的全扬程, 以降低运行费用。

(5) 需要排放的处理水, 在常年大多数时间里能自流排放水体。注意排放水位不一定选取水体多年最高水位。因为其出现时间较短, 易造成常年水头浪费, 而应选取经常出现的较高水位作为排放水位, 当水体水位高于设计排放水位时, 可进行短时间的提升排放。

(6) 应尽可能使污水处理厂的出水管渠高程不受水体洪水顶托, 并能自流。

9.5.2 处理构筑物的水头损失

常规给水处理系统的允许流速、水头损失和池总高度见表 9.5.1。表内水头损失值包括构筑物内集水管(渠)的水头跌落损失。

废水处理构筑物的水头损失估算值见表 9.5.2。

表 9.5.1 净水构筑物的允许流速、水头损失和池总高度

名 称	允许流速	水头损失/m	池总高度/m
一级泵房到混合池	1.0~1.2m/s	视管道长度而定	
进水井格网		0.15~0.3	
混合			
混合槽	0.6m/s	0.4~0.5	
扩散混合器	1m/s	0.3~0.4	
静态混合器	1.0~1.2m/s	0.3~0.5	
混合设施到絮凝池	1.0~1.5m/s	0.1	
混合池到沉淀池	1.0~1.5m/s	0.30	
混合池到澄清池	1.0~1.5m/s	0.2~0.3	

续表

名 称	允许流速	水头损失/m	池总高度/m
絮凝池			
隔板式	0.6~0.2m/s	0.4~0.5	
穿孔旋流式		0.15~0.2	
栅条、网格式	0.3~0.1m/s	0.06~0.18	
折板式		0.30~0.40	
机械式	0.4~0.05m/s	0.05~0.10	
絮凝池到沉淀池	0.15~0.20m/s	0.05~0.10	
沉淀池			
平流沉淀池	10~25mm/s	0.2~0.3	2.8~3.3
异向流斜管(板)沉淀池	2.5~3.0mm/s	1.0	4.4~4.6
气浮池	1.5~2.5mm/s	1.0	2.3~2.8
浮沉池			3.4
澄清池			
水力循环澄清池	0.7~1.0mm/s	3.0	5.2~8.2(水量从40到320m ³ /h时)
机械搅拌澄清池	0.8~1.1mm/s	0.5	5.3~8.0(水量为200~1800m ³ /h时)
脉冲澄清池	0.7~1.0mm/s	2.0	4.0~5.0
沉淀池或澄清池到滤池	0.6~1.0m/s	0.3~0.5	
滤池			
普通快滤池	单层滤料:	2.0~2.5	3.2~3.8
接触滤池	8~10m/h	2.5~3.0	
虹吸滤池	双层滤料:	1.5~2.0	5.0~5.5
无阀滤池	10~14m/h	1.5~2.0	4.0~4.5(水量为40~400m ³ /h时)
移动冲洗罩滤池		1.2~1.5	3.8~4.0
滤池到清水池	1.0~1.5m/s	0.3~0.5	

表 9.5.2 处理构筑物水头损失估算值

构筑物名称	水头损失/m	构筑物名称	水头损失/m
1. 格栅	0.1~0.25	8. 曝气池	
2. 沉砂池	0.1~0.25	废水潜流入池	0.25~0.5
3. 平流沉淀池	0.2~0.4	废水跌流入池	0.5~1.5
4. 竖流沉淀池	0.4~0.5	9. 生物滤池(工作高度2m时)	
5. 辐流沉淀池	0.5~0.6	装有旋转布水器	2.7~2.8
6. 双层沉淀池	0.1~0.2	装有固定布水器	4.5~4.75
7. 混合池或接触池	0.1~0.3	10. 污泥干化场	2.0~3.5

各种计量设备的水头损失可用有关公式计算或查图表。一般进出水管上计量仪表中的水头损失可按0.2m计算,流量指示器中的水头损失可按0.1~0.2m计算。

水处理厂高程布置示意图见图9.5.1、图9.5.2。

9.5.3 流程标高计算

为了确定处理厂各构筑物、管渠、泵房的标高,应进行整个流程的标高计算,计算时应选择距离最长,损失最大的流程,并按最大设计流量计算。给水厂流程标高步骤如下:

- (1) 确定原水的最低水位;
- (2) 一级泵房在最低水位、额定供水量时的吸水管路水头损失;
- (3) 确定水泵轴心标高和泵房底板标高;

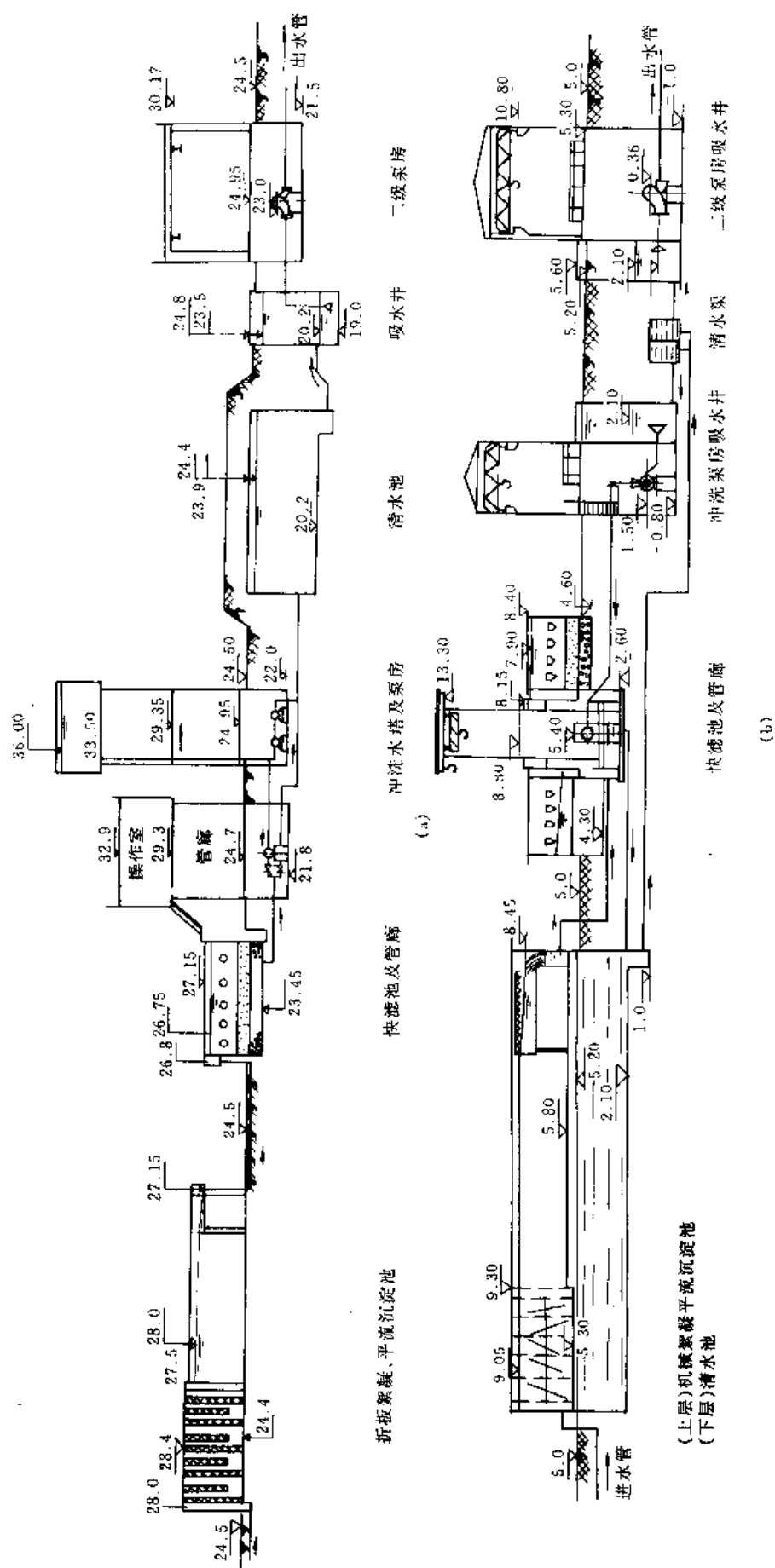


图 9.5.1 水厂高程布置示意

(a) 水塔冲洗; (b) 水泵冲洗 (沉淀池与清水池叠建)

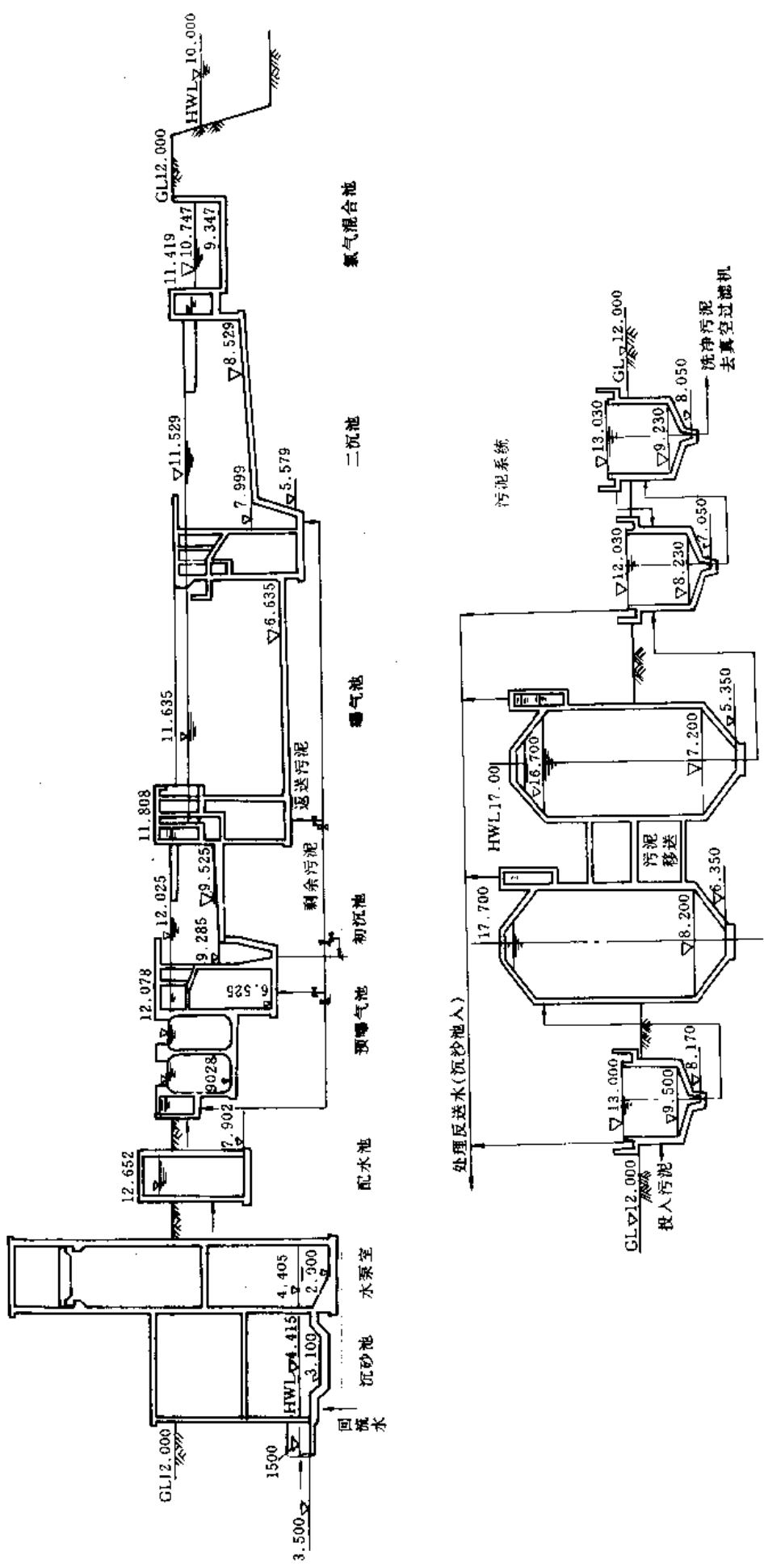


图 9.5.2 污水流程高程设计

- (4) 计算出水管路的水头损失;
- (5) 计算出水管至沉淀池内的水头损失;
- (6) 查沉淀池内的水头损失;
- (7) 沉淀池至滤池间管道的水头损失;
- (8) 滤池的工作水头损失;
- (9) 滤池至清水池的水头损失;
- (10) 由清水池最低水位计算至二级水泵的轴心标高。

9.6 配水(泥)设备

向废水厂中并联运行的处理构筑物均匀地配水与配泥是工艺设计的重要内容。只有配水(泥)均匀,才有可能充分发挥每一个处理构筑物的效能与使整个处理系统高效运行。因此,它是保持废水厂正常运行的基本条件之一(见图9.6.1)。

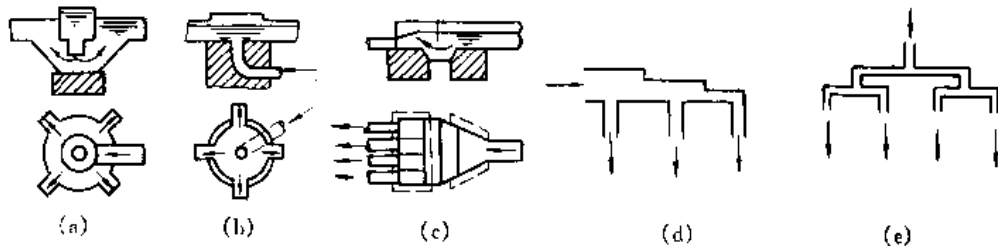


图 9.6.1 表示几种常用的配水设备

图中(a)为中管式配水井;(b)为倒虹吸管式配水井。这两种配水井水头稳定,对各配水支管的作用水头均匀,配水效果好,若支管成对称型则配水更均匀,更适合于呈对称布置的圆型处理构筑物的配水,并设置于四周配水;(c)为挡板式配水槽;(d)为简易配水槽,构造简单,但配水效果较差;(e)为另一种简易配水槽,配水效果较好,构造稍复杂,它更适用于并列设置的处理设施的配水。另外,在地下埋设的满流废水(泥)管道也可以按这种型式配水,形成配水管。但无论配水槽还是配水管,都应在配水支管(槽)上设闸阀(或闸板阀),以控制配水更为均匀。d种配水槽还可以改造成为具有同样宽度的配水渠道,沿程向并列排列的各处理设施配水,配水渠道中水的流速应小于 3m/s ,以利于更均匀地配水。

向各并联处理设施配水的,可根据计量设备测定的流量通过闸阀来调节。计量设备可采用非淹没式薄壁堰,设在各处理设施之后。此外,这种薄壁堰也可以是淹没式的,主要用以比较通过各处理设施的流量,并用设在前面的闸阀调节。

9.7 水厂监测及自动化控制

实现水处理自动化是提高企业管理水平,减轻操作人员劳动强度,方便操作管理,保证水处理质量和生产安全,节约能耗,降低生产成本的重要技术措施。水厂的自动化控制系统主要有监测、控制、管理3个功能。监测功能即生产现场的数据采集和对设备运行情况的监视及报警;控制功能即PLC或计算机根据工艺要求及设备运行参数的变化自动或提示操作人员控制设备的运行。管理功能即生产数据处理、事故记录、数据曲线、各种报表统计打印等。

目前水处理厂的自动化大体可分为三个等级:

第一级,单项处理构筑物的自动控制,如沉淀池、气浮池的自动排泥、滤池自动冲洗和过滤调节、水泵、阀门的自动调节,根据参数自动投药等,一般多采用小型可编程控制器和现场测量仪表相结合,实施就地控制;

第二级,全厂性的运转调度和监控,一般对于较大的水处理厂多用微机进行测量参数集中显示,并根据运转的数学模型,结合水质监控参数和设备运行状态的采集进行优化调节和操作;

第三级,通过计算机网络技术实现整个区域性系统的运转调度,目前只在大城市公司级中运用,主要用于区域供水系统,如通过管网进行多水源水厂的优化运行。

自动化控制管理的目的:①根据工艺要求及检测信息随时调控工艺参数使之持续运行在正常工况内,保

证处理后水质符合要求；②改善劳动条件，方便操作，提高管理水平；③通过检测控制调节，最大限度地发挥设备功效，降低运行费用，特别是降低能耗、药耗；④采集和记录过程运行参数，为今后分析和修正应用数学模型提供原始数据。

控制方式选择的原则：①投资较少、工艺较简单，建设单位对自控水平无特殊要求时，一般采用盘装仪表和就地安装仪表解决工艺过程中某些单元处理构筑物运行的自动控制，如沉淀池、气浮池的自动排泥，滤池自动冲洗和过滤调节，自动投药调节系统等，但应考虑将来的规模发展，控制系统适当预留计算机数据接口；②对某些中小规模的水处理厂，建设单位对自动控制又有要求且具有一定的投资条件时，可考虑采用计算机系统，实行集中监测和就地控制相结合的方式；③对于大型水处理厂，投资较多，工艺较复杂，相应的控制水平要求较高，可选择集中管理，分区监测和控制的集散型计算机控制系统，监测主要设备的运行和工艺参数，对整个生产过程实行自动控制。

水处理厂的仪表和自动化设计，属于仪表自动化专业，但水处理专业人员在工艺设计、生产管理时应应对仪表、自动化系统提出监测控制要求，如单体设备的监控参数及运行范围、一次元件的安装位置等。具体的设备选型及控制模型的应用，请参阅有关的仪表自动化专业设计手册。

9.7.1 检测控制参数及一般要求

(1) 检测及控制参数的设定原则 ①设定参数应能真实准确地反映水处理工艺流程的信息，满足工艺管理的要求；②与工程规模及当地的经济实力相适应；③与整个工程的自动化水平及要求相配套，力求经济、实用且具有一定的先进性；④充分考虑当地的仪表维修条件。

一般给水工程检测与控制项目见表 9.7.1；一般废水工程检测与控制项目见表 9.7.2。工业废水处理厂监测与控制项目应根据上述原则结合具体工艺确定。

表 9.7.1 给水工程检测与控制项目

构筑物名称	检 测 项 目	控 制 项 目
引水渠	水位、水温、流量、浊度	阀门
格栅、吸水井、取水泵房	水位差、水位、水温、压力、阀门开启度	取水泵、阀门、旋转格栅、真空泵、排泥泵
输水管渠	流量、阀门开启度	阀门
配水井	水位、水温、浊度、pH 值、电导率、溶解氧、阀门开启度	取水泵、阀门、预氯加注、碱剂加注
加药间	药剂投加量、溶液池液位	加药设备、阀门
混合池、反应池、沉淀池	水位、污泥位、水温、浊度、pH 值、碱度、余氯、氧化还原电位、排泥阀开启度	加药设备、搅拌机、刮泥机、污泥排放阀门
滤池	过滤阻力、滤池水位、阀门开启度、真空度、移动罩运行位置、浊度、反冲洗高位池水位	滤池池阀门、冲洗泵、真空泵、移动罩桁架
加氯间	加氯量、氯瓶压力、温度	加氯设备
清水池	水位	水泵、阀门
吸水井、送水泵房	余氯量、浊度、压力、出水流量、阀门开启度	水泵、阀门
水塔	水位	水泵、阀门
配水管网	压力、流量	

(2) 水处理厂设计常用的状态和报警要求 ①机泵开停状态，水泵启动后空转报警，水泵压力上下限报警，轴承与电机绕组温升上限保护报警，机泵电源缺相过流、欠压、过压停机保护报警和事故追忆，真空引水超时报警，刮泥（渣）机、格栅除污机、曝气机、鼓风机、污泥脱水机等设备故障停车报警。②水池水位上下限超限报警。③药液池液位超限、投药设备的工作状态和故障报警，沉淀池排泥信号，进出水水质、余氯超限报警，加氯机工作状态、故障报警，余氯仪故障报警，漏氯报警和漏氯吸收装置故障状态。④变电站断路器开闭状态信号，事故跳闸信号。

(3) 检测及控制对数据处理和记录的要求 ①原水流量瞬时和累计值，单机电量、泵站总电耗、每小时

表 9.7.2 废水工程检测与控制项目

构筑物	检测项目	控制项目
进水管渠	流量、水质污染指标	阀门
格栅、集水池	水位、pH 值、温度	格栅除渣机
进水泵房	压力、阀门开启度	水泵、阀门
计量槽、沉砂池	水位、流量、pH 值、温度	阀门、除砂机
预曝气池、鼓风机房	风压、温度、送风量、回流污泥量	鼓风机及阀门、回流泵及阀门
一次沉淀池	流量、溶解氧、pH 值、温度、泥位	刮泥机、排泥阀门
曝气池、鼓风机房、曝气机	流量、溶解氧、pH 值、温度、回流污泥量、风压、送风量、曝气机转速	回流泵及阀门、鼓风机及阀门、曝气机
二次沉淀池	流量、溶解氧、pH 值、温度、泥位、污泥浓度	刮泥机、排泥阀门
回流泵房	回流污泥量、阀门开启度	回流泵及阀门
污泥加热池	蒸汽压力、温度、泥位、阀门开启度	阀门、污泥泵
消化池、污泥泵房	温度、泥位、pH 值、生活污水投入量、熟污泥排出量、阀门开启度	阀门、污泥泵
锅炉房、浓缩池	蒸汽量、温度、蒸汽压力、阀门开启度	鼓风机、阀门、运煤设备
污泥泵房	泥位、污泥浓度、阀门开启度	阀门、污泥泵、搅拌机
加药间	加药量、投配池液位、阀门开启度	加药设备、阀门
反应池	泥位、阀门开启度、pH 值	搅拌机、污泥泵、加药泵阀门
脱水设备	脱水机储液槽液位、气水分离器液位、真空度、阀门开启度、压力、污泥浓度	脱水机、空压机、真空泵、阀门、运输机
焚烧设备	温度、空气量、炉内压力、SO ₂ 浓度	焚烧炉、鼓风机、运输机
消毒设备	加氯量、自来水用量、氯瓶压力、温度	加氯设备、阀门
排放管渠	流量、浊度、pH 值、余氯、污泥浓度	阀门

泵房电量、泵机运行台时累计，水泵进口真空度和出口压力，水泵开停时间记录，水泵故障显示和故障日报记录。②原水水质、pH 值、温度、DO 等水质记录。③出厂水质、余氯、pH、流量、压力的时变化曲线。④水源和吸水井水位，清水池水位曲线。⑤混凝剂单位耗量、设备运行时间、故障日报记录，絮凝池出水游动电流。⑥各处理构筑物的水质和参数，如浊度、SS、pH、有机物、DO、氮、磷、余氯、沼气流流量等，每天排泥次数和排泥时间累计，每天反冲洗次数，反冲洗时间，反冲洗水量和气量等。⑦变电站时打印功率、电量、功率因素、日打印全厂用电量，生产用电量、非生产用电量、日负荷曲线，电压、电流异常报警记录，合闸次数累计，分闸次数累计，事故跳闸次数累计，月打印全厂用电量。

(4) 检测仪表选择原则 ①量程、参数变化幅度等应满足工艺要求，运行稳定可靠持久。并考虑主要元件互换性的要求，尽量选用同一厂家产品。②一般检测仪表精度和响应速度能满足工艺要求即可，不宜过高，要考虑建设单位的管理体制及管理水平，维修人员的素质及装备。③仪表检修、校验、维护管理方便，尽量降低运转维护费用。④应注意被测介质，使用环境对仪表的影响，如温度、腐蚀性气体及待处理水中颗粒物质和附着性物质等对仪表测量精度及使用寿命的影响，应尽量选择具有清洗装置和与被测介质不发生接触的仪表。⑤应考虑现场安装位置、距离等是否满足仪表要求，是否影响测量精度。⑥应考虑与所采用的控制系统相协调，采用电动或气动控制，电气控制采用交流或直流或脉冲信号；采用电流或电压信号，采用数字控制还是模拟控制以及传输这些信号时环境对仪表的干扰影响程度等。⑦仪表与自动控制协调的构成应与规模、对自动化程度的要求、工程投资情况、所选用工艺设备的先进程度、维护管理水平等相适应。⑧所选配的系统应具有可扩展性。

9.7.2 常用仪表简介

9.7.2.1 通用仪表

(1) 温度仪表 在水处理厂中由于测温范围不大, 一般采用接触式测温仪表, 以热电阻作为检测元件。常用的温度仪表见表 9.7.3。

表 9.7.3 常用温度仪表

参考型号	测量范围	特 点
WTQ 压力式温度计	0~200℃, 工作压力 1.6 或 6.4MPa	1.5 或 2.5 级。结构简单, 防震、防爆, 价廉。但精度较低
WTZ 压力式温度计	-20~120℃, 1.6 或 6.4MPa	
WSSX、WSS—D 型电接点双金属温度计	-40~400℃, 4 或 6.4MPa	1.5 或 2.5 级, 电源 36, 220, 380V。结构简单, 不能远传, 常用于机械设备测温
WZG、WZC 型铜热电阻	-50~100℃, 工作压力为常压	与 DBW 型温度变送器配套使用, 输出 0~10 或 4~20mA 直流信号, 直接输入显示仪表、调节器和某些计算机系统。精度高, 稳定性好
WZB、WZP 型铂热电阻	-100~500℃或 -200~500℃2.0 或 5.0MPa	

(2) 压力仪表 常用压力仪表大致分为 3 种类型。①用已知压力去平衡未知压力的方法测量, 如液柱式和活塞式压力计; ②用弹性元件的弹力与被测介质作用力相平衡的方法测量, 如弹簧管压力表; ③通过机械和电气元件把压力信号转换成电量的方法测量, 如电容式、电感式、电阻式压力表。这三类常用仪表见表 9.7.4。

表 9.7.4 常用压力仪表

名 称	测量范围/ MPa	特 点	应用场所
Y 型弹簧管压力表	0~25	1.5 或 2.5 级	应用广泛
Z 型弹簧管压力表	-0.1~0		
YPX 型膜片压力表	0~2.5	2.5 级, 常开常闭转换触点一对	腐蚀性介质的压力或负压测量、调节和报警
YTZ 型电阻远传压力表	0~60	1.5 级, 电源 <6V	
YTT 型差动变压器传压力表	0.1~2.4	1.5 级, 电源 220V	
YX 型电接点压力表	0~6	能配用继电器及接触器控制电路或同时发出上下限报警信号	需要进行位式调节控制场合或报警场合
电远传压力表	0~25	能配用二次仪表实现远程集中控制	可用于废水工程除有爆炸气体外的各种场合
压差压力变送器	0~25	将压力信号转换为 4~20mA 标准信号, 0.5 或 1 级, 电源 220V	可用于废水工程场合, 选择时根据环境区分一般型, 安全火花防爆型或介质防腐型
电容式变送器	0~25	将压力转换为 4~20mA 标准信号	
电容式压力变送器	0~10	0.25 或 0.35 级, 输出信号 4~20mA	

(3) 液位仪表 目前使用的液位计很多, 有浮子式 (浮子随液面位移)、电容式 (随液位改变电容量)、吹气式 (将一根直径 6~7mm 的管子插入水中, 通入 30~50L/h 的空气, 管内压力等于管端的水静压)、压阻式 (用力敏器件传感水压变化) 和压力 (差压) 式等。部分介质对液位计有些特殊要求, 如要求耐腐蚀、耐高温, 不受颗粒杂质影响和不被污泥附着而影响测量精度等, 应根据具体情况选用合适的仪表。常用液位仪表见表 9.7.5。

(4) 流量仪表 流量测量对水处理厂的运行、优化调度、节能降耗、减少漏损等都具有重要作用。流量测量的方式有很多, 按原理可分为 4 类: ①差压式, 在压力管道中装设孔板、喷嘴、文丘里管、均速管等节流装置, 用差压变送器测取节流装置前后水流速度变化而形成的压差; ②堰式, 在渠道或池上设溢流薄壁堰, 测量堰上水位, 可换算成流量; ③转子流量计, 转子在锥形管中的高度与环隙流速有关; ④速度式, 水

流过流量计时切割磁力线或与叶片一起旋转产生感应电势。一般应根据不同场合和介质选用不同种类的流量计。如在污水处理中很少用电磁流量计进行入口流量测量,因为油脂和其他电绝缘物质会使其读数不精确,一般常用文丘里槽代替。

表 9.7.5 常用液位仪表

名 称	参考型号	测量范围	特 点
浮球液位计	UQZ-51	0~2.5, 0~5m, 输出信号 0~1k Ω	结构简单, 安装方便, 但机械部分易失灵, 适用于开口容器的各种液面。要求介质比较清洁, 最好用于沉淀池、清水池水位测量
	UQZ-51A	0~2.5, 0~5, 0~10m	
	UQZ-1-0001~00015	0.5; 1; 1.5; 2; 2.5m	
玻璃管液位计	UG-1	≤ 1.6 MPa	直接指示压力容器内的液位, 用于连续测量清水池和水塔的水位, 可输出 0~10mA 的信号, 精度 1.0 或 2.5 级
球式磁翻转液位计	UFC 型	≤ 2.45 MPa	
磁浮筒液位计	UTB-32~34 UTB-44	0.5~4m, 0~10mA	连续测量, 能输出四位报警信号, 供远距离测量, 调节、控制、报警
浮筒式遥测液位计	UTZ-10 与 UTZX-10 配套使用	10m, 20m, 30m, 40m	用于开口容器内液位测量
浮标式水位计	UIS 与 XS-1 配套 使用	0~10m, 20m, 30m	用于开口容器内液位测量
电容式液位变送器	UYB-12A UYB-13A UYB-13C UYB-13B	1, 2, 3, 4~10m; 输出信号 4~20mA 0~1~100m, 输出信号 0~10 或 4~20mA	结构简单, 精度高, 无可动部件, 连续测量导电液体、开口容器液位, 1.5 级
电容式液位计	UYZ-50 系列	0.5~30m, 输出信号 4~20mA	用于开口容器内液位测量, 在全量程内任意设定上下限报警
吹气装置	CQ-1, 2 FCQ-1, 2, 3	气源压力 0.2~0.5MPa, 供气压力 0.2~1MPa, 流量调节范围 0~20 L/h	适用于有腐蚀性、粘性介质液位、开口容器液位, 结构简单, 要求有气源
超声波液位变送器	USB-11	测量范围 1、1.5、2、2.5、3、4、5m, 输出信号 4~20mA	
超声波物位计	DLM12 DLM24 DLM50	量程 3、6、7.3m, 四位 LED 数字显示, 4~20mA	各种液位, 各种场合, 各种介质。由换能器和控制器组成, 非接触性连续测量, 输出信号 4~20mA。价格稍高
压力与压差变送器	DBC~3410 DBC~5610 DBC~4520 DBC~5620	0~100kPa 0~60; 6~250kPa 0~10; 6~60kPa 0~60; 0~250kPa	可用于各种场合。用于易燃易爆场所时, 注意选用具有相应防爆等级的设备
压阻式深度计	URS-01, 02	5, 10, 15, 20, 25, 40, 60, 100m, 输出信号 4~20mA	结构简单, 适用于各种水处理工程场合
投入式液位计	FX~870 系列	0~100m, 输出信号 4~20mA	结构简单, 体积小, 检修方便, 适用于开口容器
	NT870 型	0~5~100m 输出信号 0~10mA	由变送器和中继箱组成

设计选用流量计应充分考虑如下基本原则: ①量程范围满足被测介质的最高、最低流速变化; ②精度等级符合被测介质的计量要求; ③现场满足安装流量计对直管段的要求, 可以保证测量精确度; ④符合被测介质对流量计材质的要求; ⑤能长期稳定运行, 计量准确, 数据采集方便, 具有标准输出信号; ⑥水头损失小; ⑦价格适宜, 经久耐用, 维护简便; ⑧选用的流量计类型尽可能一致, 避免品种过多。

各种类型流量计的性能、特点及适用条件见表 9.7.6。

明渠流量计量通常采用自由流的非淹没薄壁堰, 堰口为直角三角形时, 流量可按式计算。

表 9.7.6 常用流量仪表

名 称	型 号	规 格	特 点	应用场所	备 注
环室取压标准孔板		$\phi 50 \sim \phi 412\text{mm}$	结构简单, 节流元件有压力损失, 配差压变送器使用, 可输出 $0 \sim 10\text{mA}$ 直流信号	适于管道中安装, 用于干净均匀无腐蚀的流体	上海自动化仪表一厂
钻孔取压标准孔板		$\phi 412 \sim \phi 1000\text{mm}$			
粗铸锥形文丘利管		$\phi 200 \sim \phi 800\text{mm}$			
电磁流量计	LD-□B	$\phi 6, \phi 10, \phi 15, \phi 20, \phi 25, \phi 40, \phi 50, \phi 80, \phi 100, \phi 150, \phi 200, \phi 250, \phi 300, \phi 400, \phi 500, \phi 600, \phi 700, \phi 800, \phi 900, \phi 1000, \phi 1200\text{mm}$	结构复杂、无压力损失, 用于导电液体中, 转换器可输出 $0 \sim 10\text{mA}$ 直流	适于管道中安装、能用于腐蚀性介质	天津自动化仪表三厂
	LD-□A	$\phi 4, \phi 6, \phi 10, \phi 15, \phi 20\text{mm}$			武汉光明仪表厂
		$\phi 25, \phi 50, \phi 80, \phi 150, \phi 300, \phi 500, \phi 700, \phi 1200\text{mm}$			上海光华仪表厂
	VSB	$\phi 3, \phi 6, \phi 8, \phi 10\text{mm}$	引进英国肯特公司产品 VKA 交流励磁转换器输出 $\sim 5\text{V} \sim 0 \sim +5\text{V}$; VKB 双向脉冲励磁转换, 输出 $0 \sim 10\text{mA}, 4 \sim 20\text{mA}$ 直流, $0 \sim 1\text{kHz}$ 信号		开封仪表厂
	VTB	$\phi 15, \phi 20, \phi 25, \phi 32, \phi 40, \phi 50, \phi 65, \phi 80, \phi 100, \phi 125, \phi 150\text{mm}$			
	VUB	$\phi 200, \phi 250, \phi 300, \phi 350, \phi 400, \phi 450, \phi 500, \phi 600\text{mm}$			
	VWB	$\phi 700, \phi 800, \phi 900, \phi 1000, \phi 1200, \phi 1400, \phi 1600\text{mm}$			
电传转子流量计	LZS-□	$\phi 10, \phi 20, \phi 40, \phi 80\text{mm}$	结构简单、量程比大、精度低、受重度、粘度变化影响大, 输出 $0 \sim 10\text{mA}$ 直流	除氢氟酸外能适用于任何液体、气体	上海光华仪表厂
	LZD-□	$\phi 15, \phi 25, \phi 40, \phi 50, \phi 80, \phi 100, \phi 150\text{mm}$			开封仪表厂
气远传转子流量计	LZQ-□A	$\phi 15, \phi 20, \phi 40, \phi 50, \phi 80\text{mm}$	特点同电传转子流量计, 唯输出气信号 $0.2 \sim 1\text{kgf/cm}^2$ ($1.96 \sim 9.8\text{Pa}$)	同电传转子流量计	上海光华仪表厂
	LZQ-□	$\phi 15, \phi 25, \phi 40, \phi 50, \phi 80, \phi 100, \phi 125, \phi 150\text{mm}$			
液体涡轮流量计	LW-□	$\phi 4, \phi 6, \phi 10, \phi 15, \phi 25, \phi 40, \phi 50, \phi 80, \phi 100, \phi 150, \phi 200, \phi 250, \phi 300, \phi 400, \phi 500\text{mm}$	精度高, 惯性小, 耐压耐温范围广, 输出为线性脉冲, 轴承易磨损, 连续使用周期短, 配用 XSF-461 型指示积算仪、若配用 XSF-40 型指示仪可输出 $0 \sim 10\text{mA}$ 直流信号	适于管道中安装, 除高粘度流体外, 适用于转子流量计应用的场所	开封仪表厂
液体涡轮流量计	LW-□	$\phi 4, \phi 6, \phi 10, \phi 15, \phi 25, \phi 40, \phi 50, \phi 80, \phi 100, \phi 150, \phi 200\text{mm}$	积算仪可输出 $0 \sim 10\text{mA}$		天津自动化仪表三厂 上海自动化仪表九厂
插入式液体涡轮流量计	LWC-□	$\phi 100, \phi 150, \phi 200, \phi 300, \phi 400\text{mm}$			天津自动化仪表三厂
	LWB-□	$\phi 200, \phi 300, \phi 400, \phi 500, \phi 600, \phi 700, \phi 800, \phi 900, \phi 1200\text{mm}$			
气体涡轮流量计	LWQ-□	$\phi 50, \phi 80, \phi 100, \phi 150, \phi 200\text{mm}$			天津自动化仪表三厂

续表

名 称	型 号	规 格	特 点	应用场所	备 注	
旋进旋涡流量计	LUX-□	φ50、φ80、φ100、φ150mm	测量部分设有可动部件,使用寿命长,输出与流体速度成正比,与流体的温度、压力、重度、粘度、无关。脉冲指示流量,压力损失小、精度高	适于管道中安装,介质为气体	常州热工仪表厂	
气体旋涡流量变送器	LU-01	φ≥300mm			银河仪表厂	
气体超声涡流流量变送器	LUSH-01	φ25、φ50、φ80、φ100、φ150mm				
三角柱涡街流量计	IS-11	φ750mm	无运动部件,精度高、量程宽,气体和液体通用,输出信号频率与流量成比例可输出4~20mA 直流	适于管道中安装介质为气体液体	天津自动化仪表十厂	
形式	名 称	型 号	规 格	特 点	应用场所	备 注
速度式	电动靶式流量计	DBLB-□	φ25、φ50、φ80、φ100、φ150、φ200mm	结构简单,有节流装置,故有压力损失 电动输出0~10mA 直流信号 气动输出0.2~1kgf/cm ² (1.96~9.8Pa)	适于管道中安装,能用于高粘度的流体,且可用于非均匀流体	上海调节器厂
	气动靶式流量计	LBQ-□	φ25、φ50、φ80、φ100mm			天津自动化仪表三厂
差压式	笛形均速管流量计	DJ	φ100~φ150、 φ150~φ250、 φ251~φ450、 φ451~φ700、 φ701~φ1200、 φ1201~φ2000mm	插入式安装,有压力损失	A 型:一般介质 B 型:不太清洁介质,有排污阀门,可进行排污 C 型:一般介质,有不停车拆装检修阀门,无排污阀门 D 型:不太清洁介质,可不停车拆装检修	天津自动化仪表十厂
堰式	明渠流量计	LM-1	根据堰上液位高度	电容式水位计与非淹没堰配合使用输出0~10mA 直流	适于渠道中安装	武汉光明仪表厂
超声波式	超声波流量计	SP-1	管径: φ200~φ2000mm 流速: 0.5m/s 以上	无运动部件系管外安装不破坏管道和流场	适于管道中安装	长沙电子仪器二厂 本溪无线电厂
差压式	均速管流量计		φ200~φ1200mm	插入式安装,有压力损失	适用于管道、渠道中安装	无锡自来水公司

当堰上水头 $h = 0.021 \sim 0.200\text{m}$ 时,

$$Q = 1.4h^{5/2}$$

式中 Q ——过堰流量, m^3/s ;

h ——过堰水深, m , 应在堰口上游 $\geq 3h$ 处测量。

当 $h = 0.301 \sim 0.350\text{m}$ 时,

$$Q = 1.343h^{2.47}$$

当 $h = 0.201 \sim 0.300\text{m}$ 时, Q 采用以上两公式计算的平均值。

当采用梯形堰口, 梯形的边坡 1:0.25 且堰底宽 $B \geq 3 \sim 4h$ 时, 过堰流量 Q (m^3/s) 为

$$Q = (1.86 \sim 1.9) Bh^{1.5}$$

式中 B ——堰底宽, m ;

h ——堰上水头, m 。

表 9.7.8 常用浊度仪表

名 称	参考型号	技术数据	特 点	使用场所
水质浊度变送器	DBZ-100A	0~5、10、30、100mg/L 输出信号 0~10mV, 4~20mA	管道流通型, 连续测定浊度, 直接指示	低浊度
水质浊度变送器	DBZ-200A	0~100、300、1000mg/L 输出信号 0~10mV, 4~20mA		一般浊度
水质浊度计	ZDJ-1	0~5、10、20、50、100、200mg/L 输出信号 0~10mV, 4~20mA	管道流通型	低浊度
落流式水质浊度计	NIZ-101	0~20, 0~1000mg/L		
落流式浊度测定仪	YGZ-1-B	0~5~1000 输出信号 0~10mA	连续测定浊度	
CUM 浊度计	(德) E+H 公司	0~400NTU, 0~999.9mg/L, 精度 0.5%, 输出 0/4~20mA, 温度 10~55℃	报警、限位输出, 探头自清洗, 零点自动调整	水厂进出水、污水厂出水
COSMOS 浊度计/悬浮物浓度计	(瑞士) Zullig 公司	0.1~4000FTU, 0~10%, 0~60℃, 精度 2.5%, 0/4~20mA	同一台上可测浊度和悬浮物, 报警输出	

(2) pH 计 pH 计的原理是将两个电极(一个检测电极, 一个参比电极)插入被测液体中, 两个电极间的电动势与被测溶液的 pH 值成正比。通过变送器的半导体电路将电势信号转换为 DC 1~5V 或 4~20mA 的信号输出。

在水处理工程中采用的 pH 计, 应注意到电极的冲洗等维护方面的问题。目前生产的 pH 计具有清水、药液或超声波清洗装置, 能保证 pH 计比较长期地使用。常见型号见表 9.7.9。

表 9.7.9 常用 pH 计仪表

名 称	参考型号	技术数据	特 点
工业酸度发送器	pHG-21B	pH6~7, 7~14	
沉入式发送器	pHGH-12	长度 1、1.5、2m, 量程 pH 0~7, 7~12	沉入安装
沉入清洗式发送器	pHGF-13		沉入安装有关清洗装置
压力流通发送器	pHGH-22	量程 pH 2~10	管道流通
流通清洗发送器	pHGH-23		管道流通有清洗
工业酸度计	pHG-61 (pHG-A) 传感器		沉入安装
铂电极酸度计	YB-HX-2		有刮板清洗装置
工业酸度计	DW-101		

(3) 溶解氧检测仪 常用的溶解氧检测仪传感器内有两个电极。以氯化钾作电解质, 用一层特制的塑料薄膜将电解质与被测液体分开, 但该薄膜允许溶解氧渗透。这样, 当加一固定极化电压时, 水中溶解氧在阴极上还原产生电流, 该电流与溶解氧浓度成正比例。将这一微弱电流经过放大、转换为 DC 1~5V 或 4~20mA 的信号输出, 供检测控制使用。常用型号见表 9.7.10。

表 9.7.10 常用溶解氧检测仪表

名 称	参考型号	技术数据
溶解氧分析仪	DJ-101	范围 0~20, 0~200mg/L, 输出 0~10mA
溶解氧分析仪	SJC-203, 9940	范围 0~10mg/L, 精度 $\pm 5\%$
低浓度溶解氧监测仪	9430	0~20, 0~50, 0~250mg/L, 输出 4~20mA
溶解氧监测仪	9440	0~3, 0~10, 0~30, 0~100, 0~200mg/L
(德) 溶解氧分析仪	MycomCOM151	0~20mg/L, 三电极型, 精度 1%, 输出 0/4~20mA
(瑞士) 溶解氧分析仪	DO-94	0~25mg/L, 无膜电极, 输出 0/4~20mA

(4) 污泥浓度计 按工作原理分有光学型、辐射型和超声波型三种。国产污泥浓度计是利用放射性同位素钴所放出的 γ 射线在通过被测液体时减弱程度来测定密度。这一减弱程度和被测液的密度有关。经过变换器将测得信号变换为4~20mA的直流信号。部分污泥浓度计列于表9.7.11。

表 9.7.11 污泥浓度计

名 称	参考型号	技术数据	特 点	使用场所
核辐射密度计	NNF-212 NNF-213 NNF-214	测量范围 12 ~ 65g/cm ² (= 密度 × 直径或距离), 输出信号 0 ~ 10mA	利用 γ 射线	D75 ~ 250mm 管道 中沉入式场所 D > 250mm 管道中
浮筒式密度计	NMT-1 传感器 VTF-01 转换器	1 ~ 2g/cm ²	利用浮筒相对密度	开口容器
(德) 污泥浓度计	Monitek 52H	1 ~ 10%, 精度 2%, 0 ~ 1V 或 4 ~ 20mA	光学型, 报警输出	开口容器或管道
污泥浓度计	(瑞士) FA-94	0 ~ 15000mg/L, 精度 5%, 0/4 ~ 20mA	光学型, 自动清洗	管渠或容器, 最 大浸深 5m

(5) 余氯测定仪 余氯测定仪是用电解原理测定含氯量, 金银电极在不同氯浓度溶液中, 测得电势不同。把这一电势信号放大, 最后输出 4~20mA 的标准信号。型号见表 9.7.12。

表 9.7.12 余氯测定仪

名 称	参考型号	技术数据	特 点
氯离子测定仪	8004	0.05 ~ 5mg/L 精度为读数的 10%	
氯离子测定仪	7259	0.1 ~ 10mg/L, 输出 0 ~ 10mA 精度 $\pm 5\%$	
连续式余氯仪	NJN-201	0 ~ 2mg/L, 自由氯 0 ~ 6mg/L	连续监测水中游离氯或化合氯, 直接指示并输出信号
余氯连续测定仪	CL-2 CL82-I、II	化合性余氯 0 ~ 5mg/L 游离氯 0 ~ 2mg/L	
余氯浓度分析仪	BC-1	0 ~ 3mg/L 总余氯 0 ~ 10mg/L	
余氯仪	RC-1	0 ~ 10mg/L	可与热电偶或其他输出直流信号的发送器配合使用, 对测量场所进行指示、报警和调节
余氯计 (E+H 公司)	CCM151	0 ~ 5mg/L, pH4 ~ 8, -20 ~ 70℃, 0/4 ~ 20mA	
余氯计 (美贝利公司)	T17MA3000B	0 ~ 20mg/L, pH4 ~ 7.5, 10 ~ 45℃, 4 ~ 20mA	

(6) 常用显示仪表 见表 9.7.13。

表 9.7.13 常用显示仪表

参考型号	测量范围	说 明
XC 型动圈指示仪、调节仪	0~400mV, 50~300℃	与热电偶、热电阻或其他输出 mV、mA 和电阻发送器配套使用
XM 型数字显示仪、调节仪	0~1600℃, 0~1.6MPa	
DX 型指示报警仪	输入信号 0~10mA, 4~20mA,	精度 1.5, 1.0 级
XWA、XQA 自动平衡指示仪	1~5V, 0~400℃, 0~100mV	
XWJ、XQJ 型小条形自动显示记录仪	0~400℃, 0~100mV	可与热电偶或其他输出直流信号的发送器配套使用, 对测量参数进行指示、报警和自动调节
DXD、DXJ 型电动指示记录仪		
XWD、XQD 小型长图自动平衡记录仪		
XWG、XQG 型中型圆图自动平衡记录仪		
XWG、XQC 型大型圆图自动平衡记录仪		

(7) 其他废水处理厂专用仪表 见表 9.7.14。

表 9.7.14 废水处理厂专用仪表

名 称	参考型号	技术数据	特 点
电导仪	DDD—32B	0~1000 μ S/cm	由电导发送器和转换器组成, 精度 $\pm 3\%$, 响应时间 10min
工业盐度计	DDC 55	0~1000、2000、4000mg/L	
氰监测仪	8803	0.01~1~10mg/L 输出 4~20mA	
氨离子监测器	8002	0.1~1~10mg/L 输出 DC4~20mA	
联氨监测仪	7803-0.62	0~100mg/L	
	7803-0.81	0~50mg/L	
	7803-0.83	0~200mg/L	
铵监测仪	8004	0.05~0.5~5mg/L	

(8) 国外公司生产的部分仪表 见表 9.7.15。

表 9.7.15 国外公司生产的专用水质仪表

名 称	测量范围 及原理	精度或 其他特性	主要公司	名 称	测量范围 及原理	主要公司
色度计	光谱式		罗斯蒙特; 贝克曼; 横河电机; 东亚电波	pH 计		横河电机; 富士; 东芝; 西门子; 罗斯蒙特
电导仪	极间电阻 或磁感应式 0~0.5m Ω 0~2m Ω	$\pm 0.5\%$ FS	霍尼维尔; 罗斯蒙特; 横河	溶解氧测定仪	0~5mg/L 5~20mg/L	贝克曼; 罗斯蒙特; 横河; 东芝; 富士
			富士公司	碱度计	0~50~100mg/L CaCO ₃	横河、东西电波
			东西电波 思德斯毫斯	ORP 氧化还原 电位计		贝克曼; 福克斯波罗; 霍尼维尔; 罗斯蒙特
浊度计	光学是	0~0.5mg/L 5~1000mg/L 2~10000mg/L	福克斯波罗; 霍尼维尔; 横河; 东亚电波	COD 计	0~100 mg/L	明电 东芝
UV 计; 紫外线吸光度计	吸光度 0.5~1.0		贝克曼 明电 富士	泥位计		美国 DE 公司

9.7.2.3 水处理厂化验室仪器设备

见表 9.7.16。

表 9.7.16 水处理厂化验室所需仪器设备

名 称	规格或参考型号	参考数量 (台)	名 称	规格或参考型号	参考数量 (台)
一、精密仪器					
分析天平	称量 100g、分度值 0.1mg、DT100	1	生物显微镜	50~1600 倍	1
分析天平	称量 200g、分度值 0.1mg、TC328	1	pH 电位计	PHS—73、pH0~14	1
光电分光光度计	波长 420~700nm、 721 型、751 型	2	溶解氧分析仪	0~15mg/L、SJC— 203	1
			水分快速测定仪	最大称量 10g、分度 值 5mg	1
			污泥浓度计	1000~5000mg/L	1

续表

名 称	规格或参考型号	参考数量 (台)	名 称	规格或参考型号	参考数量 (台)
自动电位滴定计	2D-2	2	试管	有刻度、5、10、20ml	各 50 支
生化需氧量测试仪	SX1-1	根据需要决定	漏斗	200mm 以上	2 个
化学耗氧量测定仪	HYC-77	根据需要决定	漏斗	90、75mm	各 20 个
原子吸收分光光度计	WFX-1B	根据需要决定	瓷蒸发皿	100、200ml	各 10~20 个
气相色谱仪	SP2305 型、100 型、 102C 型、103 型	根据需要决定	玻璃蒸发皿	300、100ml	各 10~20 个
光谱仪	W3PQ-100 型	根据需要决定	古氏坩埚	瓷质 35ml	20 个
光谱投影仪	PS-2 型	根据需要决定 (和光谱仪 配套使用)	洗气瓶	500、250ml	各 5~10 个
测汞仪	F732	根据需要决定	吸滤瓶	硬质 500ml	5 个
浊度仪		根据需要决定	冷凝管	600、400mm (直形、 球形)	各 5 支
余氯比色器		根据需要决定	橡皮奶头吸管		100 支
二、电器设备			玻棒、玻管	大、中、小	各 4kg
生化需氧量培养箱	恒温 (20 ± 1)℃、 LRH-250A	1~2	锥形瓶	250、150ml	各 30~50 个
电冰箱	容积不少于 200L	1	具塞锥形瓶	250、150ml	各 30~50 个
高温电炉	1200℃ 自动控制温度	1	碘量瓶	250ml	30 个
烘箱	35~200℃、自动控 制温度	1	蒸馏水瓶 (下口)	20000、10000、5000ml	各 5 个
恒 (保) 湿箱	室温至 60℃	1	广口瓶	1000ml	5~10 个
电动离心机	0~4000r/min、4 × 50mL	1	试剂瓶 (细口瓶)	500、1000ml (棕色、 白色)	各 50 个
机械真空泵	抽气速率 0.72 ~ 1.8m³/h	1	试剂瓶 (细口瓶)	250、100ml	各 30 个
电子交流稳压器	真空度 5 × 10 ⁻⁴ 614C、5kVA	1~2	称量瓶	50、25、10 (高形、 矮形、带盖)	各 20 个
恒温水浴	室温~100℃ 自动控 制温度	1	容量瓶	1000、500、250、200、 100、50、25ml	各 10~20 个
三、玻璃制品			分液漏斗 (锥形)	500、250、125ml	各 30 个
全玻蒸馏器	500ml	10 套	分液漏斗 (锥形)	2000、1000ml	各 2~5 个
砷化氢发生器	银盐法用	10 套	瓷研钵	φ80mm	5 个
全玻回流装置	500ml	10 套	干燥器	300、260mm	各 5 个
溶解氧瓶	300ml	100 个	玻璃活塞 (三通)		5~10 个
烧杯	1000、600、400、 250、150、100、50、 25ml	各 5~20 个	三叉、二叉管		各 10 个
量筒	1000、500、100、 50、25、10ml	各 5~10 个	酒精灯		6~10 个
量杯	1000、500、250、 100、50、25、10ml	各 5~10 个	圆底烧瓶	1000、500ml	各 5~10 个
酸式滴定管	50、25ml	各 5~10 支	平底烧瓶	1000、500ml	各 5~10 个
碱式滴定管	50、25ml	各 5~10 支	凯氏烧瓶	800、500、250ml	各 10 个
微量滴定管	10、5ml	各 2 支	坩埚	瓷质 30、10ml	各 10~20 个
棕色酸式滴定管	50ml	5 支	四、其他物品		
移液管	100、50、25、20、 15、10、5、2、1ml	各 10~20 支	扭力天平	TN-100	2 台
刻度吸管	10、5、2、1ml	各 10~30 支	六孔电炉	3600~4800W	1~2 个
具塞纳氏比色管	50、25、10ml	各 48~96 支	单孔电炉	600~1000W	5 个
			滴定管台	瓷底板或玻璃底板	4~8 个
			滴定管架		10 个
			烧瓶夹	活动式	10~20 个
			冷凝管架	活动式	10 个
			打孔器		1 套
			坩埚钳子	长、短形 (不锈钢)	各 1~2 把
			酒精喷灯		1~2 个
			漏斗架	4~6 孔 (木制)	2~4 套
			分液漏斗架	10 孔 (木制)	4 套

续表

名 称	规格或参考型号	参考数量 (台)	名 称	规格或参考型号	参考数量 (台)
比色管架	10孔(中、小)木制	各4个	温度计	量程: 300℃、 200℃、100℃	各2支
定时钟		1个	剪刀		2把
定量滤纸	紧密、疏松	各5~10盒	镊子		2把
定性滤纸	快速、中速、慢速	各2~4盒	采样瓶	3000、2000、1000ml	各2个
螺旋夹		20个	铁丝网	带石棉、不带石棉	各10~20个
水锅	直径140、180mm, 铜制或铝制	2~3个	标签纸	大、中、小	各200~400张
搪瓷盘(带盖)	中、小	2~4个	角匙	大、小	各20把
医药用胶手套		5~10付	瓷盘	大、小	各2~4个
防护眼镜		5~7付	白瓷板		各5~10块
塞子	软木、橡皮(各种大 小规格)	各10~20个	玻璃珠	中、小	各1kg
灭火器	四氯化碳、二氧化碳	各1~2个	脱脂棉		500g
塑料瓶	500、1000ml	各10个	玻璃棉		500g
洗瓶刷	大、中、小	各5~10把	试电笔		1~2支
滴定管刷	长柄	2~4把	活塞脂		1盒
塑料管		若干	工具箱	(包括活动扳手、手 钳、改刀等)	1套
橡皮管		若干	急救药箱		1套

9.7.3 自动化系统设计

水处理是一较复杂的连续过程,既有泵组的启停、保护、设备互锁、协调和分配,又有水质控制量的闭环控制和大量现场设备的运行状态,水质、水量、压力、水位、等参数的采集,还有24h运行数据的处理,报表的打印等。往往各功能单元布置分散,彼此由管道或管网互联。因此,最佳方案是采用PLC系统,分级分布式控制。

根据水厂各生产环节,按工艺及地理位置布局要求,采用分布式控制方案,在每一生产区域设立现场控制站,完成对本区域内设备和过程的监视、操作和控制,区域则按工艺及设备分布划分,各站之间通过可靠性高和实时性强的工业局域网络连接,实现N:N对等通信,达到管理集中和控制分散的目的。因此需要采取分层结构模型,设立公司级、工厂级、区域级、单元级、设备级及装置级。系统设置若干现场监控站和一个中央控制管理站。

现场监控站由现场控制单元和现场操作站组成,现场控制单元负责区域内所有设备和过程的数据采集,顺序控制和参数调节,由PLC或PLC网络组成,现场操作站承担CRT显示,故障报警,参数设置,现场操作和数据存储等工作。由工控机和工控组态软件构成。现场控制单元和现场操作站均作为独立的节点挂于局域网上,且均可视为局域网上的一个节点站。现场操作站的另一种设置方法是通过串行口直接连于现场控制单元PLC的串行口上,此时,操作站则被视为控制单元的操作终端。中央控制管理站负责对全厂工艺流程及重要设备的工作状况进行监视、控制。通常由数台工控机组成,除含有各操作站各项功能外,还负责数据处理、报表打印等功能。

某自来水管厂的自控系统由中控室主站及设在现场的3个子站(取送水泵站、加药、滤池)和与公司供水调节SCADA系统互联互通子站构成。

中控室主站设置3台工控机,一合作实时显示,对各分站监控管理;一合作数据处理;另一台供维护、调试、管理使用。配一台数字式投影仪,大屏幕动态显示全厂工艺流程及设备运行状况。

1#子站负责监控及管理取水泵站、送水泵站、污水处理回收水泵站及配电系统。主控处理器设在送水泵站PLC机柜内。PLC监控7台送水机泵及闸阀工况,机泵启停操作及运行、保护等,采集出厂水流量、压力、浊度、pH值、余氯以及清水池水位等参数。采用1400系列电量监测仪监测并显示各台机泵以及馈电、进线、母联回路的电量参数,并通过远程I/O链与主控处理器通讯。

取水泵站采用适配器通过远程I/O链与主控处理器进行通讯。PLC监控5台机泵及闸阀开况及运行、保护等,采集吸水井水微、上水管压力及流量、原水pH、浊度、水温等参数,对机泵及清污机启停操作控制。

回收水泵站采用适配器模块与主控处理器通讯, PLC 监控预沉池及回收水泵站机泵的启停。PLC 还监控沉泥池 2 台排泥车的启停操作控制及故障检测, 并在每台排泥车的电气控制柜内设置小型逻辑控制器 (SLC), 对排泥车进行过程控制。

2* PLC 子站负责监测及管理投矾、加灰、加氯、加氨工艺及设备。主控处理器设在投加中央控制室 PLC 机柜内。因加灰点距中控室较远, 在加灰点放置 PLC 机柜, 设适配器模块经远程 I/O 链与主控处理器通讯。

由于矾、灰、氯、氨投加均引进国外自动化设备, 故 PLC 仅用于投加设备的状态参数检测、越限事故报警及加率系统控制, 并采集水质参数及药剂的称重量及投加量, 送主站监视及处理。

3* PLC 子站包括滤池及沉淀池。主控处理器设在滤池 PLC 机柜内。PLC 对 24 格 V 型滤池出水气动蝶阀分别进行等速调节控制, 保持过滤时沙面以上水位稳定。当过滤周期、水头损失、清水池出水浊度中任何一个达到设定值时, 滤池自动反冲洗。按工艺要求进行扫洗、气水反冲洗、漂洗的顺序控制, 也可以请求人工手动强制冲洗。

此外, 主控处理器还监控平流沉淀池 4 台排泥车的启停操作控制及故障检测, 并在各台排泥车的电气控制柜内设置小型逻辑控制器, 对排泥车进行过程控制。

采用 MOTOROLA 公司 MOSCAD 系统设备与 PLC 互联。由 MOSCAD RTU 收集调度所需的全厂必要数据, 利用公司现有的 800MHz 集群系统, 实现实时查询水厂及管网生产参数。

本系统采用工业闭路电视监视系统, 包括生产现场监视和保安监视两部分, 其中现场监视系统控制台设于中央控制室, 4 台摄像机分别监视取水泵站、送水泵站及其电控室、氯库内设备情况和环境; 保安监视系统控制台设于门卫室, 12 台摄像机分别设于中控室、取水泵站、滤池管理室、生活区管理室、值班宿舍、综合楼等建筑物的顶端, 俯视厂区及生活区, 起保安、防盗的辅助作用。设备以日本产品为主。

系统显示以下画面: (1) 全厂平面布置图; (2) 全厂工艺流程图; (3) 全厂电气主结构图; (4) 取水泵站监视图及参数图; (5) 送水泵站监视图及参数图; (6) 全长配电系统参考图; (7) 单台水泵电机监控图; (8) 出厂水 24h 压力、流量、水质参数图; (9) 滤池总监视图; (10) 单个滤池监控图及参数趋势图; (11) 沉淀池监控图; (12) 加氨工艺流程图; (13) 加氯流程图; (14) 加矾工艺流程图; (15) 加灰工艺流程图; (16) 各类报警图。考虑到仪表、设备更换等因素引起参数采集值变化, 在画面设计“参数设定”画面, 必要时在键盘输入修正值即可。另外, 还设置事故报警提示画面, 便于值班人员判断原因, 迅速处理。为方便调试, 系统设置各类设备的点动控制。

图 9.7.2 为某污水处理厂控制系统框图。生产能力为一期 $50000\text{m}^3/\text{d}$, 远期 $100000\text{m}^3/\text{d}$ 。由于当地水源较为紧张, 要求污水处理后达到排放标准。将 $20000\text{m}^3/\text{d}$ 污水再进行深度处理, 回用于工业, 以节省给水水源。

建设单位要求自控水平在近期内为先进水平, 建成后数年内不致落后。建设单位有一定投资和外汇。根据这些要求决定用计算机控制, 选用西仪横河控制系统有限公司生产的 MXC 系统。

中心控制室和厂长室设两台主机。这两台主机在功能上是一样的。他们可以相互为热备用。但平时厂长室只用 CRT 画面了解情况, 指挥生产。控制室主机负责系统的生成; 系统的运转控制; 画面显示 (各控制分组画面、调整操作画面、趋势记录画面、报警画面、流程图画面); 调出或修改; 完成整个的 CRT 型式控制, 汇集运转数据并按程序积累数据; 完成日报、月报表。通过键盘可对控制内容作适当的修改, 或者增添新的控制内容。主机主要用于管理业务。

本系统设 3 个控制分站, 分别完成对回用水和污泥系统的数据采集、报警和控制。各控制站设备本身具有与主机同样的功能。只是在软件制作时让他们各自有明确的分工。污水分站包括 1, 2, 3 三个控制单元和一台打印机, 由它完成污水流程中各种设备的运行、控制和管理, 并对流程中报警内容和发生时间、各种参数进行记录打印制表。该分站控制优先权高于中心控制室。

回用水站、污泥分站及其所属控制单元, 打印机等所完成的任务, 与污水分站相似。

本系统通讯线采用同轴电缆总线, 由于系统本身构成采用冗余的双重化系统, 即双 CPU 结构, 总线也有两条, 将计算机、控制分站和各单元用总线联结在一起。这样当一条总线发生故障时另一条总线投入工作, 不致使系统通讯中断, 从而保证系统在任何条件下都能正常工作, 起到了冗余的作用。

下面以污水控制分站所辖部分控制仪表检测点工艺流程图, 介绍仪表的选用方法。

粗格栅、污水提升泵房、细格栅和涡流沉砂池由一个控制单元进行控制。在粗格栅中安装了液位检测仪表。该仪表具有指示、记录和报警功能; 液位差检测表, 检测粗格栅前后的液位差。当液位差高于某一极限

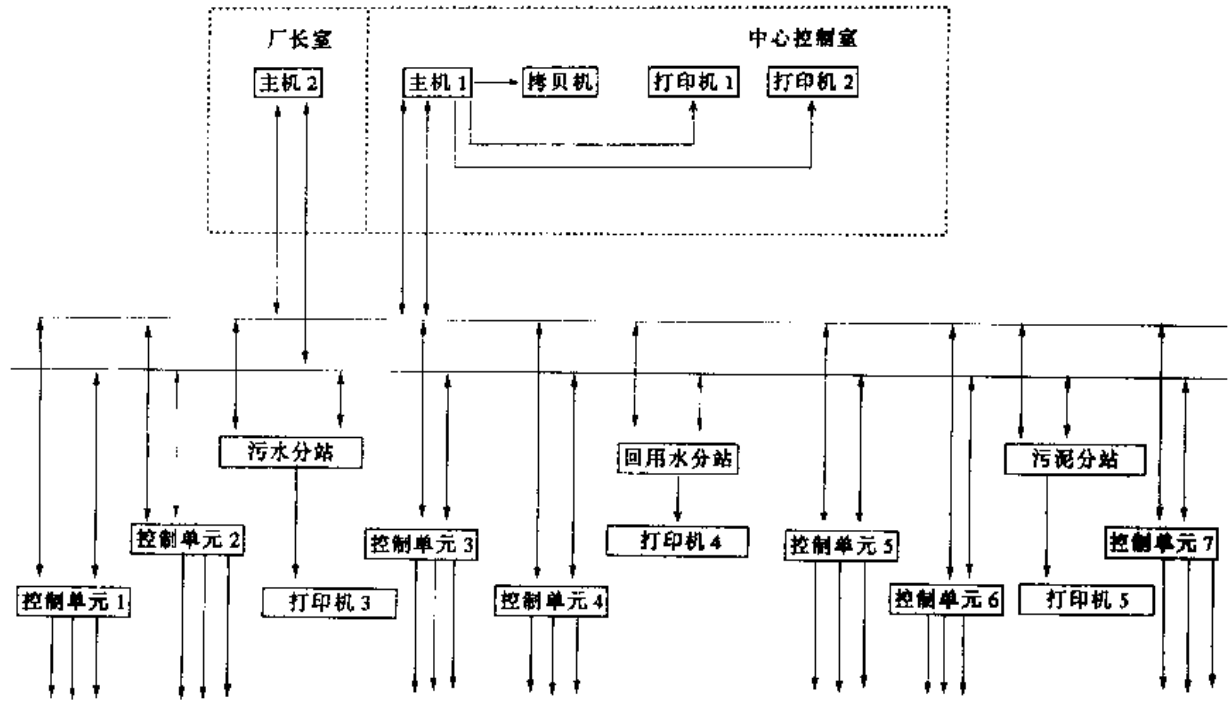


图 9.7.2 控制系统框图

值时（一般设 10cm），就意味着格栅已有堵塞，即发出信号控制格栅除污机运转，刮除堵塞在粗格栅上的污物，与此同时开动皮带运输机将粗格栅除污机捞出的污物运至指定地点。当水位差下降到规定值时，控制动作顺序与上述相反。

在粗格栅后安装的 SS、pH、P、T、Q、UV（有机物浓度）等仪表是为了检测原水参数而设的。这些仪表检测到的参数通过控制单元送入计算机，经过处理作为厂史数据贮存。

在细格栅中安装的液位和水位差仪表，除了作为历史数据贮存外，水位差仪表的信号还参与细格栅除污机的控制，控制原则与方式与粗格栅相同。

涡流沉砂池内装有液位与污泥位检测仪表，其中泥位检测仪的检测参数参与控制，根据沉砂池规定的砂位（即泥位）高度，自动控制排砂泵运转或停止运转。以上粗格栅、污水提升泵房、细格栅和涡流沉砂池系统由一个现场控制单元进行控制。

在初沉池进出口装有检测 SS 和 BOD 仪表。用以判断初沉池对 SS 和 BOD 的去除率。初沉池还装有液位计和泥位计。这两种仪表参数送入现场控制站除了具有越限报警和记录功能外，还作为控制信号用于自动排泥。

生化反应池内装有检测污泥回流量的流量计、检测 SS、pH、DO 等仪表和检测来自鼓风机房的空气流量计，其中最主要的是溶解氧的检测。这一参数来控制生化反应池的进气量。

初沉池和生化池共用一个现场控制单元。

回流污泥泵站与二沉池共用一个现场控制单元。这里装设的主要仪表是用来检测回流污泥的流量与悬浮物浓度、去浓缩池污泥流量、二沉池的液位和泥位。

通过上述仪表和 3 个控制分站、7 个现场控制单元与计算机一起完成污水处理工艺过程的检测、控制和管理。

10 常用资料、器材

10.1 水工业优选产品目录

国家科委、建设部、原机械部、国家技术监督局有关组织对我国水工业机械设备、器材、仪器仪表产品技术评估工作,经过两年多,1994年7月公布了首批评出的首选产品13个、优先推荐产品74个、推荐产品67个。见表10.1.1

表 10.1.1 水工业优选产品目录

评估类别	产品名称规格	生产厂家
风 机	首选产品 TS系列低噪声罗茨鼓风机:TSE-200 R系列罗茨鼓风机:RS-200,RE-250	长沙鼓风机厂 长沙鼓风机厂
	优先推荐产品 高速单级污水处理离心鼓风机:DW-600-1.7/0.99-1 C系列污水处理离心鼓风机:C150-1.7-1,C250-1.7-1,C400-1.7 L系列罗茨鼓风机:L72WD,L73WD,L74WD,L81WD,L82WD,L83WD L系列罗茨鼓风机:L84WD L系列罗茨鼓风机:L62LD,L63LD,L64LD	沈阳鼓风机厂 陕西鼓风机厂 山东省章丘鼓风机厂 上海鼓风机厂 四川鼓风机厂
	推荐产品 L系列罗茨鼓风机:L63LD,L84WD C系列罗茨鼓风机:C80-1.5,C125-1.65	南通石油化工机械厂 陕西省化工机械厂
	首选产品 IS型单级单吸泵:IS80-65-160,IS100-65-200,IS150-125-250 S型单级双吸泵:150S50 污水泵:KWP,KVR	山东博山水泵厂 四川省新达机械总厂(水泵厂) 河北省石家庄水泵厂
水 泵	优先推荐产品 IS型单级单吸泵:IS80-65-160 IS型单级单吸泵:IS80-65-160 IS型单级单吸泵:IS65-50-160 IS型单级单吸泵:IS65-50-160,IS80-65-160 IS型单级单吸泵:IS80-65-160 IS单级单吸泵:IS80-65-160 S,SA型双吸泵:250S-14,32SA-10 S型双吸泵:1200S56,1200S32 Sh型双吸泵:24Sh-9,12Sh-19 污水泵:800WD,250WD(L),80WG(F),25WG(F)	山西省运城水泵厂 云南省昆明水泵厂 浙江省黄岩八一通用机械厂 广西桂林水泵厂 甘肃省兰州水泵厂 辽宁省锦西水泵厂 湖南省长沙水泵厂 甘肃省兰州水泵厂 山东省博山水泵厂 河北省石家庄水泵厂
	推荐产品 IS型单级单吸泵:IS80-65-160 IS型单级单吸泵:IS80-65-160,IS150-125-250 IS型单级单吸泵:IS100-80-160 S型单级双吸泵:200S63 JC型深井泵:200JC/80-32/16×6 S型单级双吸泵:250S-39 LT型深井泵:200LT-500,500LT-75	江苏省无锡水泵厂 湖南省长沙水泵厂 湖南省长沙工业泵总厂 湖南省长沙工业泵总厂 湖南省长沙工业泵总厂 云南省昆明水泵厂 重庆市重庆水泵厂
	首选产品 中线对夹式蝶阀:D67 ₁ LX-10,16,D97 ₁ LX-10,16,D37 ₁ LX-10,16,D67 ₁ LX-10,16,D97 ₁ LX-10,16,D37 ₁ LX-10,16,DN50~1000mm 长系列法兰蝶阀:D241X-2.5,6,10,D941X-2.5,6,10,DN200~1800mm 短系列法兰蝶阀:D ₁ 241X-2.5,6,10,D ₁ 941X-2.5,6,10,DN350~3000mm D ₂ 241X-2.5,6,10,D ₂ 941X-2.5,6,10,DN350~3000mm 明杆楔式单闸板闸阀:Z41T-10,Z941T-6,10,DN100~1000mm 暗杆楔式单闸板闸阀:Z45T-10,Z445T-10,Z945T-6,10,DN80~1400mm 多回转阀门电动装置:SMC系列 SMC-04,03,00,SMC系列 SMC1,2,3,4,5	天津塘沽阀门厂 (瓦特阀门有限公司) 铁岭阀门厂 铁岭阀门厂 铁岭阀门厂 铁岭阀门厂 天津第二通用机械厂

续表

评估类别	产品名称规格	生产厂家
阀门	<p>优先推荐产品</p> <p>对夹式衬胶蝶阀: D71J-10, D671J-10, D971J-10, DN50 ~ 600mm 短系列法兰蝶阀: D941X-10, DN400 ~ 2200mm 液控蝶式止回阀: H10, 41X-2.5, 6, 10, H10, 41X-2.5, 6, 10, DN500 ~ 2000mm 机械缓闭蝶式止回阀: H47X-2.5, 6, 10, H47X-2.5, 6, 10, DN300 ~ 1400mm 暗杆楔式单闸板闸阀: Z45T-10, Z545T-10, Z945T-10, Z445T-10, DN400 ~ 1200mm 双偏心法兰蝶阀: D34, 3X-10, D94, 3X-10, D343X-10, D943X-10, DN400 ~ 1200mm 对夹式蝶型止回阀: H77X-10, 16, DN50 ~ 600mm 部分回转阀门电动装置: QB 系列, SMC/HBC 系列 法兰蝶阀: F47, DN700 ~ 2000mm, F504, DN250 ~ 600mm 液控蝶式止回阀: KD741X-2.5, 6, 10, DN300 ~ 2000mm 楔式闸阀: Z41H-16C, DN50 ~ 500mm</p>	<p>上海阀门五厂 沙市阀门厂 铁岭阀门厂 铁岭阀门厂 天津塘沽阀门厂 天津塘沽阀门厂 天津塘沽阀门厂 天津第二通用机械厂 武汉阀门厂 长沙阀门厂 牡丹江阀门厂</p>
	<p>推荐产品</p> <p>对夹式金属硬密封蝶阀: D71H-16, 25, D371H-16, 25, D971H-16, 6, DN100 ~ 2400mm 对夹式蝶阀: D71X-10, D371X-10, D671X-10, D971X-10, DN600 ~ 1000mm 对夹式蝶阀: D371X-10, DN600 ~ 1000mm 变偏心型对夹式蝶阀: VED3T71X-10Z, VED971X-10Z, DN50 ~ 800mm 偏心对夹式衬胶蝶阀: D371X-2.5, 6, 10, D971X-2.5, 6, 10, DN100 ~ 1600mm 长系列法兰蝶阀: D941X-2.5, 6, 10, D341X-2.5, 6, 10, DN100 ~ 1600mm 短系列法兰蝶阀: D241X-6, 10, 16, DN200 ~ 2000mm 法兰蝶阀: D941X-10, DN100 ~ 2000mm 旋启式缓闭止回阀: H44X-10, DN200 ~ 600mm 多回转阀门电动装置: ZA 系列, ZA1, 2, 2.5, 3, 4 部分回转阀门电动装置: QA 系列, QA1, 2, 2.5, 3, 4</p>	<p>长沙阀门厂 中国人民解放军南通江海阀门厂 河南商城县环保设备厂 上海新建机器厂 溧阳阀门厂 溧阳阀门厂 沈阳市蝶阀厂 江苏启东阀门厂 武汉阀门厂 天津第二通用机械厂 天津第二通用机械厂</p>
排泥设备	<p>优先推荐产品</p> <p>周边传动吸泥机: ZX—ϕ55M 悬挂式中心传动刮泥机: ZXG—11 平流池泵吸式刮吸泥机: SB—12 虹吸式吸泥机: SX—18 悬挂式中心传动刮泥机: ZXG—12 斜板(管)式桁架吸泥机: HJX₁—19.4 虹吸式刮吸泥机: HJX₂—22 周边传动吸泥机: ZBX32.2 虹吸式吸泥机: HJX₁—24M 悬挂式中心传动刮泥机: GX—10M 周边传动刮泥机: ZG—45M 平流池虹吸式吸泥机: SXH—024 桁车式提板刮泥机: GMN—5.5M 泵吸桁车式沉淀池排泥机: 18M</p>	<p>天津市政污水处理设备制造公司 宜兴第一环保设备厂 宜兴第一环保设备厂 宜兴第一环保设备厂 江都给排水设备厂 江都给排水设备厂 江都给排水设备厂 江都给排水设备厂 (南通)通州给排水设备厂 (南通)通州给排水设备厂 余姚浙东给排水设备厂 余姚浙东给排水设备厂 武汉阀门厂 江都环境净化设备厂</p>
	<p>推荐产品</p> <p>周边传动刮泥机: ZG—30 沉淀池周边传动刮泥机: ZBG—30M 周边传动刮泥机: BG30 平流池泵吸式吸泥机: SXP—17M 虹吸式吸泥机: XHB—18M 悬挂式中心传动刮泥机: ϕ18M 周边传动刮泥机: ϕ28M</p>	<p>宜兴第一环保设备厂 (南通)通州给排水设备厂 江都给排水设备厂 余姚浙东给排水设备厂 武汉阀门厂 江都环境净化设备厂 江都环境净化设备厂</p>
脱水设备	<p>优先推荐产品</p> <p>带式压滤机: DY1000—N, DY2000—N, DY3000—N 带式压滤机: DYQ—3000 带式压滤机: DYL—3000</p>	<p>无锡通用机械厂 天津市政污水处理设备制造公司 商城环保设备厂</p>

续表

评估类别		产 品 名 称 规 格	生 产 厂 家
脱水设备	推荐产品	带式压滤机: DYQ1000-B 带式压滤机: CPF-1000 带式压滤机: DY2000Q 带式压滤机: DY-1000	唐山环保设备总厂 广东煤矿机械厂 吉林第一机械厂 江都给排水设备厂
	优先推荐产品	橡胶膜微孔曝气器: HGB 型 $\phi 192 \times 2mm$ 半刚玉微孔曝气器: BGI 型 $\phi 178 \times 38mm$ 双环伞型曝气器: I-VI 型 $\phi 400mm, \phi 600mm$ 月坛牌刚玉微孔曝气器: $\phi 178 - 200mm$ 刚玉中微孔曝气器: WZP 型 $\phi 178 \times 38mm$	河北故城县处理设备厂 宜兴市水工业设备厂 北京市朝阳区水处理设备厂 天津市砂轮厂二分厂 宜兴市水工业器材设备厂
散风曝气设备	推荐产品	穿孔散流曝气器: LX 型 $\phi 400mm, 600mm$ 密集多喷嘴曝气器: FZ-1-VI 型 $3200 \times 1050 \times 7400$ FZ-1-VI 型 $4200 \times 1800 \times 7400$ 刚玉微孔曝气器: BYW-I、II、III 型 $178 \times 38mm, BYW-I、II、III$ 型 $240 \times 18mm$ 网状膜中微孔曝气器: WM-180 型 $\phi 198$ 刚玉微孔曝气器: HWB-I、II、III 型 $\phi 178 \times 20mm, HWB-I、II、III$ 型 $\phi 200 \times 20mm$ 可变微孔曝气器: KBB-I、II、III 型 $\phi 150 \times 2mm, KBB-I、II、III$ 型 $\phi 200 \times 2mm$ 膜片式微孔曝气器: YMB-I、II 型 $\phi 250 \times 2mm, YMB-I、II$ 型 $\phi 189$	浙江温岭东方给排水器材厂 宜兴赋中环保设备厂 宜兴大降水处理设备厂 江苏江都县环保器材厂 江苏江都县水处理设备厂 浙江玉环县楚门净化设备厂 宜兴市高塍玻璃钢化工设备厂
过滤器材料	首选产品	石英砂滤料	福建省晋江市裕霞砂场
	优先推荐产品	石英砂滤料 滤头: JVS, JS 滤管 滤头: QS, QS-V 滤管 滤头: LQS 滤管 无烟煤滤料 无烟煤滤料 滤砖: FI-F6	福建省晋江市龙湖鲁滨石英砂场 浙江乐清县金山管道实业公司 台州中昌水处理设备有限公司 浙江玉环县净化厂 成都长虹塑料厂 浙江乐清县东海工程管道设备厂 山西阳泉市华耀实业总公司滤料厂 山西阳城望川实业总公司无烟煤滤料公司 河南商城陶瓷滤砖厂
	推荐产品	滤头: LF 石英砂滤料	成都蓉飞设备厂 岳阳市石英砂滤料厂
	优先推荐产品	回转格栅: GH 系列 移动式清污机: IPQ 系列 微滤机: W150	无锡市通用机械厂 长春发电设备总厂 湖南大学机电工厂
拦污设备	推荐产品	格栅清污机: BLQ 系列 转耙格栅清污机: ZPS 系列 旋转滤网: XKZ(C) 系列 垂直格栅自动清污机: CGC 系列 回转式固液分离机: HF 系列 三索式格栅除污机: SG 系列 链条式机械格栅除污机: ZZG 系列 伸缩臂移动式格栅除污机: SYGJ-01 固液筛分机: ZF 系列 回转式固液分离机: GF 系列	宜兴市第一环保设备厂 云南电力修造厂 上海三和水利电力设备厂 商城县环境保护设备厂 宜兴第二冷作机械厂 江都县给排水设备制造厂 余姚浙东给排水机械设备制造厂 河北文安县市政机械制造厂 宜兴市周铁机械设备制造厂 宜兴市江南净水设备厂

续表

评估类别	产 品 名 称 规 格	生产厂家
塑料管材、管件	首选产品	UPVC 建筑排水管材、管件 UPVC 给水管材、管件 UPVC 给水管材
	优先推荐产品	UPVC 给水管材 UPVC 建筑排水管材、管件 UPVC 建筑排水管材、管件 UPVC 给水管材 UPVC 双壁波纹排水管:0.4MPa 以下 UPVC 双壁波纹排水管:0.4MPa 以下 UPVC 建筑排水管材、管件 UPVC 给水管材 UPVC 建筑排水管材、管件 UPVC 建筑排水管材、管件 UPVC 建筑排水管材、管件 UPVC 建筑排水管材、管件 UPVC 给水管材、管件 GRP 纤维增强管材、管件
	推荐产品	GRP 纤维增强管材、管件 UPVC 建筑排水管材 UPVC 建筑排水管材、管件 UPVC 给水管材 UPVC 建筑排水管材、管件 UPVC 给水管材 UPVC 给水管材、管件 UPVC 给水管材 UPVC 给水管材、管件 ABS 工程塑料管材、管件 UPVC 建筑排水管材、管件
		江阴化工塑料厂 江阴化工塑料厂 沈阳久利塑料管材有限公司 常州增强塑料厂 自贡市南华塑料厂 深圳八达塑胶有限公司 河北保塑集团有限公司一分厂 天津市塑料机械厂 昆山德罗斯塑料管有限公司 广西梧州市五一塑料厂 广西梧州市五一塑料厂 山东潍坊塑料建材厂 湖南株洲塑料厂 浙江宝新塑料制品有限公司 本溪化工塑料总厂 上海建筑材料厂 广州宇光玻璃钢管厂 张家港市特种玻璃钢厂 福建漳州塑料厂 江阴市塑料制品二厂 江阴市塑料制品二厂 广西南宁塑料制品厂 广西南宁塑料制品厂 自贡市南华塑料厂 湖南株洲塑料厂 江阴市塑料建材厂 乐清金山管道实业公司 厦门中望塑胶有限公司
水厂自动控制计算机系统	优先推荐产品	可编程序控制器:PLC-5 集散型控制系统:μXL 数(话)传电台:XB-C700
	推荐产品	控制系统:WK-5116 分布式控制系统:WGK-SL 控制系统:DL-9900
		厦门艾伦-布拉德利有限公司 西仪横河控制系统有限公司 广州电子部第七研究所 北京大通给水技术公司 成都电子研究所 深圳大龙电子有限公司
水处理药剂	首选产品	聚合氯化铝液体
	优先推荐产品	聚合氯化铝固体
	推荐产品	聚合氯化铝固体 聚合氯化铝固体 聚合氯化铝固体 聚合氯化铝固体
		上海五四净水剂厂 广东广宁环保设备厂 广东高州宝辉化工厂 哈尔滨依兰净水剂厂 广东云浮市云城化工有限公司 湖北潜江市化工厂 中国长城铝业公司校办化工厂 长春自来水公司化工厂 四川南川净水剂厂 兰州连铝实业总公司化工厂 四川泸州长城化工有限公司

续表

评估类别	产品名称规格	生产厂家
建筑产品优选集	95Y S14 JGD 型系列可曲挠橡胶接头阀门及装配式给水箱	河南郑州永盛建材有限公司 中商华天机义给排水设备厂
	95Y S15 给水阀门	上海市高桥水暖零件厂
	95Y S16 BGW—Ⅲ型生活污水处理工艺设备	北京格瑞环保工程技术设备有限公司
	96Y S17 LG、DL 系列高层建筑给水泵 LGX、DLX 系列消防泵及其隔振系统	山东双轮集团有限公司
	96Y S18 BGW—Ⅲ型生活污水处理工艺设备	北京格瑞环保工程技术设备有限公司
	96Y S19 蝶阀系列	北京蝶阀厂 北京天竺阀门厂
	97Y S20 金诺交联聚乙烯(VPE/PEX)管材及管件	汕头经济特区(澄海)金徽实业有限公司

10.2 水工业重点推广设备和技术目录

从 1995 年起,建设部开始实施《建设部新技术新产品开发推广计划》,首批确定的水工业有关的产品和技术见表 10.2.1。

表 10.2.1 水工业重点推广设备和技术目录

项目编号	项目名称	特点及适用范围	技术依托单位	推荐生产厂家
95044	喷射冷却塔	喷射冷却塔是利用喷射的水流,一方面吸入空气,一方面使水流雾化,从而在无填料的条件下使水雾与空气进行热交换,达到降低水温的目的。与以往的机械冷却塔相比,具有无填料、无风机、低噪声、节能等特点。可用于中小规模的水冷却循环的场所	中国航空工业规划设计研究院 北京银燕环保设备工程有限公司	北京银燕环保设备工程有限公司环保设备加工厂
95045	BYG 系列给水设备	该设备是将气压罐和可编程序控制器结合在一起的供水设备。它采用了水控限流阀,减少气压罐的容积;采用高灵敏底阀,取消了水泵出口的止回阀;采用了 $Q-H$ 曲线平滑的 ISO 系列水泵和小型可编程序控制器,实现了闭环控制,降低了压力脉动现象。由于气压罐小,又不用变频器,不但使系统实现了“准恒压供水”,又可降低投资,并解决小流量停泵问题。它适用于住宅小区、高层建筑、村镇供水	北京义力达通用机械公司	北京义力达通用机械公司
95046	饮用水深度净化技术与设备	采用臭氧氧化-生物活性炭技术或高梯度磁分离技术,可对饮用水进行深度处理,去除多种污染物质,达到饮用水卫生标准。它适用于污染源水的净化	哈尔滨建筑大学环境工程技术开发公司	哈尔滨环境工程技术开发公司加工厂 广东番禺义和水工业设备厂
95047	生活污水再用技术与设备	采用 A/O 两段淹没式生物膜法,斜板沉淀,生物焦炭曝气滤池、双层滤料、消毒等工艺净化生活污水,并回用作多种杂用水	哈尔滨建筑大学、深圳义和水工业技术发展公司	广东番禺义和水工业设备厂

续表

项目编号	项目名称	特点及适用范围	技术依托单位	推荐生产厂家
95048	埋地式无动力生活污水净化装置	它是将厌氧消化、特种滤料的生物接触氧化和氧化沟等工艺组合而成的污水净化装置。它最大特点是不需动力,不需运行费,造价低,并埋于地下,处理水水质好。它适用于城市住宅小区和小城镇的分散性污水系统中	镇江市京口陶达科技开发有限公司	
95049	KX 型臭氧发生器	该臭氧发生器采用冷阴极脉冲放电和真空技术来制备臭氧。与电晕放电法相比,可省去空气干燥预处理系统,不需进行降温冷却,同时还可以大大降低能耗(1kg 臭氧只需 1 度电)。它可以用于水的消毒灭菌、餐具的消毒、空气灭菌等,其灭菌能力为氯的二倍	北京市双华电器厂	北京市双华电器厂
95050	SMC 组合式玻璃钢水箱	SMC 是一种热固性无碱玻璃纤维浸不饱和聚酯树脂片材。采用压模,加温加压成板材,并拼装成大小不同的水箱。它可用作不同建筑的供水水箱或其他容器	哈尔滨市雅塑玻璃钢制品有限公司	哈尔滨市雅塑玻璃钢制品有限公司
95052	RV-04 单管束立式容积式换热器	该换热器采用多行程和导流装置,提高了放热系数和容积利用率从而使容积式换热器的传热系数(K)有较大提高,减少了占地面积,降低了钢材消耗。它适用于旅馆、公寓、医院、浴室等的热水制备	建设部建筑设计院	北京万泉压力容器厂 北京石景山压力容器厂 沈阳铝东水处理设备厂 浙江上虞联丰压力容器厂 河南郑州压力容器厂
95053	YX-05 型液压活塞式便器水箱配件	该水箱配件是利用自来水的压力,通过按键,推动排水阀的活塞杆上升,打开排水阀向便器放水,冲走污物,冲洗水量随按键时间的长短来控制。它可用于中、低档便器的水箱配件	航天总公司航宇节能新技术研究所	江苏省邗江县兰天节能阀门厂
95054	XZF 型信号闸阀	该阀是在通用闸阀上加装电信号装置而成。它可以输出与阀门开启、关闭位置对应的“通”、“断”电信号,便于消防系统的远距离集中监视,有效地防止阀门被误关。经国家消防监测部门检验,可在消防供水干管上采用	中国航空工业设计研究院 北京银燕环保设备工程有限公司	北京银燕环保设备工程有限公司环保设备加工厂
95055	VE 变偏心对夹式蝶阀	该阀采用变偏心轴和橡胶包覆阀座等技术措施,从而克服了常规对夹阀开关时摩擦阻力和橡胶衬变位渗漏的问题,它具有平面压紧密封和阀座可更换的特点。它可适用于各种流体的管道系统中	郑州市特种阀门厂	郑州市特种阀门厂
95056	Z73X-10 浆液阀	该阀采用软、硬相间的密封技术,由于阀内侧无闸板槽,不会产生卡板渗漏问题。它可适用于多种含固液体的输送管道系统中	郑州市特种阀门厂	郑州市特种阀门厂
95057	GNJ12-15 提压式单柄混合龙头	该混合水龙头通过阀杆的提起或压下进行开启、关闭水流;阀杆提起高度不同,出水量亦不同;提起后向左右旋转即可调节水温。该产品适用于宾馆、饭店、家庭、理发、美容等场所,与洗脸器具相配套	广西南宁市水暖器材厂	广西南宁市水暖器材厂

续表

项目编号	项目名称	特点及适用范围	技术依托单位	推荐生产厂家
95058	手把式陶瓷芯片冷热水龙头	它采用陶瓷密封芯片和手把式旋柄,不但很好地解决渗漏和寿命问题。而且启闭轻便,同时还可节水。它可适用于住宅、宾馆等的卫生器具的给水龙头处	深圳市高科利阀门公司	深圳市高科利阀门公司
95059	胀压成形铜管接头与焊接技术	它采用胀压成形工艺生产铜管接头和低银焊料焊接,其工艺属国内首创,焊接质量高。它可广泛地用于制冷空调,高档宾馆热水供应,以及机械、化工等多种行业。可替代进口产品	中国船舶工业总公司综合经济技术研究院	浙江天力管件有限公司
95060	污水管渠用耐蚀涂料及施工技术	它是一种有机材料与无机材料相结合的新型聚合物防腐防水材料。它与溶剂类防腐涂料相比,涂层厚,湿粘结强度高。有较大的延伸值,在混凝土出现裂缝时,可有效保护钢筋不锈蚀。它适用于城市污水管渠工程和有关的防水防腐工程中	上海市建筑科学研究院	上海市建科院新型建材厂
95061	增强聚丙烯厢式压滤机	它是一种固液分离装置。采用聚丙烯塑料制作板框,并设计有变截面密封,从而具有耐腐、工作压力高的特点。它可广泛地用于污泥脱水等固液分离的场合	杭州兴源过滤机有限公司	杭州兴源过滤机有限公司
95065	建筑排水硬聚氯乙烯(UPVC)塑料管	UPVC塑料管具有轻质高强、耐腐蚀、施工安装简便迅速等特点,相比铸铁排水管,工效可提高60%,工程造价可降低20%左右。可广泛应用于民用与工业建筑室内排水系统	建设部科技发展促进中心	江阴化工塑料厂 安徽百通集团公司 杭州顺达塑料厂 山东潍坊塑料建材厂 广州广熙塑料管道公司 上海兴氯塑胶公司 广西梧州五一塑料厂 株洲塑料厂 厦门中望塑胶公司 本溪化工塑料厂 江阴塑料制品厂 四川彭山华西塑料厂 郑州富威实业总公司
95066	硬聚氯乙烯(UPVC)雨落管	UPVC雨落管有圆形、方形、矩形等,美观大方,安装简便,具有一定的耐候性,适用于各种民用建筑外墙雨落管	上海市建筑设计研究院 上海市建筑科学研究院	上海力达塑料建材厂
95067	芯层发泡聚氯乙烯管材	它是中间层发泡的复合型聚氯乙烯建筑排水塑料管,并按国标的尺寸进行生产,可与国标的管件配套使用。它可有效地解决塑料管排水噪声问题,可广泛地用于建筑排水管道系统中	山东龙口新亚塑料化工有限公司	山东龙口新亚塑料化工有限公司
95068	硬聚氯乙烯(UPVC)红泥塑料管	采用红泥作为添加剂,提高了管材的耐候性和刚性,适当降低生产成本。适用于民用与工业建筑室内排水系统		山东华兴红泥塑料公司 青岛协昌建材公司

续表

项目编号	项目名称	特点及适用范围	技术依托单位	推荐生产厂家
95069	硬聚氯乙烯 (UPVC) 塑料给水管	塑料管水力流动条件好, 正常使用寿命可达 50 年之久。工程实践表明, 在 $\phi 500\text{mm}$ 以下 UPVC 塑料管的工程经济性优于金属管。适用于建筑给水、城市自来水、工业给水与农田水利等	建设部科技发展促进中心	江阴化工塑料厂 沈阳久利塑料管材公司 保定塑料总厂一分厂 常州增强塑料厂 长城化工厂 安徽百通集团公司 江阴塑料制品二厂
95070	大口径 UPVC 双壁波纹管	它是为提高 UPVC 塑料管的刚性, 满足埋地需要和节约 UPVC 实壁管的树脂用量而开发的一类管材。引进国外设备, 目前可生产 $\phi 100 \sim \phi 315\text{mm}$ 的管材。它已用于德州市某些化工企业的排污管, 天津市的城市污水管和农业灌溉用管。经埋地敷设, 深受欢迎	天津市市政工程研究所	天津市塑料机械厂
95071	聚乙烯-铝复合管	该复合管是在铝管的内外覆聚乙烯而成。它具有塑料管和金属管的特性。它可在 120°C 、 2.0MPa 的条件下工作。配上铜管件, 即可组成管道系统。它具有不套丝, 不用特殊操作工具, 安装方便, 密封性能好, 使用寿命长的特点。它可适用于室内给水、热水供应、采暖管	宁波奉俊塑料金属制品有限公司	宁波奉俊塑料金属制品有限公司 安徽百通塑胶集团公司
95072	聚氯乙烯 (PVC) 塑料水嘴	该产品采用改性 PVC 材料, 密封性能较好, 美观, 适用于塑料压力管道		上海三金塑胶公司

10.3 常用水处理药剂

(1) 硫酸亚铁 ($\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$) GB 10531—89。

外观为淡绿色或淡黄绿色结晶, 技术要求见表 10.3.1。

表 10.3.1 $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ 产品技术要求

指标项目	饮用水处理用			工业水处理用		
	优等品	一等品	合格品	优等品	一等品	合格品
$\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ 含量/%	≥ 97.0	94.0	90.0	97.0	94.0	90.0
TiO_2 含量/%	≤ 0.5	0.5	0.75	0.5	0.5	0.75
水不溶物含量/%	≤ 0.2	0.5	0.75	0.2	0.5	0.75
游离酸(以 H_2SO_4 计)含量/%	≤ 0.35	1.0	2.0	—	—	—
As 含量/%	≤ 0.0005	0.0005	0.0005	—	—	—
重金属(以 Pb 计)含量/%	≤ 0.002	0.002	0.002	—	—	—

(2) 硫酸铝 [$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot x\text{H}_2\text{O}$] GB 3151—82。

外观为白色或淡黄色块状或片状。块径 $\leq 15\text{mm}$ 。氧化铝 (Al_2O_3) 含量 $\geq 15.6\%$ ；其他金属氧化物 (以 Fe_2O_3 计) $\leq 1.0\%$ ；游离酸符合检验；水不溶物 $\leq 0.15\%$ ； $\text{As} \leq 0.0005\%$ ，重金属 (以 Pb 计) $\leq 0.002\%$ 。

(3) 无水氯化铁 (FeCl_3) GB 4482—84。

外观为褐绿色结晶体。 $\text{FeCl}_3 \geq 98.0\%$ ； $\text{FeCl}_2 \leq 1.2\%$ ；不溶物 $\leq 0.50\%$ ； $\text{As} \leq 0.0005\%$ 。

(4) 氯化铁溶液 (FeCl_3) GB 4483—84。

外观为红棕色溶液。 $\text{FeCl}_3 \geq 41.0\%$ ； $\text{FeCl}_2 \leq 0.20\%$ ；游离酸 (以 HCl 计) $\leq 0.4\%$ ；水不溶物 $\leq 0.40\%$ ；

As \leq 0.006%；Pb \leq 0.0025%。吸水性极强，易潮解。

(5) 聚合硫酸铁 $[\text{Fe}_2(\text{OH})_n(\text{SO}_4)_{3-\frac{n}{2}}]_m$ HG 2153—91。

外观为红褐色液体，无沉淀。一等品和合格品的技术要求分别为：密度 $\geq 1.45\text{g/cm}^3$ （20℃）， 1.33g/cm^3 （20℃）；全铁含量 $\geq 11.0\%$ ， 9.0% ；还原性物质（以 Fe^{2+} 计） $\leq 0.10\%$ ， 0.20% ；盐基度 $\geq 12.0\%$ ， 8.0% ；1%水溶液的pH为2.0~3.0。

(6) 聚合氯化铝 $[\text{Al}_2(\text{OH})_n\text{Cl}_{3-n}]_m$ $1 \leq n \leq 5$ ， $m < 10$ 。

外观为淡黄色液体。密度（20℃） $> 1.19\text{g/cm}^3$ ， $\text{Al}_2\text{O}_3 = 10.0\% \sim 11.0\%$ ；1%水溶液的pH=3.5~5.0；盐基度50%~70%； $\text{SO}_4^{2-} 3.5\% \sim 4.5\%$ ； $\text{NH}_3\text{—N} < 100\text{mg/L}$ ；As $< 5\text{mg/L}$ ；Fe $< 0.01\text{mg/L}$ ；Cd $< 2\text{mg/L}$ ；重金属（以Pb计） $< 100\text{mg/L}$ ；Mn $< 25\text{mg/L}$ ；总铬（以Cr计） $< 10\text{mg/L}$ ；Hg $< 0.02\text{mg/L}$ 。

(7) 聚丙烯酰胺 $[\text{PAM}-(\text{C}_2\text{H}_3\text{CONH}_2)_n]$ $n = 20000 \sim 90000$ 。技术要求见表10.3.2。

表 10.3.2 PAM 技术要求

状态	离子类型	固含量/%	离子度/%	溶解性	分子量/ 10^4	游离单体/%
透明 胶状 液体	阴离子型	8~15	10~50(可调)	水中易溶	≥ 200	< 0.5
	阳离子型	8~15	5~30	水中易溶	100~400	< 0.5
	非离子型	8~15	< 1	水中易溶	< 100	< 0.5
固体 粉末	阴离子型	≥ 90	10~100(可调)	水中易溶	> 700	< 0.5
	阳离子型	≥ 90	5~30	水中易溶	200~500	< 0.5
	非离子型	≥ 90	< 1	水中易溶	< 100	< 0.5
胶状 颗粒	阴离子型	~70	5~60	水中易溶	300~1500	< 0.5
	非离子型	~70	≤ 5	水中易溶	700~1000	< 1

(8) 氢氧化钠(NaOH) GB 209—63。固体含量：求法 $\geq 98\% \sim 99.5\%$ ；苛化法 $\geq 96\% \sim 97\%$ ；隔膜法 $\geq 95\% \sim 96\%$ 。液体含量：求法 $\geq 45\%$ ；苛化法 $\geq 42\%$ ；隔膜法 $\geq 30\% \sim 42\%$ 。固体相对密度2.13，液体相对密度1.45。

(9) 工业硫酸(H_2SO_4) GB 534—65。稀 H_2SO_4 含量：铅室法 $\geq 65\%$ ；塔室法 $\geq 75\%$ ；浓 H_2SO_4 含量：浓缩法和接触法 $\geq 92.5\%$ ，接触法 $\geq 98\%$ 。98%的 H_2SO_4 相对密度1.98。

(10) 磷酸氢二钠($\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$) HG1—713—70。含量 $\geq 96\%$ 。

(11) 循环冷却水处理药剂

① 缓蚀剂、阻垢剂规格及性能见表10.3.3和表10.3.4。

表 10.3.3 化合物型缓蚀剂、阻垢剂规格及性能

名称及代号	规格	性质	使用条件
六偏磷酸钠 GB 10532—89	P_2O_5 含量 $\geq 67.0\%$ 铁 $\leq 0.1\%$ 水不溶物 $< 0.05\%$ 1%水溶液pH值为5.8~7.3	无色透明玻璃片状或粒状、粉状物，易溶于水，相对密度2.181，熔点64℃	为磷配方中最主要的缓蚀剂，属无机聚磷酸盐
三聚磷酸钠 (五钠)	P_2O_5 含量 $\geq 53.0\%$ 水不溶物 $\leq 0.15\%$ 1%溶液pH值9.2~10.0	白色颗粒状粉末，易溶于水，不溶于有机溶剂，溶于水后产生泡沫	磷系配方中常用的缓蚀剂，属无机聚磷酸盐
硫酸锌	纯度 $\geq 98\%$ 含Zn $\geq 22.29\%$ 水不溶物 $\leq 0.04\%$ Fe $\leq 0.04\%$	无色针状结晶或白色粉末，易溶于水，比重为1.96，受热后可逐步脱水	仅作缓蚀剂，常与无机聚磷酸盐、铬酸盐等缓蚀剂组合使用

续表

名称及代号	规格	性质	使用条件
巯基苯并噻唑 (MBT)	纯度 $\geq 95\%$ 灰分 $\leq 0.3\%$ $\text{Fe} \leq 0.008\%$	工业品为浅黄色粉末,味极苦,不溶于水和酸,易溶于有机溶剂和碱液,由于结构中有-SH 基团,故呈酸性,易被氧化,易燃 相对密度 1.42,熔点 $170 \sim 171^\circ\text{C}$	铜的优良缓蚀剂,是 TS-104 水质稳定剂主要组分之一。应远离火源贮存,并保持干燥
羟基亚乙基二膦酸 (HEDP)	含量 $\geq 55\%$ (水溶液) HPO_3 含量 $\leq 10\%$ H_3PO_4 含量 $\leq 1.5\%$ pH 值 ~ 1.0	无色或微黄色透明粘稠液体,与水互溶,不溶于有机溶剂,溶液呈强酸性,耐氧化性强	磷系配方中最常用的阻垢剂之一,不易被氧化,对氯气等杀微生物剂无特殊要求。使用时可制成钠盐,效果不变
氨基二亚甲基膦酸 (ATMP)	含量 $50\% \sim 55\%$ (水溶液) HPO_3 含量 $< 5\%$ H_3PO_4 含量 $< 5\%$ pH 值 ~ 1.0	均匀浅黄色液体,与水混溶,不溶于有机溶剂。相对密度 $1.30 \sim 1.35$	其缓蚀阻垢作用优于其他有机膦酸,耐氧化力不及 HEDP,宜与非氧化型杀微生物剂配合使用。合成容易,价廉
乙二胺四亚甲基膦酸 (EDTMP)	含量 $\geq 28\%$ (水溶液) 乙二胺含量 $\leq 0.005\%$ pH 值 $9 \sim 10$	黄棕色粘稠液体,易溶于水,不溶于有机溶剂,相对密度 $1.30 \sim 1.40$	阻垢剂,作用与 ATMP 很相似
二乙胺四亚甲基膦酸钠 (EDTMPs)	$18\% \sim 20\%$ 水溶液	黄棕色粘稠液体,易溶于水,不溶于有机溶剂,相对密度 $1.30 \sim 1.40$	阻垢剂,作用与 ATMP 很相似
聚丙烯酸钠	含量 $\geq 30\%$ (水溶液) 分子量 $2000 \sim 5000$ pH 值 $8 \sim 9$	淡黄色或无色透明液体,与水混溶,相对密度 $1.215 \sim 1.217$ 为阴离子型的聚合电解质	在配方中常用作阻垢剂和分散剂,本身无缓蚀作用。一般用低分子量聚合物,相对分子质量在 3000 左右
水解聚马来酸酐 (H-1)、(HPMA)	含量 50% (水溶液) 酸值 $280 \sim 320\text{mg KOH/g}$ pH $1 \sim 2$ 平均相对分子质量 $400 \sim 700$	为水解产生的聚马来酸,外观为桔红色液体,与水混溶,相对密度 $1.21 \sim 1.24$	为阴离子聚合电解质,主要作用为阻垢剂和分散剂。当水中钙离子含量较高时,不会产生沉淀。现场应用为其水解物-聚马来酸

表 10.3.4 聚合物或复合型水质稳定剂

名称及代号	规格	性质	使用条件
NJ-827 水处理复合药剂		棕黑色液体,在高氯、硬水及软水中均有缓蚀阻垢性能,对人体无危害作用。适用水温 $< 70^\circ\text{C}$	适用钙硬度小于 240mg/L , $\text{Cl}^- + \text{SO}_4^{2-} < 600\text{mg/L}$;以补充水计投加 60mg/L ,控制 pH 值 $7.5 \sim 8.5$
WM-1 型复合水处理抑制剂		本品由铝酸盐、葡萄糖酸钠、聚丙烯酸等组成的复合配方	为缓蚀阻垢剂,当冷却水 pH 值在 $8 \sim 8.5$ 时,可在不加酸或少加酸情况下使用
TS-104 阻垢分散剂		外观为淡黄色液体,相对密度约 1.3,为含有 HEDP、聚丙烯酸钠、巯基苯并噻唑等组成的复合组分的水溶液	为复合组分阻垢剂、分散剂,一般与聚磷酸盐、锌盐配合使用;对碳钢设备有较好的缓蚀效果,使用浓度一般为 $40 \sim 50\text{mg/L}$
TS-607 阻垢分散剂	含量不低于 28% 粘度 (1% 溶液 30°C) $1.12 \sim 1.23$ pH 7 左右	外观呈淡黄色液体,为低分子量丙烯酸系三元共聚物,具有阻磷酸钙、碳酸钙、磷酸锌垢等性能,即使在碱性条件下 (pH=9),也有良好的分散能力	常与有机磷酸盐、ATMP、HEDP 等药混配使用,也可用于锅炉水处理

续表

名称及代号	规格	性质	使用条件
TS-604A 阻垢分散剂 (复合组分)	含量:30%水溶液; pH值1.2; 平均相对分子质量: 端基法 800~1300, 粘度法 3000~5000; 聚合率 $\geq 98.5\%$	为低分子量聚丙烯酸,外观呈淡黄色液体,产品呈酸性,使用时应注意防护	循环水及锅炉用水阻垢剂,常与聚磷酸盐、有机膦酸盐等混溶使用;对于一般杀菌剂及氯稳定,但对阴离子型聚合物在大剂量使用时(如季胺型杀菌剂)需进行试验,以防产生不溶物
IIAS 型腐殖酸水质稳定剂		系腐殖酸钠为主的碱性复合盐,外观为灰褐色粉末,可溶于水,水溶液呈棕褐色、酸性反应	为缓蚀阻垢剂,对所处理的水质的浊度、碱度均有一定要求。可单独使用,也可与磷系药剂合用,也可用于锅炉水处理
马-丙共聚阻垢剂	固体分含量(50 \pm 5)% 酸值 300 \pm 10	与马来酸酐相似,阻垢率高于马来酸酐,外观为金黄色透明液体,相对密度 1.19~1.20	同马来酸酐可单独使用,也可与有机膦药剂复配使用
TS-104 水质稳定剂 (复合组分)	含 HEDP $\geq 15.06\%$, PPAS $\geq 8\%$ 巯基苯并噻唑: $\geq 2\%$, pH值 ~ 12	本品为复合制剂,外观为淡黄色液体; 国外参照产品为 BET2-419(美)	
NJ-803 水处理复合药剂		乳黄色液体,具有抑制阳极和阴极的缓蚀剂,能在金属表面形成一层氧化性的保护膜,不水解,也不会促成微生物孳生	一般用于循环水系统预膜剂,也可用于软水或纯水循环系统的缓蚀剂;预膜投加量 1600mg/L, 50 $^{\circ}\text{C}$ 、48h 运行即可,pH 值控制在 8.0~8.5
NJ-807 水处理复合药剂		桔红色液体具有抑制阳、阴极的作用,不水解,在高温及高浓缩倍数运行有良好效果	用作纯水及软水循环系统,适用水质:总硬 < 4 德国度,总碱度 $< 1000\text{mg/L}$, $\text{Cl}^- + \text{SO}_4^{2-} \leq 50\text{mg/L}$, pH 7.5~9.5;投加量 54mg/L (以补充水计)
NJ-8102 水处理药剂 (复合组分)		水溶性深黄色粘稠液体,能耐 60 伦琴 Co^{60} 辐射源,在高硬、高碱、高 pH 的水质条件下具有缓蚀阻垢性能	用于循环系统日常投加的阻垢剂,投加量按 50mg/L 钙离子补充水中投加 7mg/L NJ-8102 药剂
P _{TX-06} 水质稳定剂(复合组分)	主要成分为聚氯乙烷 烷基醚型磷酸酯 P _{TX-4} ;含总磷酸酯(盐) $\geq 1.6\%$ 、无机磷酸盐 \leq 0.3%、有机磷酸 \geq 1.4%。锌 $^{+2}$ 0~0.3%	外观呈橙黄或浅棕色油状粘稠体,相对密度(20 $^{\circ}\text{C}$)0.98~1.01,pH 值 6.8~8.0;缓蚀性能:钢 ≤ 2 ,铜 ≤ 0.2 (MPY)	用于化工、石油、冶金等工业及机车内燃机、船舶内燃机等闭路循环系统作缓蚀阻垢剂,使用浓度通常为 2000mg/L 左右,如系统中有较多的铸钢、铸铁部件时,宜同时加四硼酸钠 500mg/L
DCI-01 化学水处理剂 (复合组分)	为复合水处理药剂主要组分为多元醇磷酸酯,国外参照产品牌号 Nalco-7350	外观呈褐色液体,热稳定性好,水解率低	用作开路式循环冷却水系统,兼有阻垢、缓蚀和分散性能,最佳使用 pH 值为 7.8~8.3,用量一般 40mg/L 左右

② 杀菌灭藻剂规格及性能见表 10.3.5。

表 10.3.5 杀菌灭藻剂规格及性能

名称及代号	规格	性 状	使用 条 件
洁尔灭(氯化十二烷基二甲基苄基铵)	10%洁尔灭溶液	黄白色腊状固体或胶状体,具有芳香味,微溶于乙醇,为阳离子表面活性剂	偏碱性介质, pH 为 7~9 时使用最好,杀霉菌效果较差。使用浓度一般为 50mg/L 左右
新洁尔灭		性状与洁尔灭相似,但系属阴离子表面活性剂	与洁尔灭相似,但价格较贵
T-801 杀菌灭藻剂	主要组分为聚季胺酸盐	浅黄色或黄色粘稠液体, pH 值 7~8, 25℃ 时运动粘度大于 $20 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$, 对人体皮肤无明显刺激性	适合于弱碱性水中应用, 为广谱杀菌剂, 可直接投加于冷却塔贮水池或水泵吸入处, 一般为冲击式投加, 两周加一次, 每次投加浓度 50~100mg/L
双氯酚(G-4、NL-4) (2,2'-二羟基-5,5'-二氯苯基甲烷)	双氯酚 30% 乙二胺 6% 氢氧化钠 5% 含水率 59%	浅红色透明液体, 有轻微异臭, 相对密度 1.11~1.12, pH 值为 1.3~1.4	为广谱杀菌剂, 对异样菌、铁细菌、硫酸盐还原菌、黑曲霉菌均有效, 灭藻效果也甚好。使用时一般配成 1%~5% 溶液, 投加浓度 100mg/L, 以偏酸性性质中使用效果最好
1227 表面活性剂(阳离子型烷基苄基胺盐的化合物)	活性物含量 40% 以上; 国外参照产品牌号 Ospin TAN(日) Levegal PAN(德国)	无色或微黄色透明粘稠液体, 稍具有芳香味, pH 值 6.7~7.0, 在水溶液中能离解成阳离子活性基团	为阳离子表面活性剂, 杀菌力强, 以普通水稀释一定浓度后, 使菌体蛋白质或蛋白脂被凝固结合, 阻止代谢作用而达到杀菌
杀菌灭藻剂 TS-802 (季胺酸阳离子型广谱杀生剂)		透明淡黄色液体, 固体份不低于 24%; 为低毒杀生剂, 对皮肤无明显刺激性, 对木材、金属、橡胶塑料无腐蚀作用	季胺酸型阴离子型广谱杀生剂, 适用温度及 pH 范围较宽, 对系统中的粘泥有剥离作用, 可直接投入水泵吸入口或贮水池。每半月一次, 冲击投加, 使循环系统中浓度为 100mg/L

③ 清洗剂、消泡剂规格及性能见表 10.3.6。

表 10.3.6 清洗剂、消泡剂规格及性能

名称及代号	规格	性 能	使用 条 件
TS-103 消泡剂		乳白色液体, 极易分散于任何比例的水中。本品油状水型乳化液, 应注意防冻贮存	主要用于循环水系统清洗及预膜过程, 清除泡沫, 也可用于其他污染引起的泡沫之消泡。一般使用浓度 4~10mg/L
TS-101 清洗剂		主要由于磺化琥珀酸二-2-乙基己酯钠盐的渗透和去污力完成清洗作用。淡黄色透明液体	适用于循环水系统开车前, 对设备进行清洗, 一般在预膜前进行; 常用浓度为 40mg/L
NJ-8302 清洗剂		能降低水的表面张力, 具有湿润和渗透作用, 清洗金属设备表面的油污和粘泥。外观呈黄色粘稠液体	用浓度 3% 的 NJ-8302 水溶液清洗或浸洗, 循环、喷射, 洗涤温度一般为 50℃, 清洗时间以洗液浊度稳定不变为止
DF301 消泡剂破乳剂	产品为水溶液, 固体含量 39%, 相对密度 1.004~1.008, 相对粘度 1.28~2.88	为带阳电荷的高分子消泡剂破乳剂, 能与带阴离子表面活性物质起凝聚作用, 凝结值为 0.8~1.0mg/L; 应用时有效浓度一般为 0.4%~0.05%	用于工业废水处理等过程的消泡和破乳

10.4 活 性 炭

水处理用粒状活性炭规格及性能见表 10.4.1。

表 10.4.1 水处理用颗粒活性炭规格及性能

牌 号	规 格	性 能	用 途
ZJ-15 (原 8 [#] 炭)	粒度(筛目) 10~20 目 碘值 >800mg/g 机械强度 >70% 含水率 <5%	外观: $\phi 1.5$ 暗黑色柱状颗粒 比表面积(BET法) $\sim 900\text{m}^2/\text{g}$ 总孔容积 $\sim 0.80\text{cm}^3/\text{g}$ 真密度 $0.77\text{g}/\text{cm}^3$ 堆密度 $450\sim 530\text{g}/\text{L}$	生活用水净化, 工业用纯水的预处理和污水的深度处理
QJ-20	粒度(筛目) 8~14 目 碘值 >900mg/g 机械强度 >85% 含水率 <5%	外观: 球状, 直径 2mm 左右 比表面积(BET法) $\sim 900\text{m}^2/\text{g}$ 总孔容积 $\sim 0.90\text{cm}^3/\text{g}$ 真密度 $\sim 0.75\text{g}/\text{cm}^3$ 堆密度 $\sim 400\text{g}/\text{L}$	液相吸附, 如生活用水净化, 工业废水深度处理, 用以脱除各种有机物、臭味、杂质等
DK-15	粒度直径 $\sim 1.5\text{mm}$ 长度 2~4mm 碘值 >800mg/g 酚值 >150mg/L 粒度 $>3.5\sim 2.75\text{mm} < 2\%$ $<1.5\sim 1.0\text{mm} < 10\%$ $<1.0\text{mm} < 0.6\%$	外观: 圆柱状颗粒 比表面积(BET) $\sim 800\text{m}^2/\text{g}$ 总孔容积 $\sim 0.70\text{cm}^3/\text{g}$ 真密度 $\sim 0.85\text{g}/\text{cm}^3$ 堆密度 $\sim 500\text{g}/\text{L}$ 灰分 $\sim 8\%$ pH 值 ~ 9	饮用水和工业用水的净化, 脱臭除味, 以及装填各种空气过滤器
DH-15	粒度直径 $\sim 1.5\text{mm}$ 长度 2~4mm 碘值 >900mg/g 含水率 <3% 苯吸附率 >30% 机械强度 >85%	外观: 圆柱状颗粒 比表面积 $\sim 950\text{m}^2/\text{g}$ 总孔容积 $\sim 0.8\text{cm}^3/\text{g}$ 真密度 $\sim 0.80\text{g}/\text{cm}^3$ 堆密度 $460\text{g}/\text{L}$ 灰分 $\sim 10\%$ pH 值 ~ 9	给水及工业废水深度处理, 以及空气净化、触媒载体等
DX-15	粒度直径 $\sim 1.5\text{mm}$ 长度 2~4mm 碘值 >1000mg/g 机械强度 >80% 含水率 <3% 亚甲兰值 >150mg/g	外观: 圆柱状颗粒 总表面积 $\sim 1100\text{m}^2/\text{g}$ 总孔容积 $\sim 0.90\text{cm}^3/\text{g}$ 真密度 $\sim 0.75\text{g}/\text{cm}^3$ 堆密度 $\sim 420\text{g}/\text{L}$ 灰分 $\sim 12\%$ pH 值 ~ 9	生活污水及工业废水处理, 液体提纯, 金属提取
PJ-09	粒度 12~16 目 机械强度 >85% 碘值 >900mg/g 半脱氯值 <5cm 含水率 <5	外观: 不定型颗粒 比表面积 $\sim 1000\text{m}^2/\text{g}$ 总孔容积 $\sim 0.80\text{cm}^3/\text{g}$ 堆密度 $\sim 400\text{g}/\text{L}$ 真密度 $\sim 2.15\text{g}/\text{cm}^3$ pH 值 ~ 9	饮用水及工业用水净化, 污水处理, 脱氯、脱色、除臭等

续表

牌 号	规 格	性 能	用 途
ZJ-25 (原 8# 炭、2# 筛余炭)	粒度 6~12 目 机械强度 >85% 碘值 >700mg/g 含水率 <5%	外观:黑色柱状颗粒 比表面积 $\sim 800\text{m}^2/\text{g}$ 总孔容积 $\sim 0.80\text{cm}^3/\text{g}$ 真密度 $0.70\text{g}/\text{cm}^3$ 堆密度 $520\text{g}/\text{L}$	吸附污水中的有机物质及臭味,适用于在固定式过滤装置中,进行工业废水深度处理
DX-30	粒度直径 $\sim 3\text{mm}$ 长度 $3\sim 6\text{mm}$ 碘值 >980mg/g 含水率 <3% 机械强度 >90% 苯吸附率 >35% >5.5 <5% 粒径范围 $<2.75\sim 1.0 <15\%$	外观:圆柱状颗粒 总表面积 $\sim 1100\text{m}^2/\text{g}$ 真密度 $\sim 0.75\text{g}/\text{cm}^3$ 堆密度 $\sim 420\text{g}/\text{L}$ 灰分 ~ 12 pH 值 ~ 9 总孔容积 $\sim 0.90\text{cm}^3/\text{g}$	有机溶剂回收,液体精制,废水处理等
DH-30	颗粒直径 $\sim 3\text{mm}$ 长度 $3\sim 6\text{mm}$ 碘值 >900mg/g 机械强度 >93% 含水率 <3% 粒径范围 >5.5% <5% $<1.0 <1.0\%$	外观:圆柱状颗粒 总表面积 $\sim 950\text{m}^2/\text{g}$ 总孔容积 $\sim 0.80\text{cm}^3/\text{g}$ 真密度 $\sim 0.80\text{g}/\text{cm}^3$ 堆密度 $\sim 460\text{g}/\text{L}$ 灰分 $\sim 10\%$ pH 值 ~ 9	有机溶剂回收,煤气,烟道气脱硫,各种气体和液体净化,以及固定床合成触媒载体
PJ-20	粒度 8~16 目 机械强度 >85% 含水率 <3% 碘值 >900mg/g 半脱氯值 <5cm	外观:不定形颗粒 总表面积 $\sim 1000\text{m}^2/\text{g}$ 总孔容积 $\sim 0.80\text{cm}^3/\text{g}$ 真密度 $\sim 0.8\text{g}/\text{cm}^3$ 堆密度 $\sim 400\text{g}/\text{L}$ pH 值 ~ 9	饮用水及食品、化工、电力等工业用水的净化、脱氯、除油、去臭等
GH-16	粒度(10~28 目) $\geq 90\%$ 碘值 $\geq 1000\text{mg}/\text{g}$ 机械强度 $\geq 90\%$	比表面积(BET) $\sim 1000\text{m}^2/\text{g}$ 总孔容积 $\sim 0.90\text{cm}^3/\text{g}$ 真密度 $\sim 2\text{g}/\text{cm}^3$ pH 值 8~9 堆密度 $0.34\sim 0.44\text{g}/\text{cm}^3$	饮用水净化、充填大、中、小型净水器及家用净水器,亦用于酒类、糖类、饮料脱色和精制、气相吸附
GH-17	粒度(8~24 目) $\geq 90\%$ 碘值 $\geq 700\text{mg}/\text{g}$ 苯吸附量 $\geq 45\%$	堆密度 $\geq 0.35\text{g}/\text{cm}^3$ pH 值 8~10	饮用水净化,工业废水深度处理,亦可用于水中的色、味等及去除少量酚、汞、氯等
GH-18	粒度(4~10 目) $\geq 80\%$ 碘值 $\geq 1000\text{mg}/\text{g}$ 苯吸附量 $\geq 450\text{mg}/\text{g}$ 醋酸吸附量 $\geq 500\text{mg}/\text{g}$	堆密度 $0.3\sim 0.4\text{g}/\text{cm}^3$	主要用于气相吸附,也可用于给水净化污水处理,酒精、饮料的除臭、除味等

续表

牌 号	规 格	性 能	用 途									
GH-70	颗粒直径 2.5 ~ 3.5mm 机械强度 $\geq 80\%$ 苯吸附量 $\geq 300\text{mg/g}$	外观:圆柱状颗粒 堆 密 度 0.35 ~ 0.45g/cm ³ 比表面积 (BET) ~ 900m ² /g 总孔容积 ~ 0.70cm ³ /g 真 密 度 ~ 2g/cm ³	橡胶、油漆工业回收苯,汽油等溶剂,废气处理脱硫,亦可用于废水深度处理									
GH-1	粒度(28 ~ 42 目) $\geq 80\%$ 平均粒径 0.44 ~ 0.49mm 机械强度 $\geq 70\%$ 含 水 率 $\leq 3\%$ 醋酸吸附量 500mg/g 最小流动化速度 9 ~ 12.5cm/s	比表面积 (BET) 1300 ~ 1400m ² /g 总孔容积 ~ 1.0cm ³ /g 真 密 度 ~ 2g/cm ³ 堆 密 度 0.40 ~ 0.45g/cm ³ pH 值 5 ~ 7	主要供流化床合成维尼纶触媒载体使用,也可用于水质深度净化,溶剂回收及各种气体分离									
GH-11	粒度(28 ~ 42 目) $\geq 80\%$ 平均粒径 0.44 ~ 0.49mm 机械强度 $\geq 70\%$ 含 水 率 $\leq 3\%$ 醋酸吸附量 $\geq 500\text{mg/g}$ 最小流动化速度 ~ 12.5cm/s	比表面积 (BET) 1000 ~ 1200m ² /g 总孔容积 ~ 0.9m ³ /g 真 密 度 ~ 2g/cm ³ 堆 密 度 0.37 ~ 0.43g/cm ³ pH 值 5 ~ 7	主要供流化床合成维尼纶触媒载体使用,也可用于味精、葡萄糖、医药工业脱色、精制和水质深度净化,及贵重金属分离提纯									
GH-21	粒度(28 ~ 42 目) $\geq 80\%$ 平均粒径 0.44 ~ 0.49mm 机械强度 $\geq 70\%$ 含 水 率 $\leq 3\%$ 醋酸吸附量 $\geq 500\text{mg/g}$ 最小流动化速度 9 ~ 12.5cm/s	比表面积 (BET) 1100 ~ 1300m ² /g 总孔容积 ~ 1cm ³ /g 真 密 度 ~ 2g/cm ³ 堆 密 度 0.37 ~ 0.45g/ml pH 值 5 ~ 7	主要用于流化床合成维尼纶触媒载体,也可用于水质深度净化,溶剂回收,气体分离,含铬污水处理等									
JS 型活性炭	粒度 8 ~ 25 目 碘吸附率 $\geq 60\%$ 余氯吸附率 $\geq 90\%$ H ₂ S 吸附率 $\geq 98\%$	比表面积 $\geq 12000\text{m}^2/\text{g}$ pH 值 4.5 ~ 7.5	饮用水去除游离性余氯、有机酚类、氰化物、铜、镉、铬、铅、汞等金属离子以及去除味臭等									
MPY-1	<table><tr><th>项 目</th><th>MPY-1</th><th>MPY-2</th><th>MPY-3</th></tr><tr><td>粒度/(目/in)</td><td colspan="3">8 ~ 25 95%</td></tr></table>			项 目	MPY-1	MPY-2	MPY-3	粒度/(目/in)	8 ~ 25 95%			气相及液相吸附脱色,适用于含酚污水、染色废水及电镀液等净化处理
项 目	MPY-1	MPY-2	MPY-3									
粒度/(目/in)	8 ~ 25 95%											
MPY-2	余氯吸附率/%											
	苯吸附率/%											
MPY-3	碘吸附率/%											
	铁 盐/%											
	含水率/%											
YJ 型活性炭	粒度直径 3 ~ 4mm 长度 2 ~ 20mm > 95% 碘吸附率 $\geq 22\%$ 含 水 率 < 5%	外观:圆柱形颗粒	水处理及空气净化									

续表

牌 号	规 格	性 能	用 途
工业品活性炭	粒度按用途不同,细度有粗、细之分 亚甲基蓝吸附力:1:0.28 含水率 $\leq 10\%$ 铁盐 $\leq 0.1\%$	比表面积 1200~1500 m^2/g pH 值 4.5~7.5	糖精及各种化工原料、药物粗制品的脱色,水的净化除臭脱色等 粗粒炭适于胶状介质脱色,滤速快
15# 颗粒活性炭	粒度直径 3~3.5mm 长度 5~20mm $\geq 85\%$ 碘值 $\geq 53\%$ 机械强度 $\geq 5\text{kg}$	外观:圆柱状颗粒	空气净化,水处理及溶剂回收,各种气体处理
航标用活性炭	吸附力丙酮 $\geq 70\%$ (液相吸附) 粒度 1~8mm $\geq 95\%$ 含水率 $\leq 5\%$	外观:无定形颗粒状 堆密度 180~220 g/L 磨损率 $\leq 5\%$	航标充乙炔气钢瓶装填,吸收丙酮之用。亦可用于空气过滤、净化水质、除臭及杂质
防污 2# 活性炭	粒度(8~20目) $\geq 90\%$ 含水率 $\leq 15\%$	外观:细散颗粒,具有显著的吸附选择性,对除氯具有特殊效能 脱余氯能力 $\geq 90\%$ 除硫化氢 $\geq 98\%$ pH 值 4.5~7.5 堆密度 $\leq 250\text{g/L}$	饮水脱除余氯、除臭
活性炭棒	粒度直径 50 $\pm 2\text{mm}$ 长度 255 $\pm 2\text{mm}$	外观:棒状,对脱除饮水的臭味、浑浊效果好 除硫化氢能力 $\geq 95\%$ 过滤速度 $\geq 50\text{L/h}$ 孔径 15 $\pm 1\text{mm}$	去除饮用水的臭味和浑浊杂质
766-2 型活性炭	吸附力 溴酚蓝 $\geq 90\%$ 糖色 $\geq 90\%$ 含水率 $\leq 10\%$	pH 值: ≤ 5 对脱除水中油污效果较好	糖类脱色精制,也可用于水质净化脱除油污及其他杂质
K11-3 颗粒状活性炭	颗粒直径 2.7~3.3mm 长度 5~20mm 苯静吸附 $\geq 25\%$ 含水率 $\leq 5\%$	外观:黑色圆柱形颗粒 机械强度 98%	净化空气中的杂质和杂菌,也可用于脱硫、有机溶剂回收、饮水除臭净化,各种工业废水深度处理

10.5 填 料

(1) 常用滤料的孔隙率和比表面积 见表 10.5.1。

表 10.5.1 常用滤料的孔隙率和比表面积

粒度/mm	碘砂粒			无烟煤粒			石榴石粒		
	孔隙率	比表面积		孔隙率	比表面积		孔隙率	比表面积	
		m^3/m^3	cm^2/g		m^3/m^3	cm^2/g		m^3/m^3	cm^2/cm^3
2.5~1.2	0.55	45.04	30.4	0.44	25.5	37.8	0.45	16.33	37.1
1.2~0.6	0.55	89.48	60.4	0.44	50.6	75.1	0.45	32.93	74.8
0.6~0.3	0.55	154.07	104	0.46	87.3	125	0.50	56.17	116
0.3~0.15	0.55	303.15	208	0.46	174	249	0.56	111.71	203

在不同冲洗强度下滤料的松密度见表 10.5.2。

表 10.5.2 滤料的松密度

滤料	相对密度	粒度/mm	在下列反冲洗强度 $[L/(s \cdot m^2)]$ 下的松密度 $/(g/cm^3)$										
			5	10	12	14	16	18	20	25	30	35	40
石榴石	4.13	0.297~0.250	2.18	1.9	1.84	1.78	1.71	1.66	1.60	1.47	1.37	—	—
石英砂	2.65	0.84~0.707	1.97	1.85	1.81	1.78	1.75	1.71	1.68	1.60	1.54	1.47	1.42
		0.595~0.500	1.87	1.74	1.69	1.65	1.61	1.58	1.56	1.50	1.44	—	—
		0.5~0.42	1.82	1.68	1.64	1.60	1.56	1.53	1.50	1.41	1.35	1.27	1.23
		0.42~0.354	1.73	1.61	1.56	1.54	1.48	1.45	1.41	1.33	1.26	—	—
无烟煤	1.5~1.7	2.0~1.68	—	1.31	1.31	1.30	1.29	1.28	1.27	1.24	1.21	1.19	1.17
		1.41~1.19	—	1.29	1.29	1.27	1.26	1.24	1.23	1.20	1.16	1.14	1.12
		1~0.841	—	1.25	1.24	1.23	1.21	1.19	1.18	1.15	1.12	1.09	1.07
		0.707~0.595	—	1.21	1.20	1.18	1.16	1.15	1.13	1.09	0.6	—	—

陶粒、ESP发泡塑料等滤料的规格及性能见表 10.5.3。

表 10.5.3 陶粒、EPS发泡塑料等滤料的规格及性能

滤料	粒径/mm	物理化学特性
陶粒	1.0~2.14	粒径 5~10、10~20、20~30mm 堆积密度 660~700、590~630、480~520kg/m ³ 化学成分 SiO ₂ 61%~66%；Al ₂ O ₃ 19%~24%；Fe ₂ O ₃ 4%~9%；CaO·MgO 1.5%~3.0%
EPS发泡塑料滤珠	1.0~1.6 (未发泡粒径 0.53~0.85)	组成：在悬浮聚苯乙烯树脂中加入石油液化气而发泡制成的球状颗粒，在受热后(>70℃)体积膨胀，形成白色小球 堆积密度 80~100g/cm ³ ；孔隙率~50%
天然锰砂(除铁)	0.6~32	原料来源：氧化锰矿石重选加工的尾矿 化学成分：MnO ₂ ≥40%
活性氧化铝(除氟)	2~3	比表面积 200~400m ² /g；总孔容积 0.3~0.6cm ³ /g 孔径：1.0~2.0nm，35%~40% 2.0~3.0nm，32%~36% 堆密度≤0.9kg/L；点抗压强度≥2.0kg/颗；饱和平衡吸附量>28%水

(2) 冷却塔用斜波纹板(斜交错)填料规格 见表 10.5.4。

表 10.5.4 斜波纹板填料规格及性能

规格	材质	外形尺寸					单位体积 填料长度/ (m/m ³)	使用 温度/ ℃	组件 重量/ (kg/m ³)	生产厂
		波距/ mm	波高/ mm	斜角/ 度	壁厚/ mm	宽度/ mm	长度/ mm			
35×15-60°	改性硬 聚氯乙烯	35	15	60	0.5				50	江苏东台 县冷却设备 厂
50×20-60°		50	20	60	0.5				40	
35×15-60° (小波)	改性聚 氯乙烯、 硬聚氨 乙烯	35	15	60	0.3~0.4		按用户 要求	散热面积 180m ² /m ³		江苏宜兴 县建筑设备 厂
50×20-60° (大波1)		50	20	60	0.3~0.4		按用户 要求	散热面积 148m ² /m ³		
70×35-60° (大波3)		70	35	60			按用户 要求			

续表

规格	材质	外形尺寸						单位体积 填料长度/ (m/m ³)	使用 温度/ ℃	组件 重量/ (kg/m ³)	生产厂
		波距/ mm	波高/ mm	斜角/ 度	壁厚/ mm	宽度/ mm	长度/ mm				
35 × 15-60°	聚丙烯	35	15	60	0.5 ~ 0.7	240 ~ 250	2000	270	≤ 80	35	上海塑料 制品厂
50 × 20-60°		50	20	60	0.7 ~ 0.9	240 ~ 250	2000 ± 40	200	≤ 80	30	
35 × 14-60°	改性聚 氯乙烯	35	14	60	0.3 ~ 0.4	最大 400	不限		≤ 50	50	洛阳市塑 料厂
50 × 20-60°		50	20	60	0.3 ~ 0.4	最大 400	不限		≤ 50	40	
40 × 20-60°	改性聚 丙烯	40	20	60	0.5 ~ 0.6	250 ± 10	不限			45 ~ 50	阜新市塑 料制品二厂
35 × 15-60°	硬聚氯 乙烯	35	15	60							河北省三 河县高 楼中 学 校 办 塑 料 厂
42 × 20-60°		42	20	60							
玻璃钢波 纹板填料	玻璃钢	35, 55, 68, 76	15, 17, 20, 25	45, 60							河北省枣 强县官 庄峰 窝填料厂
35 × 15-30°	改性聚 氯乙烯、 硬聚氯 乙烯	35	15	30	0.3 ~ 0.4	≤ 1000	按用户 要求	散热面积 186m ² /m ³			江苏宜兴 县建筑设 备厂
50 × 20-30°		50	20	30	0.3 ~ 0.4	< 1000	按用户 要求	148m ² /m ³			
35 × 15-30°	改性聚 氯乙烯	35	15	30	0.5					50	江苏东台 县冷却设 备厂
50 × 20-30°		50	20	30	0.5					40	
75 × 35-30°		75	35	30	0.6					24	
75 × 35-30°	聚丙烯	70 ± 3	35 ± 3	30	0.9 ~ 1.1	480 ~ 500	2000 ± 40	60	80	30	上海塑料 制品二厂
23 × 9-45°	硬聚氯 乙烯	23	9	45							河北三河 县高 楼中 学 校 办 塑 料 厂
32 × 8-90° 单波纹板	改性聚 氯乙烯	32	8	90						23	江苏东台 县冷却设 备厂
35 × 15-60° 铝合金波 纹板填料	铝合金	35	15	60	0.4	270 ~ 280	2000		100	70	江苏海门 县临江冷 却设备厂

(3) 吹脱塔、反应塔填料规格及性能 见表 10.5.5。填料的流体力学特性见表 10.5.6。

表 10.5.5 鲍尔环、阶梯环、矩鞍型、多面空心球、花环形塑料填料规格及性能

填料名称	规格 mm	实际尺寸 (外径×高×壁厚) mm	填料表 面积 cm ² /个	比表面积 α m ² /m ³	孔隙率 ϵ m ³ /m ³	干填料 因子 α/ϵ^3	湿填料 因子 α/ϵ^3	堆积系数 n 个/m ³	堆密度 r_p kg/m ³	材质	技术特点	用途及 适用条件	生产厂
鲍尔环填料	$\phi 16$	16×16×1.2			0.911	249		111840	141	聚丙烯	鲍尔环填料系在普通拉西环的壁上开二层长方形小窗,小窗叶在环中心相搭,上下两层窗位置交错,因此阻力降低,气速可提高,液相分布均匀,同样压强下,处理量可比拉西环提高50%以上	适用于二氯化碳、臭气塔、臭气接触反应塔及其他反应塔等作为接触填料	浙江嘉兴 市塑料三厂
	$\phi 25$	25×25×1.2	194	194	0.87	294		53500	101	聚丙烯			
	$\phi 38$	38×38×1.4	97.6	155	0.89	220		15800	98	聚丙烯			
	$\phi 50^{(*)}$	50×50×1.5	172	112	0.901	154		6500	74.8	聚丙烯			
	$\phi 50^{(*)}$	50×50×1.5	152	92.7	0.90	127.2		6100	73.7	聚丙烯			
	$\phi 76$	76×76×2.6	382	73.2	0.92	94		1927	36.8g/个	聚丙烯, 碳塑料, 增强聚丙烯塑料			江苏南通 县塑料制品 三厂, 南通县 塑料玻璃制 品厂($\phi 76$)
阶梯环填料	$\phi 25$	25×25×1	190	194	0.879	294	320	53500	101	聚丙烯	阶梯环的外形,一端为1/2高的原拉西环或鲍尔环,另一端为填料高的约1/5的喇叭口,中心有两层十字形的翅片,上下两层翅片交错成45°。由于其形状不对称的特点,在填料层内减少了填料环的相互重叠,增大了孔隙率,压强降低,传热效果提高,据测定阶梯环比同尺寸鲍尔环的压强降低30%左右	适用于二氯化碳、臭气塔、臭气接触反应塔、合成反应塔等	浙江嘉兴 市塑料三厂
	$\phi 25$	25×12.5×1.4	28	228	0.90	313		81500	97.8	聚丙烯			
	$\phi 38$	38×18×1.4	48.7	132.5	0.91			27200	57.5	聚丙烯			
	$\phi 50$	50×25×1.5	106.3	114.2	0.927	133.4		10740	54.8	聚丙烯			
	$\phi 76$	76×38×2.8	252	76.7	0.93	95.4		3044	63	聚丙烯			
阶梯环填料	$\phi 25$	25×12.5×1		197	0.92	(平均) 174	245	81500	97.8	聚丙烯, 增强塑料, 化学纤维聚丙烯塑料			江苏南通 县塑料制品 三厂
	$\phi 50$	50×25×1.5		118	0.93	(平均) 100	120	9980	76.8	聚丙烯			
	$\phi 76$	76×38×2		79	0.95	(平均) 87	96	3500	83.5	聚丙烯			

续表

填料名称	规格 mm	实际尺寸 (外径×高×壁厚) mm	填料表 面积 cm ² /个	比表面积 a m ² /m ³	孔隙率 ϵ m ³ /m ³	干填料 因子 a/ϵ^3	湿填料 因子 a/ϵ^3	堆积系数 n 个/m ²	堆密度 r_p kg/m ³	材质	技术特点	用途及 适用条件	生产厂
多面空心球 填料	$\phi 25$	$\phi 25$		460	0.84			85000	145	聚丙烯	在球中部沿整个周长 有一道加固环,环的上、 下各有十二片球瓣,沿 中心轴呈放射形布置。 空心球填料属乱堆填料	适用于 二氧化碳 脱气塔、 接触反应 塔填料	南通县塑料 制品厂、江 苏丹徒塑料二 厂、无锡县扬 市公社塑料厂 ($\phi 50$)
	$\phi 50$	$\phi 50$		236	0.90			11500	105	塑料			
矩鞍型填料	16	16×1		461	0.806	879		365099	167	聚丙烯 塑料		适用于 二氧化碳 脱气塔、 臭氧接触 反应塔、 化工合成 塔等填料	浙江嘉兴市 塑料三厂
	25	25×1.2		288	0.847	473		97680	133				
	38	38											
	50	50											
花环型填料	76	76×2.6	543	200	0.885	289		3700	28.25	聚乙烯 (PE), 聚丙烯 (PP), 聚氯乙烯 (PVC)			适用特 雷勒特反 应塔,也 可适用于 其他塔型 作填料
	S型 $\phi 45$	$\phi 45 \times 19 \times 3 \times 3$ (9环)		185				32500	PE 119 PP 111 PVC 206		适用温度: PE $\leq 90^\circ\text{C}$ PP $\leq 120^\circ\text{C}$ PVC $\leq 60^\circ\text{C}$		
	M型 $\phi 73$	$\phi 73 \times 27.5 \times 3 \times 4$ (12环)		127				8000	PE 102 PP 102 PVC 149				
	L型 $\phi 95$	$\phi 95 \times 37 \times 3 \times 6$ (12环)		102~94				3600~3900	PE 95 PP 88 PVC 150				
蜂窝形鲍尔 环填料	$\phi 74$	$\phi 74 \times 44 \times 1.3$	293.78	145.54	0.918	188.13		4954	74.7 (15.07g/个)	ABS 塑料		生化塔 填料	

注:表中鲍尔环填料, $\phi 50$ (米)为米字形筋, $\phi 50(\bullet)$ 为井字形筋。

表 10.5.6 几种填料的流体力学特性参考表

淋水密度/ [m ³ /(m ² ·h)]	泛 点											
	空塔气速 W_F /(m/s)						压降 ΔP_F /(×9.8Pa/m)					
	鲍尔环 (φ76)	鲍尔环 [φ50(米)]	鲍尔环 [φ50(*)]	阶梯环 (φ50)	阶梯环 (φ38)	矩鞍型 (76)	鲍尔环 (φ76)	鲍尔环 [φ50(米)]	鲍尔环 [φ50(*)]	阶梯环 (φ50)	阶梯环 (φ38)	矩鞍型 (76)
15		3.17	3.18	3.26				165	117	92		
30	1.5	2.95	2.86	2.83	2.70		10.6	245	117	97	144	22
50	1.5	2.45	2.40	2.46	2.10		14	210	140	130	150	31
70	1.5	2.20	2.03	2.03			21	266	122	96		37.5
90	1.5	1.94	1.85	1.70			28.6	255	163	102		53
100					1.30						152	

淋水密度/ [m ³ /(m ² ·h)]	载 点											
	空塔气速 W_C /(m/s)						压降 ΔP_C /(×9.8Pa/m)					
	鲍尔环 (φ76)	鲍尔环 [φ50(米)]	鲍尔环 [φ50(*)]	阶梯环 (φ50)	阶梯环 (φ38)	矩鞍型 (76)	鲍尔环 (φ76)	鲍尔环 [φ50(米)]	鲍尔环 [φ50(*)]	阶梯环 (φ50)	阶梯环 (φ38)	矩鞍型 (76)
15		2.42	2.43	2.54				88	50	42		
30		2.41	2.37	2.18				108	58	48		
50		2.04	1.96	2.10				98	58	64		
70		1.93	1.7	1.46				134	64	40		
90		1.65	1.50	1.05				118	93	35		
100												

淋水密度/ [m ³ /(m ² ·h)]	填 料 因 子(φ)											
	泛点填料因子 ϕ_F /m ⁻¹						压降填料因子 ϕ_P /m ⁻¹					
	鲍尔环 (φ76)	鲍尔环 [φ50(米)]	鲍尔环 [φ50(*)]	阶梯环 (φ50)	阶梯环 (φ38)	矩鞍型 (76)	鲍尔环 (φ76)	鲍尔环 [φ50(米)]	鲍尔环 [φ50(*)]	阶梯环 (φ50)	阶梯环 (φ38)	矩鞍型 (76)
15		143.6	146.3	138.7				134.9	102	93		
30	104	133.1	140.3	141.1	230	130	60	150.0	114	99		94
50	99	142.7	143.3	140.3	220	123	60	158.1	114.1	106	118.6	92
70	89	124.0	134.3	130.6		105	63	155.1	132.17	117		90
90	82	115.1	125.7	136.5		96	66	147.4	152.2	129		82
100					192						130	

注: 1. φ76 阶梯环流体力学特性数据: 淋水密度 30 ~ 90m³/(m²·h), $W_F = 3.39 \sim 2.12$, $\Delta P_F = 93 \sim 89$, $\phi = 69 \sim 81$, $\phi_F = 129 \sim 116$ 。

(4) 斜蜂窝、斜管 塑料斜蜂窝(管)产品规格见表 10.5.7, 玻璃钢及纸质斜蜂窝(管)产品规格见表 10.5.8。

表 10.5.7 塑料斜蜂窝(管)规格及性能

类型	材质	规 格				块体尺寸 (斜长×宽×高) mm	材质性能	块体质量 kg/m ³	生产厂
		内切圆 直径 mm	壁厚 mm	斜角 度	比表面积 m ² /m ³				
全塑料 型斜蜂 窝管	聚丙烯 硬片 或乙、 丙共聚 塑料硬 片	25	0.45 ~ 0.5	60 (根据订 货要求可 做成 30°、 45°、55°)		1000×500 ×866 1000×1000 ×866 或根据设计要 求生产	相对密度 0.91 ~ 0.95; 抗拉强度 ≥29MPa; 耐温 -20 ~ +80℃; 直角撕断强度(横向) 16.5MPa; 外观色泽:乳白色半透明体	38	浙江 省玉环 县轻化 特艺厂
		30	0.45 ~ 0.5					33	
		32	0.47 ~ 0.5					31	
		35	0.5 ~ 0.6					32	
		40	0.6 ~ 0.7					33	
		50	0.6 ~ 0.7					36	

续表

类型	材质	规格				块体尺寸 (斜长×宽×高) mm	材质性能	块体质量 kg/m ³	生产厂	
		内切圆 直径 mm	壁厚 mm	斜角 度	比表面积 m ² /m ³					
全塑料 型斜蜂 窝管	聚丙烯 塑料	25	0.40~0.45	60		1000×500 ×866	相对密度 0.90~0.92; 抗拉屈服强度 25~30MPa 低温脆化温度 -20℃; 使用温度 -10~+80℃ 相对密度 0.91~0.93; 半六角形片材: 抗拉强度 纵向 25MPa 横向 22MPa 断裂时相对伸长率: 纵向 ≥300% 横向 ≥25%	~43	上海 塑料配 件厂、 上海塑 料配件 二厂	
		35	0.40~0.45			1000×1000 ×866		~32		
		50	0.80~0.85			1000×500 ×866		~43		
		20	0.45						~44kg/m ²	武汉 塑料十 一厂
		25							~38kg/m ²	
		30							~34kg/m ²	
		35							~28kg/m ²	
		50							~28kg/m ²	
		70							~22kg/m ²	
无毒聚 氯乙烯斜 蜂窝管	无毒聚 氯乙烯	25	60		1000×500 ×866 1000×1000 ×866	相对密度 1.38, 维卡软化温度 76℃, 抗 拉强度 41.5~49.6MPa 伸长率(100℃, %) (1.6~2.4) 曲折试验(80°曲折一次) 合格	65	江苏 宜兴县 建筑设 备厂		
		30					55			
		35					45			
		40					40			
		50					35			
		60					30			
全塑料 型斜蜂 窝管	聚氯 乙烯 硬片	20	0.4~0.5	60 (按订货 要求可做 其他斜角 度)		1000×500 ×866	相对密度 1.4~1.5; 抗拉强度 ≥45MPa 使用温度 -5~+50℃		浙江 省玉环 县轻化 特艺厂	
		25	0.47~0.5							
		32	0.47~0.5			1000×750 ×866				
		36	0.5~0.7							
		36	0.5~0.6			1000×500 ×866				
		52	0.5~0.6							
		80	0.6~0.8							
		100	0.6~0.8							
全塑型 斜蜂窝管	聚氯 乙烯 塑料	10	0.50	60		1000×700 ~800×866	聚氯乙烯: 相对密度:1.35~1.45; 使用温度 10~60℃; 聚氯乙 烯: 相对密度 0.9; 使用温度 10~80℃	85/80	江苏 宜兴县 第二环 保设备 厂	
		25						65/60		
		30						54/59		
		35						46/41		
		40						40/35		
		50						32/27		
		60						27/22		
塑料 斜蜂 窝管	聚氯 乙烯 塑料	25	0.40~0.45			1000×500 ×866 1000×1000 ×866	相对密度 1.4~1.5; 抗拉强度 ≥45MPa; 使用温度 -5~+45℃	~62	上海 塑料配 件厂	
		35	0.40~0.45			1000×500 ×866		~42		
		50	0.75~0.80			1000×500 ×866		~50		

注: 1. 全塑料型斜蜂窝管组装方式一般采用热焊接。

2. 宜兴县第二环保设备厂生产的斜蜂窝管重量上行为聚氯乙烯, 下行为聚丙烯。

表 10.5.8 玻璃钢及纸质斜蜂窝(管)规格及性能

类型	材质	规格				块体尺寸 (斜长×宽×高) mm	块体质量 kg/m ³	生产厂
		内切圆 直径 mm	壁厚 mm	斜角 度	比表面积 m ² /m ³			
玻璃钢 斜蜂窝管	酚醛树脂 玻璃钢	25	0.20	60	153	1000×500×866	26~29	浙江省玉 环县净水设 备厂
		36			98		19~22	
		52			72		16~19	
		80			46		13~16	
		100			31		9~12	
玻璃钢 斜蜂窝管	酚醛树脂 玻璃钢	25	0.20	60	137	1000×500×866	26~29	浙江省玉 环县环保器 材厂
		36			92	1000×500×750	17~20	
		36			92	1000×500×866	17~20	
		52			66		14~17	
		80			43		10~13	
					35		7~10	
玻璃钢 斜蜂窝管	酚醛玻璃钢	25	0.40	60		1000×500×866	27~30	苏州市吴 县黄桥新联 净化设备厂
		35					20~23	
		50					17~19	
		80						
		100						
纸质斜 蜂窝管	80克牛皮 纸、酚醛树 脂浸渍	36	0.19	60	75	1000×500×866 1000×1000×866	11~13	浙江省玉 环县净水设 备厂、浙江 省玉环县环 保器材厂

注：1. 当需用量大时，各玻璃钢斜蜂窝管厂均可现场固化和安装；

2. 各厂均可生产表列以外的来图加工其他规格的斜蜂窝管；

3. 以玻璃纤维为增强材料的玻璃钢斜蜂窝管用于饮用水净化时应征得卫生监督部门的同意。

(5) 直蜂窝管规格及性能 见表 10.5.9

表 10.5.9 直蜂窝管规格及性能

类型	材质	规格			块体尺寸 (长×宽×高) mm	用途	块体质量 kg/m ²	生产厂
		内切圆 直径 mm	壁厚 mm	比表面积 m ² /m ³				
玻璃钢 直蜂窝管	酚醛树脂 玻璃钢	36	0.20	110	800×700×200	塔式生物滤池、 接触氧化池、中小 型冷却塔的填料	20~23	浙江省玉环 县环保器材厂
		25		158	800×800×230		31~34	
		19		208	700×500×1000		41~44	
	酚醛树脂 玻璃钢	25	0.20	153	1000×500×920		31~33	浙江省玉环 县净水设备厂
					800×800×200			
		19		201	800×700×200 800×800×230		41~44	
玻璃钢 直蜂窝管	聚酯树脂 玻璃钢	25	0.5			生物接触氧化池 填料、塔式生物滤 池填料	85	江苏宜兴县 建筑设备厂
		40					50	
塑料直 蜂窝管	聚氯乙烯 硬片	19	0.4		700×500×200	生物接触氧化填 料,也可用于中小 型冷却塔填料		浙江省玉环 县轻化特艺厂
		25	0.4~0.47		800×800×230			
		30	0.4~0.47		1000×500×900			
		32	0.47~0.5		800×500×200			
		36	0.47~0.5		或按设计要求			
玻璃布 芯直蜂窝	酚醛树脂 玻璃钢	4			长:800、1000 宽:800 高:50~300	中、小型冷却塔 填料		河北省枣强 县官庄蜂窝填 料厂
		9						
		15						
纸质直 蜂窝管	80克牛 皮纸坯浸 渍酚醛树脂	25	0.19	153	1000×800×200 800×800×200	塔式生物滤池及 中、小型冷却塔 填料	19~22	浙江玉环县 环保器材厂、 玉环县净水设 备厂
		19		201			24~28	
纸质直 蜂窝管		8			长:800、1000、 1200 宽:650、700、1000 高:50~400	中小型冷却塔 填料		河北省枣强 县官庄蜂窝填 料厂
		12						
		14						
		18						
		20						

(6) 立体波纹塑料填料 立体波纹塑料板填料适用于塔式生物滤池填料, 具有孔径大、不易被堵塞, 流程长, 重量轻、强度高特点。据介绍, 粘合成填料块体后能承受起维修工人重量的负荷。

规格及性能见表 10.5.10。

表 10.5.10 立体波纹板塑料 (PVC) 填料

型号	梯形断面孔径 mm	比表面积 m^2/m^3	孔隙率 %	块体尺寸 长×宽×高 mm	质量 kg/m^3	生产厂
立波-1	50×100	113	96	1600×800×50	50	北京市维尼纶厂研制, 江苏宜兴县第二环保设备 厂生产
立波-2	40×85	150	93	1600×800×40	60	
立波-3	30×65	198	90	1600×800×30 1700×900×40	70	

注: 安装两层填料 90°交错排列, 运输及保管中应避免曝晒和压重物。

(7) 软性填料规格性能 见表 10.5.11。

表 10.5.11 软 性 填 料

参数	A ₁	A ₂	A ₃	B ₁	B ₂	B ₃	C ₁	C ₂	C ₃	D ₁	D ₂	D ₃	E ₁	E ₂	E ₃
纤维束长度/ mm	40	40	100	60	60	120	80	80	160	120	120	200	160	160	220
纤维束含 单丝量/ (根/束)	81000														
束间距离/ mm	20	20	30	30	30	40	40	40	60	60	60	80	80	80	90
安装距离/ mm	40	40	100	60	60	120	80	80	160	120	120	200	160	160	220
纤维束量/ (束/m ³)	31250	31250	3333	9267	9267	1725	3906	3906	650	1157	1157	313	488	488	225
单根填料 长度/ (m/m ³)	625	625	100	278	278	69	156	156	39	69	69	25	39	39	20
理论比表 面积/ (m ² /m ³)	22254			9891			5563			2472			1390		
空隙率/ %	> 99														
单位质量/ (kg/m ³)	20~23	50~52	16~18	10~11	17~19	9~10	5~6	7~9	4~5	2~3	3~4	2.5~3	1.4~2	1.8~2	1.5~2
成膜后基 本质量/ (kg/m ³)	450			200			110			50			30		

(8) SNP 型悬浮式填料球 由桑德集团开发的 SNP 型生物填料由纤维球体、网格状外壳和通心多孔柱体三部分组成。球体纤维采用带有极性基团的塑料纤维制造; 在反应器中处于悬浮状态, 不需固定, 只需在反应池出水端设置截留隔网即可, 隔网网孔 $\leq 50\text{mm}$ 。

该填料装填体积一般为普通接触氧化池容积的 8%~13%, 水解调节池的 5%, 好氧或厌氧流化床的 15%~25%, 好氧或厌氧滤池的 40%~60%。

10.6 过滤器材

(1) 双层陶瓷滤砖规格及性能 见表 10.6.1。

表 10.6.1 双层陶瓷滤砖规格及性能

型 号	外形尺寸 (长×宽×高) mm	下层双孔 腔尺寸 (B×H) mm	上层双孔 腔尺寸 (B×H) mm	下层配水孔		上层配水孔		不同冲洗强度时水头损失 m			性能及说明	质量 kg/块	生产厂
				孔数-孔径 mm	开孔率 %	孔数-孔径 mm	开孔率 %	15L/ (m ² ·s)	16L/ (m ² ·s)	18L/ (m ² ·s)			
F-I 型滤砖	600×280×250	110×110	110×80	4-φ25	1.37	96-φ4	0.72	0.51	0.60	0.73	F-I 型滤砖技术性能 (测定值): (1)机械强度 裂缝荷载 0.25MPa 破裂荷载 0.92MPa 抗折强度 21.3MPa (2)滤砖入口局部水头 损失系数 $\xi = 1.5$	40	江苏省 宜兴县东 凤陶瓷厂
F-I A 型半砖	300×280×250	110×110	110×80	2-φ25	1.37	48-φ4	0.72	0.51	0.60	0.73		20	
F-I B 型封头砖	400×280×250	110×110	110×80	2-φ25	1.37		0.72	0.51	0.60	0.73		27	
F-II 型滤砖	600×280×250	110×110	110×80	4-φ30	1.37	136-φ4	0.95	0.40	0.44	0.57		40	
F-II A 型半砖	300×280×250	110×110	110×80	2-φ30	1.37	68-φ4	0.95	0.40	0.44	0.57		20	
F-II B 型封头砖	400×280×250	110×110	110×80	2-φ30	1.37	88-φ4	0.95	0.40	0.44	0.57		27	
F-III 型滤砖	600×280×320	110×110	110×110	4-φ30	1.37	136-φ4	0.60	0.80	0.92	1.17		40	
F-III A 型半砖	300×280×320	110×110	110×110	2-φ30	1.37	68-φ4	0.60	0.80	0.92	1.17		20	
F-III B 型封头砖	400×280×320	110×110	110×110	2-φ30	1.37	88-φ4	0.60	0.80	0.92	1.17		27	
F-IV 型滤砖	600×280×320	170×110	90×110	4-φ28	1.37	136-φ4	0.95	0.40	0.44	0.57		47	
F-IV 型半砖	300×280×320	170×110	90×110	2-φ28	1.37		0.95	0.40	0.44	0.57			
F-IV 型封头砖	400×280×320	170×110	90×110	2-φ28	1.37		0.95	0.40	0.44	0.57			
会理双层陶瓷滤砖	450×300×250			中层 4-φ30	2.1	96-φ4	0.89	冲洗强度 14L/ (m ² ·s)			过滤工作时滤砖水头 损失 (滤速 13m/h) 为 0.05m; 抗压强度 1 ~ 2.9MPa		四川省 会理县美 术陶瓷厂
				下层 2-φ100	11.62			0.20					

注: F 型滤砖选用说明:

1. F-I、II 型适用于虹吸、双阀滤池及普通快速滤池; F-II、IV 型适用于虹吸滤池及高速滤池。
2. 滤池单格平面尺寸 (长×宽) 均应为滤砖尺寸 300mm (已包括接缝宽 20mm 在内) 的倍数, 封头砖长 400mm, 其中伸进墙下 100mm 系封口所需长度。为配合双层滤砖的布置, 设计滤池结构尺寸时, 底板与壁板联接处不能做“斜托”, 应做成 90°直角相交。
3. 滤砖前配水渠内的流速, 一般应限制在 0.6~0.7m/s, 以防布水不均匀。
4. 各型号号的半砖、封头砖均为与相应型号的滤砖相配套使用。

(2) 滤头(排水帽)规格及性能 见表 10.6.2。

(3) 玉环县华东水处理设备厂生产的 QS 型气水反冲洗用滤头规格 见表 10.6.3。

表 10.6.2 滤头(排水帽)规格及性能

型号	规格 mm	结构 形式	本体材质	缝隙 宽度 mm	缝隙面积 mm ² /个	特性说明及用途	重量 g/个	生产厂
PB ₁ -500 (短型)	中心管 φ15 连接管 螺纹 M20	梅花形 叠片式	聚丙烯 塑料	0.25	500	叠片厚度 2mm 叠片外径 50mm 外表缝隙总面积:支撑点面 积:中心管圆面积:中心管过水 缝隙面积 = 3:1:1:1 具有机械强度高、比缝隙面 积大、在纯水中稳定性好的特 点,适用于活性炭过滤器及离 子交换柱中使用	39.8	上海工 业建筑设 计院设计, 浙江上虞 县四埠东 海塑料厂 生产
PB ₂ -500 (长型)							49.6	
双面叠片式滤头		蘑菇形 叠片式	ABS 塑料	0.35	286~303	具有机械强度好 缝隙尺寸 稳定、过流量大、阻力小等特 点。适用于离子交换柱、活性 炭过滤器使用,也可用于快滤 池的排水系统	108	江苏如 东县掘港 塑料厂
单面叠片式滤头		蘑菇状 叠片式	ABS 塑料	0.35	286~303	同双面叠片式,但过水缝隙 面积比双面叠片式小约 50%	68	
塔形滤头 (内螺纹连接)	G ¹ / ₂ in	缝隙式	尼龙 6 (PA6)			适用于离子交换柱、活性炭 过滤器的排水系统	36	
塔形滤头 (外螺纹连接)							44	
尼龙滤头	φ20	圆柱形 缝隙式	尼龙 1010	0.5		配有 a、b 两种不同接管 形式 使用温度 -30~+80℃ 适用于机械过滤器、交换柱 等粒径大于 0.5mm 滤料层的排 水系统,也可用于快滤池的排 水系统		上海胜 德塑料厂

注: 1in = 0.0254m。

表 10.6.3 QS-1.2 型气水反冲洗用滤头规格

名称 型号	材 料	总长度 mm	预埋套管长度 mm	缝隙条数	缝隙高度 mm	平均缝隙宽度 mm	一个滤头 缝隙面积 cm ²
QS-1	ABS	292	80	40	2×12.5	0.25	2.5
QS-2	ABS	292	80	40	25	0.25	2.5
QS-1 (短)	ABS	146	80	40	2×12.5	0.25	2.5
QS-2 (短)	ABS	146	80	40	25	0.25	2.5

(4) 塑料微孔过滤材料性能和规格 见表 10.6.4 ~ 表 10.6.6。

表 10.6.4 微孔聚乙烯及聚氯乙烯管、板材过滤介质性能

种类	项目	平均孔径/ μm								性能
微孔聚乙烯管	型号	PE-1	PE-2	PE-3	PE-4	PE-5	PE-6	PE-7	PE-8	相对密度 0.4 ~ 0.6 使用温度 长期 $\leq 80^{\circ}\text{C}$ 孔隙率 34% ~ 60% 过滤自来水流量 $3 \sim 4\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ (用壁厚 6 毫米管测定下同)
	平均孔径	80 ~ 140	45 ~ 80	30 ~ 45	25 ~ 30	20 ~ 25	15 ~ 20	10 ~ 15	5 ~ 10	内压强度 1MPa 外压强度 0.4MPa 冲击强度 4.5MPa
微孔聚氯乙烯管	型号	PVC-1	PVC-2	PVC-3	PVC-4	PVC-5	PVC-6			相对密度 0.9 ~ 1.0 使用温度 长期 $\leq 60^{\circ}\text{C}$ 孔隙率 19% ~ 38% 过滤自来水流量 $1.5 \sim 2.5\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$
	平均孔径	80 ~ 140	45 ~ 80	30 ~ 45	25 ~ 30	20 ~ 25	15 ~ 20			内压强度 2MPa 外压强度 1MPa 冲击强度 0.2 ~ 0.7MPa
微孔聚乙烯、聚氯乙烯板	型号 平均孔径	同相对应的微孔聚乙烯及微孔聚氯乙烯管								

表 10.6.5 微孔聚乙烯、聚氯乙烯过滤管规格及价格

名称	规格 (外径 \times 内径 \times 管长)/mm	质量/ (kg/根)	材质型号	生产厂
微孔聚乙烯(PE) 过滤介质(管)	31 \times 19 \times 1000		PE-1 ~ 6	浙江 温州市长征化工厂
	31 \times 19 \times 1200		PE-1 ~ 6	
	31 \times 15 \times 800		PE-1 ~ 6	
	31 \times 15 \times 1000		PE-1 ~ 8	
	31 \times 15 \times 1200		PE-1 ~ 6	
	51 \times 39 \times 1000		PE-1 ~ 6	
	51 \times 23 \times 1000		PE-1 ~ 6	
	51 \times 19 \times 1000		PE-1 ~ 6	
	51 \times 15 \times 1000		PE-1 ~ 6	
	25 \times 8 \times 750		PE-1 ~ 8	浙江 青田县塑料制品厂
	25 \times 14 \times 750			
	25 \times 16 \times 750			
	31 \times 14 \times 1000			

续表

名 称	规 格 (外径×内径×管长)/mm	质 量/ (kg/根)	材质型号	生 产 厂
微孔聚乙烯(PE) 过滤介质(管)	31×16×1000		PE-1~8	浙 江 青田县塑料制品厂
	31×16×1000			
	31×20×1000			
	38×14×1000			
	38×16×1000			
	38×20×1000			
	50×14×1000			
	50×16×1000			
	50×20×1000			
	50×35×1000			
	65×35×1000			
	65×45×1000			
	85×35×1000			
	85×45×1000			
	85×70×1000			
微孔聚氯乙烯(PVC) 过滤介质(管)	32×22×1000		PVC-1~6	温州市长征化工厂
	32×22×1200			
微孔聚氯乙烯 过滤管	130×100×900	4.5		上海南翔化工厂
	80×60×900	2.1	一端带 1"	
	70×50×900	1.65	PVC 活接头	
	45×33×900	1.2	一端带 φ10mm 齿形接管端	
	40×25×900	0.85		
	25×15×900	0.4		江 苏 昆山县大市塑化厂 (规格栏为 外径× 壁厚×管长)
	80×12×800			
	50×7.5×800			
	32×6×1000			
	20×4×970			
	16×5×1000			

表 10.6.6 微孔聚乙烯(PE)板形过滤介质规格

PE 方形板	PE 圆形板	材质型号	生 产 厂
规 格 (长×宽×厚)/mm	规 格 (外径×厚)/mm		
300×300×5	120×10	PE-1~6	温州市长征化工厂、浙江青田县塑料制品厂 (规格按订货要求生产)
400×400×5	270×5		
400×400×8	270×8		
600×300×5	500×6		
600×300×8	500×8		
	600×6		
	600×8		

注：1. 江苏省昆山县大市塑化厂生产微孔聚氯乙烯滤板，规格有 650×470×6、650×470×8、450×400×27；

2. 表列参考价格均为温州市长征化工厂数据，其上限值为 PE-6，下限值为 PE-1 制品。

(5) 陶瓷微孔滤芯规格和性能见表 10.6.7~表 10.6.8。

表 10.6.7 微孔陶瓷过滤介质规格及性能

产品名称	最大孔半径/ μm	透气度/ $[\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot 133\text{Pa})]$	耐压强度/ MPa	气孔率/ %	劈裂抗拉/ MPa	滤管或滤板规格/ mm	质量/ kg	生产厂
LS-1	62	3.650	30	26.45		滤 管 ($D \times d \times L$)		江苏宜兴县洪东长征建筑陶瓷厂
LS-2	43	2.950	24	27.6	4.05			
LS-3	24	0.950	29	31.1	5.3			
LS-4	61	3.240	21	29	2.95			
LS-5	44	3.120	17	26.4	1.789	$\phi 80 \times \phi 60 \times 500$	2.0	
LS-6	49	3.400	45	25.1	4.365	$\phi 80 \times \phi 60 \times 280$	1.05	
LS-7	17	3.030	48	31.6	8.840	$\phi 60 \times \phi 35 \times 160$	0.60	
LS-8	13	0.200	59.5	33				
LS-9	9.4	0.0944	63.8	31.4				
LS-10	4.2	0.0750	68.8	33.4				
LS-11	2.5	0.0585	77.5	36.5		$\phi 70 \times \phi 30 \times 240$	1.1	
LS-12	1.6	0.0465	82	31.2		滤板(直径 \times 厚) $\phi 67 \times 5$		
S-C-1	63.8	16.1		35.1				
S-C-2	83.5	21.8	27	31.4				
S-C-3	10.7	22.4	36.3	33.2				

表 10.6.8 陶瓷微孔滤芯(砂滤棒)规格及性能

型号	过滤面积/ ($\text{m}^2/\text{支}$)	外 形 尺 寸 /mm						性 能	生产厂
		H	H ₁	A	B	D ₁	D		
106/112	0.06	290	273	17	25	10	75	孔 径 $\leq 2.5\mu\text{m}$ 孔隙率 47% ~ 52% 吸水率 25% ~ 38% 容 重 2.0 ~ 1.35g/cm ³ 耐酸度 98% ~ 99% (50%的 H ₂ SO ₄ 浸泡 24 ~ 36h) 耐碱度 70% (50% NaOH 浸泡 24 ~ 36h) 过滤效果: 浊度 < 2 大肠菌指数 < 3 个/L 细菌总数 < 100 个/ml	天津市 过滤器厂
108	0.03	210	197	13	25	6	50		
109	0.04	250	237	13	25/5	6	50		
762	0.05	210	193	17	25	10	75		
101	0.1105	工作压力 0.1 ~ 0.3MPa							

(6) 蜂房式管状滤芯 蜂房式滤芯由各种纤维纺成的滤线,按一定规律缠绕在不同材质的多孔管芯上制成。目前生产的滤芯,其滤线为聚丙烯纤维,管芯为注塑聚丙烯。其过滤精度分1、5、10、20、30、50、75、100 μm 八个等级。蜂房式管状滤芯的过滤性能优于一般滤布、滤纸,具有体积小、过滤面积大、滤渣负荷能力较高等优点,宜于在密封系统中使用。可用于水质要求较高部门的精密过滤、纯水制备,也可用滤油、气体净化等。

规格及性能见表 10.6.9。

表 10.6.9 SS 型蜂房式管状滤芯规格及性能

型 号	精度/ μm	压差为 0.014MPa 时的流量/ (m^3/h)	使用压力/ MPa	使用温度/ $^{\circ}\text{C}$	有效过滤 面积/ m^2	外形尺寸/ mm	质量/g
SS-P01 P25	1	0.40	0.2	<60	0.24	$\phi 65 \times 250$	270
SS-P05 P25	5	0.75	0.2	<60	0.24	$\phi 65 \times 250$	240
SS-P10 P25	10	1.30	0.2	<60	0.24	$\phi 65 \times 250$	230
SS-P20 P25	20	1.85	0.2	<60	0.24	$\phi 65 \times 250$	210
SS-P30 P25	30	2.2	0.2	<60	0.24	$\phi 65 \times 250$	210
SS-P50 P25	50	2.5	0.2	<60	0.24	$\phi 65 \times 250$	200
SS-P75 P25	75		0.2	<60	0.24	$\phi 65 \times 250$	190
SS-P100 P25	100		0.2	<60	0.24	$\phi 65 \times 250$	190

(7) PAC 微孔过滤管 可以去除水中不溶性微细的悬浮物和细菌,也可去除有机物和无机物。其规格及性能见表 10.6.10。

表 10.6.10 PAC 型微孔过滤管规格及性能

规 格 (外径 \times 内径 \times 管长)/mm	平 均 孔 径 / μm					生产厂
	PAC-3	PAC-4	PAC-5	PAC-6	PAC-7	
85 \times 45 \times 1000	40 ~ 30	30 ~ 25	25 ~ 20	20 ~ 15	15 ~ 10	上海医药工业研 究院研制,浙江省 青田县塑料制品厂 生产
85 \times 35 \times 1000						
65 \times 35 \times 1000						
65 \times 45 \times 1000						
60 \times 20 \times 1000						
60 \times 20 \times 300						
60 \times 20 \times 160						
50 \times 20 \times 1000						
50 \times 20 \times 300						
50 \times 20 \times 160						
50 \times 15 \times 1000						
50 \times 15 \times 300						
50 \times 15 \times 160						
38 \times 15 \times 1000						

注: 1. 生产厂可配套供应制作过滤器用的不锈钢或塑料管螺纹接头件;

2. 该厂已试生产 CF 型微孔过滤管, 可用于饮用水除氟处理。

(8) 反渗透膜组件技术特性 见表 10.6.11。

表 10.6.11 反渗透装置的特性

形 式	膜堆密度/ (m^2/m^3)	操作压力/ kPa	透水流量/ [$\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$]	单位体积透水量/ [$\text{m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$]
板框式	492	5488	1.0	502
内压型管式(直径 1.2cm)	328	5488	1.0	335
卷式	656	5488	1.0	670
中空纤维式	9180	2744	0.073	670

注: 透水流量条件系以 5000mg/L NaCl 溶液为原液, 脱盐率达 92% ~ 96%。

(9) WX 微滤膜的性能 见表 10.6.12。

表 10.6.12 WX 微滤膜的性能

公称孔径/ μm	流 率		孔隙率/%	气泡点/kPa	公称孔径/ μm	流 率		孔隙率/%	气泡点/kPa
	水	空 气				水	空 气		
5	500	35	84	41.2	0.45	50	4	79	216
3	400	20	83	68.6	0.3	40	3.5	77	294
1.2	300	15	82	73.5	0.22	20	2.5	75	402
0.8	200	11	81	113	0.15	13	1.2	74	480
0.65	150	10	80	137	0.1	2	0.5	74	686

(10) 微滤膜的耐热性 见表 10.6.13。

表 10.6.13 微滤膜的耐热性

膜 品 种	正常使用最高允许温度/ $^{\circ}\text{C}$	30min 热压灭菌最高温度/ $^{\circ}\text{C}$
硝酸纤维素膜	75	120
混合纤维素膜	75	120
醋酸纤维素膜	75	180

10.7 液氯、液氨钢瓶

(1) 液氯钢瓶规格 见表 10.7.1。

表 10.7.1 液氯钢瓶规格

名称	型 号	规格(容积)/L	公称压力/ MPa	外形尺寸 (外径 \times 高度)/ mm	外表 漆色	阀门型号	质量/ kg	生产厂
高压液 氯钢瓶		36~38 38~40 40~42 42~44	3	219 \times 1290 219 \times 1350 219 \times 1410 219 \times 1470	草绿	QF-10	52~64	北 京 高压气瓶厂
高压液 氯钢瓶	Y219-47/30	47	3	219 \times 1570	草绿	QF-10	63	上 海 高压容器厂
高压液 氯钢瓶		38~41.9 42~44	2		草绿	QF-10		鞍 山 高压容器厂
焊接液 氯钢瓶	LP600-0.5 LP800-1	410 (充氯量 0.5t) 820 (充氯量 1t)	2	600 \times 1800 800 \times 2000		QF-10ZG		北 京 金属结构厂
焊接液 氯钢瓶	Di800-800/20 Di600-400/20 Di350-100/20 Di350-84/20	800 400 100 84	2	800 \times 2150 600 \times 1920 350 \times 1310 350 \times 1145	草绿 (白字)	QF-10		上 海 高压容器厂

续表

名称	型 号	规格(容积)/L	公称压力/ MPa	外形尺寸 (外径×高度)/ mm	外表 漆色	阀门型号	质量/ kg	生产厂
焊接液 氯钢瓶	YL-500	最大充氯量 500kg	2	600×1800			246	常 州 洪庄机械厂
	YL-1000	最大充氯量 1000kg		800×2020			448	
	YL-100	最大充氯量 100kg		350×1335			82.5	
焊接液 氯钢瓶	16MnR-0.5	最大充氯量 500kg	2	600×1800			265	石家庄市 化工机械厂

注: 1. 焊接液氯钢瓶外形尺寸均指内径;

2. 焊接液氯钢瓶设计使用年限一般为 12 年、使用温度 $\leq 60^{\circ}\text{C}$;

3. 重量均未包括盖帽和阀门在内。

(2) 液氮钢瓶规格 见表 10.7.2。

表 10.7.2 液氮钢瓶规格

名称	型 号	规格(容积)/ L	最大 充氮量/ kg	公称压力/ MPa	外形尺寸 (直径×高度)/ mm	外表 漆色	阀门型号	质量/ kg	生产厂
液氮钢瓶		36~38		3	219×1290	黄色	QF-11	52~61	北 京 高压气瓶厂
		38~40			219×1350				
		40~42			219×1410				
		42~44			219×1470				
	Y219-36/30	36			219×1250				上 海 高压容器厂
	Y219-40/30	40			219×1370				
	Y219-44/30	44			219×1480				
	Y219-47/30	47			219×1570				
焊接液 氮钢瓶		38~41.9		3		黄色	QF-11		鞍 山 高压容器厂
		42~44							
	NP600-0.2	410	200		600×1800				北 京 金属结构厂
	NP800-0.4	820	400		800×1800				
	Di800-800/30	800			800×2150				
	Di600-400/30	400			600×1920				上 海 高压容器厂
	Di350-100/30	100			350×1310				
	Di350-84/30	84			350×1145				
	YA-400	830	400		800×2020			448	常 州 洪庄机械厂
氮钢瓶	YA-200	410	200		600×1800			295	
		415	200		600×1800			~300	

注: 1. 焊接液氮钢瓶设计使用年限一般为 12 年;

2. 使用温度 $\leq 60^{\circ}\text{C}$ 。

10.8 水 射 器

规格、性能、用途 见表 10.8.1。

表 10.8.1 水射器规格及性能、用途

规格、型号 L/s	标准图 编号	冲射水 进水压力 MPa	冲射水流量 L/s	溶液吸入压力 MPa	溶液提 升流量 L/s	混合液 输出压力 MPa	混合液 流量 L/s	孔口 比值 R	用途	生产厂
0.05	S324-8	0.25	0.114	0	0.05	0.10	0.164	0.46	适用于混凝 剂、消毒剂溶液 的加注,不宜于 输送带颗粒性 杂质的液体	福建 三明市 环保净 化设备 厂(原 三明市 度量衡 修造 厂)、浙 江省椒 江市自 动化仪 表厂
0.075	S324-9	0.25	0.17	0	0.075	0.10	0.245	0.46		
0.10	S324-10	0.25	0.227	0	0.10	0.10	0.327	0.46		
0.15	S324-11	0.25	0.34	0	0.15	0.10	0.49	0.46		
0.20	S324-12	0.25	0.455	0	0.20	0.10	0.655	0.46		
PC _s (甲)	S324-13	0.25	1.6m ³ /h	氯气吸入压力 0~0.15	加氯量 ≥10kg/h	≤0.06		0.18	用于液气加 注系统中提升, 不宜用于液体 提升	
PC _s (乙)	S324-14	0.25	3m ³ /h	氯气吸入压力 0~0.25	加氯量 ≥32kg/h	≤0.06		0.18		
抽提输送	S324-15	0.25	3.8m ³ /h			抽吸高度 ≤1.2m时; ≤4.2m	3.8 m ³ /h	0.23	适用于溶液 提升输送、提 升、加注	
抽吸真空	S324-16	0.25	9.0m ³ /h			出口压力 ≤0.05		0.231	用于水泵真 空引水,也可用 于液位差 ≤5 米的提升,但不 宜直接用于液 体提升	三明 市环 保净 化设 备厂、 椒江 市自 动化 仪表 厂

注: 材质均为硬聚氯乙烯。

10.9 管道混合器

螺旋叶片式管道混合器外形尺寸见图 10.9.1 及表 10.9.1。

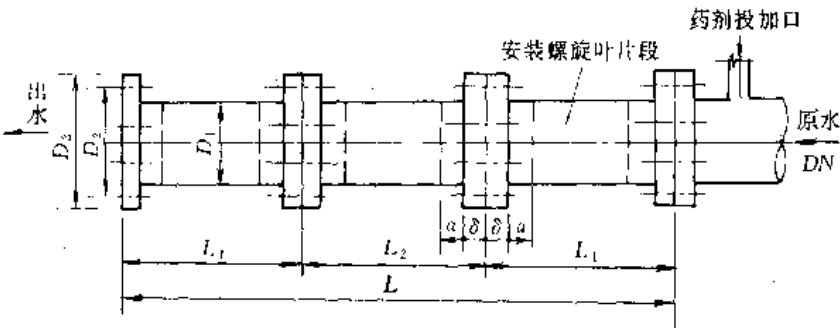


图 10.9.1 QT-101 型螺旋叶片管道混合器外形

表 10.9.1 QT-101 型螺旋叶片式管道混合器规格及外形尺寸

公称直径 DN/ mm	进水压力/ MPa	平均流速/ (m/s)	水头损失/ kPa	外形尺寸/mm				连接法兰盘/mm						生产厂
				总长 L	节长 L ₁	端部 a	外径 D ₁	外径 D ₃	螺孔中心 圆直径 D ₂	螺孔 直径 φ	法兰 盘厚 δ	螺孔数 n/ (个)	连接螺栓 规格 M	
50	≤0.1	一般按 管道经济 流速选 定,为减 小水头损 失可考虑 放大一号	≈4.9~ 7.84	330	110	13	58	92	76	8	5	14	6×20	江苏宜 兴县纪亭 静堂玻璃 钢制品厂
100				540	180	15	108	148	130	8	6	14	6×25	
150				780	260	20	160	200	180	10	7	22	8×30	
200				1020	340	26	210	258	238	10	8	28	8×30	
250				1200	460	26	262	312	290	10	10	36	8×35	
300				1380	460	26	312	366	340	10	10	44	8×35	
400				1740	580	24	414	476	448	12	12	64	10×40	
500				1950	650	24	516	584	554	12	14	72	10×40	
600				2310	770	25	618	692	658	14	16	88	12×45	
700				2640	880	25	718	792	758	14	18	104	12×50	
800				3060	1020	30	820	910	868	16	20	118	14×50	
900				3390	1130	30	924	1014	972	16	22	128	14×60	
1000				3750	1250	29	1024	1114	1072	16	24	132	14×60	

注: 1. 宜兴县第一环保设备厂及浙江上虞环保设备总厂生产全钢板焊制的管道混合器;

2. 安装方式为水平或垂直均可;

3. 以玻璃纤维为增强材料的各型玻璃钢制品用于生活饮用水净化时应征得卫生部门的同意。

10.10 给水排水标准图目录

有关给水排水标准图集目录见表 10.10.1。

表 10.10.1 给水排水标准设计图集目录

序号	图集号	标准类别	图集名称	图集主要内容	主编单位	编制日期
1	S143	标准图	圆形立式阀门井及阀门套筒	地面操作、井下操作、立式阀门井及阀门套筒等	北京市市政设计院	1977
2	S144	标准图	矩形卧式阀门井	3250×2000、3500×2000、4000×2000、4250×2000、4750×2000mm 矩形卧式阀门井	北京市市政设计院	1977
3	S145	标准图	水表井及安装	室内、室外水表井及安装	北京市市政设计院	1977
4	S146	标准图	排气阀、排泥阀安装	排气阀井适用于 D _g 100~2000mm、排泥阀井适用于 D _g 200~1000mm 的给水管道	北京市市政设计院	1977
5	97S147	标准图	井盖及踏步	φ500、φ600、φ700、φ800 轻、重型铸铁井盖。φ500、φ600 钢筋混凝土轻型井盖。铸铁、塑钢踏步	北京市市政设计研究总院	1997
6	S151(一)	标准图	方形给水箱	钢板制,供贮备和调节冷热水之用 V=0.5~30m ³	国家建工总局东北建筑设计院	1982
7	S151(二)	标准图	圆形给水箱	钢板制,供贮备和调节冷热水之用 V=0.5~30m ³	国家建工总局东北建筑设计院	1982

续表

序号	图集号	标准类别	图集名称	图集主要内容	主编单位	编制日期
8	89S152(一)~(五)	标准图	卧式贮水罐	$V=2.3, 4.5, 8\text{m}^3$; $P=0.2, 0.6, 0.9\text{MPa}$	核工业第二研究设计院 中国建筑标准设计研究所	1989
9	89S153(一)~(五)	标准图	立式贮水罐	$V=2.3, 4.5, 8\text{m}^3$; $P=0.2, 0.6, 0.9\text{MPa}$	核工业第二研究设计院 中国建筑标准设计研究所	1989
10	S156	标准图	冷热水混合器	小型冷热水混合器可供1~4个淋浴器使用,大型冷热水混合器可供4~8个淋浴器使用	二机部第二研究设计院	1981
11	87S157	标准图	蒸汽间断式开水炉	有效容积 70~180L	核工业第二研究设计院	1987
12	86S158(一)	标准图	蒸汽—水快速热交换器(小型单管式)	适用一般建筑热水供应系统小型单管式加热器	核工业第二研究设计院	1986
13	87S159	标准图	管道和设备保温	适用于室内,温度 $\leq 150^\circ\text{C}$ 的蒸汽管道和温度 $\leq 100^\circ\text{C}$ 的水加热器、热水贮水罐、热水管道的保温	核工业第二研究设计院	1987
14	S160	标准图	给水栓安装	给水栓、洒水栓安装	铁道部专业设计院	1982
15	S161	标准图	管道支架及吊架	室内管道支架、吊架及托架的制作与安装	北京有色冶金设计研究院	1983
16	88S162	标准图	室外消火栓安装	地上式及地下式消火栓安装	北京市市政设计院	1988
17	87S163	标准图	室内消火栓安装	消火栓的安装及消火栓箱的做法	机械工业部第一设计研究院	1987
18	86S164	标准图	消防水泵接合器安装	地上、地下、墙壁式水泵接合器安装	机械工业部第一设计研究院	1986
19	92S170(一)、(二)	标准图	热交换器选用安装图	<p>热媒为蒸汽或高温水,出水温度不高于75°C。92S170(一)包括:S154号卧式容积式热交换器$V=0.5\sim 5\text{m}^3$,$P_g=0.6\text{MPa}$;S155立式容积式热交换器$V=0.53\text{m}^3\sim 4.28\text{m}^3$,$P_g=0.6\text{MPa}$;S158(二)蒸汽—水快速热交换器;S165卧式双孔容积式热交换器$V=8\sim 15\text{m}^3$,$P_g=1.2\text{MPa}$。92S170(二)包括:88S166卧式容积式热交换器(单孔)$V=1.5\sim 5.0\text{m}^3$,$P_g=1.0\text{MPa}$;88S167(一)卧式容积式热交换器(单孔)$V=8.6\sim 16\text{m}^3$,$P_g=0.6\text{MPa}$;88S167(二)$V=8.6\sim 16\text{m}^3$,$P_g=1.0\text{MPa}$;88S168卧式容积式热交换器(双孔)$V=8.6\sim 16\text{m}^3$,$P_g=0.6\text{MPa}$</p>	核工业部第二研究设计院	1992

续表

序号	图集号	标准类别	图集名称	图集主要内容	主编单位	编制日期
20	89SS175	试用图	室内自动喷水灭火设施安装	适用于建筑物、构筑物中设置自动喷水灭火系统的设计及安装,包括自动喷水湿式系统、干式系统,干湿两用系统,预作用系统,雨淋系统和水幕系统	机械电子工业部工程设计研究院	1989
21	92SS177	试用图	装配式给水箱选用安装图	有效容积 1~30m ³ 钢制水箱	中国建筑东北设计院	1992
22	93S178	标准图	冲压钢板给水箱安装、选用图	有效容积为 3~50m ³	核工业第二研究设计院 中国建筑标准设计研究所	1993
23	93S180	标准图	热管开水器安装选用图	有效容积为 100L、150L、200L、300L。材质有钢板和不锈钢	中国建筑标准设计研究所 北京市益世热管技术研究开发公司	1993
24	93S181	标准图	热管快速热交换器(汽-水换热)安装、选用图	产热量 1.68~5.50m ³ /h; 水室压力为 0.6、1.0、1.5MPa; 汽室压力为 0.2、0.3、0.4MPa	中国建筑标准设计研究所 北京市益世热管技术研究开发公司、核工业第二研究设计院	1993
25	94S182	标准图	热管卧式容积式热交换器(汽-水换热)安装、选用图	产热量 3~20m ³ /h, 水室工作压力为 0.6、1.0、1.5MPa, 汽室工作压力为 0.4MPa; 容积: 3~10m ³	中国建筑标准设计研究所 北京市益世热管技术研究开发公司、核工业第二研究设计院	1994
26	94S183	标准图	热管立式容积式热交换器(汽-水换热)安装、选用图	产热量 2~20m ³ /h, 水室工作压力为 0.6、1.0、1.5MPa, 汽室工作压力为 0.4MPa; 容积: 2~10m ³	中国建筑标准设计研究所 北京市益世热管技术研究开发公司、核工业第二研究设计院	1993
27	95S184	标准图	热管卧式容积式热交换器(水-水换热)安装、选用图	产热量 5~10m ³ /h, 水室压力为 0.6、1.0、1.5MPa, 汽室压力为 0.2、0.3、0.4MPa; 容积 5~10m ³	中国建筑标准设计研究所 北京市益世热管技术研究开发公司、核工业第二研究设计院	1995
28	95S185	标准图	热管立式容积式热交换器(水-水换热)安装、选用图	产热量 2~10m ³ /h, 水室工作压力为 0.6、1.0、1.5MPa, 汽室工作压力为 0.4MPa; 容积: 2~10m ³	中国建筑标准设计研究所 北京市益世热管技术研究开发公司、核工业第二研究设计院	1995
29	95S190	标准图	自控恒温装置	适用于公共浴室单管脚踏淋浴系统及其他需要恒温水的场所	总后建筑设计研究院	1995
30	92S213 (一)~(五)	标准图	砖砌化粪池	有效容积 2~12m ³ , 池顶不覆土、覆土 有效容积 16~50m ³ , 池顶不覆土 有效容积 16~100m ³ , 池顶覆土 有效容积 75、100m ³ , 双池、池顶覆土	航空航天工业部第七设计研究院	1992

续表

序号	图集号	标准类别	图 集 名 称	图集主要内容	主编单位	编制日期
31	92S214 (一)~(五)	标准图	钢筋混凝土化粪池	有效容积 2~12m ³ , 池顶不覆土、覆土 有效容积 16~50m ³ , 池顶不覆土 有效容积 16~100m ³ , 池顶覆土 有效容积 75、100m ³ , 双池、池顶覆土	航空航天工业部第七设计研究院	1992
32	93S217	标准图	小型排水构筑物	砖砌检查口井、阀门井、水封井、毛发聚集井、隔油池、存车≤50 辆汽车库的洗车污水沉淀池。适用气温高于-20℃地区	核工业第二研究设计院	1993
33	92S220	标准图	排水设备附件构造及安装	清扫口、铸铁地漏、铸铁存水盒、毛发聚集器等制造与安装	华东建筑设计院	1992
34	95S222	标准图	排水管道基础及接口	混凝土管及缸瓦管道基础、管道接口	北京市市政设计研究院	1995
35	95S223	标准图	排水管道出水口	一字、八字出水口	北京市市政设计研究院	1995
36	S231	标准图	圆形排水检查井	砖砌井筒、井径 700~2500mm, 预制钢筋混凝土井筒, 井径 1000~1500mm, 适用于管径 $D \leq 1500\text{mm}$ 排水管	北京市市政设计院	1977
37	S232	标准图	矩形排水检查井	适用于管径 $D \leq 2000\text{mm}$ 排水管	北京市市政设计院	1977
38	S233	标准图	扇形排水检查井	扇形 30°、45°、60°、90° 砖砌井筒, 适用于管径 $D \leq 2000\text{mm}$ 排水管	北京市市政设计院	1977
39	S234	标准图	跌水井	跌差 1000~6000mm, 适用于管径 $D \leq 1650\text{mm}$ 排水管	北京市市政设计院	1977
40	95S235(1~2)	标准图	雨水口 (铸铁井圈) (混凝土井圈)	边沟式、联合式、平算式、小雨水口等	北京市市政设计研究院	1995
41	CS236	重复使用图	耐腐蚀检查井及耐腐蚀管道接口	适用于一般有腐蚀性排水系统的检查井及管道接口	北京市市政设计院	1978
42	88S238(一)	标准图	锅炉排污降温池—— 钢筋混凝土溢流式	不敞盖池, 锅炉定期排污量为 0.40、0.65、1.00、1.50、2.50、3.00、5.00m ³ /班; 敞盖池锅炉定期排污量为 0.15、0.30、0.45、0.65、0.95、1.30、1.60m ³ /班	国家机械工业委员会工程设计研究院	1988

续表

序号	图集号	标准类别	图集名称	图集主要内容	主编单位	编制日期
43	88S238(二)	标准图	锅炉排污降温池——砖砌溢流式	不敞盖池,锅炉定期排污量为 0.40、0.65、1.00、1.50m ³ /班;敞盖池,锅炉定期排污量为 0.15、0.25、0.40、0.60m ³ /班	国家机械工业委员会工程设计研究院	1988
44	88S238(三)	标准图	锅炉排污降温池——钢筋混凝土虹吸式	锅炉总蒸发量 10、20t/h;定期排污量 0.50、1.00m ³ /班	国家机械工业委员会工程设计研究院	1988
45	88S238(四)	标准图	锅炉排污降温池——砖砌虹吸式	锅炉总蒸发量 10、20t/h;定期排污量 0.50、1.00m ³ /班	国家机械工业委员会工程设计研究院	1988
46	S311	标准图	钢制管道零件	弯头、异径弯头、三通、四通、异径管等	国家建委建研院标准所	1975
47	S312	标准图	防水套管	柔性套管、刚性套管	国家建委建研院标准所	1975
48	S313	标准图	套管式伸缩器	伸缩套管的制作与安装	国家建委建研院标准所	1975
49	S318	标准图	水塔水池浮漂水位标尺	用于各种水池、水塔的水位指示	铁道部第三设计院	1975
50	90S319	标准图	水池通气管、吸水喇叭管及支架	用于给水排水工程水池和取水处	北京市市政设计研究院	1990
51	90S321	标准图	格栅、格网及起吊架	用于给水工程中水质无腐蚀性的取水构筑物进水口处,以拦截水中较大漂浮物等	北京市市政设计研究院	1990
52	88S326	标准图	水上式底阀选用安装图	D _g 80~300	铁道部专业设计院	1988
53	92S340	标准图	医院卫生设备安装	用于医院卫生设备安装	上海市民用建筑设计院	1992
54	96S341	标准图	建筑排水用硬聚氯乙烯(PVC-U)管道安装	适用于建筑物内 PVC-U 管道安装	广西建筑综合设计院	1996
55	90S342	标准图	卫生设备安装	各种常用卫生设备之安装	上海市民用建筑设计院	1990
56	CS345(一)	重复使用图	给水承插铸铁管道支墩(Dg400~1200)	用于石棉水泥接口,试验压力 0.8MPa	二机部第二研究设计院	1980
57	CS345(二)	重复使用图	给水承插铸铁管道支墩(Dg400~1200)	用于石棉水泥接口,试验压力 0.1MPa	二机部第二研究设计院	1980
58	CS345(三)	重复使用图	给水承插铸铁管道支墩(Dg400~1200)	用于石棉水泥接口,试验压力 1.25MPa	二机部第二研究设计院	1980
59	CS345(四)	重复使用图	给水承插铸铁管道支墩(Dg400~1200)	用于自应力水泥接口,试验压力 0.8MPa	二机部第二研究设计院	1980
60	CS345(五)	重复使用图	给水承插铸铁管道支墩(Dg400~1200)	用于自应力水泥接口,试验压力 1.0MPa	二机部第二研究设计院	1980
61	CS345(六)	重复使用图	给水承插铸铁管道支墩(Dg400~1200)	用于自应力水泥接口,试验压力 1.25MPa	二机部第二研究设计院	1980
62	S346	标准图	投药、消毒设备	用于水处理中药剂投配及消毒	上海市政工程设计院	1980

续表

序号	图集号	标准类别	图集名称	图集主要内容	主编单位	编制日期
63	85SS347	试用图	小型投药设备	适用于设计规划 5~30m ³ /h, 包括 60、120、200L 三种规格	北京市市政设计院	1985
64	87S348	标准图	雨水斗	用于一般工业及民用建筑屋面的雨水排除	机械工业部第一设计研究院	1987
65	90S436(一)	标准图	玻璃钢冷却塔选用安装图(逆流式)	包括循环水量为 2~750m ³ /h 圆塔; 水量为 100~500m ³ /h 方塔; 水量为 100~300m ³ /h 工业型圆形、方型塔等	中国建筑标准设计研究所	1990
66	91S436(二)	标准图	玻璃钢冷却塔选用安装图(横流式)	循环水量为 500~3000m ³ /h	中国建筑标准设计研究所	1991
67	95SS437(1)	试用图	100~2000m ² 钢筋混凝土自然通风冷却塔选用安装图	淋水面积为: 100、200、300、400、500、750、1000、1250、1500、2000m ²	电力工业部东北电力设计院	1996
68	86S460(一)	标准图	湿陷性黄土地区室外检漏管沟	沟宽: 400~1800mm 沟深: 400~2000mm	中国建筑西北设计院	1986
69	86S460(二)	标准图	湿陷性黄土地区砖砌检漏井	给水检漏井, 排水检漏井	中国建筑西北设计院	1986
70	86S460(三)	标准图	湿陷性黄土地区混凝土检漏井	给水检漏井, 排水检漏井	中国建筑西北设计院	1986
71	86S460(四)	标准图	湿陷性黄土地区钢筋混凝土检漏井	给水检漏井, 排水检漏井	中国建筑西北设计院	1986
72	86S460(五)	标准图	湿陷性黄土地区给排水管道基础及接口	给水管道基础及接口, 排水管道基础及接口	中国建筑西北设计院	1986
73	86S460(六)	标准图	湿陷性黄土地区给水阀门井	圆形及方形阀门井	中国建筑西北设计院	1986
74	86S460(七)	标准图	湿陷性黄土地区排水检查井	圆形及方形排水检查井, 竖管、竖槽式跌水井	中国建筑西北设计院	1986
75	S461	标准图	给水管穿越铁路	$D_g 150 \sim 1000\text{mm}$	铁道部专业设计院	1980
76	90S470	标准图	污水两级气浮设备选用安装图	$\phi 2000$ 处理能力为 5~10m ³ /h, $\phi 2600$ 处理能力为 15~20m ³ /h, $\phi 3000$ 处理能力为 25~30m ³ /h	铁道部专业设计院	1990
77	89SS471(一)	试用图	医院污水处理(氯片消毒法)	处理水量 40m ³ /d	北京市建筑设计院	1989
78	89SS471(二)	试用图	医院污水处理(氯片消毒法)	处理水量 20m ³ /d	北京市建筑设计院	1989
79	92SS472(一)	试用图	医院污水处理次氯酸钠系列	200 床自排式	北京市建筑设计研究院 北京市医院污水处理协会	1992
80	92SS472(二)	试用图	医院污水处理次氯酸钠系列	200 床提升式(甲型)	北京市建筑设计研究院 北京市医院污水处理协会	1992

续表

序号	图集号	标准类别	图 集 名 称	图集主要内容	主编单位	编制日期
81	92SS472(三)	试用图	医院污水处理次氯酸钠系列	200床提升式(乙型)	北京市建筑设计研究院 北京市医院污水处理协会	1992
82	92SS473(一)	试用图	医院污水处理次氯酸钠系列	400床自排式	北京市建筑设计研究院 北京市医院污水处理协会	1992
83	92SS473(二)	试用图	医院污水处理次氯酸钠系列	400床提升式(甲)	北京市建筑设计研究院 北京市医院污水处理协会	1992
84	92SS473(三)	试用图	医院污水处理次氯酸钠系列	400床提升式(乙)	北京市建筑设计研究院 北京市医院污水处理协会	1992
85	92SS474(一)	试用图	医院污水处理次氯酸钠系列	100床自排式	北京市建筑设计研究院 北京市医院污水处理协会	1992
86	92SS474(二)	试用图	医院污水处理次氯酸钠系列	100床提升式(甲)	北京市建筑设计研究院 北京市医院污水处理协会	1992
87	92SS474(三)	试用图	医院污水处理次氯酸钠系列	100床提升式(乙)	北京市建筑设计研究院 北京市医院污水处理协会	1992
88	94SS475(一)、 (二)	试用图	医院污水处理液氯系列	200床 自排式 提升式	海军工程设计研究院	1993
89	94SS476(一)、 (二)	试用图	医院污水处理液氯系列	400床 自排式 提升式	海军工程设计研究院	1993
90	94SS477(一)、 (二)	试用图	医院污水处理液氯系列	600床 自排式 提升式	海军工程设计研究院	1993
91	94SS651 (一)~(六)	标准图	深井泵房(地面、半地面、泵罩、泵井室及土建电气设计详图)	平面尺寸 $5.4 \times 4.8\text{m}^2$ $5.4 \times 5.4\text{m}^2$ $5.4 \times 6.6\text{m}^2$ 泵罩适用于非采暖地区 $1.2\text{m} \times 1.2\text{m}$ 潜水泵井室 $2.0\text{m} \times 2.5\text{m}$	水电部东北电力设计院	1993
92	85SS652	试用图	钢、铸铁、钢筋混凝土及砾石混凝土井管	井管直径:150~500mm	中国市政工程华北设计院	1985
93	85SS653(一)	标准图	钢筋混凝土及砖石造大口井 $D=1.5\text{m}, H=6、8、10\text{m}$	$D=1.5\text{m}, H=6、8、10\text{m}$	铁道部专业设计院	1985
94	85SS653(二)	标准图	钢筋混凝土及砖石造大口井 $D=2.0\text{m}, H=6、8、10、12\text{m}$	$D=2.0\text{m}, H=6、8、10、12\text{m}$	铁道部专业设计院	1985
95	85SS653(三)	标准图	钢筋混凝土及砖石造大口井 $D=2.5\text{m}, H=6、8、10、12\text{m}$	$D=2.5\text{m}, H=6、8、10、12\text{m}$	铁道部专业设计院	1985
96	85SS653(四)	标准图	钢筋混凝土及砖石造大口井 $D=3.0\text{m}, H=6、8、10、12、14\text{m}$	$D=3.0\text{m}, H=6、8、10、12、14\text{m}$	铁道部专业设计院	1985
97	86SS653(五)	标准图	钢筋混凝土及砖石造大口井 $D=4.0\text{m}, H=6、8、10、12、14\text{m}$	$D=4.0\text{m}, H=6、8、10、12、14\text{m}$	铁道部专业设计院	1986

续表

序号	图集号	标准类别	图 集 名 称	图集主要内容	主编单位	编制日期
98	86S653(六)	标准图	钢筋混凝土及砖石造大口井 $D = 5.0m, H = 6、8、10、12、14、16m$	$D = 5.0m, H = 6、8、10、12、14、16m$	铁道部专业设计院	1986
99	86S653(七)	标准图	钢筋混凝土及砖石造大口井 $D = 6.0m, H = 6、8、10、12、14、16m$	$D = 6.0m, H = 6、8、10、12、14、16m$	铁道部专业设计院	1986
100	86S653(八)	标准图	钢筋混凝土及砖石造大口井 $D = 8.0m, H = 6、8、10、12、14、16m$	$D = 8.0m, H = 6、8、10、12、14、16m$	铁道部专业设计院	1986
101	85SS654	试用图	小型取水口	$D_g 150 \times d_g 100, D_g 225 \times d_g 150$ 上弯式、下弯式、侧弯式	北京市市政设计院	1985
102	86SS656	试用图	IS 型水泵安装	适用于小城镇、中小工矿企业及农村给水系统, 安装于室内。包括全系列 29 个型号, 两档转速, 共有 41 种性能, 51 个规格的水泵安装	北京市市政设计院	1986
103	97S657	标准图	卧式水泵隔振及其安装	橡胶隔振垫、橡胶隔振器、弹簧隔振器在卧式水泵基础的安装及其可曲挠接头, 弹性支吊架的配套应用	上海建筑设计研究院 湖南省建筑材料研究设计院 上海市松江橡胶制品厂	1997
104	95SS658	试用图	立式水泵隔振及其安装	适用于有隔振要求的泵站或建筑物泵房内的立式水泵安装工程	上海建筑设计研究院 湖南省建筑材料研究设计院	1995
105	95S717 ~ 721	标准图	机械搅拌澄清池 20、40、60、80、120m ³ /h	适用于小城镇、中小型企业的生活饮用水及工业用水的澄清处理	北京市市政设计研究院	1996
106	S771(一)	标准图	40m ³ /h 水力循环澄清池	适用于进水悬浮物含量 $\leq 2000mg/L$	上海市政工程设计院	1975
107	S771(二)	标准图	60m ³ /h 水力循环澄清池	适用于进水悬浮物含量 $\leq 2000mg/L$	上海市政工程设计院	1975
108	S771(三)	标准图	80m ³ /h 水力循环澄清池	适用于进水悬浮物含量 $\leq 2000mg/L$	上海市政工程设计院	1975
109	S771(四)	标准图	120m ³ /h 水力循环澄清池	适用于进水悬浮物含量 $\leq 2000mg/L$	上海市政工程设计院	1975
110	S771(五)	标准图	160m ³ /h 水力循环澄清池	适用于进水悬浮物含量 $\leq 2000mg/L$	上海市政工程设计院	1975
111	S771(六)	标准图	200m ³ /h 水力循环澄清池	适用于进水悬浮物含量 $\leq 2000mg/L$	上海市政工程设计院	1975
112	S771(七)	标准图	240m ³ /h 水力循环澄清池	适用于进水悬浮物含量 $\leq 2000mg/L$	上海市政工程设计院	1975

续表

序号	图集号	标准类别	图集名称	图集主要内容	主编单位	编制日期
113	S771(八)	标准图	320m ³ /h 水力循环澄清池	适用于进水悬浮物含量 ≤ 2000mg/L	上海市政工程设计院	1975
114	CS772(一)	重复使用图	脉冲澄清池 净水量 1000m ³ /h	适用于进水悬浮物含量 ≤ 2000mg/L	上海市自来水公司	1974
115	CS772(二)	重复使用图	脉冲澄清池 净水量 600m ³ /h	适用于进水悬浮物含量 ≤ 2000mg/L	上海市自来水公司	1974
116	CS772(三)	重复使用图	脉冲澄清池 净水量 320m ³ /h	适用于进水悬浮物含量 ≤ 2000mg/L	上海市自来水公司	1974
117	S773(一)	标准图	虹吸滤池 320m ³ /h(430m ³ /h)	适用于进水浑浊度在 20mg/L 以下	北京市市政设计院	1977
118	S773(二)	标准图	虹吸滤池 600m ³ /h(800m ³ /h)	适用于进水浑浊度在 20mg/L 以下	北京市市政设计院	1977
119	S773(三)	标准图	虹吸滤池 1000m ³ /h(1300m ³ /h)	适用于进水浑浊度在 20mg/L 以下	北京市市政设计院	1977
120	S773(四)	标准图	虹吸滤池 1800m ³ /h(2400m ³ /h)	适用于进水浑浊度在 20mg/L 以下	北京市市政设计院	1977
121	S775(一)	标准图	重力式无阀滤池 40m ³ /h	适用于进水浑浊度在 15mg/L 以下	上海市政设计院	1980
122	S775(二)	标准图	重力式无阀滤池 60m ³ /h	适用于进水浑浊度在 15mg/L 以下	上海市政设计院	1980
123	S775(三)	标准图	重力式无阀滤池 80m ³ /h	适用于进水浑浊度在 15mg/L 以下	上海市政设计院	1980
124	S775(四)	标准图	重力式无阀滤池 120m ³ /h	适用于进水浑浊度在 15mg/L 以下	上海市政设计院	1980
125	S775(五)	标准图	重力式无阀滤池 160m ³ /h	适用于进水浑浊度在 15mg/L 以下	上海市政设计院	1980
126	S775(六)	标准图	重力式无阀滤池 200m ³ /h	适用于进水浑浊度在 15mg/L 以下	上海市政设计院	1980
127	S775(七)	标准图	重力式无阀滤池 240m ³ /h	适用于进水浑浊度在 15mg/L 以下	上海市政设计院	1980
128	S775(八)	标准图	重力式无阀滤池 320m ³ /h	适用于进水浑浊度在 15mg/L 以下	上海市政设计院	1980
129	S775(九)	标准图	重力式无阀滤池 400m ³ /h	适用于进水浑浊度在 15mg/L 以下	上海市政设计院	1980
130	85SS776	试用图	自然沉淀池	规模:5、10、15、20m ³ /h	北京市市政设计院	1985
131	85SS777(一)	试用图	穿孔旋流反应斜管沉淀池	净产水能力 15m ³ /h	福建省林业勘察设计院	1985

续表

序号	图集号	标准类别	图 集 名 称	图集主要内容	主编单位	编制日期
132	85SS777(二)	试用图	穿孔旋流反应斜管沉淀池	净产水能力 30m ³ /h	福建省林业勘察设计院	1985
133	85SS777(三)	试用图	穿孔旋流反应斜管沉淀池	净产水能力 45m ³ /h	福建省林业勘察设计院	1985
134	85SS777(四)	试用图	穿孔旋流反应斜管沉淀池	净产水能力 60m ³ /h	福建省林业勘察设计院	1985
135	85SS777(五)	试用图	穿孔旋流反应斜管沉淀池	净产水能力 80m ³ /h	福建省林业勘察设计院	1985
136	85SS777(六)	试用图	穿孔旋流反应斜管沉淀池	净产水能力 120m ³ /h	福建省林业勘察设计院	1985
137	85SS777(七)	试用图	穿孔旋流反应斜管沉淀池	净产水能力 160m ³ /h	福建省林业勘察设计院	1985
138	85SS777(八)	试用图	穿孔旋流反应斜管沉淀池	净产水能力 200m ³ /h	福建省林业勘察设计院	1985
139	85SS777(九)	试用图	穿孔旋流反应斜管沉淀池	净产水能力 240m ³ /h	福建省林业勘察设计院	1985
140	85SS777(十)	试用图	穿孔旋流反应斜管沉淀池	净产水能力 320m ³ /h	福建省林业勘察设计院	1985
141	85SS777(十一)	试用图	穿孔旋流反应斜管沉淀池	净产水能力 400m ³ /h	福建省林业勘察设计院	1985
142	85S778(一)	标准图	慢滤池	净产水能力 4m ³ /h	中国市政工程华北设计院	1985
143	85S778(二)	标准图	慢滤池	净产水能力 7m ³ /h	中国市政工程华北设计院	1985
144	85S778(三)	标准图	慢滤池	净产水能力 10m ³ /h	中国市政工程华北设计院	1985
145	85S778(四)	标准图	慢滤池	净产水能力 14m ³ /h	中国市政工程华北设计院	1985
146	85S778(五)	标准图	慢滤池	净产水能力 20m ³ /h	中国市政工程华北设计院	1985
147	85S779(一)	标准图	快滤池	产水量 15m ³ /h	中国市政工程华北设计院	1985
148	85S779(二)	标准图	快滤池	产水量 30m ³ /h	中国市政工程华北设计院	1985
149	85S779(三)	标准图	快滤池	产水量 45m ³ /h	中国市政工程华北设计院	1985
150	85SS780(一)	试用图	地下水除铁滤池 产水量 15m ³ /h	产水量 15m ³ /h	中国市政工程华北设计院	1985
151	85SS780(二)	试用图	地下水除铁滤池 产水量 30m ³ /h	产水量 30m ³ /h	中国市政工程华北设计院	1985
152	85SS780(三)	试用图	地下水除铁滤池 产水量 45m ³ /h	产水量 45m ³ /h	中国市政工程华北设计院	1985
153	88S810	标准图	小型钢筋混凝土蓄水池	容积为: 10 ~ 50m ³	北京市市政设计院	1988
154	96S811 ~ 821	标准图	圆形钢筋混凝土清水池 有效容积 50m ³ ~ 1000m ³	50、100、150、200、300、 400、500、600、800、1000m ³	上海市市政工程设计研究院	1996
155	96S823 ~ 833	标准图	矩形钢筋混凝土清水池 有效容积 50m ³ ~ 1000m ³	50、100、150、200、300、 400、500、600、800、1000m ³	上海市市政工程设计研究院	1996
156	96S834	标准图	2000m ³ 钢筋混凝土清水池	圆形	上海市市政工程设计研究院	1996
157	96S835	标准图	3000m ³ 钢筋混凝土清水池	圆形	上海市市政工程设计研究院	1996
158	96S836	标准图	2000m ³ 钢筋混凝土清水池	矩形	上海市市政工程设计研究院	1996
159	96S837	标准图	3000m ³ 钢筋混凝土清水池	矩形	上海市市政工程设计研究院	1996
160	96S838	标准图	4000m ³ 钢筋混凝土清水池	矩形	上海市市政工程设计研究院	1996
161	89S842(一)	标准图	100m ³ 钢筋混凝土倒锥壳 保温水塔	有效高度为: 24、28、32m	铁道部专业设计院	1989

续表

序号	图集号	标准类别	图集名称	图集主要内容	主编单位	编制日期
162	89S842(二)	标准图	150m ³ 钢筋混凝土倒锥壳保温水塔	有效高度为:24、28、32m	铁道部专业设计院	1989
163	89S842(三)	标准图	200m ³ 钢筋混凝土倒锥壳保温水塔	有效高度为:24、28、32m	铁道部专业设计院	1989
164	89S842(四)	标准图	300m ³ 钢筋混凝土倒锥壳保温水塔	有效高度为:24、28、32m	铁道部专业设计院	1989
165	89S842(五)	标准图	400m ³ 钢筋混凝土倒锥壳保温水塔	有效高度为:24、28、32m	铁道部专业设计院	1989
166	89S842(六)	标准图	500m ³ 钢筋混凝土倒锥壳保温水塔	有效高度为:24、28、32m	铁道部专业设计院	1989
167	89S842—J	标准图	钢筋混凝土倒锥壳保温水塔基础图集 100~500m ³	有效高度为:24、28、32m	铁道部专业设计院	1989
168	95S843—4	标准图	50m ³ 钢筋混凝土支架不保温水塔	基本风压 0.4kN/m ²	上海市政工程设计研究院	1995
169	95S843—5	标准图	50m ³ 钢筋混凝土支架不保温水塔	基本风压 0.6kN/m ²	上海市政工程设计研究院	1995
170	95S843—6	标准图	50m ³ 钢筋混凝土支架不保温水塔	基本风压 0.8kN/m ²	上海市政工程设计研究院	1995
171	95S843—10	标准图	100m ³ 钢筋混凝土支架不保温水塔	基本风压 0.4kN/m ²	上海市政工程设计研究院	1995
172	95S843—11	标准图	100m ³ 钢筋混凝土支架不保温水塔	基本风压 0.6kN/m ²	上海市政工程设计研究院	1995
173	95S843—12	标准图	100m ³ 钢筋混凝土支架不保温水塔	基本风压 0.8kN/m ²	上海市政工程设计研究院	1995
174	95S843—13	标准图	150m ³ 钢筋混凝土支架不保温水塔	基本风压 0.4kN/m ²	上海市政工程设计研究院	1995
175	95S843—14	标准图	150m ³ 钢筋混凝土支架不保温水塔	基本风压 0.6kN/m ²	上海市政工程设计研究院	1995
176	95S843—15	标准图	150m ³ 钢筋混凝土支架不保温水塔	基本风压 0.8kN/m ²	上海市政工程设计研究院	1995
177	95S843—16	标准图	200m ³ 钢筋混凝土支架不保温水塔	基本风压 0.4kN/m ²	上海市政工程设计研究院	1995
178	95S843—17	标准图	200m ³ 钢筋混凝土支架不保温水塔	基本风压 0.6kN/m ²	上海市政工程设计研究院	1995
179	95S843—18	标准图	200m ³ 钢筋混凝土支架不保温水塔	基本风压 0.8kN/m ²	上海市政工程设计研究院	1995

续表

序号	图集号	标准类别	图 集 名 称	图集主要内容	主编单位	编制日期
180	94S844 (一)~(三)	标准图	钢筋混凝土倒锥壳不保温水塔 100、150、200m ³	有效高度为:20、25、30、35m	冶金工业部长沙冶金设计研究院	1994
181	94S844 (四)~(六)	标准图	钢筋混凝土倒锥壳不保温水塔 300、400、500m ³	有效高度为:20、25、30m	冶金工业部长沙冶金设计研究院	1994
182	94S844 (一)~(三) ABCD	标准图	钢筋混凝土倒锥壳水塔基础图集(100、150、200m ³)	有效高度为:20、25、30、35m	冶金工业部长沙冶金设计研究院	1994
183	94S844 (四)~(六) ABC	标准图	钢筋混凝土倒锥壳水塔基础图集(300、400、500m ³)	有效高度为:20、25、30m	冶金工业部长沙冶金设计研究院	1994
184	95S845(一)	标准图	30m ³ 不保温水塔(砖支筒)	有效高度为:16、20、24m	中国建筑标准设计研究所	1995
185	95S845(二)	标准图	50m ³ 不保温水塔(砖支筒)	有效高度为:16、20、24m	中国建筑标准设计研究所	1995
186	95S845(三)	标准图	100m ³ 不保温水塔(砖支筒)	有效高度为:16、20、24m	中国建筑标准设计研究所	1995
187	95S845(四)	标准图	150m ³ 不保温水塔(砖支筒)	有效高度为:20、24、28m	中国建筑标准设计研究所	1995
188	95S845(五)	标准图	200m ³ 不保温水塔(砖支筒)	有效高度为:20、24、28m	中国建筑标准设计研究所	1995
189	90S846(一)	标准图	30m ³ 砖支筒保温水塔	有效高度为:20、24、28m	铁道部专业设计院	1990
190	90S846(二)	标准图	50m ³ 砖支筒保温水塔	有效高度为:20、24、28m	铁道部专业设计院	1990
191	90S846(三)	标准图	80m ³ 砖支筒保温水塔	有效高度为:20、24、28m	铁道部专业设计院	1990
192	90S846(四)	标准图	100m ³ 砖支筒保温水塔	有效高度为:20、24、28m	铁道部专业设计院	1990
193	90S846(五)	标准图	150m ³ 砖支筒保温水塔	有效高度为:20、24、28m	铁道部专业设计院	1990
194	90S846(六)	标准图	200m ³ 砖支筒保温水塔	有效高度为:20、24、28m	铁道部专业设计院	1990
195	90S847(一)	标准图	50m ³ 钢筋混凝土支筒保温水塔	有效高度为:20、24、32m	铁道部专业设计院	1990
196	90S847(二)	标准图	100m ³ 钢筋混凝土支筒保温水塔	有效高度为:20、24、32m	铁道部专业设计院	1990
197	90S847(三)	标准图	200m ³ 钢筋混凝土支筒保温水塔	有效高度为:20、24、32m	铁道部专业设计院	1990
198	90S847(四)	标准图	300m ³ 钢筋混凝土支筒保温水塔	有效高度为:20、24、32m	铁道部专业设计院	1990
199	90S847(五)	标准图	400m ³ 钢筋混凝土支筒保温水塔	有效高度为:20、24、32m	铁道部专业设计院	1990
200	85S848	标准图	小型砖石圆型蓄水池	10~300m ³	北京市市政设计院	1985
201	85S849(一)	标准图	15m ³ 砖支筒保温水塔	H=16、20、24m	铁道部专业设计院	1985
202	85S849(二)	标准图	15m ³ 砖支筒不保温水塔	H=16、20、24m	铁道部专业设计院	1985
203	90SS851	试用图	补气式气压给水设备选用安装图	最大给水量 10~100m ³ /h 最大工作压力为 0.47、0.77MPa	山东省冶金设计研究院	1990

续表

序号	图集号	标准类别	图 集 名 称	图集主要内容	主编单位	编制日期
204	91SS852(一)	试用图	隔膜式气压给水设备立式罐选用安装图	罐体总容积为 0.104 ~ 13.23m ³ 最大工作压力为 0.6、1.0、1.5MPa	河北省建筑设计院	1991
205	91SS852(二)	试用图	隔膜式气压给水设备卧式罐选用安装图	罐体总容积为 1.636 ~ 23.074m ³ 最大工作压力为 0.6、1.0、1.5MPa	河北省建筑设计院	1991
206	86SS901	试用图	农村给水工程(总册)	适用于人口在 5000 人以下的村镇给水, 压力为 0.2 ~ 0.3MPa, 最高不超过 0.4MPa 也可用于水型给水工程	北京市市政设计院	1986
207	S ₁ (上)		全国通用给水排水标准图集(合订本)	给水附属构筑物等	中国建筑标准设计研究所	1996
208	S ₁ (下)		全国通用给水排水标准图集(合订本)	给水附属构筑物等	中国建筑标准设计研究所	1996
209	S ₂ (上)		全国通用给水排水标准图集(合订本)	排水附属构筑物等	中国建筑标准设计研究所	1996
210	S ₂ (下)		全国通用给水排水标准图集(合订本)	排水附属构筑物等	中国建筑标准设计研究所	1996
211	S ₃ (上)		全国通用给水排水标准图集(合订本)	给排水零配件等	中国建筑标准设计研究所	1997
212	S ₃ (下)		全国通用给水排水标准图集(合订本)	给排水零配件等	中国建筑标准设计研究所	1997
213	90SG368	试用图	IS 型离心泵钢筋混凝土隔板台座	用阻尼弹簧减振器及橡胶挠性接管隔振	机电部工程设计研究院	1990
214	95SG371	试用图	多级离心泵混凝土隔振台座	配用阻尼弹簧隔振器或橡胶隔振垫及隔声罩	华东建筑设计研究院	1996
215	90D763	标准图	水箱及水池水位自动控制安装图集	工业、民用建筑中水塔、水池的水位自动控制	上海市政工程设计院	1990

主要参考文献

- 1 唐受印,汪大猷等编. 废水处理工程. 北京:化学工业出版社,1998
- 2 张自杰主编. 环境工程手册. 水污染防治卷. 北京:高等教育出版社,1996
- 3 王洪臣主编. 城市污水处理厂运行控制与维护管理. 北京:科学出版社,1997
- 4 黄明明,张蕴华主编. 给水排水标准规范实施手册. 北京:中国建筑工业出版社,1993
- 5 北京市市政设计研究院主编. 简明排水设计手册. 北京:中国建筑工业出版社,1990
- 6 国家环境保护局政策法规司编. 中国环境保护法规全书(1982~1997). 北京:化学工业出版社,1997
- 7 金熙等编. 工业水处理技术问答及常用数据. 第二版. 北京:化学工业出版社,1997
- 8 胡大钢. 废水处理及回用工艺流程实用图例. 北京:水利电力出版社,1992
- 9 丁亚兰主编. 国内外给水工程设计实例. 北京:化学工业出版社,1999
- 10 魏先助主编. 环境工程设计手册. 长沙:湖南科学技术出版社,1992
- 11 中国市政工程华北设计院主编. 给水排水设计手册. 第10册. 器材与装置. 北京:中国建筑工业出版社,1986
- 12 上海市市政工程设计院主编. 给水排水设计手册. 第9册. 专用机械. 北京:中国建筑工业出版社,1986
- 13 中国市政工程西北设计院主编. 给水排水设计手册. 第11册. 常用设备. 北京:中国建筑工业出版社,1986
- 14 GBJ 13-86
- 15 GRJ 14-87
- 16 GB 50268-97
- 17 CECS 17:90
- 18 CECS 18:90
- 19 杨智宽,韦进宝. 污染控制化学. 武汉:武汉大学出版社,1998年
- 20 建筑工程常用数据系列手册编写组编. 给水排水常用数据手册. 北京:中国建筑工业出版社,1997
- 21 李家珍主编. 染料、染色工业废水处理. 北京:化学工业出版社,1997
- 22 美国梅特卡夫和埃迪公司. 废水工程:处理、处置及回用. 秦裕珩等译. 北京:化学工业出版社,1986
- 23 申丘澈等著. 污水污泥处理. 吴自迈译. 北京:中国建筑工业出版社,1981
- 24 吴卫国编. 肉类加工废水处理技术. 北京:中国环境科学出版社,1992
- 25 章非娟编著. 生物脱氮技术. 北京:中国环境科学出版社,1992
- 26 轻工业部环境保护科学研究所编著. 轻工业环境质量概况. 北京:中国环境科学出版社,1992
- 27 顾夏声等编著. 水处理工程. 北京:清华大学出版社,1985
- 28 (日)栗田工业水处理药剂手册编委会编. 水处理药剂手册. 章振玦译. 北京:中国石化出版社,1991
- 29 高廷耀主编. 水污染控制工程. 北京:高等教育出版社,1989
- 30 叶婴齐主编. 工业用水处理技术. 北京:上海科学普及出版社,1995
- 31 王继明主编. 土木建筑工程概论. 北京:高等教育出版社,1993
- 32 徐鼎文等编. 给水排水工程施工. 北京:中国建筑工业出版社,1983
- 33 国家建筑标准设计图集目录. 中国建筑标准设计研究所出版,1997
- 34 (日)井出哲夫等编著. 水处理工程理论与应用. 张自杰等译. 北京:中国建筑工业出版社,1986
- 35 贝拉·G·利普泰克主编. 环境工程师手册·水污染及其处理. 《环境工程师手册》翻译组译. 北京:中国建筑工业出版社,1985
- 36 申立贤编著. 高浓度有机废水厌氧处理技术. 北京:中国环境科学出版社,1992
- 37 朱月海编著. 投药与混合技术. 北京:中国环境科学出版社,1992
- 38 刘国信,刘录声编著. 膜分离技术及其应用. 北京:中国环境科学出版社,1992
- 39 刘荣娥等编著. 膜分离技术. 北京:化学工业出版社,1998
- 40 贺延龄编著. 废水的厌氧生物处理. 北京:中国轻工业出版社,1998
- 41 北京市市政设计院主编. 给水排水设计手册·第5册·城市排水. 北京:中国建筑工业出版社,1986
- 42 金儒霖等编. 污泥处置. 北京:中国建筑工业出版社,1982
- 43 华东建筑设计院主编. 给水排水设计手册·第4册·工业给水处理. 北京:中国建筑工业出版社,1986
- 44 程岩法等编. 医院污水处理技术. 北京:中国环境科学出版社,1992
- 45 北京市环境保护科学研究所. 水污染防治手册. 北京:上海科学技术出版社,1989
- 46 上海市市政工程设计院主编. 给水排水设计手册·第3册·城市给水. 北京:中国建筑工业出版社,1986
- 47 范懋功. 食品工业污水处理. 给水排水. 1996,22(8):37
- 48 颜秀勤等. 印染废水集中处理厂的工艺选择与设计参数. 中国给水排水. 1999,15(10):37

- 49 沈健, 研磨废水处理设计和试运转中几个问题, 给水排水, 1997, 23(6): 29
- 50 王宝贞等, A(缺氧活性污泥)/B(A10 淹没式生物膜)复合系统处理垃圾填埋场渗沥液, 给水排水, 1996, 22(15): 15
- 51 邹莲花等, 城市垃圾填埋场渗沥液处理的试验研究, 给水排水, 1996, 22(5): 13
- 52 吴晨等, 城市垃圾填埋场渗沥液处理技术, 给水排水, 1996, 22(5): 11
- 53 申秀英等, 垃圾填埋场沥滤水的活性污泥法处理, 中国给水排水, 1995, 11(3): 37
- 54 吴浩汀, 刘立伟, 制革工业清洁工艺与废水处理技术, 中国给水排水, 1999, 15(4): 22
- 55 汤庆华等, 小型皮革厂污水治理利用方案探讨, 环境科技, 1995, 15(4): 60
- 56 鲍启钧等, 味精废水治理的技术路线探讨, 中国给水排水, 1998, 14(6): 23
- 57 潘涛等, 染色废水处理工程及工艺分析, 中国给水排水, 1999, 15(3): 44
- 58 章非娟, 生物脱氮工艺设计中的几个问题, 给水排水, 1997, 23(4): 21
- 59 祝万鹏等, 溶剂萃取法回收电镀污泥中的高价金属, 给水排水, 1995, 21(12): 16
- 60 穆传奇, 印刷电路板废水治理经验介绍, 给水排水, 1995, 21(2): 19
- 61 杨运传, 湖南医大附属三院污水处理站设计体会, 中国给水排水, 1999, 15(4): 37