

S/N:1580177•723



9 158017 772302 >

统一书号:1580177•723

定 价:27.00 元



化学工业污水处理与回用设计规范

中国计划出版社



UDC

P

中华人民共和国国家标准

GB 50684 - 2011

QCQ
2012.3.5



化学工业污水处理与回用设计规范

Code for design of wastewater treatment and
reuse in chemical industry

2011 - 04 - 02 发布

2012 - 05 - 01 实施

中华人民共和国住房和城乡建设部
中华人民共和国国家质量监督检验检疫总局 联合发布

中华人民共和国国家标准

化学工业污水处理与回用设计规范

Code for design of wastewater treatment and
reuse in chemical industry

GB 50684 - 2011

主编部门：中国工程建设标准化协会化工分会

批准部门：中华人民共和国住房和城乡建设部

施行日期：2 0 1 2 年 5 月 1 日

中国计划出版社

2011 北 京

中华人民共和国住房和城乡建设部公告

第 980 号

关于发布国家标准《化学工业 污水处理与回用设计规范》的公告

现批准《化学工业污水处理与回用设计规范》为国家标准,编号为 GB 50684—2011,自 2012 年 5 月 1 日起实施。其中,第 5.1.4、5.3.9、5.3.10、6.1.6、10.1.5、11.4.9、12.3.7 条为强制性条文,必须严格执行。

本规范由我部标准定额研究所组织中国计划出版社出版发行。

中华人民共和国住房和城乡建设部

二〇一一年四月二日

中华人民共和国国家标准 化学工业污水处理与回用设计规范

GB 50684-2011

☆

中国计划出版社出版

(地址:北京市西城区木樨地北里甲 11 号国宏大厦 C 座 4 层)

(邮政编码:100038 电话:63906433 63906381)

新华书店北京发行所发行

世界知识印刷厂印刷

850×1168 毫米 1/32 4.5 印张 114 千字
2011 年 12 月第 1 版 2011 年 12 月第 1 次印刷

印数 1—8000 册

☆

统一书号:1580177·723

定价:27.00 元

前 言

本规范是根据原建设部《关于印发〈2007 年工程建设标准规范制订、修订计划(第二批)〉的通知》(建标〔2007〕126 号)的要求,由中国石油和化工勘察设计协会和东华工程科技股份有限公司会同有关单位共同编制完成的。

在本规范编制过程中,编制组经过广泛调查研究,认真总结了 20 多年来化工、石化、石油天然气行业在污水处理与回用方面科研、设计和运行管理方面的实践经验,在广泛征求意见的基础上,最后经审查定稿。

本规范共分 12 章,主要技术内容包括:总则,术语,设计水质、水量,收集与预处理,物化处理,厌氧生物处理,活性污泥法,生物膜法,化工特种污染物处理,回用处理,污泥处理与处置,总体设计。

本规范中以黑体字标志的条文为强制性条文,必须严格执行。

本规范由住房和城乡建设部负责管理和对强制条文的解释,由中国工程建设标准化协会化工分会负责日常管理,由东华工程科技股份有限公司负责具体技术内容的解释。执行过程中如有意见和建议,请寄送东华工程科技股份有限公司(地址:安徽省合肥市望江东路 70 号,邮政编码:230024),以供今后修订时参考。

本规范主编单位、参编单位、主要起草人和主要审查人:

主 编 单 位: 中国石油和化工勘察设计协会
东华工程科技股份有限公司

参 编 单 位: 中国成达工程公司
中国石油天然气华东勘察设计院
西安长庆科技工程有限责任公司

江苏省化工设计院有限公司

北京博润宏创环境工程有限公司

主要起草人: 韩 玲 蓝珍瑞 张 荣 王本洋 于丁一

金庆林 苏升坚 项元红 司旭东 陈香柏

马 强 李 强 何宏平 邹茂荣 李桂芬

郭志强

主要审查人: 毕喜成 李玺明 张纪昶 王李虎 韩艳萍

罗燕民 刘俊新 王 淦 潘咸峰 耿康华

目 次

1	总 则	(1)
2	术 语	(2)
3	设计水量、水质	(3)
4	收集与预处理	(5)
5	物化处理	(6)
5.1	格栅	(6)
5.2	调节与均质	(6)
5.3	隔油	(6)
5.4	气浮	(8)
5.5	中和与 pH 调节	(9)
5.6	混凝	(11)
5.7	沉淀	(11)
5.8	过滤	(12)
5.9	化学氧化与消毒	(12)
6	厌氧生物处理	(14)
6.1	一般规定	(14)
6.2	水解酸化反应器	(14)
6.3	上流式厌氧污泥床反应器	(15)
6.4	厌氧生物滤池	(16)
7	活性污泥法	(17)
7.1	一般规定	(17)
7.2	传统活性污泥工艺	(17)
7.3	生物脱氮除磷	(19)
7.4	纯氧曝气工艺	(21)

7.5	氧化沟工艺	(23)
7.6	序批式活性污泥工艺	(24)
7.7	膜生物反应器	(25)
8	生物膜法	(27)
8.1	一般规定	(27)
8.2	生物接触氧化	(27)
8.3	曝气生物滤池	(28)
9	化工特种污染物处理	(30)
9.1	一般规定	(30)
9.2	氨氮污水	(30)
9.3	有机磷污水	(30)
9.4	含氟污水	(31)
9.5	硫化物污水	(31)
9.6	含汞污水	(31)
9.7	含铬污水	(32)
9.8	含铜污水	(32)
9.9	含氰污水	(32)
10	回用处理	(34)
10.1	一般规定	(34)
10.2	吸附	(34)
10.3	离子交换	(36)
10.4	超(微)滤	(36)
10.5	反渗透	(38)
11	污泥处理与处置	(40)
11.1	一般规定	(40)
11.2	污泥的输送	(40)
11.3	污泥浓缩	(41)
11.4	污泥厌氧消化	(41)
11.5	污泥脱水和干化	(43)

11.6	污泥处置	(44)
12	总体设计	(45)
12.1	场址	(45)
12.2	总体布置	(45)
12.3	建(构)筑物设置	(46)
12.4	监控与分析化验	(46)
	本规范用词说明	(49)
	引用标准名录	(50)
	附:条文说明	(51)

Contents

1	General provisions	(1)
2	Terms	(2)
3	Wastewater quantity and quality for design	(3)
4	Wastewater collection and pretreatment	(5)
5	Physico-chemical treatment	(6)
5.1	Bar screen	(6)
5.2	Regulation and equalization	(6)
5.3	Oil removal	(6)
5.4	Air floatation	(8)
5.5	Neutralization and pH adjustment	(9)
5.6	Coagulation	(11)
5.7	Precipitation	(11)
5.8	Filtration	(12)
5.9	Chemical oxidation and disinfection	(12)
6	Anaerobic biological treatment	(14)
6.1	General requirement	(14)
6.2	Hydrolysis acidification reactor	(14)
6.3	Upflow anaerobic sludge blanket	(15)
6.4	Anaerobic biofilter	(16)
7	Activated sludge process	(17)
7.1	General requirement	(17)
7.2	Traditional activated sludge process	(17)
7.3	Biological removal of nitrogen and phosphorus	(19)
7.4	Pure oxygen aeration process	(21)

7.5	Oxidation ditch process	(23)
7.6	Sequencing batch reactor activated sludge process	(24)
7.7	MBR membrane biological reactor	(25)
8	Biofilm process	(27)
8.1	General requirement	(27)
8.2	Biological contact oxidation process	(27)
8.3	Biological aerated filter	(28)
9	Chemical industrial special pollutants treatment	(30)
9.1	General requirement	(30)
9.2	Ammonia-nitrogen-containing wastewater	(30)
9.3	Organic phosphorous-containing wastewater	(30)
9.4	Fluoride-containing wastewater	(31)
9.5	Sulfide-containing wastewater	(31)
9.6	Mercury-containing wastewater	(31)
9.7	Chromium-containing wastewater	(32)
9.8	Copper-containing wastewater	(32)
9.9	Cyanide-containing wastewater	(32)
10	Reuse treatment	(34)
10.1	General requirement	(34)
10.2	Adsorption	(34)
10.3	Ion exchange	(36)
10.4	Ultrafiltration	(36)
10.5	Reverse osmosis	(38)
11	Sludge disposal	(40)
11.1	General requirement	(40)
11.2	Sludge delivery	(40)
11.3	Sludge concentration	(41)
11.4	Sludge anaerobic digestion	(41)
11.5	Sludge dewatering and desiccation	(43)

11.6 Sludge disposal	(44)
12 General plant design	(45)
12.1 Engineering site	(45)
12.2 General plot plan arrangement	(45)
12.3 Equipment and building arrangement	(46)
12.4 Monitor ,analysis and assay	(46)
Explanation of wording in this code	(49)
List of quoted standards	(50)
Addition: Explanation of provisions	(51)

1 总 则

1.0.1 为防止化学工业污水排放引起的水体污染、改善和保护水环境、节约水资源,使化工污水处理与回用工程设计安全可靠、经济合理、管理方便,制定本规范。

1.0.2 本规范适用于新建、改建和扩建的化工污水处理与回用工程的设计。

1.0.3 化工污水处理与回用工程应与化工工程同时设计、同时建设、同时投运。

1.0.4 化工污水处理与回用工程设计应在不断总结生产实践经验和科学试验的基础上,结合工程情况,在稳妥可靠的前提下,积极、慎重地采用新工艺、新材料、新设备。

1.0.5 化工污水处理和回用处理工艺在无成熟经验时,应通过试验确定处理工艺及设计参数。

1.0.6 化工污水处理与回用工程设计应贯彻节能降耗、节水减排的原则,对污水中可回收利用的物质,在技术经济合理时应回收利用。

1.0.7 污水处理和回用工程宜根据工程规模、水质特性采用分级处理和分质处理。

1.0.8 污水采用分级处理时,预处理工艺应根据污染物特性、控制要求确定,预处理设施宜分区、分类集中设置。

1.0.9 污水回用应立足于本企业或化工区利用,宜作为工业循环冷却水补充水和杂用水。

1.0.10 储存、处理含有易挥发出有毒、可燃、臭味气体的污水的构筑物,应对有害气体进行收集并妥善处置。

1.0.11 化工污水处理与回用工程的设计,除应符合本规范外,尚应符合国家现行有关标准的规定。

2 术 语

2.0.1 初期污染雨水 polluted rainwater

可能受物料污染的污染区地面的初期雨水。

2.0.2 事故污水 accident wastewater

因设备、仪表故障,操作控制失误,设备、管道破损,开、停车或检修时偶发性废液倾倒等生产事故排出的使污水处理设施不能正常运行或可能产生破坏性结果的排水。

2.0.3 污水回用 wastewater reuse

化工生产活动过程产生的污水经收集、处理、再利用的过程。

2.0.4 预处理 pretreatment

保证进入某处理设施的水质达到预期要求所进行的初步处理过程。

2.0.5 分质处理 properties-classified treatment

对水质特性不同的污水,采用不同工艺处理的过程。

3 设计水量、水质

3.0.1 污水处理场设计规模宜按平均时处理污水量计,处理污水量应包括生产污水量、生活污水量、初期污染雨水量和未预见污水量。

3.0.2 污水处理工程设计的最高时污水量应按生产污水量、生活污水量、初期污染雨水量和未预见污水量之和确定,并应符合下列规定:

1 生产污水量应按各装置(单元)最大连续小时污水量与同时出现最大间断小时污水量之和确定。

2 生活污水量应按现行国家标准《室外排水设计规范》GB 50014 的有关规定确定。

3 初期污染雨水量宜按一次降雨初期污染雨水总量和调蓄设施的排空时间计算确定,宜采用下式计算:

$$q_s = \frac{F_s \cdot H_s}{t_s \cdot 1000} \quad (3.0.2)$$

式中: q_s ——初期污染雨水量(m^3/h);

F_s ——污染区面积(m^2);

H_s ——降雨深度(mm),宜取 10mm~30mm;

t_s ——初期污染雨水调蓄池排空时间(h),宜小于 120h。

4 未预见污水量宜按各装置(单元)平均时生产污水量的 5%~15% 计。

3.0.3 污水处理场一次提升泵站设计流量应按最高时污水量确定。

3.0.4 污水处理构筑物的设计流量应按下列原则确定:

1 调节设施前处理构筑物的设计流量应按最高时污水量设

计,当采用泵提升时,构筑物、配水管(渠)尚应按工作泵最大组合流量复核过水能力;

2 调节设施后处理构筑物的设计流量宜按平均时污水量设计。

3.0.5 污水处理场设计水质的确定,当设计资料齐全时,应按各装置平均时污水量和水质加权平均计算确定;当设计资料不全时,可按同类企业运行水质确定。

3.0.6 污水回用处理工程的设计规模宜根据污水水量和回用水需水量综合确定。

3.0.7 采用二级处理的出水作回用水源时,回用处理设计水质可按二级处理出水标准确定。

4 收集与预处理

4.0.1 排水管道系统的划分应根据污水性质、预处理和全厂处理与回用系统方案综合确定。

4.0.2 收集含可燃液体的污水管道系统应符合现行国家标准《石油化工企业设计防火规范》GB 50160 的有关规定。

4.0.3 厂区生活污水宜单独收集。

4.0.4 对突发性重大事故时受到污染的消防水应妥善收集、处置。

4.0.5 第一类污染物浓度超过最高允许排放浓度的污水,应在装置区(车间)进行预处理。

4.0.6 含有较高浓度易挥发有毒化合物的污水应进行预处理。

4.0.7 与其他污水混合易产生沉淀、聚合或生成难降解物的污水及含较高悬浮物的污水,应进行预处理。

4.0.8 直接进入污水处理场不利于生物处理的下列污水,应进行预处理:

- 1 含有较高浓度难生物降解物质的污水;
- 2 含有较高浓度生物毒性物质的污水;
- 3 高温污水。

5 物化处理

5.1 格 栅

- 5.1.1 污水处理场的污水进口应设格栅,并宜采用机械格栅。
- 5.1.2 处理含有挥发性可燃液体的污水采用的机械格栅动力装置,应采取防爆措施。
- 5.1.3 格栅应选用耐腐蚀材质。
- 5.1.4 格栅置于室内时,应设机械通风和有毒有害气体检测与报警装置。

5.2 调节与均质

- 5.2.1 污水处理场应设调节、均质设施。
- 5.2.2 调节、均质设施的容积宜根据进水水量、水质变化资料,或按同类企业资料确定。当无法取得资料时,调节设施容积可按12h~24h平均时流量计,均质设施容积可按8h~12h平均时流量计。
- 5.2.3 污水处理场宜设非正常情况下超过进水指标的事故污水储存池,储存池容积可按8h~12h平均时流量计。
- 5.2.4 调节与均质设施可以合并设置,但不应少于2个(格),且每个(格)可单独运行。
- 5.2.5 调节、均质设施应设搅拌设施。
- 5.2.6 储存含有挥发性有毒、有害物污水的设施应加盖,并应对废气进行妥善处理。

5.3 隔 油

- 5.3.1 含油污水中的浮油和粗分散油可采用平流式隔油池、斜板

隔油池或其他除油设备。

- 5.3.2 提升含油污水宜采用容积式泵或低转速离心泵。

- 5.3.3 平流式隔油池的设计应符合下列规定:

- 1 污水的停留时间宜为1.5h~2h;
- 2 污水在池内的水平流速宜为2mm/s~5mm/s;
- 3 单格平流式隔油池的池宽不宜大于6m,长宽比不宜小于4;
- 4 池内有效水深不宜大于2m,超高不宜小于0.4m;
- 5 池内宜设链条式刮油刮泥机,刮板移动速度不宜大于1m/min;
- 6 收集表层油污应采用集油管,集油管的直径宜为200mm~300mm,当池宽大于4.5m时,集油管串联不应超过4条;
- 7 池底应设排泥管,排泥管直径不宜小于200mm,管端宜接压力水冲洗设施。

- 5.3.4 斜板隔油池的设计应符合下列规定:

- 1 表面水力负荷宜为 $0.6\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h}) \sim 0.8\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$;
- 2 斜板间净距宜为40mm,安装角度不宜小于 45° ;
- 3 池内应设置收油、清洗斜板和排除污泥的设施;
- 4 斜板应选用耐腐蚀、表面光洁并具有亲水疏油性能、阻燃型的板材;
- 5 板体与池壁、板体与板体间安装应紧密,不得产生短流现象。

- 5.3.5 隔油池应设非燃烧材料盖板。

- 5.3.6 隔油池不应少于2格(间),且每格(间)可单独运行。

- 5.3.7 寒冷地区或被分离的油品的凝固点高于环境温度时,集油管处应设加热设施。

- 5.3.8 隔油池进、出水管道上应设水封井,并应符合现行国家标准《石油化工企业设计防火规范》GB 50160的有关规定。

- 5.3.9 隔油池应设置消防设施。

- 5.3.10 隔油池(罐)的机电设备应采取防爆措施,并应设置防静电

电接地设施。

5.4 气 浮

5.4.1 去除污水中分散油、乳化油和悬浮物宜采用气浮处理。

5.4.2 当采用部分污水回流加压溶气工艺时,回流比宜通过试验或同类污水处理经验确定,无数据时,可取 25%~50%。

5.4.3 加压溶气气浮溶气罐的设计应符合下列条件:

- 1 进入溶气罐的污水的温度不宜大于 40℃。
- 2 溶气罐的工作压力宜为 0.3MPa~0.5MPa。
- 3 溶气罐所需空气量宜按下式计算:

$$q_1 = \frac{736 \cdot K_T \cdot p \cdot q}{100 \cdot \eta} \quad (5.4.3-1)$$

式中: q_1 ——溶气罐所需空气量(m^3/h);

K_T ——溶解系数,可按表 5.4.3 选取;

p ——溶气罐工作压力(MPa);

q ——溶气罐进水量(m^3/h);

η ——溶气效率与溶气罐型式有关,宜取 0.6~0.9。

表 5.4.3 不同温度下的溶解系数

温度(℃)	0	10	20	30	40
K_T	0.0377	0.0295	0.0243	0.0206	0.0179

4 供气量宜按下式计算:

$$Q_1 = \varphi \cdot n \cdot q_1 \quad (5.4.3-2)$$

式中: Q_1 ——供气量(m^3/h);

n ——溶气罐个数;

φ ——富余系数,宜取 1.2~1.5。

- 5 污水在溶气罐内停留时间宜为 2min~3min。
- 6 溶气罐内应设气水混合设施和水位控制设施。
- 7 每间气浮池应配置一台溶气罐。

5.4.4 加压溶气气浮宜设溶气释放器,释放器的设计应符合下列规定:

- 1 释放器应耐腐蚀,释放孔不应易堵塞;
- 2 释放器应安装在溶气气浮池接触室水面下不小于 1.5m 处。

5.4.5 加压溶气气浮池设计应符合下列规定:

- 1 气浮池宜由接触室和分离室组成,池形宜为矩形或圆形;
- 2 接触室污水上升流速宜为 10mm/s~20mm/s,停留时间不应小于 1min;
- 3 分离室的水流向下平均流速宜为 1mm/s~2mm/s,停留时间宜为 15min~40min;

- 4 气浮池有效水深宜为 1.5m~2.5m,超高不宜小于 0.4m;
- 5 矩形气浮池单格宽度不宜大于 4.5m;
- 6 气浮池分离室应设刮沫机和集沫槽。

5.4.6 散气气浮宜采用叶轮气浮。

5.4.7 气浮处理应设加药、混合反应设施,反应时间宜为 5min~10min,反应池出口流速宜控制在 0.1m/s~0.2m/s。

5.4.8 气浮池不应少于 2 格(池),每格(池)应能单独运行。

5.4.9 采用气浮法除油时,气浮池宜设非燃烧材料盖板。

5.5 中和与 pH 调节

5.5.1 不具备回收或综合利用的酸、碱污水,应采用中和法处理。采用中和剂中和时,宜选择工业废酸、碱。

5.5.2 酸、碱污水相互中和时宜采用中和池中和,并应符合下列规定:

1 采用连续式中和时,中和池容积宜按 1h~2h 污水量确定;采用间歇式中和时,中和池容积宜按中和后污水排放周期(班、日)污水量确定,间歇式中和池不宜少于 2 座(格);

2 酸、碱污水相互中和后,pH 值不能满足后续处理设施或排放要求时,应补充投加酸或碱药剂;

3 中和池应设搅拌设施。

5.5.3 药剂中和应符合下列规定：

1 药剂中和处理宜设混合反应池。混合反应池容积应根据污水的性质、投加药剂种类，并按混合反应时间确定。混合反应时间可通过试验或按同类污水处理经验确定。

2 中和处理后产生沉渣时，应设沉淀设施。沉渣的沉淀性能差时，可投加絮凝剂。

3 酸性污水采用石灰中和时，宜将石灰配制成 5%~10% 浓度的乳液，并宜采用湿法投加。石灰仓库储量宜按 10d~20d 用量确定，堆高宜为 1.5m。

4 混合反应池应设搅拌设施。

5.5.4 酸性污水采用过滤中和法时，宜选择升流式恒速或变速膨胀滤池，其设计应符合下列规定：

1 污水中重金属离子宜小于 50mg/L；

2 采用石灰石滤料中和硫酸污水时，硫酸浓度不应大于 2g/L。采用白云石滤料时，硫酸浓度不应大于 3g/L；

3 过滤中和出水宜设置脱除二氧化碳的设施。

5.5.5 升流式恒速膨胀滤池的设计应符合下列规定：

1 滤料宜采用石灰石、大理石、白云石，粒径宜为 0.3mm~3mm，平均宜为 1.5mm；

2 滤层厚度宜为 1m~1.2m；

3 滤料上部缓冲层宜为 0.5m；

4 底部进水区宜采用大阻力穿孔管布水，孔径宜为 9mm~12mm，滤料下部卵石承托层厚宜为 0.15m~0.2m；

5 滤速宜为 30m/h~70m/h；

6 滤料膨胀率宜为 30%~50%。

5.5.6 中和处理构筑物及设备应根据酸、碱污水的性质采取相应的防腐措施。

5.5.7 酸、碱中和剂的投加应采用 pH 自动调节控制。

5.6 混 凝

5.6.1 混凝剂、助凝剂的品种及用量应根据污水的混凝试验或类似水质运行经验，结合当地药剂供应情况，经技术经济比较确定。

5.6.2 药剂与污水混合可采用水泵混合、管道静态混合器混合、机械搅拌混合等方式，混合时间宜为 30s~120s。

5.6.3 絮凝宜采用机械搅拌絮凝池，当水量比较均衡时也可采用其他形式的絮凝池。

5.6.4 絮凝时间应通过试验或按类似水质运行经验确定。

5.6.5 机械搅拌絮凝池应按下列规定进行设计：

1 絮凝时间宜为 10min~20min；

2 絮凝池宜分成 3 格~4 格；

3 搅拌机转速宜按桨板边缘处的线速度计算，线速度宜自第一格 0.5m/s 依次减小到末格出水的 0.2m/s；

4 絮凝池应设防止水流短流的设施；

5 絮凝池宜设 2 座。

5.7 沉 淀

5.7.1 沉淀池的池型应根据处理水量、水质特性、施工条件、维护管理等因素经技术经济比较确定。

5.7.2 沉淀池的设计参数宜按相似水质运行参数或通过试验确定，当无数据时，可采用表 5.7.2 的规定。

表 5.7.2 沉淀池的设计参数

类别	沉淀池位置	沉淀时间 (h)	表面水力负荷 [$\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$]	固体负荷 [$\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$]	堰口负荷 [$\text{L}/(\text{s} \cdot \text{m})$]
初次沉淀池	二级处理前	1.0~2.0	1.5~3.0	—	≤ 2.9
二次沉淀池	生物膜法后	1.5~4.0	0.7~1.5	≤ 150	≤ 1.7
	活性污泥法后	1.5~4.0	0.5~1.2	≤ 150	≤ 1.7
混凝沉淀池	二级处理后	1.5~4.0	0.7~1.5	—	≤ 1.7

5.7.3 酸性或碱性污水中和沉淀池、化学沉淀法去除污水中重金属、碱土金属离子及某些有毒害非金属污染物等的沉淀池,其设计参数宜按同类污水运行参数或经试验确定。

5.7.4 升流式异向流斜管(板)沉淀池设计表面水力负荷,不宜大于本规范表 5.7.2 中表面水力负荷的 2 倍;当需要用作二次沉淀池时,应以固体负荷核算,固体负荷宜小于 $192\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。

5.7.5 斜管(板)沉淀池应设冲洗设施。

5.8 过 滤

5.8.1 过滤设施形式应根据进水水量、水质、出水水质、运行管理要求,以及高程布置、场地条件等因素,经技术经济比较确定。

5.8.2 滤池分格数或过滤设备的台数应根据处理水量、操作运行和维护检修要求,通过技术经济比较确定,但不应少于 2 格(台)。

5.8.3 过滤设施的滤速应按正常滤速设计,并按其中一格(台)停运、进行检修、反冲洗时的强制滤速校核。

5.8.4 过滤设施的滤速和滤料组成的选用应根据进水水质、出水水质要求、过滤设施的构造等因素,按同类污水过滤设施运行经验或通过试验确定。

5.8.5 过滤设施反冲洗排水应返回污水处理系统处理。

5.8.6 过滤设施操作运行宜采用自动控制系统。

5.9 化学氧化与消毒

5.9.1 化学氧化法处理污水的工艺,应根据污水的性质、处理要求,通过技术经济比较后选用。

5.9.2 化学氧化采用的氧化剂应通过试验或根据类似污水处理的运行经验确定。

5.9.3 污水消毒应按下列规定确定:

1 化工污水处理后排放时,应根据受纳水体的环境功能和《建设项目环境影响报告书》以及当地环保部门的要求确定是否

消毒;

2 经生化处理的污水再生回用时应消毒,并应符合再生回用用途规定的水质卫生学指标。

5.9.4 污水的消毒可采用液氯、二氧化氯、臭氧,以及紫外线等方法。

5.9.5 污水再生回用作循环冷却水的补充水时,杀菌方法应与循环冷却水的杀菌方法统筹确定。

5.9.6 含有酚类化合物的污水不宜采用氯氧化或消毒。

5.9.7 采用氯系化合物、臭氧作氧化剂或消毒剂时,加药系统的防火、防爆、防毒设计,应符合现行国家标准《建筑设计防火规范》GB 50016 和《室外给水设计规范》GB 50013 的有关规定。

6 厌氧生物处理

6.1 一般规定

6.1.1 厌氧生物处理宜通过试验或按相似水质运行经验确定处理工艺和预处理措施。

6.1.2 厌氧生物处理宜采用中温厌氧消化,厌氧反应器内温度宜为 $30^{\circ}\text{C}\sim 37^{\circ}\text{C}$ 。

6.1.3 有毒性、难生物降解的有机污水的厌氧生物处理,宜设置污泥储存池及向反应器内投加污泥的设施。

6.1.4 厌氧生物处理构筑物的数量不宜少于 2 个系列。

6.1.5 厌氧反应器内壁应进行防腐蚀处理,系统应密闭,沼气收集、处理系统应进行气密性试验。

6.1.6 厌氧反应器、沼气储存和输送系统采用的电机、仪表、照明等电气设备,应采取防爆措施。厌氧处理系统的机泵设备间、阀门控制间,应设置通风设施和沼气泄漏报警装置。

6.2 水解酸化反应器

6.2.1 水解酸化反应器宜用于难降解有机物的预处理,反应器的有效容积宜根据水力停留时间计算。水力停留时间宜通过试验或按相似水质运行经验确定,无试验资料时,水力停留时间宜取 $6\text{h}\sim 12\text{h}$ 。

6.2.2 上流式污泥床水解酸化反应器应按下列规定进行设计:

- 1 反应器有效高度宜为 $4.0\text{m}\sim 6.0\text{m}$;
- 2 清水区高度宜为 $0.5\text{m}\sim 1.5\text{m}$;
- 3 上升流速宜为 $0.5\text{m/h}\sim 1.5\text{m/h}$;
- 4 反应器底部应设均匀配水装置。当采用穿孔管配水时应

设反冲洗设施,出水孔直径宜为 $15\text{mm}\sim 25\text{mm}$,出水口流速不宜小于 2m/s ;

5 出水宜设均匀集水系统,出水堰负荷宜按二沉池负荷设计;

6 反应器污泥区中上部宜设剩余污泥排放点,底部宜设排渣设施,并宜采用多点排渣、排泥。

6.2.3 水解酸化反应器采用接触式污泥反应器时,系统应设沉淀池和污泥回流设施。沉淀池设计参数宜按二沉池参数设计。反应器应设搅拌装置。

6.3 上流式厌氧污泥床反应器

6.3.1 上流式厌氧污泥床反应器用于化工污水处理时,进水 COD 浓度不宜大于 30000mg/L 。

6.3.2 上流式厌氧污泥床反应器宜采用中温厌氧消化,反应器内部和进水宜设加热设施,外部宜采取保温措施。

6.3.3 反应区的有机物容积负荷或水力停留时间,宜通过试验或根据同类水质运行资料确定,无试验数据时,中温消化的反应器,反应区容积负荷宜为 $3\text{kg}[\text{COD}]/(\text{m}^3\cdot\text{d})\sim 8\text{kg}[\text{COD}]/(\text{m}^3\cdot\text{d})$,水力停留时间不宜小于 24h 。

6.3.4 反应区表面水力负荷宜为 $0.5\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})\sim 1.0\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$,当反应器出水需要回流时,表面水力负荷应按进水流量和回流量之和计。

6.3.5 反应器底部应设置均匀配水系统,出水点服务面积宜按 $2\text{m}^2/\text{个}\sim 5\text{m}^2/\text{个}$ 设置。

6.3.6 反应器上部应设三相分离器,三相分离器的设计应符合下列规定:

1 沉淀区表面水力负荷不宜大于 $1.0\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$,水力停留时间宜为 $1.5\text{h}\sim 2.0\text{h}$;

2 沉淀区开缝处进水流速不宜大于 3m/h ;

3 沉降斜面与水平面的夹角宜为 $45^{\circ} \sim 60^{\circ}$;

4 气液分离界面气体负荷不宜小于 $1\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, 集气室宜采取水力消泡措施;

5 三相分离器导流体或导流板与集气室斜面重叠部分宽度, 宜大于 $100\text{mm} \sim 200\text{mm}$ 。

6.4 厌氧生物滤池

6.4.1 厌氧生物滤池的滤料容积宜按容积负荷法计算。容积负荷应根据试验或相似污水的运行数据确定, 无资料时, 容积负荷宜取 $2\text{kg}[\text{COD}]/(\text{m}^3 \cdot \text{d}) \sim 10\text{kg}[\text{COD}]/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。

6.4.2 当进水 COD 浓度大于 8000mg/L 时, 厌氧生物滤池的出水应回流。

6.4.3 厌氧生物滤池的填料装填高度不宜低于滤池高度的 $2/3$, 且不宜低于 2m 。

6.4.4 升流式厌氧生物滤池的布水可采用穿孔管, 孔口流速宜为 $1.5\text{m/s} \sim 2.0\text{m/s}$, 管内流速宜为 $0.4\text{m/s} \sim 0.8\text{m/s}$, 孔口设在布水管的下方两侧, 孔口直径不宜小于 15mm 。

6.4.5 厌氧生物滤池的进水悬浮物浓度不宜大于 200mg/L 。

7 活性污泥法

7.1 一般规定

7.1.1 活性污泥法应根据处理规模、进水水质和处理要求, 选择合适的处理工艺。

7.1.2 活性污泥法进水的石油类含量不应大于 30mg/L , 硫化物不宜大于 20mg/L , 其他有毒害和抑制性物质在活性污泥系统混合液中的允许浓度, 宜通过试验或按有关技术资料确定。

7.1.3 生物反应池应根据污水性质, 采取水力消泡或化学消泡措施。

7.1.4 生物反应池有效水深应结合地质条件、曝气设备类型、污水场高程设计确定, 宜为 $4\text{m} \sim 6\text{m}$ 。

7.1.5 廊道式生物反应池的池宽与有效水深之比宜为 $1:1 \sim 2:1$, 长宽比不宜小于 $5:1$ 。

7.1.6 生物反应池采用鼓风曝气、转刷、转碟时, 反应池的超高宜为 0.5m ; 采用叶轮表面曝气时, 设备平台宜高出设计水面 $0.8\text{m} \sim 1.2\text{m}$ 。

7.1.7 进水、回流污泥进入生物反应池厌氧段(池)、缺氧段(池)时, 宜采用淹没入流方式。

7.1.8 生物反应池中的厌氧段(池)、缺氧段(池)应采用机械搅拌, 混合功率宜为 $3\text{W}/\text{m}^3 \sim 8\text{W}/\text{m}^3$ 。

7.2 传统活性污泥工艺

7.2.1 传统活性污泥法宜用于处理有机污染物为主的污水。

7.2.2 采用普通曝气工艺时, 反应池主要设计参数应根据试验或相似污水的运行数据确定, 当无数据时, 可采用下列数据:

1 污泥负荷可取 $0.20\text{kg}[\text{BOD}_5]/(\text{kg}[\text{MLSS}] \cdot \text{d}) \sim 0.30\text{kg}[\text{BOD}_5]/(\text{kg}[\text{MLSS}] \cdot \text{d})$;

2 混合液悬浮固体平均浓度可取 $2.0\text{g}[\text{MLSS}]/\text{L} \sim 4.0\text{g}[\text{MLSS}]/\text{L}$;

3 污泥回流比可取 $50\% \sim 100\%$;

4 污泥泥龄可取 $5\text{d} \sim 15\text{d}$;

5 污泥产率可取 $0.4\text{kg}[\text{VSS}]/\text{kg}[\text{BOD}_5] \sim 0.6\text{kg}[\text{VSS}]/\text{kg}[\text{BOD}_5]$ 。

7.2.3 生物反应池容积可按下列公式进行计算:

1 按污泥负荷计算:

$$V = \frac{24Q(S_0 - S_e)}{1000L_s X} \quad (7.2.3-1)$$

2 按污泥泥龄计算:

$$V = \frac{24QY\theta_c(S_0 - S_e)}{1000X_v(1 + K_d\theta_c)} \quad (7.2.3-2)$$

$$K_d = K_{d(20)}(\theta_T)^{T-20} \quad (7.2.3-3)$$

式中: V ——生物反应池有效容积(m^3);

S_0 ——进水 BOD_5 浓度(mg/L);

S_e ——出水 BOD_5 浓度(mg/L);

Q ——生物反应池设计流量(m^3/h);

L_s ——污泥负荷 $\{\text{kg}[\text{BOD}_5]/(\text{kg}[\text{MLSS}] \cdot \text{d})\}$;

X ——生物反应池内混合液悬浮固体平均浓度($\text{g}[\text{MLSS}]/\text{L}$);

X_v ——生物反应池内混合液挥发性悬浮固体平均浓度($\text{g}[\text{MLVSS}]/\text{L}$);

θ_c ——污泥泥龄(d);

Y ——污泥产率系数($\text{kg}[\text{VSS}]/\text{kg}[\text{BOD}_5]$);

K_d ——衰减系数(d^{-1});

$K_{d(20)}$ —— 20°C 时衰减系数(d^{-1}),可取 $0.04 \sim 0.075$;

T ——设计温度($^\circ\text{C}$);

θ_T ——温度系数,可取 $1.02 \sim 1.06$ 。

7.3 生物脱氮除磷

7.3.1 采取生物脱氮除磷的污水应符合下列规定:

1 生物脱氮除磷时,系统中有毒害和抑制性物质的允许浓度宜通过试验或按有关资料确定;

2 生物脱氮除磷时,污水 BOD_5 与总氮之比宜大于 4, BOD_5 与总磷之比宜大于 17;

3 进水 BOD_5 不能满足脱氮除磷要求时,应外加碳源;

4 好氧段(池)剩余碱度宜大于 $70\text{mg}/\text{L}$ (以 CaCO_3 计)。

7.3.2 采用缺氧/好氧($\text{A}_\text{N}\text{O}$)工艺脱氮时,反应池容积可采用下列方法计算:

1 采用污泥负荷法,好氧段(池)容积可按公式(7.2.3-1)计算,容积应满足按 BOD_5 负荷和总氮负荷计算的结果,缺氧段(池)容积可按好氧段(池)容积的 $1/3 \sim 1/4$ 取值。

2 采用硝化反硝化动力学法计算:

1)好氧段(池)容积可按下列公式计算:

$$V_0 = \frac{Q(S_0 - S_e)\theta_{c0}Y}{1000X_v(1 + K_d\theta_{c0})} \quad (7.3.2-1)$$

$$\theta_{c0} = F \frac{1}{\mu} \quad (7.3.2-2)$$

$$\mu = 0.47 \frac{N_a}{K_n + N_a} e^{0.098(T-15)} \quad (7.3.2-3)$$

式中: V_0 ——好氧段(池)容积(m^3);

θ_{c0} ——好氧段污泥泥龄(d);

Y ——污泥产率系数;

Q ——生物反应池的设计流量(m^3/d);

S_0 ——进水 BOD_5 浓度(mg/L);

S_e ——出水 BOD_5 浓度(mg/L);

X_v ——生物反应池内混合液挥发性悬浮固体平均浓度(g[MLVSS]/L);

K_d ——衰减系数(d^{-1}),宜根据试验或相似污水运行数据确定,无数据时,可取 0.05~0.1;

F ——安全系数,取 1.5~3.0;

μ ——硝化菌比生长速率(d^{-1});

N_a ——硝化出水氨氮浓度(mg/L);

K_n ——硝化半速率常数(mg/L),可取 1.0mg/L;

T ——设计温度($^{\circ}C$);

0.47——15 $^{\circ}C$ 时硝化菌最大比生长速率(d^{-1})。

2)缺氧段(池)容积可按下列公式进行计算:

$$V_n = \frac{0.001Q(N_0 - N_e) - 0.12\Delta X_v}{K_{de}X} \quad (7.3.2-4)$$

$$K_{de} = K_{de(20)} 1.08^{(T-20)} \quad (7.3.2-5)$$

式中: V_n ——缺氧段(池)容积(m^3);

N_0 ——生物反应系统进水总氮浓度(mg/L);

N_e ——生物反应系统出水总氮浓度(mg/L);

K_{de} ——脱氮速率{kg[N]/(kg[MLSS]·d)};

$K_{de(20)}$ ——20 $^{\circ}C$ 的脱氮速率,无数据时可取 0.03{kg[N]/(kg[MLSS]·d)}~0.06{kg[N]/(kg[MLSS]·d)};

X ——生物反应池内混合液悬浮固体平均浓度(g[MLSS]/L);

ΔX_v ——排出生物反应系统的挥发性悬浮固体量(kg[VSS]/d)。

7.3.3 缺氧/好氧工艺主要设计参数宜根据试验或相似污水运行数据确定,无数据时可按下列数据取值:

1 BOD₅ 污泥负荷宜取 0.05kg[BOD₅]/(kg[MLSS]·d)~0.15kg[BOD₅]/(kg[MLSS]·d);

2 总氮污泥负荷不宜大于 0.05kg[TN]/(kg[MLSS]·d);

3 混合液悬浮固体平均浓度宜取 2.5g[MLSS]/L~4.5g[MLSS]/L;

4 污泥龄宜取 11d~23d;

5 污泥回流比宜取 50%~100%;

6 混合液回流比宜取 200%~400%;

7 污泥产率宜取 0.3kg[VSS]/kg[BOD₅]~0.6kg[VSS]/kg[BOD₅]。

7.3.4 采用厌氧/缺氧/好氧工艺脱氮除磷时,反应池好氧段(池)、缺氧段(池)的容积可按本规范第 7.3.2 条的规定计算。厌氧段(池)的容积可按水力停留时间计算,水力停留时间宜为 1h~2h。

7.3.5 厌氧/缺氧/好氧工艺主要设计参数宜根据试验或相似污水运行数据确定,无数据时宜按下列数据取值:

1 BOD₅ 污泥负荷宜取 0.1kg[BOD₅]/(kg[MLSS]·d)~0.2kg[BOD₅]/(kg[MLSS]·d);

2 混合液悬浮固体平均浓度宜取 2.5[MLSS]/L~4.5g[MLSS]/L;

3 污泥龄宜取 10d~20d;

4 污泥回流比宜取 20%~100%;

5 混合液回流比宜大于或等于 200%;

6 污泥产率宜取 0.3kg[VSS]/kg[BOD₅]~0.6kg[VSS]/kg[BOD₅]。

7.3.6 厌氧/缺氧/好氧工艺脱氮除磷时,可根据进水水质和处理要求,经技术经济分析比较后,选择各种改进型的工艺。

7.3.7 生物除磷的剩余污泥宜采用机械浓缩。

7.4 纯氧曝气工艺

7.4.1 有氧源可利用的条件下,可采用纯氧曝气活性污泥法处理可生物降解污水。

7.4.2 纯氧曝气宜采用密闭式表面曝气工艺,主要设计参数应根

据试验或相似污水的实际运行数据确定,当无数据时可按下列数据取值:

- 1 BOD_5 污泥负荷宜取 $0.3\text{kg}[\text{BOD}_5]/(\text{kg}[\text{MLSS}] \cdot \text{d}) \sim 0.5\text{kg}[\text{BOD}_5]/(\text{kg}[\text{MLSS}] \cdot \text{d})$;
- 2 混合液悬浮固体平均浓度宜取 $4[\text{MLSS}]/\text{L} \sim 8\text{g}[\text{MLSS}]/\text{L}$;
- 3 回流污泥浓度不宜低于 $12\text{g}/\text{L}$;
- 4 污泥回流比宜取 $30\% \sim 60\%$;
- 5 污泥产率宜取 $0.3\text{kg}[\text{VSS}]/\text{kg}[\text{BOD}_5] \sim 0.45\text{kg}[\text{VSS}]/\text{kg}[\text{BOD}_5]$;
- 6 反应池混合液溶解氧浓度宜为 $4\text{mg}/\text{L} \sim 10\text{mg}/\text{L}$;
- 7 尾气中溶解氧浓度宜为 $40\% \sim 50\%$,尾气排放流量宜为进氧量的 $10\% \sim 20\%$,氧气的利用率不宜小于 90% 。

7.4.3 密闭式表面曝气反应池的设计应符合下列规定:

- 1 池体应加盖密闭,池内气相压力宜为 $300\text{Pa} \sim 500\text{Pa}$;
- 2 反应池宜采用多段串联池型,分段数宜为 3 段~4 段,每段平面尺寸宜为正方形;
- 3 反应池水深与池宽之比应根据曝气机技术性能确定,水深宜为 $3\text{m} \sim 5\text{m}$,气相部分高度宜为 $1\text{m} \sim 1.4\text{m}$;
- 4 反应池每段应装设一台表面曝气机,第一、第二段宜采用变速或双速电动机驱动,表曝机应具有调节叶轮浸没深度的功能;
- 5 各段池内应装设防旋流的垂直挡板,池中央表曝机下应设导流锥;
- 6 各段隔墙上部应设通气孔,墙角处应设浮渣、泡沫通道,下部应设水流通通道,水流通通道流速宜为 $0.1\text{m}/\text{s} \sim 0.3\text{m}/\text{s}$;
- 7 反应池出水口应设置带水封的出水堰,并宜采用内堰;
- 8 尾气排气立管应伸出池顶,且超出池顶距离不宜小于 2m ;
- 9 宜设消泡水设施;
- 10 反应池首末两段应设双向安全阀,首段安全阀的正压值

宜为 $1500\text{Pa} \sim 2000\text{Pa}$,负压值宜为 $500\text{Pa} \sim 1000\text{Pa}$;末段安全阀的正压值宜为 $1000\text{Pa} \sim 1500\text{Pa}$,负压值宜为 $500\text{Pa} \sim 1000\text{Pa}$;

11 反应池应设清扫风机,风量宜按换气率 2 次/h~3 次/h 计算;

12 池体内表面应采取防腐措施;

13 切断阀后的氧气管道、尾气排气管道、阀门后的消泡水管、吹扫用的空气管道等各种管道及阀门,宜采用不锈钢材质;

14 曝气机竖轴、叶轮应采用耐腐蚀材质。

7.4.4 密闭式表面曝气池应按下列规定设置生产控制及安全监控设施:

1 反应池的第一段应设气相压力传感仪表;

2 反应池的第一段气相中应设可燃气体浓度监测报警装置,并应根据可燃气体浓度的设定值控制供氧管道切断阀和清扫风机;

3 反应池的末段应设气相氧浓度检测仪,并应根据氧浓度设定值控制尾气排气管的切断阀。

7.5 氧化沟工艺

7.5.1 氧化沟容积宜采用污泥负荷法计算。主要设计参数宜根据试验或类似污水的运行数据确定,当无数据时,延时曝气氧化沟主要设计参数可按下列数据取值:

1 污泥负荷宜取 $0.05\text{kg}[\text{BOD}_5]/(\text{kg}[\text{MLSS}] \cdot \text{d}) \sim 0.10\text{kg}[\text{BOD}_5]/(\text{kg}[\text{MLSS}] \cdot \text{d})$;

2 混合液悬浮固体平均浓度宜取 $2.5[\text{MLSS}]/\text{L} \sim 4.5\text{g}[\text{MLSS}]/\text{L}$;

3 污泥龄不宜小于 15d;

4 污泥回流比宜取 $50\% \sim 150\%$;

5 污泥产率宜取 $0.3\text{kg}[\text{VSS}]/\text{kg}[\text{BOD}_5] \sim 0.6\text{kg}[\text{VSS}]/\text{kg}[\text{BOD}_5]$ 。

7.5.2 当氧化沟工艺用于脱氮除磷时,其设计计算宜符合本规范

第 7.3 节的有关规定。

7.5.3 氧化沟沟内平均水平流速不应小于 0.25m/s,当流速不能满足要求时,宜设潜水推进器。

7.5.4 氧化沟可采用曝气转碟、曝气转刷、表面曝气叶轮或鼓风曝气等充氧方式。

7.5.5 氧化沟有效水深应根据曝气设备性能确定。采用转刷曝气机时,有效水深不宜大于 3.5m;采用转碟曝气机时,有效水深不宜大于 4.0m;采用竖轴表面曝气机时,有效水深不宜大于 5.0m;采用鼓风曝气时,有效水深宜为 4m~6m。反应池的超高应符合本规范第 7.1.6 条的规定。

7.5.6 氧化沟内宜设导流设施,出水应设可调节出水堰板。

7.6 序批式活性污泥工艺

7.6.1 序批式活性污泥反应池数量不宜少于 2 组。

7.6.2 序批式活性污泥反应池的有效容积可按下列式计算:

$$V = \frac{24QS_0}{1000XL_S t_R} \quad (7.6.2)$$

式中: V ——序批式活性污泥反应池有效容积(m^3);

Q ——每个周期进水量(m^3/h);

S_0 ——进水 BOD_5 (或 TN) 浓度(mg/L);

L_S —— BOD_5 (或 TN) 污泥负荷($kg/(kg[MLSS] \cdot d)$);

t_R ——每个周期的反应时间(h);

X ——生物反应池内混合液悬浮固体平均浓度($g[MLSS]/L$)。

7.6.3 序批式活性污泥工艺的主要设计参数宜根据试验或类似污水运行数据确定,当无数据时,污泥负荷可根据去除碳源有机物、脱氮、除磷的不同要求确定,可按本规范第 7.2.2 条、第 7.3.3 条、第 7.3.5 条的规定选取。用于脱氮时,反应池容积应满足按有机负荷和总氮负荷计算的结果。

7.6.4 序批式活性污泥工艺各工序的时间宜符合下列规定:

1 进水时间可按下列式计算:

$$t_F = \frac{t}{n} \quad (7.6.4-1)$$

式中: t_F ——每池每周期所需的进水时间(h);

t ——一个运行周期需要的时间(h);

n ——反应池的个数。

2 反应时间可按下列式计算:

$$t_R = \frac{24S_0 m}{1000L_S X} \quad (7.6.4-2)$$

式中: t_R ——反应时间(h);

m ——充水比,需脱氮时宜取 0.15~0.3。

3 沉淀时间宜为 1.0h。

4 排水时间宜为 1.0h~1.5h。

5 一个周期需要的时间可按下列式计算:

$$t = t_R + t_S + t_D + t_b \quad (7.6.4-3)$$

式中: t_S ——沉淀时间(h);

t_D ——排水时间(h);

t_b ——闲置时间(h)。

7.6.5 反应池宜采用矩形池,水深宜为 4.0m~6.0m;间歇进水时反应池长度与宽度之比宜为 1:1~2:1,连续进水时宜为 2.5:1~4:1。

7.6.6 连续进水时,反应池的进水应设导流装置。

7.6.7 反应池应在滗水结束水位处设置固定式事故排水装置。

7.6.8 反应池应采用防止浮渣流出设施的滗水器及清除浮渣的装置。

7.6.9 序批式活性污泥工艺的运行宜采用程序控制。

7.7 膜生物反应器

7.7.1 处理化工污水的膜生物反应器宜选择孔径分布均匀,非对

称、耐污染和易清洗的改性聚乙烯、聚砜膜。对于含油污水,宜选择聚偏氟乙烯膜。

7.7.2 当膜池与生物反应池分开设置时,膜池的间数不宜少于2间。

7.7.3 膜的设计通量宜通过试验确定,计算总通量时应扣除水反洗、在线化学反洗和化学清洗时不产水部分模块的通量,并宜有10%~20%的余量。

7.7.4 一体式膜生物反应器宜选用膜孔径为 $0.1\mu\text{m}\sim 0.4\mu\text{m}$ 的外压式微滤膜组件,分置式膜生物反应器宜选用管式超滤膜组件。

7.7.5 一体式膜生物反应器设计宜符合下列规定:

- 1 膜的工作水通量宜大于 $10\text{L}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$;
- 2 污泥浓度宜为 $5\text{g}[\text{MLSS}]/\text{L}\sim 12\text{g}[\text{MLSS}]/\text{L}$;
- 3 污泥停留时间宜为 $15\text{d}\sim 60\text{d}$ 。

8 生物膜法

8.1 一般规定

8.1.1 生物膜法处理污水可采用接触氧化、曝气生物滤池等工艺。

8.1.2 生物膜法进水含油量不宜大于 $20\text{mg}/\text{L}$ 。

8.1.3 生物膜法处理构筑物应根据当地气温和环境等条件,采取防冻、防臭等措施。

8.2 生物接触氧化

8.2.1 接触氧化池宜按填料容积负荷法计算。用于碳氧化和硝化时,应同时满足按 BOD_5 容积负荷和硝化容积负荷分别计算的结果。接触氧化池填料容积负荷应根据试验或相似污水的运行数据确定,当无资料时,可按下列数据选取:

1 用于碳氧化时, BOD_5 容积负荷宜为 $1.0\text{kg}[\text{BOD}_5]/(\text{m}^3\cdot\text{d})\sim 3.0\text{kg}[\text{BOD}_5]/(\text{m}^3\cdot\text{d})$;

2 用于碳氧化和硝化时, BOD_5 容积负荷宜为 $0.2\text{kg}[\text{BOD}_5]/(\text{m}^3\cdot\text{d})\sim 1.0\text{kg}[\text{BOD}_5]/(\text{m}^3\cdot\text{d})$,硝化(氨氮)容积负荷宜为 $0.1\text{kg}[\text{NH}_3\text{-N}]/(\text{m}^3\cdot\text{d})\sim 0.4\text{kg}[\text{NH}_3\text{-N}]/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ 。

8.2.2 接触氧化池的污泥产率可取 $0.2\text{kg}[\text{VSS}]/\text{kg}[\text{BOD}_5]\sim 0.4\text{kg}[\text{VSS}]/\text{kg}[\text{BOD}_5]$ 。

8.2.3 生物接触氧化池有效水深应结合填料层高度、填料种类、填料和曝气设施布置形式、维护检修要求、系统高程布置等因素确定,宜为 $4\text{m}\sim 6\text{m}$ 。

8.2.4 生物接触氧化池的供气量及供氧设备的选型应满足供氧、搅拌及防止填料堵塞的要求。

8.2.5 生物接触氧化池进水应防止短流,出水宜采用堰式出水,池底部应设置排泥和放空设施。

8.2.6 生物接触氧化池的填料应选择对微生物无毒害、易挂膜、质轻、强度高、抗老化、比表面积大和空隙率高的填料。

8.3 曝气生物滤池

8.3.1 曝气生物滤池滤料的容积负荷及其他设计参数宜根据试验资料确定,无试验资料时,可采用下列数据:

1 用于碳氧化时, BOD_5 容积负荷宜为 $2\text{kg}[BOD_5]/(\text{m}^3 \cdot \text{d}) \sim 4\text{kg}[BOD_5]/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$;

2 用于硝化时,进水 BOD_5 浓度不宜大于 30mg/L ,硝化容积负荷(以 $\text{NH}_3\text{-N}$ 计)宜为 $0.3\text{kg}[\text{NH}_3\text{-N}]/(\text{m}^3 \cdot \text{d}) \sim 0.8\text{kg}[\text{NH}_3\text{-N}]/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$;

3 反硝化容积负荷(以 $\text{NO}_3\text{-N}$ 计)宜为 $0.8\text{kg}[\text{NO}_3\text{-N}]/(\text{m}^3 \cdot \text{d}) \sim 4.0\text{kg}[\text{NO}_3\text{-N}]/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$;

4 污水通过滤料层高度的空塔停留时间不宜小于 45min ;

5 污泥产率可取 $0.18\text{kg}[VSS]/\text{kg}[BOD_5] \sim 0.75\text{kg}[VSS]/\text{kg}[BOD_5]$ 。

8.3.2 进水悬浮固体不宜大于 60mg/L 。

8.3.3 池体高度宜为 $5\text{m} \sim 7\text{m}$,滤料层高度宜为 $2.5\text{m} \sim 4.5\text{m}$;滤池应采用均匀的布水、布气系统。

8.3.4 曝气生物滤池的反冲洗供气和曝气充氧系统宜分别设置。曝气装置可采用单孔膜空气扩散器或穿孔管曝气器。曝气器可设在承托层或滤料层中。曝气充氧系统的气水比不宜小于 2。

8.3.5 曝气生物滤池的滤料应具有机械强度高、不易磨损、空隙率高、比表面积大、化学稳定性好、生物附着性强、质轻和不易堵塞的性质,宜选用球形轻质多孔陶粒或塑料球形颗粒,滤料承托层宜选择机械强度高和化学稳定性好的材料。

8.3.6 曝气生物滤池的反冲洗宜采用气水联合反冲洗。反冲洗

空气强度宜为 $10\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{s}) \sim 15\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$;反冲洗水强度宜为 $5\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{s}) \sim 8\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 。冲洗时间宜为 $8\text{min} \sim 12\text{min}$ 。

8.3.7 曝气生物滤池宜设置自动控制系统。反冲洗周期可定时和根据滤料层阻力控制。

8.3.8 曝气生物滤池并联运行组数不宜少于 2 组,当一组反冲洗时,其他滤池的过流量应满足进水水量的要求。

8.3.9 曝气生物滤池反冲洗排水不宜直接排放。

9 化工特种污染物处理

9.1 一般规定

9.1.1 含有特种污染物污水的处理宜通过试验或按同类污水处理的运行经验确定处理方法。

9.1.2 化工生产过程中产生的高浓度特种污染物,宜在工艺装置内进行预处理、回收、回用。

9.1.3 化工装置非正常排出的高浓度物料应设储槽收集暂存,并应在装置正常运行后再返回工艺过程,不得作为污水排放。

9.1.4 采用化学沉淀法处理第一类污染物产生的沉淀物,应按危险废物进行回收或填埋。填埋时应符合现行国家标准《危险废物填埋污染物控制标准》GB 18598 的有关规定。

9.2 氨氮污水

9.2.1 高浓度氨氮污水应经预处理后再进行生物处理。

9.2.2 含氨氮的污水宜与其他有机污水、生活污水混合后采用生物法处理。

9.2.3 生物处理系统进水中氨氮的浓度不宜大于 200mg/L。

9.2.4 含氨氮污水的生物处理宜采用具有脱氮功能的硝化、反硝化工艺处理。

9.3 有机磷污水

9.3.1 有机磷污水宜采用物化处理和生物处理相结合的处理方法,生物处理后出水中的磷不能满足排放标准时,宜增加化学除磷设施。

9.3.2 含有高浓度酚的有机磷污水,宜先回收污水中的酚。

9.3.3 高浓度有机磷污水的预处理宜采用低压酸性水解法。

9.4 含氟污水

9.4.1 含氟化物污水宜采用化学沉淀法处理,宜采用下列处理方法:

1 高浓度含氟污水宜采用多级沉淀处理,宜先采用石灰沉淀法进行二级处理,再用铝盐(或镁盐)进行后续处理;

2 低浓度含氟污水宜采用石灰—铝盐(或镁盐)沉淀法处理。

9.4.2 采用硫酸铝作混凝剂时,宜加入适量聚丙烯酰胺作助凝剂。

9.5 硫化物污水

9.5.1 高浓度硫化物污水宜回收其中的硫,不易回收硫的污水,宜采用化学絮凝沉淀法处理。

9.5.2 当采用石灰—硫酸亚铁沉淀法处理时,污水处理终点的 pH 值宜为 8~9,并宜适量添加聚丙烯酰胺作助凝剂。

9.5.3 当污水中硫化物的浓度小于 10mg/L 时,可采用臭氧、氯或芬顿试剂氧化法处理,并应达标排放。

9.5.4 硫化物污水不得采用直接加酸法调节 pH 值。

9.5.5 化学沉淀法产生的污泥可采用离心沉降机或板框压滤机进行脱水处理。

9.6 含汞污水

9.6.1 含汞浓度高的污水宜采用硫化物与铁盐、铝盐混凝剂进行共沉预处理。

9.6.2 低浓度含汞污水、经化学沉淀法处理后的含汞污水,以及含有机汞的污水,宜采用活性炭吸附法或离子交换法处理。

9.6.3 含汞污泥应按危险废物进行处置,活性炭和离子交换树脂再生液中的汞应由专业单位进行回收,不得产生二次污染。

9.7 含铬污水

9.7.1 污水中的三价铬可采用石灰或氢氧化钠进行中和沉淀处理, pH 值宜控制在 8~9。

9.7.2 含六价铬的污水宜采用还原剂将六价铬还原为三价铬,再用中和沉淀法处理,还原反应的 pH 值宜为 2~3。

9.7.3 当采用离子交换法处理含铬污水时,三价铬宜采用阳离子树脂,六价铬宜采用阴离子树脂。阴离子交换树脂处理六价铬时, pH 值宜控制在 4~5。

9.7.4 对于有回收价值的高浓度铬酸盐和铬酸污水可采用蒸发法进行回收处理。

9.7.5 含铬污泥应按危险废物进行处置。

9.8 含铜污水

9.8.1 含有铜离子的污水宜采用氢氧化钠沉淀法处理,沉淀物经浓缩脱水后应回收,不能回收时,应按危险废物进行处置。

9.8.2 污水中的铜离子以络合物状态存在时,可根据下列情况解络后再进行化学沉淀处理:

1 对于铜与碳酸根形成的络合物,可采取将 pH 值调至 6~7,再用空气吹脱产生的二氧化碳进行解络;

2 对于铜与氰化物形成的络合物,可采用次氯酸钠作为解络剂;

3 对铜与氨形成的络合物,可采用硫化物进行沉淀处理。

9.8.3 浓度较高的含铜污水可采用电解法处理,并应回收其中的铜。

9.9 含氰污水

9.9.1 高浓度含氰污水可采用加压水解法处理;低浓度含氰污水可采用化学氧化法或生物法处理。

9.9.2 当采用加压水解法时,水解反应器的温度宜控制在 60℃~80℃,污水停留时间宜为 6h~8h;当采用氯氧化法时,宜将污水的 pH 值调节到 8.5~9.0,氧化停留时间宜为 1h,加氯量宜过量 10%~30%。

9.9.3 当采用生物滤塔处理造气含氰污水时,应选择不易堵塞的填料和喷头,并应添加适当的营养元素。

10 回用处理

10.1 一般规定

10.1.1 污水的回用应根据回用对象对水质的要求确定,可采用混凝沉淀、气浮、过滤、活性炭吸附、膜处理、电吸附、化学氧化、杀菌等工艺技术的一种或几种组合进行处理。

10.1.2 再生水宜用于循环冷却水的补充水。

10.1.3 再生水管道设计流量应按最高时水量计。

10.1.4 再生水管道的材质应根据水质、水压、外部荷载、地质条件,以及安装施工方便、经济合理的原则选择。

10.1.5 再生水管道严禁与生活饮用水管道连接。再生水管道明装时应有规定的标志颜色,埋地时应有带状标志。

10.1.6 各处理构筑物的个(格)数不宜少于2个(格),并宜并联设计,供水可暂时中断或有其他保障措施保证供水时,可设1个(格)。再生水池(罐)的容积应按供水和用水变化情况确定,不宜小于日供水量的10%。

10.1.7 当再生水需要进行除盐处理时,应经技术经济比较,根据回用源水的含盐量和再生水的水质要求,选择深度处理工艺。

10.2 吸 附

10.2.1 当再生水需要进行脱色、除臭、除重金属和去除难以氧化的有机物时,可采用活性炭、大孔树脂、沸石、磺化煤等进行吸附处理。

10.2.2 活性炭吸附系统的设计与选择应符合下列规定:

1 宜进行静态选炭及炭柱动态试验,根据被处理水水质和后续工序要求,确定用炭量、接触时间、水力负荷与再生周期等参数;

2 选择的活性炭应具有吸附性能好、中孔发达、机械强度高、

化学性能稳定、再生性能好的特点;

3 活性炭使用周期宜以目标去除物接近超标时作为再生的控制条件;

4 活性炭的再生宜采用高温加热再生法。

10.2.3 活性炭吸附器的设计宜通过试验或按类似条件下的运行经验确定,当无资料时,宜采用下列数据:

1 进水浊度不宜大于3NTU。

2 设计流速宜按下列情况选择:

1)当用于吸附水中有机物且位于多介质滤器和反渗透之间时,流速宜为8m/h~10m/h;

2)当用于吸附水中有机物且位于超滤和反渗透之间时,流速宜为10m/h~15m/h;

3)当用于吸附水中余氯时,流速不宜大于20m/h。

3 活性炭滤层高度及运行周期,应符合下列规定:

1)用于吸附水中有机物时,装载高度不宜小于2m;

2)当进水COD小于或等于30mg/L时,设计运行周期不宜小于1000h;

3)用于吸附水中余氯时,装载高度不宜小于1.5m,设计运行周期不宜小于8000h。

4 活性炭吸附器的经常性冲洗周期宜为3d~6d,水冲洗强度宜为11L/(m²·s)~13L/(m²·s),冲洗时间宜为8min~12min,膨胀率宜为15%~20%。定期大流量冲洗周期宜为30d,冲洗强度宜为15L/(m²·s)~18L/(m²·s),冲洗时间宜为8min~12min,膨胀率宜为25%~35%。冲洗水宜采用活性炭吸附器产水。反冲洗水管上应设流量调节和计量装置。

10.2.4 大孔树脂宜用于酸性水中有机物、重金属、有毒等物质的吸附。

10.2.5 当大孔树脂用于吸附弱酸性物质时,宜采用氢氧化钠再生,吸附弱碱性物质时,宜采用盐酸再生,吸附挥发性物质时,宜采

用热水或蒸汽再生。

10.3 离子交换

10.3.1 离子交换法可用于处理含重金属离子、大分子有机物的污水,也可用作反渗透的预处理工艺或后处理工艺。

10.3.2 采用离子交换法处理污水时,宜选择酸、碱消耗量低的工艺,树脂的工作交换容量宜低于理论值,同时应选择机械强度高、抗污染能力强的离子交换剂。

10.3.3 离子交换系统的反洗水宜回收利用。

10.3.4 离子交换器的进水宜符合表 10.3.4 的规定。

表 10.3.4 离子交换器的进水要求

测试项目	单位	许用值
水温	℃	5~45
浊度	NTU	<2
游离余氯(以 Cl ₂ 表示)	mg/L	<0.1
总铁(Fe)	mg/L	<0.3
COD _{Mn}	mg/L	<2

注:强碱Ⅱ型树脂、丙烯酸树脂的进水水温不应大于 35℃。COD_{Mn}值是对使用凝胶型强碱阴离子树脂的要求。

10.4 超(微)滤

10.4.1 超(微)滤装置的进水水质指标宜符合表 10.4.1 的规定。

表 10.4.1 超(微)滤装置的进水水质指标

测试项目	单位	许用值	
水温	℃	10~40	
pH 值	—	2~11	
浊度	NTU	内压式膜组件	<30
		外压式膜组件	100

10.4.2 超(微)滤膜组件的设计通量宜通过中试确定,中试时间宜大于 2000h。

10.4.3 当不具备做中试的条件时,超(微)滤膜组件的设计可按下列数据取值:

1 当进水浊度大于 30NTU 时,宜选用外压式超(微)滤膜组件,滤膜组件宜选用聚偏氟乙烯材质的产品,设计通量不宜大于 50L/(m²·h)。

2 当进水浊度小于 30NTU 时,宜选用内压式超(微)滤膜组件,滤膜组件宜选用改性聚砜或聚醚砜材质的产品,设计通量可根据进水浊度不同,按下列规定选取:

1)当进水浊度大于 20NTU 小于或等于 30NTU 时,设计通量宜小于 50 L/(m²·h);

2)当进水浊度大于 10NTU 小于或等于 20NTU 时,设计通量宜小于 60 L/(m²·h);

3)当进水浊度小于或等于 10NTU 时,设计通量宜小于 70L/(m²·h)。

10.4.4 超(微)滤装置不宜少于 2 套,每套间距不宜小于 1.2m,其他通道宽度不应小于 0.8m,并应布置在室内。

10.4.5 超(微)滤装置的操作压力宜小于 0.5MPa,跨膜压差宜小于 0.1MPa。

10.4.6 超(微)滤装置的进、出口应设浊度仪、差压表及取样接口,出口宜设 SDI 仪的接口。

10.4.7 超(微)滤装置的进水应设 50μm~100μm 的预过滤器。

10.4.8 超(微)滤装置的反洗应采用自动反冲洗系统。外压式超(微)滤装置应设空气擦洗设施,内压式超(微)滤装置应设加药反洗系统。反冲洗的自耗水率应低于总进水量的 10%,反冲洗水宜回收利用。

10.4.9 超(微)滤膜的设计使用寿命不应低于 3 年,应设在线监测微滤膜完整性的自动测试装置。

10.5 反 渗 透

10.5.1 反渗透系统应根据再生水水源的特性、回用对象对水质的要求,合理选择配置,预处理工艺应满足反渗透进水要求。

10.5.2 反渗透系统应保证连续稳定的供水量,系统能力宜富裕20%~30%。

10.5.3 反渗透膜元件的型号和数量应根据进水水质、水温、产水量、回收率等通过优化计算确定。膜元件的设计通量不宜大于该水源适用通量的中间值。膜元件的数量应能保证在最低设计水温运行时,产水量可达到设计值。

10.5.4 化工污水回用处理宜选用操作压力低、抗污染的反渗透膜。在设计使用条件下,反渗透本体初始运行压力宜小于1.5MPa。

10.5.5 当采用二级反渗透系统时,二级反渗透的浓水应循环到一级反渗透进水重复使用,不合格产水应回收。

10.5.6 每套反渗透装置宜配置独立的保安过滤器、高压泵。保安过滤器的精度宜为 $5\mu\text{m}$,不宜采用带反洗功能的保安过滤器。保安过滤器、高压泵宜选用不锈钢材质。

10.5.7 反渗透装置应有流量、压力、温度等控制措施,反渗透的高压泵进口应设进水低压保护开关,出口宜设电动慢开阀门和出水高压保护开关。当几台反渗透装置的产水并联进入一条产水总管时,每台装置的产水管应设止回阀。

10.5.8 反渗透装置进水、产水和浓水均应计量,各段进出口均应设压力表,进水应设监测电导率、pH值、温度、余氯或氧化还原电位的仪表,产水应设电导监测仪表。

10.5.9 反渗透装置应设置加药和清洗设施,清洗设施应有加热保温措施,反渗透各段应分别设置清洗管(接口)。

10.5.10 反渗透装置宜布置在室内,当环境温度低于 4°C 时,应采取防冻措施,装置两侧应留有不小于膜元件长度1.2倍距离的

空间。

10.5.11 反渗透浓水排放管的布置应能保证系统停用时最高一层膜组件不会被排空。

10.5.12 反渗透设备的进水宜符合表10.5.12的规定。

表 10.5.12 反渗透设备的进水

项 目	单位	醋酸纤维素膜	复合膜
水温	$^{\circ}\text{C}$	5~40	5~45
pH 值	—	4~6(运行)	4~11(运行)
		3~7(清洗)	2.5~11(清洗)
浊度	NTU	<1.0	<1.0
SDI ₁₅	—	≤ 3	≤ 3
游离余氯 (以 Cl_2 表示)	mg/L	0.3~1.0	<0.1
总铁(Fe)	mg/L	<0.05	<0.05

11 污泥处理与处置

11.1 一般规定

- 11.1.1 污泥处理与处置应符合减量化、稳定化、无害化的原则,可以利用的污泥宜综合利用。
- 11.1.2 危险废物的污泥应与一般污泥分开处理和处置。
- 11.1.3 污泥处理过程中产生的臭气应妥善处理。
- 11.1.4 污泥处理过程中产生的污水应返回污水处理构筑物处理。
- 11.1.5 污泥处理量应包括污水物化、生物处理各单元排出的污泥,并应根据污水处理工艺或按类似水质类似处理工艺的运行数据确定。污泥处理设施的规模应与污水处理的排泥操作相适应。

11.2 污泥的输送

- 11.2.1 采用管道输送时,污泥的含水率不宜小于 90%。
- 11.2.2 压力输泥管的最小管径不宜小于 100mm,重力输泥管的最小管径不宜小于 200mm,相应最小设计坡度不宜小于 0.01。
- 11.2.3 压力输泥管的最小设计流速可按表 11.2.3 的规定取值。

表 11.2.3 压力输泥管的最小设计流速

污泥含水率(%)	90	91	92	93	94	95	96	97	98	>98
最小流速(m/s)	1.5	1.4	1.3	1.2	1.1	1.0	0.9	0.8	0.7	0.7

- 11.2.4 污泥管道的水力计算可按有关经验公式、试验资料或已有运行数据综合确定管径、水力坡降。
- 11.2.5 输泥管道应设压力水冲洗设施,水冲洗流速不宜小于 0.7m/s。
- 11.2.6 长距离压力输泥管宜每隔 100m~200m,或在适当的位

置设检查口,管道凸部应设排气阀,管道凹部应设放空管。

11.2.7 污泥采用管道输送时宜选用螺杆泵或旋转叶轮泵输送。

11.2.8 脱水污泥可采用皮带输送机、螺旋输送机输送。

11.3 污泥浓缩

11.3.1 污泥浓缩方式宜根据污泥性质通过技术经济比较确定,并宜根据试验资料或类似性质污泥浓缩的运行经验确定设计参数。

11.3.2 生物除磷工艺的污泥宜采用浓缩脱水一体化设备。

11.3.3 重力式污泥浓缩池宜符合下列规定:

1 污泥浓缩池面积宜按固体负荷计算并按水力负荷校核。

2 剩余活性污泥的浓缩当无资料时,可取下列数据:

1) 固体负荷 $20\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d}) \sim 40\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$;

2) 水力负荷 $4\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d}) \sim 8\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$;

3) 浓缩前污泥含水率 99.2%~99.6%;

4) 浓缩后污泥含水率 97%~98%。

3 浓缩时间宜为 10h~24h,活性污泥的浓缩时间不宜小于 12h,密度较大的无机污泥浓缩时间可适当减少。

4 污泥浓缩池的有效水深宜为 3.5m~4.5m。

11.3.4 辐流式污泥浓缩池宜采用栅条浓缩机,栅条浓缩机的外缘线速度宜为 1m/min~2m/min,池底坡向泥斗的坡度不宜小于 0.05,密度大的无机污泥浓缩池配置的刮泥机应具有自动提耙功能。

11.3.5 污泥浓缩池宜设置去除浮渣的装置,无机污泥浓缩池可不设去除浮渣的装置。

11.3.6 间歇式污泥浓缩池应设置排出不同深度上清液的设施。

11.4 污泥厌氧消化

11.4.1 有机污泥采用厌氧消化处理时,宜根据试验资料或类似

污泥运行经验确定设计参数。

11.4.2 消化池进泥的含水率宜小于 97%，污泥经消化处理后，其挥发性固体去除率宜大于 40%。

11.4.3 厌氧消化可采用单级或两级中温消化，单级厌氧消化池或两级厌氧消化池的第一级污泥消化温度，宜为 33℃~35℃。

11.4.4 厌氧消化池的总有效容积的计算应符合下列规定：

1 根据消化时间计算时，可按下式计算：

$$V=Q \cdot t \quad (11.4.4-1)$$

式中：V——消化池总有效容积(m³)；

Q——每日投入消化池的原污泥量(m³/d)；

t——消化时间，宜为 20d~30d。

2 根据挥发性固体容积负荷计算时，可按下式计算：

$$V=\frac{W_s}{L_v} \quad (11.4.4-2)$$

式中：W_s——每日投入消化池的原污泥中挥发性干固体重量(kg[VSS]/d)；

L_v——消化池挥发性固体容积负荷{kg[VSS]/(m³·d)}，宜采用 0.6kg[VSS]/(m³·d)~1.5kg[VSS]/(m³·d)。

11.4.5 厌氧消化池的污泥加热可采用池外热交换器或蒸汽直接加热。

11.4.6 厌氧消化池内壁应进行防腐处理。

11.4.7 厌氧消化池应设搅拌设施，搅拌方式可采用污泥气搅拌、机械搅拌或水泵循环搅拌。

11.4.8 厌氧消化池和污泥气储罐的设计应符合现行国家标准《室外排水设计规范》GB 50014 的有关规定。

11.4.9 污泥消化泵房、污泥气储罐、污泥气压缩机房、阀门控制间等采用的电机、仪表、照明等电气设备，应采取防爆措施，室内应设置通风设施和污泥气泄漏报警装置。

11.4.10 污泥气宜综合利用，并宜根据使用要求进行除湿和脱硫。

11.5 污泥脱水和干化

11.5.1 污泥脱水机械的类型应根据污泥的性质和脱水要求，经技术经济比较后选用。

11.5.2 污泥脱水机械的台数应根据处理的干泥量、脱水机的能力及运行时间确定。

11.5.3 板框压滤机和箱式压滤机的设计应符合下列规定：

1 过滤压力宜为 0.4MPa~0.8MPa；

2 过滤周期宜为 2h~4h；

3 每台压滤机宜设污泥压入泵一台，并宜选用柱塞泵。

11.5.4 带式压滤机的设计应符合下列规定：

1 进泥含水率宜为 99.2%~96%，泥饼含水率宜为 75%~80%，当进泥含水率大于 98%时，应设置浓缩段；

2 应按带式压滤机的要求配置空气压缩机；

3 应配置冲洗泵，冲洗泵的压力宜为 0.4MPa~0.6MPa，流量宜按 6m³/(m[带宽]·h)~11m³/(m[带宽]·h)计算，应至少有一台备用冲洗泵。

11.5.5 含油污泥宜选择离心脱水机，进泥泵宜采用单螺杆泵。离心脱水机前应设置污泥切割机，切割后的污泥粒径不宜大于 8mm。

11.5.6 剩余活性污泥、含油污泥和黏度较大的污泥的脱水，可采用叠螺式污泥脱水一体化设备，设计参数宜通过试验或按类似污泥脱水运行经验确定。

11.5.7 污泥在脱水前宜投加混凝剂调理，混凝剂种类应根据污泥的性质和出路选用，投加量宜根据试验资料或类似运行经验确定。

11.5.8 滤布冲洗水宜采用污水处理场处理后的出水。

11.5.9 污泥脱水间应设置通风设施，换气次数不应小于 6 次/h。

11.5.10 脱水后的污泥应根据污泥最终处置方式和运输条件确

定采用污泥堆棚或污泥料仓储存。污泥堆棚容积宜按 3d~7d 污泥量计,并应根据污泥量设污泥输送与装卸设备。

11.5.11 当环境、气候和场地条件允许时,污泥的干化可采用自然干化场,并应符合下列规定:

- 1 干化场分块数不宜少于 3 块;
- 2 宜设人工滤水层;
- 3 人工滤水层下应设不透水层;
- 4 宜设排除上层污泥水的设施。

11.6 污泥处置

11.6.1 污泥处置应根据污泥性质及当地的环境保护要求确定。

11.6.2 污泥处置应根据污泥性质采用下列处置方法:

1 属于危险废物的污泥,采用焚烧方法处置时应符合现行国家标准《危险废物焚烧污染控制标准》GB 18484 的有关规定;采用填埋方法处置时应符合现行国家标准《危险废物填埋污染控制标准》GB 18598 的有关规定。

2 属于一般工业固体废物的污泥,其处置应符合现行国家标准《一般工业固体废物贮存、处置场污染控制标准》GB 18599 的有关规定;

3 属于一般有机污泥的,其处置宜按城市污水处理厂污泥的处置方法。

12 总体设计

12.1 场 址

12.1.1 污水处理场场址宜按下列原则选择:

- 1 有良好地质条件,在厂区地势较低处;
- 2 有良好排水条件;
- 3 在夏季主导风向的下风侧;
- 4 远离办公区和生产人员频繁活动的场所;
- 5 有良好水、电、气和交通运输条件;
- 6 不受洪涝影响,防洪标准应与厂区相同;
- 7 场区面积有扩建的可能。

12.1.2 污水回用处理场宜与污水处理场合并建设。

12.2 总体布置

12.2.1 污水处理和污水回用处理场平面布置应符合下列规定:

1 应根据处理流程,结合地形、地质、风向、施工安装、维护管理要求布置,并应符合现行国家标准《石油化工企业设计防火规范》GB 50160 的有关规定;

2 建(构)筑物应按功能和生产危险程度分区,并应集中布置。

12.2.2 场内应设置通向各建(构)筑物的通道,并应符合下列规定:

- 1 主要车道,单车道宽宜为 3.5m~4.0m,双车道宽宜为 6.0m~7.0m;
- 2 人行道宽宜为 1.2m~2m;
- 3 人行天桥宽不宜小于 1.0m。

12.2.3 场内各种管道应全面规划,应避免迂回和相互干扰,并应根据处理工艺合理布置超越管线。

12.2.4 各构筑物高程布置应符合下列规定:

- 1 宜充分利用地形,宜符合排水通畅,并宜平衡土方的要求;
- 2 构筑物宜采用重力流布置,并宜避免多次提升污水;
- 3 各构筑物及连接管渠水头损失应根据计算确定,并应留有10%~20%的余地。

12.3 建(构)筑物设置

12.3.1 污水处理与回用水处理建(构)筑物的设计应根据处理规模、运行安全、维护方便等因素确定,各处理单元构筑物不宜少于两座(池),并宜按并联运行设计。

12.3.2 污水处理与回用处理工程应根据工程规模、监控水平、管理体制等实际情况确定辅助建筑物的组成和面积。

12.3.3 污水处理构筑物应设排空设施。

12.3.4 污水处理构筑物应有防渗漏技术措施。

12.3.5 寒冷地区的构筑物应有保温防冻措施。

12.3.6 加药间应设通风设施,并应根据制备、储存、使用药剂的种类和性质,采取相应的防毒、防爆、防火措施。

12.3.7 污水处理构筑物应设置栏杆、防滑梯等安全设施。高架处理构筑物还应设置避雷设施。

12.4 监控与分析化验

12.4.1 监测、控制系统应保障污水处理与回用处理工程设施安全稳定运行。

12.4.2 污水和回用水处理总进、出水口宜设流量、压力、温度、pH、COD等检测仪表,并应根据当地环保部门要求,设置其他在线检测仪表。

12.4.3 管道输送进、出处理场的各种物料应设流量、压力检测

仪表。

12.4.4 各处理单元宜根据工艺操作控制要求设相关监控仪表和报警装置。

12.4.5 药液及酸碱储罐应设液位监测仪表和高低液位报警装置。

12.4.6 污水处理与回用水处理建(构)筑物应按使用、储存和产生可燃、可爆或有害气体的危险性,设置相应的检测仪表和报警装置。

12.4.7 污水处理和回用工程的控制水平应根据工程规模、工艺复杂程度等因素合理确定,并应符合下列规定:

1 大、中型及工艺复杂的污水处理装置控制系统可采用可编程控制器系统或分散型控制系统;

2 小型污水处理及回用装置可采用盘装数显表。

12.4.8 控制室设置宜采用下列分类:

1 大、中型污水处理装置及回用处理场,宜设中央控制室;

2 小型污水处理装置及回用处理场控制室的机柜室和操作室宜毗邻设置。

12.4.9 自控仪表应符合下列规定:

1 可编程控制器系统的选型应符合现行行业标准《可编程控制器系统设计规定》HG/T 20700的有关规定,分散控制系统的选型应符合现行行业标准《分散型控制系统工程设计规定》HG/T 20573的有关规定;

2 宜根据被测介质的性质,合理选用在线检测仪表。

12.4.10 自控仪表防护应符合下列规定:

1 应根据在线分析仪对工作环境要求合理设置自动分析器室;

2 安装在室外的在线分析仪表转换器、分体式流量(液位)计的转换器,宜设仪表保护箱。

12.4.11 污水处理及回用处理工程化验室常规分析项目与频次,

宜按表 12.4.11 的规定确定。

表 12.4.11 常规分析项目与频次

分析项目	分析频次			
	污水厂进水	污水厂出水	回用处理进水	回用处理出水
pH 值	每班一次	每日一次	每班一次	每日一次
SS	每班一次	每日一次	每班一次	每日一次
COD	每班一次	每日一次	每班一次	每日一次
BOD ₅	每周一次	每周一次	每周一次	每周一次
NH ₃ -N	每班一次	每日一次	每班一次	每日一次
粪大肠菌	—	—	—	每周一次

12.4.12 污水处理单元的分析项目,应按工艺要求确定,分析频次宜每班一次。

本规范用词说明

1 为便于在执行本规范条文时区别对待,对要求严格程度不同的用词说明如下:

1) 表示很严格,非这样做不可的:

正面词采用“必须”,反面词采用“严禁”;

2) 表示严格,在正常情况下均应这样做的:

正面词采用“应”,反面词采用“不应”或“不得”;

3) 表示允许稍有选择,在条件许可时首先应这样做的:

正面词采用“宜”,反面词采用“不宜”;

4) 表示有选择,在一定条件下可以这样做的,采用“可”。

2 条文中指明应按其他有关标准执行的写法为:“应符合……的规定”或“应按……执行”。

引用标准名录

- 《室外给水设计规范》GB 50013
- 《室外排水设计规范》GB 50014
- 《建筑设计防火规范》GB 50016
- 《石油化工企业设计防火规范》GB 50160
- 《危险废物焚烧污染控制标准》GB 18484
- 《危险废物填埋污染控制标准》GB 18598
- 《一般工业固体废物贮存、处置场污染控制标准》GB 18599
- 《分散型控制系统工程设计规范》HG/T 20573
- 《可编程控制器系统设计规定》HG/T 20700

中华人民共和国国家标准

化学工业污水处理与回用设计规范

GB 50684 - 2011

条文说明

制定说明

根据原建设部《关于印发〈2007年工程建设标准规范制订、修订计划(第二批)〉的通知》(建标〔2007〕126号)的要求,由中国工程建设标准化协会化工分会为主编部门,以中国石油和化工勘察设计协会和东华工程科技股份有限公司为主编单位,会同中国成达工程公司、中国石油天然气华东勘察设计研究院、西安长庆科技工程有限责任公司、江苏省化工设计院有限公司,北京博润宏创环境工程有限公司共同完成了国家标准《化学工业污水处理与回用设计规范》的编制工作。

本规范的编制组于2007年9月成立,2008年7月完成了《化学工业污水处理与回用设计规范》初稿的编制,2009年2月完成了征求意见稿的编制,2010年5月完成了送审稿的编制,2010年8月召开了送审稿审查会议,2010年12月完成了本规范的报批稿。

本规范在编制过程中进行了比较广泛的资料收集、调研。编制人员多次召开讨论会,对化工污水处理与回用处理设计中影响投资、运行费用等一些关键参数都进行了讨论。对征求意见稿收集到的意见以及送审稿审查会上专家提出的意见都逐条进行了修改、回应,并留有完整的记录。

为了在使用本规范时能正确理解和执行条文规定,编制组编写了《化学工业污水处理与回用设计规范》条文说明。本条文说明不具备与规范正文同等的法律效力,仅供使用者作为理解和把握规范规定的参考。

目 次

1 总 则	(59)
3 设计水量、水质	(62)
4 收集与预处理	(64)
5 物化处理	(66)
5.1 格栅	(66)
5.2 调节与均质	(66)
5.3 隔油	(67)
5.4 气浮	(70)
5.5 中和与 pH 调节	(72)
5.6 混凝	(74)
5.7 沉淀	(75)
5.8 过滤	(77)
5.9 化学氧化与消毒	(78)
6 厌氧生物处理	(81)
6.1 一般规定	(81)
6.2 水解酸化反应器	(82)
6.3 上流式厌氧污泥床反应器	(84)
6.4 厌氧生物滤池	(85)
7 活性污泥法	(87)
7.1 一般规定	(87)
7.2 传统活性污泥工艺	(88)
7.3 生物脱氮除磷	(89)
7.4 纯氧曝气工艺	(91)

7.5	氧化沟工艺	(96)
7.6	序批式活性污泥工艺	(97)
7.7	膜生物反应器	(98)
8	生物膜法	(100)
8.1	一般规定	(100)
8.2	生物接触氧化	(100)
8.3	曝气生物滤池	(101)
9	化工特种污染物处理	(103)
9.1	一般规定	(103)
9.2	氨氮污水	(103)
9.3	有机磷污水	(104)
9.4	含氟污水	(105)
9.5	硫化物污水	(107)
9.6	含汞污水	(108)
9.7	含铬污水	(110)
9.8	含铜污水	(111)
9.9	含氰污水	(111)
10	回用处理	(113)
10.1	一般规定	(113)
10.2	吸附	(114)
10.3	离子交换	(117)
10.4	超(微)滤	(118)
10.5	反渗透	(121)
11	污泥处理与处置	(124)
11.1	一般规定	(124)
11.2	污泥的输送	(124)
11.3	污泥浓缩	(125)
11.4	污泥厌氧消化	(126)
11.5	污泥脱水和干化	(127)

11.6	污泥处置	(128)
12	总体设计	(129)
12.1	场址	(129)
12.2	总体布置	(129)
12.3	建(构)筑物设置	(130)
12.4	监控与分析化验	(131)

1 总 则

1.0.1 编制本规范是为使化工污水处理与回用处理的工程设计符合国家的有关法律、法规,达到防治水体污染、改善和保护环境、节约水资源的目的。

1.0.2 本规范所指的化工污水包括基础化工、有机化工、肥料、农药、合成药物、涂料、颜料、精细化工等各类化工产品生产过程中排放的污水。

1.0.3 污水的处理与回用应是一个系统工程,应从工程设计的开始就考虑工艺装置排水的处理与回用,最大限度地发挥污水处理装置的环保与节水作用。化工污水的处理是环境保护工程的组成部分,建设项目环境保护设施的“三同时”制度同样适用于化工污水处理工程。当需要将污水回用时,回用处理工程也应执行“三同时”制度。

1.0.4 污水处理与回用工程设计是一门试验学科,也是交叉学科,其发展的历程还比较短,处在高速发展期,新工艺、新的设备与材料都在不断地涌现,有些工艺、设备与材料进行过了充分的试验,经过了实践的检验,证明是行之有效的,可以用于实际污水处理与回用处理,但有些工艺、设备与材料只经过试验室试验,未经工程检验,工程应用时应慎重。另外,随着科学技术的发展,新的工艺、材料还会不断涌现,为此,鼓励积极、慎重地采用经过鉴定的新工艺、新材料、新技术。

1.0.5 大多化工企业是多产品的联合企业,产品繁多,使用的物料多种多样,排出的污水水量、水质变化大,大多有一定毒性,对微生物有毒害或抑制作用,或存在难生物降解成分,处理难度较大,基于化工污水的复杂性,有些化工污水尚无成熟处理和回用经验,

给工程设计带来困难,故强调在无成熟处理经验时应通过试验确定。

1.0.6 污水处理与回用工程本身也是需要消耗能源、资源的,处理中要用到电机、风机,过滤、分离等设备,设计中应注意选择耗电、耗水低的设备,使污水处理与回用处理工程既节能、节水,又节约社会资源的投入,同时对污水中可回收利用的物质,在技术经济合理的前提下应尽量回收利用。

1.0.7 由于化工污水成分复杂,水质水量变化大,一般大型企业或化工区污水处理工程多采用分级处理和分质处理。分级处理是装置区(车间)对污水中某种或几种污染成分进行预处理,处理后水质符合污水处理场进水水质要求,使处理后的污水能达到排放标准。分质处理是鉴于不同装置(车间)排放的污水性质、污染物浓度差别大,不适合合并处理时,进行的分别处理。

1.0.8 污水采取分级处理时,装置(车间)污水的预处理应根据水质特征采取针对性处理工艺,处理设施不宜过于分散,分区分类集中的目的是便于管理。

1.0.9 我国水资源短缺,供需矛盾突出,随着我国经济的发展,还将进一步加剧。化工生产是用水大户,把化工企业或化工区的污水处理后回用于本企业或化工区,技术经济上会更合理,特别是用作工业循环冷却水的补充水、工业杂用水以及生活杂用水,水质要求相对较低,处理成本相对较低。

1.0.10 污水处理过程中散发出的有毒害气体如硫化氢、氰化物、氨、醛以及烃类物质不但影响周边大气环境和操作人员的健康,还有一定的危险性。近年来,市政、石化系统先后出台了对污水处理场产生的臭气进行处理的规定。本条对储存、处理含有易挥发出有毒、可燃、臭味气体污水的构筑物,对有害气体进行收集并妥善处置作了原则性的规定。

1.0.11 化学工业污水处理与回用的工程设计应执行本规范的规定,但化工污水只是工业污水的一种,有许多其他行业的污水处理

的技术与经验需要借鉴,也有许多其他行业的污水处理标准、规范应予以执行。例如,现行国家标准《室外排水设计规范》GB 50014对污水处理的计算方法、构筑物的设计都进行了规定,因此凡是该规范已经有规定的、共性的条文,应执行该规范,本规范条文中不再赘述。另外,污水处理与回用处理技术是一门交叉学科,在设计工作中还会涉及其他专业的技术问题,如建筑物的布置、防火、防爆、道路交通、环保、噪声等,应执行国家现行的有关强制性标准、规范。本条强调执行本规范与国家现行的其他有关标准、规范之间的关系。

3 设计水量、水质

3.0.1 本条提出污水处理场设计规模的表示方法和收集、处理污水的范围。设计规模影响工程投资,本条提出设计规模按平均时处理污水量计,表示污水处理场公称处理能力,是用来计算污水处理场技术经济指标的依据。平均时污水量按日处理污水量除以24h计。

3.0.2 本条给出最高时污水的计算方法:

1 为了正确地确定最高小时生产污水量,应对各装置的生产情况、排水规律进行分析,确定同时出现的最大间断小时污水量,按最大连续小时污水量和同时出现的最大间断小时污水量之和计。

3 初期污染雨水量的计算方法按照现行行业标准《石油化工污水处理设计规范》SH 3095 提出的计算方法。由于一次降雨收集的初期污染雨水总量较大,通常设调蓄池削减初期污染雨水流量,以减少对污水处理构筑物的冲击负荷。初期污染雨水调蓄池按储存一次降雨初期污染雨水量计,考虑到在5日内再降雨时,地面应视为基本干净,不再收集,故初期污染雨水量宜按调蓄池排空时间小于120h确定。

4 未预见污水量指设计时未考虑或不可能确定的实际污水量,包括事故污水,可按生产污水量的5%~15%计。本款的未预见水量不包括突发性重大事故,如爆炸、火灾造成的大量物料泄漏和灭火时产生的混有大量化工物料的污水。

3.0.3 污水处理场一次提升泵站除特殊情况外,均建在处理构筑物最前端,故应按最高时污水量设计。

3.0.4 本条对污水处理构筑物设计流量作了规定,由于调节设施

对水量进行了调节,污水流量已趋均匀,故污水调节设施后处理构筑物宜按平均时污水量设计。

3.0.5 由于各装置(单元)排出的污水量、污染物成分、浓度有差异,确定设计水质时按各装置(单元)的平均时污水量和污染物浓度进行加权平均计算确定,可使设计更精确,当设计资料不全时,可参照同类企业运行数据。

3.0.6 污水回用处理工程设计规模不但决定于污水的水量,同时也决定于回用水用户的需求量,故需综合确定。

3.0.7 二级处理出水的水量、水质较稳定,水质较好,宜作为回用水源。当二级处理出水用作回用水源时,宜按二级处理出水水质标准和预期水质波动情况综合确定回用处理的设计水质。

4 收集与预处理

4.0.1 化工厂排水应清污分流,排水系统的划分应根据各种排水的水质、水量,结合要求处理的程度及方法综合确定。在设计工厂的排水系统和处理单元时,应把污水中有回收利用价值的物质的回收利用与污水的处理排放结合起来考虑,并应有利于对各种污水进行针对性处理,例如:含酸(碱)污水、含氨污水、含氰污水、含硫污水等。

4.0.2 收集含可燃液体的污水管道系统应按现行国家标准《石油化工企业设计防火规范》GB 50160 的有关规定,设相应的防火、防爆、通风设施,包括水封井、排气管及检查井并盖密封等。

4.0.3 化工生产污水成分复杂,大多含挥发性有毒害物质或可燃液体,当与生活污水管道合并时,若措施不当,生产污水逸出的有害气体可能窜入生活污水管道,导致卫生和安全隐患。另外,生产污水进入生物处理前,一般需根据水质进行有针对性的预处理,若合并则不利于预处理,故厂区生活污水管道不宜与生产污水管道合并,宜单独收集。

4.0.4 2005 年,某公司苯胺车间发生爆炸事故,由于没有在事故状态下设置阻止含有大量苯、硝基苯等物料的消防水排入附近江中的设施,造成水体严重污染。2006 年,我国某化工企业六氯车间发生爆炸事故,该公司利用已有的污染雨水回收系统和污水预处理池,收集了事故污水,经预处理后送入污水处理场,没有造成环境次生污染。两起事故都造成了人员伤亡和经济损失,但两起事件对环境影响不同,其结果表明,必备的防污设施和措施对防范突发性重大事故引发的环境污染事件至关重要。因此,本条规定,为防止突发性重大事故状态时污染物进入江、河、湖、海等水体,导

致水体污染事故,应对泄漏的可燃液体、有毒害物料和受污染的消防水进行妥善收集和处置,按照现行国家标准《石油化工企业设计防火规范》GB 50160 的规定,增设有效的设施。

4.0.5 按照现行国家标准《污水综合排放标准》GB 8978 的规定,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,因此,超过《污水综合排放标准》GB 8978 最高允许排放浓度的污水应在车间进行预处理。

4.0.6 目前国内化工污水处理场多采用曝气生物处理方法,曝气过程会使高浓度易挥发的有毒化合物逸出,对环境 and 操作人员造成危害,故作此规定。

4.0.7 条文中所提到的这类污水如不进行预处理会增加污水处理场的处理难度,故应进行预处理。

4.0.8 对于化工装置排出的较高浓度难生物降解的污水、含有较高浓度对微生物有毒害物质的污水以及不利于生物处理的高温污水进入污水处理场会对污水的生物处理造成困难,加大处理成本,因此,本条规定这些污水应经过预处理才可进入污水处理场。

5 物化处理

5.1 格 栅

5.1.1 化工污水中或多或少含有悬浮杂物,为保证提升泵和处理设施正常运行,应设格栅。人工格栅的操作环境差,劳动强度大,故宜采用机械格栅。

5.1.2 本条是从保障操作人员和设备运行安全上考虑的。

5.1.3 由于格栅与污水接触,化工污水成分复杂,通常有一定的腐蚀性,故格栅的材质应选用耐腐蚀材质。

5.1.4 本条为强制性条文,必须严格执行。格栅一般置于室外,寒冷地区需置于室内时,为保障操作人员安全,应设机械通风和有毒有害气体检测与报警装置。

5.2 调节与均质

5.2.1 化工污水水量水质变化较大,为保证后续处理设施稳定运行,应对污水的水量水质进行调节与均质。水量、水质的调节与均质有利于稳定污水的水量和水质,减少对生物处理的冲击负荷,对有毒害的物质起到稀释作用,对短期排出的高温污水可起到降温的作用,pH值变化较大的污水可起到一定的中和与调节作用,减少pH值调节所需的酸碱量。

5.2.2 均质调节设施容积的确定一般应取得污水水质、水量的变化规律资料,经计算确定。由于化工企业工艺复杂,装置多,要取得准确资料比较困难,故可按同类企业资料确定。根据各化工设计院的经验,调节设施容积多在12h~24h平均流量之间,均质设施容积多在8h~12h平均时流量之间,因此,当无法取得资料时,可根据化工企业规模、性质、装置复杂程度,按上述方法计算。

5.2.3 基于化工企业是多产品、多装置的联合企业,使用的物料多种多样,设备多,操作温度、压力范围广,生产中难免发生故障或操作失误,造成事故,在设备检修冲洗时也难免出现高浓度污水外排,因此本条提出宜设事故储存设施,主要应对某些化工装置一般性生产局部事故排出超标污水,造成污水处理场运转困难,如可能导致生物处理设施微生物中毒,或出水无法达标的情况,至于发生突发性重大事故,如爆炸、火灾造成物料大量泄漏,以及灭火时混合大量消防污水的情况,应由化工企业通盘考虑,设置重大事故应急处置设施,并应充分利用污水处理现场已有事故污水储存设施。

5.2.4 调节与均质设施可以分建也可合建,但为了便于维护和清淤,规定调节与均质池不宜少于2格,每格可以单独运行。

5.2.5 调节均质设施设搅拌设施的目的是均质和防止悬浮固体沉积在池底。

5.2.6 含有挥发性有毒、有害物质的污水会影响周围环境和操作人员健康,故储存含有挥发性、有毒、有害物污水的设施应加盖,并宜采取机械抽风换气,以防止有害物质及可燃气体在池内积聚,造成事故。排出的废气按环保要求妥善处理。

5.3 隔 油

5.3.1 含油污水中的油以浮油、粗分散油品形式存在时,由于油、水间密度的不同,油与水易按重力分离,油珠上浮速度遵循斯笃克斯原理,根据这一原理设计的平流隔油池和按“浅层沉淀”理论发展而来的斜板隔油池均属此类。目前,市面上有很多除油设备,如高效大容量油水分离器、旋流分离除油器等,但每种除油设备所适用的环境或条件不同,应根据污水特点、设备适用的条件来选择合适的除油设备。

5.3.2 根据国内运行经验及国外资料介绍,提升含油污水最好用容积式泵,尽量避免用离心泵,因为离心泵会使油珠形成水包油的乳化液或使油珠颗粒变小而分散,因此,规定了需提升时宜采用容

积式泵或低转速离心泵。

5.3.3 平流式隔油池是针对浮油设计的,一般用于去除大于 $100\mu\text{m}\sim 150\mu\text{m}$ 的油粒。

1、2 据国内多年生产运行经验,并参照国外资料,当停留时间为 $1.5\text{h}\sim 2.0\text{h}$ 时,按照油珠浮升速度计算,粒径 $100\mu\text{m}\sim 150\mu\text{m}$ 的油珠能上升至水面,故规定污水在平流隔油池的停留时间宜为 $1.5\text{h}\sim 2.0\text{h}$,水平流速采用 $2\text{mm/s}\sim 5\text{mm/s}$ 。国内有关运行资料见表1。

表1 平流隔油池去除浮油资料

数据来源	含油量/(mg/L)		停留时间(h)	水平流速/(mm/s)
	进口	出口		
北京某厂	100~1000	20~200	2	3
山东某厂	1781	226	1.4~2.4	2.3~3.9
江苏某厂	300~1200	100	1.4~2.4	2.3~3.9
本规范	—	—	1.5~2	2~5

3 为了满足收油设备规格标准化要求规定了池体宽度,为了保证水的流态良好规定了池体的长宽比。

4 隔油池的有效水深过大,会增加油珠浮升所需的时间,甚至影响除油效率。根据国内经验,规定池子有效水深不宜大于 2m 。

5 隔油池一般均设刮油刮泥机,否则池底积泥严重,影响隔油池过水断面。为减少刮泥机移动时对水流的影响,参照国外资料及国内运行经验,规定刮泥机移动速度不大于 1m/min 。

6 考虑集油管要求水平安装,串联不宜过长,串联过长会造成水力坡降过大不利于集油管水平安装。根据国内经验,当池宽在 4.5m 以上时,集油管串联不应超过4条。

7 排泥管直径不宜小于 200mm 的规定是为了保证泥水畅通,在排泥管末端设置压力水管,是为了便于及时清除排泥管中的积泥。

5.3.4 本条规定了斜板隔油池的设计参数和要求,是根据国内的研究成果及20个炼油厂斜板隔油池的运行经验制定的。由于提高了单位容积的分离面积和水力条件的改善,一般可用于去除大于 $60\mu\text{m}$ 以上油珠。

1 表面水力负荷系指设计流量除以斜板隔油池全部工作面积(即斜板总水平投影面积),参考国内外资料推荐的数据,规定表面水力负荷为 $0.6\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})\sim 0.8\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ 。

2 斜板板组的倾角与板净距应考虑水质、斜板材质、排泥、减少池深、操作方便、易于油珠浮升等因素,国内外常用的板组倾角均不小于 45° ,试验资料表明,板净距 20mm 比 40mm 的除油效率提高 8.1% ,但前者易堵,并增加基建与维修费用,故推荐板净距为 40mm 。

3 某厂曾因无排泥设施,运行一年后,发现池内积泥厚达 $1.5\text{m}\sim 2.0\text{m}$,部分板组通路被堵塞,严重影响出水水质。及时收油、清洗斜板、排泥设施的畅通是保证斜板隔油池运行稳定的重要环节。

4 国内目前广泛采用的不饱和聚酯玻璃钢制作的波纹斜板组,具有不沾油、光洁度好、刚度大和耐腐蚀特点,但抗碱、酮类、芳烃类侵蚀性差,某厂使用四年后,发现波纹板面局部有针状腐蚀,此外,国外还有用酚醛玻璃钢、搪瓷板、聚氯乙烯等材料制作波纹板,故应根据水质选择耐腐蚀、光洁度好的、不沾油、阻燃型的材质,以达到分离效果好、便于排泥和清洗、使用寿命长等目的。

5.3.5 为避免隔油池内油气的外溢,造成对周围环境的污染以及引起火灾,隔油池不应敞口,其顶板应设固定或活动的非燃烧材料盖板,必要时将这部分污染气体收集,另行处理。

5.3.6 为保证隔油池正常运行和维修,隔油池的间数不宜少于2间。

5.3.7 在寒冷地区隔油池内增设加热设施,通过加热,可增加油层的流动性,便于收油。

5.3.9 本条是强制性条文,必须严格执行。隔油池为容易发生火灾的场所,应设消防设施。除设置必要的消防设备外,根据国内隔油池灭火经验一般增设蒸汽灭火设施,这是因为隔油池带有盖板不便于泡沫扑救,池内机械设备又阻碍了泡沫流动,不能覆盖全部池面,考虑到隔油池一般均设有蒸汽加温油面的设施,故简单易行的有效方法是在隔油池内液面以上 200mm 处周边池壁增设蒸汽筛孔管,采用蒸汽灭火。

5.3.10 隔油池内及附近易积聚可燃性气体,为防止电气设备和静电引发的爆炸、火灾事故,提出本条规定。本条是强制性条文,必须严格执行。

5.4 气 浮

5.4.1 气浮法适用于去除污水中相对密度接近 1 的杂质。污水中的细分散油、乳化油不能通过隔油去除,细小悬浮物不能通过沉淀方法去除时,气浮是有效的处理手段。

5.4.2 气浮法的常用工艺有部分污水回流加压溶气、全部污水加压溶气、部分污水加压溶气、叶轮气浮等,其中部分污水回流加压溶气气浮投药量少,节能,处理效果较好,宜优先采用。根据化工污水处理设计经验,部分污水回流加压溶气气浮的回流比可取 25%~50%。

5.4.3 对加压溶气气浮溶气罐设计计算的规定。

压力溶气罐是溶气气浮的关键设备,影响溶气效果因素较多,除水温、溶气压力外,还与溶气罐形式和溶气时间有关。为了防止溶气罐的短流,增大紊流,促进水气充分接触,加快气体扩散,罐内常设隔板、筛板、填料。国内多采用阶梯环填料喷淋式溶气罐,根据有关资料,填料层高 1.0m,水温 10℃~30℃,溶气压力 0.3MPa~0.5MPa 时,溶气效率达 80% 甚至 90% 以上。

溶气罐所需溶解空气量按亨利公式进行计算。溶气罐的直径(D)一般按罐单位截面积水力负荷计算。对填料罐一般取

$100\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h}) \sim 200\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$,采用阶梯环时填料层高度可取 1m~1.3m,储水区高度一般为 1.0m,布水区高度一般为 0.2m~0.3m。罐体总高度(Z)按罐顶、底封头高度、布水区高度、填料层高度及储水区高度之和确定。溶气罐高径比(Z/D)2.5~4。

5.4.4 加压溶气气浮大多设溶气释放器,但处理悬浮杂质较多的污水易堵塞,据调查也有不设溶气释放器的,采用减压阀和穿孔管,宜根据水质确定。

5.4.5 气浮池一般为矩形或圆形,即平流式或竖流式,气浮池的设计主要是确定容积和池表面积,使微气泡群与水中油粒和絮凝体能充分混合接触,黏附上浮,与污水分离。

气浮池的形式应从前后处理构筑物衔接、施工难易程度、工程造价等方面综合确定。矩形气浮池便于与污水的加药混合反应池合建,施工方便,采用较多。

气浮池由接触室和分离室组成,接触室与分离室用隔板(墙)分开,隔板(墙)顶与气浮池水面的高度(扣除浮渣层最大高度 100mm~200mm)为堰上水深。水流过堰流速应不大于接触室上升流速。

5.4.6 散气气浮分扩散板曝气气浮法和叶轮曝气气浮法两种,通常多采用叶轮气浮。与加压溶气气浮相比,叶轮气浮不需要溶气罐、空压机、回流泵,设备简单,节能明显,近年得到广泛应用,但也有资料介绍,由于叶轮气浮产生的气泡较大,不易与细小颗粒和絮体相黏附,反而易将絮体打碎,因此较适合于稠油污水处理,在石化企业常用于一级气浮。基于上述原因,采用叶轮气浮时应根据水质和处理要求,并参照同类污水处理经验选择成套产品。

5.4.7 气浮处理应加药,主要是改善微细气泡与杂质黏附条件,提高气浮效果。投药的混合反应时间,根据经验宜 5min~10min。为避免打碎絮体,进入气浮接触室的流速控制在 0.1m/s~0.2m/s 为宜。

5.4.8 气浮池是连续运行的设施,为保证设备事故或检修时能部

分运行,气浮池不应少于2格(池)。

5.4.9 气浮池表面易散发可燃气体、有毒害气体,因此气浮池不宜敞口,宜设非燃烧材料盖板,并宜设置引风设施。

5.5 中和与 pH 调节

5.5.1 本条提出了中和处理基本原则。

含酸量低于4%、含碱量低于2%的污水不具备回收利用的价值,应采用中和法处理。中和处理应优先考虑以废治废的原则,有条件时利用酸碱污水相互中和,或利用本企业和附近工业企业废酸、碱渣(液)作中和剂,是最简便又经济的方法,应优先采用。

5.5.2 酸碱污水相互中和一般宜设中和池。

1 当水量、水质变化不大时,宜设连续式中和池;当水量、水质变化较大时,可设间歇式中和池,间歇式中和池一般不少于2座(格),是为了便于交替使用。

2 由于企业排出的酸、碱污水酸碱含量一般不可能达到酸、碱平衡,水量和水质亦有波动,经相互中和处理后,pH值不能满足后续处理设施要求或排放要求时,应补充投加酸、碱药剂,调整pH值。

3 中和池应设搅拌设施,可采用机械搅拌或空气搅拌。污水中含有挥发性有毒害物时,宜采用机械搅拌。

5.5.3 药剂中和处理是最常用的一种处理方法,适用于任何浓度的酸碱污水,也适用于含有毒害污染物和较高悬浮杂质的酸碱污水。本法对水量、水质波动适应性强,处理方法灵活,除适用于酸碱污水中和处理外,还适用于对污水pH进行调整。中和方式可采用连续式单级或多级中和,也可采用间歇式中和。

1 酸碱污水包括强酸、弱酸、强酸弱碱盐的酸性污水以及强碱、弱碱、强碱弱酸盐的碱性污水。通常化工酸碱污水包含各种酸碱成分,有的还含有油、 NH_3 、硫化物、酚类、氟、砷、磷及多种重金属离子。污水中其他污染成分很少,主要含强酸或强碱的污水,混

合反应时间宜采用3min~5min。中和处理酸碱成分复杂和含有毒害污染物的污水时,应针对有毒害污染物性质选择中和剂,通过中和沉淀作用去除。由于中和反应干扰因素较多,反应迟缓,一般需要较长混合反应时间。中和工艺、设计参数也宜通过试验,或参照同类污水处理经验确定。

2 药剂中和酸性污水最常用和经济的方法是采用石灰。石灰与硫酸反应生成难溶的 CaSO_4 。若污水中存在重金属离子和氟、砷、磷等有毒害物时,可生成难溶性金属氢氧化物和盐,如 $\text{Cu}(\text{OH})_2$ 、 $\text{Zn}(\text{OH})_2$ 、 $\text{Pb}(\text{OH})_2$ 、 CaF_2 、 $\text{Ca}(\text{AsO}_2)_2$ 、 $\text{Ca}_3(\text{AsO}_3)_2$ 、 $\text{Ca}_3(\text{AsO}_4)_2$ 、 $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$,因此中和后产生沉渣的污水应设沉淀设施。为提高污水中杂质和沉渣的沉淀效果,可投加絮凝剂。

3 石灰中和酸性污水有干法和湿法。与干法相比,湿法设备较多,但中和反应速度较快、彻底,投加量少,操作环境也稍好,故宜湿法投加。

5.5.4 本条给出了过滤中和的设计原则和参数。由于普通过滤中和,滤料粒径大,滤速低,中和效果差,且污水中硫酸浓度较大时极易在表面结垢,阻碍中和反应进程,目前已很少采用,故提出宜采用升流式膨胀滤池。

1 过滤中和时,污水中有浓度过高的重金属或惰性物质,会在滤料表面生成覆盖物,使滤料失效,根据设计和运行经验,重金属离子含量宜小于50mg/L。

2 过滤中和的滤料一般为石灰石、白云石、大理石等。采用石灰石滤料中和硫酸时,反应生成的硫酸钙溶解度很小,硫酸浓度高时极易在滤料表面形成沉积,阻碍酸和滤料的接触反应,因此污水中的硫酸浓度不应过高,一般小于2g/L,当采用白云石为滤料时,由于生成的硫酸镁溶解度较大,硫酸浓度可以高一些,一般可达到3g/L,但反应速度较慢。

3 因过滤中和采用的滤料均属碳酸盐,中和反应产生 CO_2 , CO_2 溶于水为碳酸,使出水pH在5左右,脱除 CO_2 ,可使出水pH

提高到 6~6.5。脱除 CO₂ 的方法可以采用曝气、多级跌水等方法。

5.5.5 根据经验,本条给出了膨胀滤池的设计参数。

5.5.6 由于酸碱具有很强的腐蚀性,尤其是强酸、强碱,对储存设备及处理构筑物的腐蚀性更强,因此,本条强调酸碱中和的设备与构筑物应采取相应的防腐措施。

5.5.7 化工企业酸碱污水水量、水质波动较大,采用药剂中和时,如按常规 pH 检测来投加中和剂,难以及时调整中和剂投加量,同时因 pH 检测数据滞后,也使投量不准确,不但中和剂用量加大,出水 pH 值也难以保证。因此中和剂的投加应采用 pH 自动调节控制。

5.6 混 凝

5.6.1 混凝效果与污水的杂质成分、水温、pH 值、混凝剂、助凝剂的品种、用量和混凝的水力条件有关,故应通过原水混凝沉淀试验或相似水质的运行经验结合当地药剂供应情况经技术经济比较确定。常用的混凝剂、助凝剂及其适用条件见表 2。

表 2 常用混凝剂、助凝剂及其适用条件

药剂名称	化 学 式	适用条件
硫酸铝	$Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$	破乳及去除水中有机物时, pH 宜为 4~7; 去除悬浮物时, pH 值宜为 6~8, 适用水温 20℃~40℃
明矾	$KAl_2(SO_4)_2 \cdot 12H_2O$	
三氯化铁	$FeCl_3 \cdot 6H_2O$	pH 值宜为 7~8.5
硫酸亚铁	$FeSO_4 \cdot 7H_2O$	
碱式氯化铝	$[Al_2(OH)_nCl_{6-n}]_m$	受 pH 值、温度的影响小, 适宜的 pH 值范围为 5~9
聚合硫酸铁	$[Fe_2(OH)_n(SO_4)_{6-n}]_m$	
聚丙烯酰胺	$[-CH_2-CH(CONH_2)]_n$	水解度 30%~40%, 配制浓度小于 2%

5.6.2 本条给出了化工污水混凝时的常用混合方式。混合设施应满足混凝剂能均匀扩散到水中,混合时间不宜过长、且能使水体

产生强烈搅动的要求。混合设施可利用污水处理系统已有的设备(水泵、管道),也可单独设置(混合槽、混合器),可根据水量、水质、工程投资等因素选择混合方式,目前使用较多的混合方式为管道静态混合器混合与机械搅拌混合。

5.6.3 絮凝池(反应池)是完成絮凝过程的设施,使微小的絮体成长达到沉淀分离的要求。由于水力絮凝池受水量水质条件制约,有时实施时有一定困难,如隔板式絮凝池,当处理水量较小时,为了控制反应槽内流速,槽宽过窄,难以满足施工和维护清理的要求。又如涡流式絮凝池,当处理水量大时,池深较大,施工和流程配合上会带来一定困难,且水力式絮凝池要求处理的水量比较均衡,对水量、水质的变化适应性较差。化工污水的水质水量的变化比较大,机械搅拌絮凝池对水质水量变化适应性强,反应效果好,水头损失小,所以推荐采用机械搅拌絮凝池。

5.6.4 絮凝时间对完成絮凝过程影响很大,水质影响絮凝时间,化工污水水质变化很大,往往同一种产品,因生产工艺不同,水质也会不同,所以,絮凝时间最好是通过试验确定。

5.6.5 本条给出的机械搅拌絮凝池的设计要求是根据絮凝的需要和运行管理的要求。

1 化工污水的性质与其他工业污水、城市污水有较大差异,结合化工污水的特点和设计经验提出絮凝时间为 10min~20min。

2 机械搅拌絮凝池各格中的水流属完全混合型,若采用单格搅拌形式,不但效率低,且同一速度梯度(G)值也不恰当,因此机械搅拌絮凝池均采用多格串联布置,G 值逐格递减,串联格数多,效果好,但格数增加,搅拌设备也增加,导致工程造价增加,综合考虑,机械搅拌絮凝池宜分成 3 格~4 格。

5.7 沉 淀

5.7.1 关于沉淀池池型选择的基本要求。沉淀池可分为平流式、竖流式、辐流式和斜管(板)沉淀池,处理水量是选用池型的重要依

据之一,根据国内实践经验,当处理水量较大时,多采用平流式、辐流式沉淀池,采用机械排泥。竖流式沉淀池可是圆形或方形,做成方形时,相邻池壁可合用,布置也较紧凑,但由于池深较大,施工较困难,一般适用于小型污水处理场,地下水位高时不宜采用。斜管(板)沉淀池一般采用升流式异向流斜管(板)沉淀池,多用于老污水处理场改造或土地紧张的场合,国内的工程运行经验,斜管(板)上易积泥,泥渣流动性差,黏性大的污泥不宜采用斜管(板)沉淀池。

5.7.2 本条是根据沉淀池在污水处理流程中的位置提出的沉淀池设计参数,适用的池型包括平流式、竖流式和辐流式。根据化工污水处理的设计经验,沉淀池设计参数均低于城市污水的设计参数,表 5.7.2 列出的参数是按化工污水情况给出的。其中,混凝沉淀池主要针对污水的深度处理,进一步去除细小悬浮物和生物絮体。由于不同污水悬浮物性质、悬浮物浓度、颗粒的组成、密度以及凝聚性不同,故沉淀池设计应参照相似水质运行参数,或经试验确定。由于二次沉淀池有别于初次沉淀池,二次沉淀池除了进行泥水分离外,还起到污泥浓缩的作用,二次沉淀池的设计是否合理,直接影响到生物处理系统的稳定运行,生物污泥密度较小、沉降较低,易被水流带走,因此二沉池表面水力负荷应小于初沉池,且应用固体负荷校核计算。延时曝气系统中,由于固体停留时间长,即污泥龄长,污泥自身氧化程度高,污泥絮体比较松散、沉降性能差,易随水流失,因此二沉池表面水力负荷宜为 $0.5\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h}) \sim 0.7\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。

5.7.3 酸性或碱性污水中和处理、化学沉淀法去除重金属、碱土金属(钙、镁)离子以及某些有毒害非金属污染物(如氟、砷等)的沉淀池设计影响因素较多,比如药剂种类、反应条件(杂质浓度、pH 值、温度)、化学反应生成物的沉降性能、沉淀时间等,因此沉淀池的设计参数宜按同类污水运行参数或经试验确定。

5.7.4 本条是关于升流式异向流斜管(板)沉淀池设计表面水力

负荷的规定。按“浅层沉淀”理论,斜管(板)沉淀池的表面水力负荷比普通平流式、竖流式和辐流式大几倍,但表面水力负荷过大,沉淀效果不稳定,国内生产经验表明,升流式异向流斜管(板)沉淀池设计表面水力负荷可比普通沉淀池提高一倍左右。升流式异向流斜管(板)沉淀池宜用作初次沉淀池,慎用作二次沉淀池,因为生物污泥黏性大,易黏附在斜管(板)上,孳生生物膜,当选用其他形式二次沉淀池受条件限制,需用作二次沉淀池时,固体负荷宜小于 $192\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。

5.7.5 根据国内生产运行经验,斜管内和斜板上易积泥,为保证斜管(板)正常运行,本条规定斜管(板)沉淀池应设冲洗设施。

5.8 过 滤

5.8.1 过滤可用于化学沉淀后提高重金属和有毒有害物的去除率;生物处理——混凝沉淀后,提高悬浮物、浊度、COD、BOD、TP 等的去除率;活性炭吸附、离子交换等深度处理前的预处理;含油污水中,过滤法也可用于处理分散油和乳化油。

过滤技术发展很快,应用领域迅速扩大,新型过滤介质、过滤设备不断涌现,给过滤设施的选择提供了多种选择。过滤设施的选择与污水的特点、悬浮物性质和组成以及过滤设施的构造有关,同时还与处理高程布置、场地条件有关,故提出本条的原则规定。

另外,过滤设施的选择宜注意以下问题:其一,设计水量较大时,宜选择滤池或滤速较高的过滤设备。其二,采用滤池时,宜选择粗滤料滤池,避免污物截留在滤池表面,导致表层滤料堵塞、水头损失急剧增加,造成频繁冲洗,使运行发生困难,增加处理成本。其三,污水过滤截留的化学沉淀物、有机和无机悬浮物、胶体物质、生物絮体大多黏性较大,易附着在滤层表面或滤料表面,且易腐败,因此滤池反冲洗要求高,选择滤池时,不宜选择反冲洗效果较差的滤池,如虹吸式滤池,宜选择气水反冲洗或有表面辅助冲洗的水反冲洗滤池。其四,选用过滤设备应符合该产品的使用条件和

进水水质控制指标,且经生产运行检验的产品。

5.8.2 滤池的分格数或过滤设备的台数应按其中一格(台)反冲洗或维护检修时,仍在运行的各格滤池或过滤设备能满足强制滤速的要求确定,不致因滤速过高影响出水水质。采用2格(台)时,每格(台)处理能力宜按75%处理水量计,以满足强制滤速的要求。

5.8.3 过滤设施的正常滤速是指全部过滤设施均工作时的滤速。过滤设施需停运、检修和反冲洗,为避免这些情况下运行的过滤设施的滤速过高,影响出水水质,故应以强制滤速校核。强制滤速不宜大于正常滤速的30%。

5.8.4 采用过滤法处理污水,滤速和滤料组成直接关系到滤后水质,应根据进水水质、出水水质要求、过滤设施的构造等因素,参照同类污水过滤设施运行经验或通过试验确定。污水经二级处理—混凝沉淀后,采用过滤法提高悬浮物的去除率时,可选用双层滤料滤池、单层滤料滤池、均质滤料滤池,当无法取得具体参数时,可按照现行国家标准《污水再生利用工程设计规范》GB 50335中的有关规定。

5.8.5 由于反冲洗排水含有大量悬浮物和有机物,所以应返回污水处理系统处理。

5.8.6 过滤设施的反冲洗程序繁琐,当过滤设施分格(台)数较多时,操作管理困难,故宜采用自动控制系统。

5.9 化学氧化与消毒

5.9.1 化学氧化法是去除化工污水中污染物的有效方法之一,化学氧化法处理污水与生物处理相比处理成本高,受到一定限制,在化工污水处理中主要用于下列场合:其一,某些特种化工污水的预处理,如焦化、有机化工、合成染料、医药化工、精细化工、农药等行业排出的高浓度有毒有害物和难生物降解的有机物污水,如氰化物、腈类、酚类、芳烃类(苯、硝基苯)等,可以通过化学氧化,将这些

污染物变成低毒或较易生物处理的中间产物,最终通过生物处理去除。其二,在污水深度处理和回用处理中,可用于二级处理后污水的除油、除色、除臭,降低COD、BOD值,或与其他深度处理工艺组合,如臭氧—活性炭工艺。选择化学氧化法处理污水应根据污水中污染物性质、处理要求,通过技术经济比较确定。

5.9.2 化学氧化处理污水常用的氧化剂有液氯、二氧化氯、次氯酸盐、臭氧、过氧化氢等,由于污水中污染物成分的复杂性,对于不同氧化剂其氧化能力不同,不同种类的有机污染物可氧化性也不同,复杂有机物的降解是逐步完成的,降解历程和中间产物复杂,影响化学氧化的干扰因素较多,如水中存在还原性物质等,所以污水的化学氧化处理均应通过试验选择氧化剂和氧化工艺,或通过相似运行经验确定。

5.9.3 污水消毒的目的是杀灭排放的污水中的病原菌和其他微生物,化工污水不同于城市污水,应区别对待。

1 对一些化工区污水处理场,当污水中掺有生活污水时,可根据排水的粪大肠菌数、受纳水体的环境功能和《建设项目环境影响报告书》以及当地环保部门的要求确定是否需要消毒。

2 经生化处理的污水含有大量微生物,目前污水回用大部分是回用作循环冷却水的补充水,或进一步深度处理,用于其他用途,都需要消毒、杀菌。

5.9.4 液氯价格便宜,消毒可靠,目前使用仍较多,但氯可与水中某些有机物反应形成三卤甲烷(THMS)致癌物,会产生二次污染。近年来,二氧化氯取代液氯消毒越来越受到重视,二氧化氯与液氯相比杀菌能力更强,用量更少,不产生三卤甲烷等对人体有害物质,但二氧化氯需要现场制备,价格较高。紫外线消毒不会产生有害污染物,消毒迅速、效率高、设备简单、操作方便、便于实现自动化,但紫外线穿透能力低,宜用于浊度、色度低的水,且无持续杀菌能力,另外,紫外线灯管使用寿命较短,且随着灯管老化,消毒强度下降,能耗、灯管消耗都较大。总之污水的消毒方法应根据水

质、出水要求、综合各种因素确定。

5.9.5 污水再生回用作为循环冷却水的补充水时应进行杀菌处理,按现行国家标准《工业循环冷却水处理设计规范》GB 50050 的规定,宜控制细菌总数小于 1000 个/mL,而生物处理出水中的细菌总数的数量级通常在 10^5 以上,因此应进行杀菌处理。从国内的循环冷却水的运行经验看,氧化性杀菌剂多采用液氯或二氧化氯,因此污水再生回用作循环冷却水的补充水时,应与循环冷却水系统的杀菌方法统筹考虑,既减少消毒药剂的品种,又便于管理。

5.9.6 酚类化合物是化工污水中常见的污染物,含酚类化合物的污水本身就有臭味,当采用氯氧化时,会生成有毒、有强烈刺激臭味的中间产物氯酚,要消除氯酚,需要投加过量数倍的氯。另外,氯和酚的反应,氯和酚的浓度都要达到一定浓度才能迅速进行,如果酚浓度很低,即使加氯过量,反应也进行缓慢,酚的氯化中间产物也将长时间存在于水中,故含酚类化学物质的污水不宜采用氯氧化或消毒。

5.9.7 氯系化合物包括液氯、次氯酸盐、二氧化氯等,它们与臭氧一样都属于危险品,有毒、易爆,制备、储存、投加此类化学氧化剂或消毒剂时,设计应符合国家防火、防爆、防毒有关规范的规定。

6 厌氧生物处理

6.1 一般规定

6.1.1 目前,化工污水处理采用的厌氧生物处理工艺有上流式厌氧污泥床(UASB)、厌氧生物滤池(AF)、膨胀颗粒污泥床反应器(EGSB)、内循环反应器(IC)等,由于化工污水水质复杂,污水中大多含有一种或多种对厌氧微生物有毒和抑制的成分,如氨、硫化物、氰化物、盐类、重金属、醇类、醛类、芳香烃类、卤代烃类化合物、洗涤剂,这些物质浓度较高时,会导致厌氧污泥活性下降,甚至导致反应器运行失败,因此,采用厌氧处理时应考察污水对厌氧微生物的抑制性,选择合适的厌氧处理工艺,例如完全混合式、对微生物驯化来避免生物毒性抑制、或采取预处理措施,控制有毒物质的浓度,具体选择何种工艺,应根据水质、处理要求,通过试验或参照相似水质的运行经验确定处理工艺和预处理措施。

6.1.2 由于化工企业余热和废热较多,考虑到厌氧系统运行稳定,对化工污水厌氧消化宜采用中温。由于高温厌氧研究和工程应用不多,因此不作推荐。

6.1.3 有毒性、难生物降解有机污水的厌氧处理主要取决于微生物种类及驯化时间,由于厌氧污泥产率低,培菌驯化时间长,系统储存一定量剩余污泥具有重要意义,系统一旦因控制不当,导致污泥流失,或由于水温、pH 值、负荷变化以及有毒物冲击,引起污泥活性下降或微生物中毒,难以恢复活性时,可以补加污泥,使反应器迅速恢复正常运行。另外,污泥储存池(罐)还可以用作反应器检修时污泥临时储存设施。通常污泥储池(罐)的容积不宜小于单个厌氧反应器容积的 1/2。

6.1.4 本条规定了厌氧生物处理构筑物的数量,是为了方便维护

检修。

6.1.5 厌氧生物反应器内部的腐蚀现象严重,存在电化学腐蚀和生物腐蚀。电化学腐蚀的原因主要是污水中的硫化物在厌氧消化过程中产生的 H_2S 在液相形成硫酸导致的腐蚀,尤其是气液交界处的腐蚀最严重。生物腐蚀的原因是防渗、防水材料中的有机组分在长期与厌氧微生物接触的过程中,被分解而失去防渗防水作用。为保护反应器免于腐蚀,反应器内壁应做防腐处理。

反应器密闭是为了防止硫化氢等臭气外溢污染环境,防止沼气泄漏带来的安全问题,同时防止大气中的氧进入反应器内破坏厌氧环境。

6.1.6 沼气是有机物厌氧处理的转化产物,沼气的产量和成分取决于有机物的种类和化学组成。通常,沼气的化学组成中 CH_4 为 55%~75%, CO_2 为 25%~40%,另外含少量 H_2 、 NH_3 、 H_2S 等成分。沼气中的 CH_4 易燃易爆,属于甲类火灾危险物,故作此强制性规定,必须严格执行。

6.2 水解酸化反应器

6.2.1 厌氧水解酸化工艺在难生物降解有机污水处理方面显示了一定的优越性,水解酸化可以改变某些难生物降解有机物的化学结构,提高其可降解性,并具有一定的脱毒作用,因而主要用于难生物降解有机污水的预处理,便于后续的好氧处理。

目前实际工程有上流式污泥床水解酸化反应器和采用机械搅拌的接触式水解酸化反应器,无论何种类型,水解酸化反应器通常都是通过控制水力停留时间来实现污水的水解酸化过程,停留时间过短,水解酸化不完全,不能起到应有水解酸化作用,停留时间过长,部分有机物会在反应器内部发生甲烷化,故水力停留时间宜通过试验或参照相似水质运行资料确定。根据有关研究,水解酸化的速率和酸化终点产物主要取决于有机物性质,微生物种群和环境条件,如 pH 值、水力停留时间。不同的有机物水解速率不

同,对于同类有机物,分子量越大,水解越困难,就分子结构来说,直链比支链易于水解,支链比环状易于水解,单环化合物比杂环或多环化合物易于水解。无资料时,宜根据污水中有机物性质选取停留时间 6 h~12h。

6.2.2 本条是对上流式污泥床水解酸化反应器设计的规定:

1 反应器的有效高度(即水深)可按上升流速和水力停留时间计算,宜为 4m~6m。

2 随着反应器的运行,污泥将增殖,使反应器污泥层升高,当污泥层超过一定高度时,污泥将随出水一起冲出反应器,故反应器应维持污泥层上部一定清水区,以保证泥水分离的效果。

3 反应器是依靠上升流速使污泥悬浮,达到污泥与污水充分混合的,上升流速较低时,混合效果较差,可采用回流或脉冲间歇进水。对上升流速作出规定,主要是从经济合理性、布水均匀性、污水与污泥充分混合、防止污泥流失的角度考虑的。

4 配水系统是保证污水与污泥均匀、充分接触,克服死区,保证反应器良好运行的重要因素之一,故作此规定。

5 反应器的出水堰宜采用三角堰,出水堰最大负荷不宜大于 $1.7L/(s \cdot m)$ 。

6 上流式污泥床水解酸化反应器中上部的污泥较下部污泥的沉降性能差,污泥活性较低,为保持水解酸化微生物的活性,维持池内微生物浓度在一合适水平,宜在反应器污泥区中上部设剩余污泥排出点,池底设排渣设施,排出沉积在池底的不可生物降解的有机物、无机物颗粒。单点排泥渣容易造成短流,无法排出污泥,故宜采用多点排泥、排渣。

6.2.3 接触式水解酸化反应器是泥水完全混合型反应器,污水与污泥的混合靠安装在池内的搅拌装置完成,泥水分离需设沉淀池,并将沉淀的污泥回流到反应器内,系统的设计类似好氧生物处理的活性污泥法。

接触式水解酸化反应器更适合于处理含悬浮物较高的污水,

而上流式污泥床水解酸化反应器则较适用于悬浮物相对较低的污水。

6.3 上流式厌氧污泥床反应器

6.3.1 化工污水具有浓度高、波动大、毒性高的特点,试验和运行经验表明,进水有机物浓度过高会造成三相分离器沼气分离困难,产生大量泡沫,此外,浓度过高易造成毒性抑制,一般情况下,进水COD浓度不宜大于30000mg/L,当进水有机物浓度过高时可考虑回流稀释。

6.3.2 为保证上流式厌氧污泥床(UASB)反应器运行工况和稳定的处理效果,作出本规定。

6.3.3 研究表明,在有机物浓度较低时,UASB反应器反应区容积计算主要取决于水力停留时间,有机物浓度较高时,反应器容积计算则取决于反应区有机物容积负荷。

6.3.4 反应区表面水力负荷主要影响三相分离器的固液和固气分离效果,水力负荷太大时,悬浮物沉降不好,会造成污泥流失,严重时破坏污泥床的结构稳定,为保证良好的分离效果,表面水力负荷不宜大于 $0.5\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h}) \sim 1.0\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。反应器出水回流主要考虑化工污水中某些污染物浓度太高时会对厌氧微生物产生毒性和抑制作用,回流对降低毒性影响有利,但设计时应考虑回流可能引起的反应器内部工况变化,例如表面水力负荷等。

6.3.5 反应区配水系统除保证单位面积进水基本相同外,还兼有搅拌功能,使进水与污泥充分接触混合、反应。反应器的进水方式可为连续式,为增大配水系统出水口流速,也可以脉冲间歇进水,对高浓度有机污水,由于水力负荷低,采用脉冲进水是一种较好的方法。配水系统的形式有多管多点式,树枝管式和穿孔管式,国内常采用穿孔管配水系统,孔口直径一般为15mm~25mm,孔口流速不宜小于2m/s,配水管中心距和出水孔距一般为1m~2m,出水点服务面积 $2\text{m}^2 \sim 5\text{m}^2$,多孔管配水系统可兼作反应器放空管

和池底排泥使用。各种配水系统均应考虑反冲洗或清堵措施。

6.3.6 三相分离器有多种布置形式,设计合理与否直接影响反应器处理效果和运行成败。三相分离器的设计可分为沉淀区设计、回流缝设计和气液分离设计三个部分,本条对三相分离器的设计提出了要求。

1 沉淀区设计方法与二沉池相似,决定于表面水力负荷,由于沉淀区有少量污泥气产生对固液分离有一定干扰,故表面水力负荷不宜大于 $1.0\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。为取得良好的固液分离效果,沉淀区总水深宜大于1.5m,水力停留时间宜为1.5h~2.0h。

2 沉淀区开缝处进水流速的要求是考虑污泥能顺利回流至反应区,不宜大于3m/h。

3 沉降斜面的倾角规定目的是使污泥能顺利滑回反应区。

4 进水悬浮物浓度过高或气液界面气体负荷率过低均有可能形成浮渣层,进水中含较高油脂类化合物或气体负荷率过高易形成泡沫层,均不利于污泥气逸出,严重时会引起气体从沉淀区逸出,干扰沉淀区固液分离或堵塞气体管,故气体分离界面气体负荷不宜小于 $1\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$,一般取 $1\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h}) \sim 3\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。

5 导流体或导流板与集气室斜面重叠部分的宽度是防止气体进入沉淀区要求确定的。

6.4 厌氧生物滤池

6.4.1 本条规定了厌氧生物滤池滤料容积的确定原则。工程设计中,滤料容积按容积负荷计算,容积负荷主要决定于污水中有机物种类、浓度、滤料的性能,其他如pH值、水温、营养物质及有害物质浓度等,一般情况下,有机物浓度较高、滤料的比表面积和空隙率较高时,可采用较高的容积负荷。

6.4.2 本条要求厌氧生物滤池进水COD浓度在大于8000mg/L时出水应回流。厌氧生物滤池内厌氧污泥以两种形式存在,其一是固定在填料表面,形成生物膜,其二是在填料间聚集成絮状体,

由于升流式厌氧生物滤池在下部布水空间和滤料空隙存在大量悬浮生长的生物絮体,增大了生物量,故升流式厌氧生物滤池在相同的水质和水力停留时间下,COD 去除率高于降流式厌氧生物滤池,目前运行的多为升流式厌氧生物滤池。

厌氧生物滤池应用上的问题主要是堵塞问题。升流式厌氧生物滤池由于维持了悬浮态厌氧污泥的高浓度,且生物固体浓度沿高度而变化,底部生物固体浓度可达顶部的几十倍,进水浓度大时,反应器沿高度有较大的有机物浓度梯度,从而使污泥增殖更加不平衡,此外,在一定的容积负荷下,进水浓度高,上升流速小,易引起底部堵塞,同时较低的上升流速不利于物质的扩散,可能形成局部 pH 值降低和有害物质的积累。降流式厌氧生物滤池中微生物主要以生物膜形式存在,生物固体浓度分布比较均匀,同时下向的水流有利于避免堵塞,因此堵塞问题好于升流式厌氧生物滤池。

出水回流能够降低对碱度的需求量,降低进水 COD 浓度,增大进水量,改善进水水流分布的均匀性。厌氧生物滤池出水回流时,回流比宜通过试验或参照同类污水运行经验确定。

6.4.3 厌氧生物滤池的填料宜采用轻质、耐腐蚀性、空隙率高、比表面积大、生物易附着的填料,常用的填料有玻璃钢蜂窝、聚苯乙烯蜂窝、聚乙烯斜交错波纹板等。填料装填高度对滤池处理能力影响较大,因此本条对生物滤池的填料装填高度作出了规定。

6.4.4 本条规定了升流式厌氧生物滤池布水系统的设计。布水系统主要是保证配水的均匀性,避免配水系统堵塞,设计中可采用穿孔管布水系统,并宜采用可拆卸管路,以便于清通维修。

6.4.5 悬浮物的存在易引起堵塞,故作此规定。如果进水中的悬浮物浓度较高,应采取预处理措施。

7 活性污泥法

7.1 一般规定

7.1.1 目前,活性污泥法在化工污水中已成为主要处理技术,常用的有传统活性污泥法、A/O 工艺、纯氧曝气工艺、氧化沟、序批式活性污泥工艺(SBR)等,应根据进水水质、除碳源污染物、脱氮除磷要求通过技术经济比较,确定处理工艺。为了达到预期处理目的,应对进水水量水质加以控制,以保证处理设施能顺利、高效运行。预处理包括水量、水质和 pH 调节、除油、除悬浮物以及对生物处理有毒害和抑制作用的物质采取的预处理措施。

7.1.2 活性污泥法进水中石油类、硫化物限制含量是根据生物处理设施能正常运行所能承受的限度以及众多污水处理场的实际运行经验作出的规定。其他有害和抑制性物质在活性污泥混合液中允许浓度宜通过试验确定,有关技术文献资料对生物处理系统中有害和抑制性物质允许浓度的报导较多,但由于试验水质和试验条件不同,允许浓度差别较大,当无试验数据时可按本条的数据执行。

7.1.3 工程实践表明,大多数化工污水处理场在启动阶段污泥培养驯化过程、进水水质变化、负荷变化以及水中含有表面活性剂时,生物处理构筑物中会产生大量的泡沫,泡沫甚至高达数十厘米,影响生物处理构筑物周边环境卫生,给污水处理运行操作带来不便,甚至对巡检人员的安全构成威胁,因此作出本条规定。

7.1.4 本条是对反应池有效水深的规定,当池深大于 6m 时,将增加土建的费用和施工难度以及鼓风设备选型上的困难,故规定

了池深的要求。

7.1.5 本条是对廊道式生物反应池设计的规定。池宽与有效水深的规定是为了给反应池创造良好的水力条件,长宽比的规定是为了防止水流短路和结构要求考虑的,当池体较长时,可根据场地和布置要求采用两折或多折。

7.1.6 生物反应池的超高与选用的曝气设备类型有关。

7.1.7 本条规定淹没入流方式的目的是避免引起复氧。

7.1.8 为了保证生物反应池的厌氧段(池)缺氧段(池)中污水与污泥、回流液充分混合,保持悬浮状态,防止沉积。本条对机械搅拌的功率作了规定,搅拌设备的间距、位置应按保证污泥不沉积和所需的厌(缺)氧状态的要求为原则,应根据试验资料确定,搅拌设备有潜水搅拌器和搅拌机等。

7.2 传统活性污泥工艺

7.2.1 传统活性污泥法是活性污泥法的基本模式,曝气池为廊道式,根据运行方式和参数不同,可以分为普通曝气、阶段曝气、吸附再生曝气等工艺,化工污水处理一般采用普通曝气工艺,根据本法工艺特点 and 设计参数,主要用于处理有机污染物为主的污水,对氮磷去除率低。

7.2.2 本条是对普通曝气工艺处理化工污水处理时提出的主要设计参数。

污泥负荷的取值是指 BOD_5 去除负荷,主要是考虑有很多化工污水的可生化性较差,采用 BOD_5 值计算更能反映实际情况。

设计参数的确定除考虑污水可生化性外,还应考虑化工污水中有毒物质对微生物的毒性抑制及温度、污泥回流量等因素的影响。本条所列数据未考虑化工污水有毒物质对微生物的影响,当化工污水含有毒性抑制物质时,应予修正。

污水中有可生物降解的毒性抑制物质时,可加大污泥回流量或采用完全混合曝气法,有利于生物反应池的运行稳定,缓解有毒

物质对微生物的抑制。

生物反应适宜的温度范围为 $15^{\circ}\text{C} \sim 35^{\circ}\text{C}$,当温度超出上述范围时,宜采取必要的措施。

目前,大多数运行的二沉池底部回流的污泥浓度在 $4\text{g}[\text{MLSS}]/\text{L} \sim 8\text{g}[\text{MLSS}]/\text{L}$,回流污泥的浓度与污泥的沉降性能和二沉池设计有关,当回流污泥浓度偏离此值时,应根据实际情况对相关参数予以修正。

7.2.3 本条是按照现行国家标准《室外排水设计规范》GB 50014 提出的计算方法。

7.3 生物脱氮除磷

7.3.1 本条是化工污水采用生物脱氮除磷对水质要求的规定。

1 污水中有毒害和抑制性物质对生物脱氮除磷有较大影响,硝化菌对毒性物质比较敏感,如重金属、氰化物、三价砷、氟化物、游离氨都会对硝化产生抑制作用。反硝化菌对毒性物质的敏感性比硝化菌低,一般与好氧异养菌相同。厌氧段硝酸盐的存在明显抑制聚磷菌对磷的释放,对成分复杂的污水采用生物脱氮除磷时,系统有毒和抑制性物质的允许浓度宜通过试验或参照有关资料确定。

2 生物脱氮是反硝化菌在缺氧条件下利用可降解有机物作电子供体,硝态氮作电子受体,将硝态氮异化还原成氮气的过程, BOD_5/TN 大于 4 时,才能达到理想脱氮效果。除磷是聚磷菌在厌氧条件下放磷,并吸收和储存可快速降解有机底物,在好氧条件下过量吸磷,从而提高剩余污泥中磷含量来完成除磷的。一般采用 BOD_5 与 TP 的比值来判断生物除磷的潜力, BOD_5/TP 宜大于 17。生物脱氮除磷都需要有机碳源, A^2O 工艺中氨氮的硝化是在好氧段(池)完成的,由于回流污泥带入厌氧段(池)的硝态氮会消耗可快速降解的有机底物,碳源不足时,反硝化菌与聚磷菌争夺碳源,会竞争性抑制放磷,影响系统的除磷效果, BOD_5/TN 大于 4,

BOD_5/TP 大于 17 时,污泥携带的硝态氮一般不会影响除磷效果。

3 生物脱氮除磷碳源不足时应补充碳源,一般采用甲醇作碳源,当企业附近有可资利用的碳源时宜加以利用。

4 聚磷菌、反硝化菌和硝化菌增长的最佳 pH 值在中性或弱碱性,碱度起缓冲作用,当 pH 值偏离最佳值时,反应速度下降。好氧段(池)氨氮硝化时,每氧化 1mg 氨氮要消耗 7.14mg 碱度(以 $CaCO_3$ 计),每去除 1mg BOD_5 可产生 0.3mg 碱度,缺氧段(池)反硝化时,还原 1mg 硝态氮成氮气,理论上可产生 3.57mg 碱度(以 $CaCO_3$ 计),因此硝化反硝化时碱度会发生变化,出水剩余碱度可按下式计算:

$$\text{剩余碱度} = \text{进水总碱度} + 0.3 \times BOD_5 \text{ 去除量} + 3 \times \text{反硝化脱氮量} - 7.14 \times \text{硝化氮量} \quad (1)$$

当进水碱度不足时,将会产生 pH 抑制,抑制微生物的生长,试验和工程运行表明,在处理高浓度氨氮污水或反硝化菌受到抑制时,会造成碱度严重不足,池内混合液的 pH 值会下降到 6 以下甚至达到 5,造成系统瘫痪,因此本款对剩余碱度作了规定。

7.3.2 本条提出缺氧/好氧(A_NO)工艺的反应池容积计算方法。缺氧/好氧(A_NO)工艺又称前置反硝化工艺, A_NO 法工艺流程中有机物的去除,氨氮的硝化在好氧段(池)完成,缺氧段(池)以原污水中有机物为碳源,对硝态氮进行反硝化脱氮。

1 采用污泥负荷法计算反应池容积比较简单,属经验设计方法,由于污水水质不同,污泥负荷取值不同,当无参照数据时,可按本规范第 7.3.3 条数据选取。

2 采用硝化反硝化动力学方法,涉及动力学参数 Y 、 K_d 、 μ 、 K_{de} ,这些参数与水质、水温等多种因素有关,宜通过试验确定或相似污水的运行经验确定。

7.3.3 本条所列主要设计参数均系经验数据,无资料时可选用。

7.3.4 厌氧/缺氧/好氧(A^2O)工艺具有同时去除有机物、脱氮除

磷的功能,各段(池)的容积计算是根据各段(池)不同的功能,采用不同的计算方法。

7.3.5 厌氧/缺氧/好氧(A^2O)工艺所列的主要设计参数均系经验数据,无资料时可选用。

7.3.6 厌氧/缺氧/好氧(A^2O)工艺中存在脱氮和除磷的相互影响,往往脱氮效果好时,除磷效果差,反之亦然,系统的内在矛盾是由于聚磷菌、硝化菌和反硝化菌对碳源的需求、泥龄、有机负荷上存在的矛盾和竞争所致,针对上述问题,可根据技术经济比较分析,选择各种改进型工艺。

7.3.7 除磷工艺的剩余污泥在浓缩时会因厌氧而放磷,采用机械浓缩可缩短浓缩时间,减少磷酸盐析出量。

7.4 纯氧曝气工艺

7.4.1 纯氧曝气活性污泥法由于具有负荷高、反应池容积小、占地少、耐冲击负荷、运行稳定、污泥产率低、污泥浓缩脱水性能好、溶解氧动力消耗低、对周围环境影响小等优点,我国 20 世纪 80 年代从国外引进了密闭多段表面曝气形式的纯氧曝气池(UNOX)系统。

目前,我国扬子等石化企业有引进或国内设计的密闭式表面曝气纯氧活性污泥装置在运行,用于处理不同性质的石化污水,由于大型化工企业一般都生产氧气,因此有氧源可利用的条件下可采用本工艺。

7.4.2 纯氧曝气工艺有密闭式和敞开式两种,由于密闭式表面曝气的纯氧曝气工艺具有构造简单、运行控制可靠的特点,是国内外工程上常用的工艺,故本条推荐密闭式表面曝气工艺。

由于化工污水与石化污水性质相似,故本条提出的主要设计参数是参照国内外石化污水设计运行装置的数据,结合中国工程建设标准化协会标准《氧气曝气设计规程》CECS 114:2000 确定的。无试验或相似污水运行数据时,可供选用。表 3 是国内部分

石化企业采用密闭式表面曝气工艺的纯氧曝气装置的主要设计数据。表 4 是日本部分密闭式表面曝气纯氧曝气装置的设计运行资料。

表 3 国内部分纯氧曝气装置主要设计数据

参数		单位	南京 某企业	山东某企业		天津 某企业	上海 某企业
				I系列 ^①	Ⅱ系列 ^②		
处理水量		m ³ /h	1600	800	400	450	1250
进水	COD	mg/L	600~650	650~700	1200 ^③	800	420
	BOD ₅	mg/L	350	500	1043~1132	560	210
	石油类	mg/L	10	—	—	30~50	7.74
	SS	mg/L	100~150	—	—	≤200	—
出水	COD	mg/L	平均 100	<100	<100	<120	≤60
	BOD ₅	mg/L	<40	<40	<40	<56	≤20
	石油类	mg/L	<5	—	—	≤10	—
	SS	mg/L	<50	—	—	≤100	—
容积负荷		kg[BOD ₅]/ (m ³ ·d)	1.75	2.5	2.75	1.86	1.12
污泥负荷		kg[BOD ₅]/ (kg[MLSS]·d)	0.35	0.5	0.55	0.37	0.32
污泥 浓度	MLSS	mg/L	5000	5000	5000	5000	5000~6000
	MLVSS	mg/L	—	—	—	3500	3500~4200
回流 污泥浓度		mg/L	15000	—	—	15000	13000~ 20000
回流比		%	50	—	—	50	30~60
耗氧率		kg[O ₂]/ kg[BOD ₅]	1.3	1.25	1.0	—	—
污泥产率		kg[VSS]/ kg[BOD ₅]	0.45	—	—	0.5	—

注：①为石化污水设计数据。
②为处理环氧丙烷装置污水设计数据，含 CaCl₂ 为 2.03%。
③为 COD_{Mn}。

表 4 日本部分纯氧曝气装置主要设计运行数据

参数		单位	昭和电工大分石化 ^①	姬路东部污水处理场 ^②	大分市原川污水处理场 ^③
处理水量		m ³ /d	1511~1924	15288~19316	平均日 77114 最大日 97880
进水	COD	mg/L	1503~1523	237~354 ^④	—
	BOD ₅	mg/L	1065~1182	611~742	150
	SS	mg/L	—	309~380	175
	pH	—	6.28~9.42	8.0~8.7	—
出水	COD	mg/L	93~124	47~74 ^④	—
	BOD ₅	mg/L	26~39	12~23	20
	SS	mg/L	46~80	24~52	35
	pH	—	6.37~6.43	6.5~6.8	—
容积负荷		kg[BOD ₅]/ (m ³ ·d)	1.6~1.8	1.37~1.66	—
污泥负荷		kg[BOD ₅]/ (kg[MLSS]·d)	0.26~0.27	—	—
		kg[BOD ₅]/ (kg[MLVSS]·d)	—	0.31~0.46	0.36
混合液污泥浓度		mg/L	5607~7004	3484~4566	4000
回流污泥浓度		mg/L	14388~16655	7293~11706	15000
回流比		%	—	—	0.35
污泥产率		kg[VSS]/ kg[BOD ₅]	0.24~0.52	≈0.4	—

注：①为石化污水运行数据。
②为皮革污水运行数据。
③为城市污水设计数据。
④为 COD_{Mn}。

7.4.3 本条提出了密闭式表面曝气反应池设计的基本规定：
1 加盖的纯氧曝气生物反应池内气压一般在 300Pa ~

500Pa,基本接近大气压力,在这个压力范围内,一方面有效密封池内气体,使漏损最小,同时也能满足气流通过各段隔墙孔口的压力的损失和气体强制流向出口的需要。

2 本款规定了反应池的基本池型。反应池采用多段串联形式,每段为完全混合式,总体上为推流式,有利于提高系统总的反应速率和 BOD_5 的去除率。系统中进水、污泥回流和氧气进口设在前端的第一段,气液采用顺流接触,可使混合液的需氧量递减与氧气浓度的降低相协调,溶氧功率和氧的总利用率都可达到最佳状态,分段数为3段~4段时,氧的利用率达到90%左右,分段数的增加虽可以降低溶氧功率和提高氧的总利用率,但根据资料,再增加分段数得到的改善有限。

3 反应池水深、水深与池宽比与选用的曝气机的性能和曝气机尺寸有关,只有两者密切配合才能发挥最佳混合和充氧效果,故作此规定。反应池水深宜为3m~5m,反应池气相部分高度应满足气体流通和曝气机充氧时水跃空间的要求,一般取1m~1.4m。

4 曝气机是混合液混合和充氧的设备,为了适应负荷和需氧量的变化,达到节能效果,一般第一、第二段宜采用变速或双速电机驱动,表面曝气机叶轮浸没深度也影响充氧和混合液的搅拌,为了达到动力消耗最省,一般表面曝气机叶轮浸没深度也应有一定的调节范围。

5 池内设垂直挡板和导流锥是为了保持最佳水流循环状态。

6 各段隔墙通气孔用于氧气和清扫时空气的流通。曝气池运行过程中可能产生泡沫,曝气机运行中将泡沫甩向外缘,故浮渣、泡沫通道应设在各段隔墙墙角处,各段之间的水流通道的应设在隔墙下部,为防止短流,各段之间应错开,采用对角布置。

7 反应池出水应设出水堰,使出水均匀。出水堰宜采用内堰,可以控制池内液位,不致因曝气池内气相压力变化影响堰上水头,避免因水位变化影响表面曝气机的充氧量和动力消耗。

8 为使反应池排气完全消散,减少对环境的影响,故作此

规定。

9 反应池在曝气过程中会产生泡沫,影响表面曝气机充氧效率和池内气流流通,故在通气孔和易聚集泡沫处宜设消泡水管,通过位于池顶部的阀门、窥镜控制消泡水量,消泡水源宜采用处理站处理后的出水。

10 双向安全阀是曝气池必须配置的安全保护设施,安全阀有两个作用,一是防止池内超压或产生真空,导致反应池受损;二是当池内富氧空间积聚的可燃气体的浓度达到设定值,启动清扫风机时,清洗空气能从未端安全阀排出,过量清洗空气可从首段安全阀逸出。本款提出的双向安全阀正、负压值是一般取值范围,需要说明的是,首末两段安全阀的正压值应根据清洗空气从首段至末段空气压力损失计算确定。双向安全阀正负压值均应在运行前的调试阶段最后确定。

11 污水中挥发性可燃物在曝气过程中会逸出,混入曝气池富氧气相空间,在一定条件下,有可能发生爆炸,故应设清扫风机,一旦需要清扫时,启动风机,通入空气,将池内可燃气体清扫干净。

12 由于氧气具有腐蚀性,故液面下1m以上及气相空间均必须防腐,通常采用环氧树脂玻璃布或其他耐腐蚀材料贴面。

13、14 这两款对反应池的管道、阀门、设备提出了防腐要求。

7.4.4 本条对密闭式表面曝气反应池的生产控制及安全监控提出了基本要求:

1 本款提出了采用反应池第一段气相压力变化控制供氧量的方法,因为 BOD_5 负荷变化会引起需氧量的变化, BOD_5 负荷增加,溶氧速率增大,因而气相压力下降,反之亦反,故可用第一段气相压力变化调节供气量,以保障活性污泥对氧的需要。

2 本款是对纯氧曝气安全监控的规定。在曝气机的搅拌下,污水中的挥发性可燃物会逸出,有一定的爆炸危险,为防止爆炸,应设安全措施。在第一段应设可燃气体监测报警装置,当气相中

可燃气体浓度(一般按甲烷计)达到燃烧下限的 25% 时,可燃气体报警装置发出警报,自动关闭进氧阀门,同时启动清扫风机,并开启末段尾气阀,扫除池内可燃气体,如果可燃气体继续增加达到燃烧下限的 50%,第二次发出警报,并自动关闭曝气机,曝气机搅拌停止,污水中挥发性可燃物逸出减少到最低程度,随空气清扫时间的延续,气相中可燃气体浓度达到燃烧下限 25% 以下时,曝气池恢复正常运行。

3 本款是对反应池排气中氧的浓度和排气量的控制规定,通过调节尾气排放流量,可维持末段气相中所要求的氧浓度并达到要求的氧利用率。一般情况下,末段气相中氧浓度为 40%~50%,排气量为进气量的 10%~20%,纯氧曝气系统氧的利用率可大于 90%。

7.5 氧化沟工艺

7.5.1 本条规定了氧化沟容积的计算方法,也可采用污泥泥龄法,硝化、反硝化动力学计算法等计算氧化沟的容积。氧化沟通常按延时曝气法运行,本条提出延时曝气氧化沟的主要设计参数,无数据时可供选用。

7.5.2 本条是关于氧化沟工艺用于脱氮除磷时的规定。

7.5.3 氧化沟内水流保持一定速度是为了保证活性污泥处于悬浮状态,并且和污水充分接触,国内外普遍采用沟内平均流速为 $0.25\text{m/s} \sim 0.35\text{m/s}$,本条规定不应低于 0.25m/s 。设置推进器的目的是保证氧化沟内特别是池下部的水流速度。

7.5.4 曝气转碟、曝气转刷、表面曝气叶轮、鼓风曝气等是氧化沟常用的曝气充氧设备。

7.5.5 由于受机械曝气设备的曝气、混合、推流性能限制作此规定,池深过深时池体下部的充氧能力不足。采用鼓风曝气时,池深与普通曝气反应池的水深无异。

7.5.6 氧化沟内设置导流设施,可改善沟内水力条件,使沟内流

速分布均匀。设置调节堰板,是为了控制沟内设计水位,调整机械曝气设备的充氧能力。

7.6 序批式活性污泥工艺

7.6.1 考虑到序批式活性污泥(SBR)反应池属序批式运行、反应池的维修情况,故规定 SBR 反应池的组数不宜少于 2 组。

7.6.2 本条推荐 SBR 反应池有效容积按污泥负荷法计算。有效容积的计算也可采用动力学计算法等。污泥负荷法计算式 7.6.2 是采用现行国家标准《室外排水设计规范》GB 50014 提出的计算式,需要说明的是,污泥负荷是指去除负荷,式(7.6.2)忽略了出水浓度 S_e ,主要是考虑出水浓度远低于进水浓度,当出水浓度较高或去除率较低时,应结合具体情况加以修正。

7.6.3 本条对 SBR 工艺主要设计参数的确定进行了规定,给出了无参照数据时,不同设计工况的污泥负荷的经验数据供选取。SBR 工艺用于脱氮除磷时充水比和运行模式的选择很重要,应综合各种因素。

7.6.4 本条是关于 SBR 工艺各工序时间的规定。

SBR 每个周期各工序包括进水、反应、沉淀、排水和闲置五个工序,前四个工序是必需工序。

进水时间指开始向反应池进水至进水完成的一段时间。在此期间可根据具体情况进行曝气(好氧反应)、搅拌(厌氧、缺氧非好氧反应)、沉淀、排水或闲置。

非好氧反应时间内,发生反硝化反应、放磷反应等,运行时可根据处理需要,增减闲置时间,调整非好氧反应时间。

式(7.6.4-2)中曝气时间计算中忽略了出水浓度,主要是考虑出水浓度远低于进水浓度,忽略后计算结果偏保守,式中充水比的含义是每个周期进水体积与反应池容积之比,脱氮时充水比宜取 $0.15 \sim 0.3$ 。

排水时间的大小与滗水器台数、后续处理构筑物的容积和排

水管管径大小有关,宜综合考虑。

闲置时间可以省略,也可根据处理要求设置。闲置期间,按处理要求可以进水、好氧反应、非好氧反应以及排除剩余污泥等。闲置时间的长短由进水流量和各工序的时间安排等因素决定。

7.6.5 反应池池型采用矩形主要是考虑矩形反应池布置较紧凑,占地少。关于池深的规定主要是考虑反应池水深过大,排出水的深度相应增大,则固液分离所需时间就长,同时,受滗水器结构限制,滗水不能过多,如果反应池水深过小,由于受活性污泥界面上最小水深(保护高度)限制,排出比小,不经济。连续进水时,如果长宽比过大,流速大,会带出污泥,长宽比过小,会因短流而造成出水水质下降。

7.6.6 由于污水进入池内会搅动活性污泥,此外,若进水发生短流会造成出水水质恶化,因此应设导流装置。

7.6.7 固定式事故排放设施主要是考虑滗水器故障时的应急排水。

7.6.8 为防止 SBR 反应池浮渣堆集影响环境和处理效果作此规定。

7.6.9 SBR 工艺设置自动控制,主要是工艺运行的周期性确定的, SBR 工艺的进水、反应、沉淀、排水、闲置是周期性的简单重复过程,操作繁琐,自动控制容易实现上述过程。

7.7 膜生物反应器

7.7.1 膜生物反应器(MBR)是一种新型的污水生物处理系统,是传统生物处理技术与膜分离技术相结合的产物。MBR 在我国已进入实用阶段,处理对象从生活污水已扩展到化工污水、制药污水、食品污水。从目前的情况看,MBR 的投资与运行费用均高于常规生物处理方法,但 MBR 的出水能够达到中水回用的要求,这使得 MBR 有着广阔的应用前景。MBR 常用的有机膜材料主要有聚砜(PS)、聚醚砜(PES)、聚偏氟乙烯(PVDF)、聚乙烯(PE)、聚丙烯(PP)等。实践证明,孔径分布均匀,非对称、耐污染和易清洗的 PE、PS 膜经过改性而具有稳定的亲水性,而亲水性的膜组件抗

污染能力远远超出疏水性的膜组件。由于 PVDF 等膜材料的 pH 耐受范围可以为 1~13,抗氧化能力突出,可以经受苛刻的氧化清洗,同时耐绝大多数化学溶剂,在含油污水回用处理时,可选用聚偏氟乙烯(PVDF)材质。

7.7.2 膜池与生物反应池分开设置有利于防止膜组件污染。为了检修方便规定了最少的膜池间数不宜少于 2 间。

7.7.3 膜通量是膜生物反应器设计的关键,由于膜生物反应器是近几年才开始采用,运行经验不多,只能通过同类型污水回用试验确定。考虑反冲洗和膜断丝等多种影响因素,留有一定的余量是合适的。

7.7.4 目前应用于膜生物反应器技术的膜组件主要有中空纤维膜和管式膜两种,微滤膜和超滤膜均可应用于膜生物反应器,一般膜的孔径在 $0.1\mu\text{m} \sim 0.4\mu\text{m}$ 。优选孔径分布窄,单皮层非对称膜,耐污染和易清洗。

淹没式膜生物反应器多采用中空纤维膜组件,由膜丝两端抽吸出水,中空纤维膜的特点是装填密度高、造价低、耐压性好,缺点是易堵塞、阻力损失大。在实际应用中大多使用的是外压式,这是因为内压式反应器流道较小,容易被污泥颗粒堵塞。

分置式膜生物反应器多采用管式膜组件,截留分子量(MWCOs)一般在 2 万~30 万。截留分子量越大,初始膜通量越大,但长期运行膜通量未必大。MWCOs 越大,膜表面越容易出现浓差极化现象,通量衰减幅度越大,化学清洗恢复率越低,清洗周期越短,出水 COD 值越高,所以,在满足膜生物反应器水处理量的前提下,不宜选择 MWCOs 太大的膜组件。

管式膜组件具有流体力学条件好、不易堵塞、容易清洗和对料液预处理要求低等特点,非常适合用于污水处理和回用处理,缺点是造价高。

7.7.5 本条给出了膜生物反应器的一些设计参数,在确定膜生物反应器的设计参数时,还应参照膜生产厂商提供的技术说明书,膜通量、水力停留时间、有机负荷等,并宜选择厂商提供参数的较小值。

8 生物膜法

8.1 一般规定

8.1.1 生物膜法的种类很多,具体选择何种工艺应根据水质、处理要求经技术经济比较确定。生物接触氧化法具有容积负荷高、占地少、耐冲击负荷、处理水质稳定、运行成本低、管理方便的特点,在化工行业应用较多。曝气生物滤池在我国城市污水处理,特别是城市污水深度处理应用较多,在工业污水的碳氧化处理中应用不多,由于化工污水有机物浓度较高,用于二级生物处理时,易造成滤料堵塞,应慎重选择。

曝气生物滤池可用于化工污水的深度处理,这是考虑到经二级生物处理后,出水的 BOD_5 浓度低,水质波动性较小,滤料不易堵塞,且处理效果好等原因。

8.1.2 根据石化系统运行经验,水中石油类物质不但影响填料挂膜,也影响生物膜的活性及处理效果,还导致维护困难,故规定生物膜法进水含油量不宜大于 20mg/L 。

8.1.3 为保证生物膜法处理构筑物正常运行,冬季寒冷地区应采取防冻措施。对易散发有毒害臭气的污水,如 H_2S 、酚类等物质,宜采取必要措施防臭,防止大气污染,改善操作环境。

8.2 生物接触氧化

8.2.1 本条对生物接触氧化池填料容积的计算及其取值进行了规定。

由于化工污水种类多,性质差异很大,生物膜法反应器容积负荷又与水质、设计工况、处理效果密切相关,应根据试验或相似污水运行数据确定,无资料时,可按本条提出的数据选取。

8.2.2 国内外的试验证明,生物接触氧化法的污泥产量低于活性污泥法,一般认为,污泥产量低是由于池内溶解氧较高,一般在 $2.5\text{mg/L} \sim 3.5\text{mg/L}$,微生物的内源呼吸进行得比较充分,合成物质被进一步氧化,氧化池内微生物食物链比较完全和稳定,生物膜中的厌氧层将部分生物膜分解、溶化,转换成甲烷、有机酸,这些都是减少污泥量的因素,无资料时可按本条的数据选取。

8.2.3 生物接触氧化池有效水深与填料层高度、填料种类、填料和曝气设施的布置形式、池子放空维护检修时填料能承受的生物膜重量和填料支撑方式、维护检修要求、系统高程布置等因素有关,一般为 $4\text{m} \sim 6\text{m}$ 。

8.2.4 化工污水污染物浓度高,需氧量大,一般不推荐采用气水比来确定供气量。但在处理低浓度污水时,通过需氧量计算出的供气量往往不能满足混合、防止填料堵塞以及膜更新的曝气要求,应按照搅拌及防止填料堵塞的要求。

8.2.5 生物接触氧化池的进、出水应均匀,防止短路,出水多采用堰式出水,池底应设排泥和放空设施,以排除积泥和方便维修。

8.2.6 目前生物接触氧化池使用的填料有半软性填料、弹性立体填料、悬浮型填料等,无论哪种类型的填料,都应该在提供较大生物量的同时,还能够依靠填料自身的空间结构形式,为生物反应创造良好的传质条件,从而大幅度提高处理效率和有机底物的利用率,减少反应装置的体积,节省基建投资和运行费用。

8.3 曝气生物滤池

8.3.1 曝气生物滤池的设计主要是确定滤料体积和反应池各部分尺寸,目前比较常用的方法是滤料容积负荷的计算方法,主要设计参数应根据碳氧化、硝化、反硝化工况,通过试验确定,当无试验数据时,可选用本条提出的数据。

8.3.2 本条是对曝气生物滤池的进水悬浮固体浓度的规定,悬浮固体过高时,会增加反冲洗次数,频繁的反冲洗容易造成生物膜脱

落,不利于曝气生物滤池正常运行。

8.3.3 曝气生物滤池的高度由配水区、承托层、滤料层、清水区的高度和超高等组成,池体总高度宜为 5m~7m,滤料层高度宜为 2.5m~4.5m,承托层高度为 0.3m~0.4m,配水区高度 1.2m~1.5m,清水区高度 1.0m~1.3m,超高 0.3m~0.5m。曝气生物滤池的布水、布气系统多采用滤头布水布气系统和穿孔管布水布气系统。

8.3.4 曝气生物滤池的布气系统包括曝气充氧系统和进行气、水联合反冲洗时的供气系统。曝气充氧量由计算得出,一般比活性污泥法低 30%~40%。曝气充氧系统的气水比不宜小于 2,主要是考虑污水和滤料中微生物的混合接触需要。

8.3.5 曝气生物滤池性能的优劣很大程度上取决于填料的特性,目前国内曝气生物滤池采用的滤料多为球形轻质多孔陶粒。

8.3.6 曝气生物滤池反冲洗通过滤板和固定其上的长柄滤头来实现,由单独气冲洗、气水联合反冲洗、单独水洗三个过程组成。反冲洗周期,根据水质参数和滤料层阻力加以控制,一般 24h 为一周期,反冲洗水量为进水水量的 8%左右。反冲洗出水平均悬浮固体可达 600mg/L 以上。

8.3.7 本条主要是考虑滤池工艺运行的周期性、操作方便性作出的规定。

8.3.8 本条规定了生物滤池的组数,由于滤池反冲洗时,其他运行的滤池水力负荷会增加,因此作出本条规定。

8.3.9 曝气生物滤池反冲洗水含有大量的悬浮物、生物膜,不宜直接排放。当反冲洗水瞬时流量过大时可设置缓冲池。

9 化工特种污染物处理

9.1 一般规定

9.1.1 本章所指的特种污染物是化工污水中常见的氨氮、有机磷、氰化物、硫化物、汞、铬、铜以及含氰化物的污水。这些污染物来源于特定的产品生产或工艺生产过程,污水也有其自身的特点,如有毒、有害、成分较为单一等,处理方法也各不相同。本条针对这类污水的处理进行了原则规定。

9.1.2 本条规定是为了最大限度地减轻环境污染、节约资源。

9.1.3 化工生产装置在开停车及非正常状态时,会有工艺物料排出,但生产正常后,这些物料是可以重回工艺中去的,所以,本条要求设置足量的储槽暂存含有物料的污水。

9.1.4 本条中第一类污染物是指现行国家标准《污水综合排放标准》GB 8978 中规定的污染物,本条的规定是为了避免污染物转移及产生二次污染。

9.2 氨氮污水

9.2.1 本条高浓度的氨氮污水是指氨氮浓度大于 200mg/L 污水。高浓度氨氮污水往往来源于化肥工业的老工艺、老企业,如小氮肥等。高浓度氨氮污水的处理有空气气提法和蒸汽气提法、化学沉淀法、折点氯化法,这些方法及应用都还存在一些问题,目前比较经济可行的处理方法是先采用相对经济可行的方法进行预处理,再经生物处理。

9.2.2 用生物法处理含氨氮的污水是成熟的技术。在化工生产装置中,合成氨、以煤为原料制甲醇装置排放的氨氮污水最为常见,但这些污水中 BOD、COD 浓度并不高,碳源不足,会影响生物

处理,因此应尽量将氨氮污水与其他有机污水或生活污水混合处理。

9.2.3 一般情况下化工污水中氨氮浓度不会很高,除非有事故发生,例如,以天然气为原料制合成氨和甲醇的污水中 $\text{NH}_3\text{-N}$ 含量一般在 100mg/L 以下,以煤为原料制合成氨和甲醇的污水中 $\text{NH}_3\text{-N}$ 含量一般也在 150mg/L 以下。根据目前化肥企业和煤制甲醇企业含 $\text{NH}_3\text{-N}$ 污水的设计和运行情况,天然气化肥污水处理的设计进水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 浓度在 $50\text{mg/L}\sim 150\text{mg/L}$,煤制甲醇企业含污水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 浓度在 $70\text{mg/L}\sim 150\text{mg/L}$ 。污水生物处理系统进水氨氮浓度定为 200mg/L 比较符合大多数化工污水情况,且在这个浓度范围内处理技术成熟、工艺流程简单、运行费用也比较经济合理。

9.2.4 具有生物脱氮功能的生物处理工艺很多,如 $\text{A}_\text{N}\text{O}$ 、 A^2O 、UCT、VIP、DE 及 T 型氧化沟、CASS 工艺,但用得最多的还是缺氧/好氧($\text{A}_\text{N}\text{O}$)法。当仅需去除氨氮时,也可采用生物硝化工艺。SBR 法(包括 CASS 法)也是化工氨氮污水处理用得较多的一种生物处理工艺,因其流程短、占地省、操作管理方便、处理效果好,特别适于处理水量较小、采用自动控制运行的场合。

9.3 有机磷污水

9.3.1 化工污水中的有机磷通常包括磷酸酯、亚磷酸酯、焦磷酸酯、次磷酸酯和磷酰胺等化合物,有机磷污水的成分复杂、浓度高、毒性大,直接采用生物法处理困难,故宜采用物化和生物处理相结合的处理方法。经物化预处理后的有机磷污水采用生物处理时,活性污泥应驯化,以适应有机磷毒性环境。生物处理后的出水往往难以达到现行国家标准《污水综合排放标准》GB 8978 的一级标准,可采用化学混凝沉淀法处理,混凝剂可用三氯化铝或三氯化铁。采用铝盐除磷时,磷的去除率与铝盐投加量的关系见表 5。

表 5 磷去除率与铝盐投加量的关系

磷去除率(%)	摩尔比(Al/P)	
	范围	典型值
75	$1.25:1\sim 1.5:1$	$1.4:1$
85	$1.6:1\sim 1.9:1$	$1.7:1$
95	$2.1:1\sim 2.6:1$	$2.3:1$

9.3.2 有机磷污水主要产生于农药生产过程,一般分为含有高浓度酚有机磷污水(酚的浓度一般高达几千甚至几万 mg/L)和低浓度酚有机磷污水,含高浓度酚的有机磷污水通常采用煤油进行萃取回收酚,经萃取后的污水中酚的含量通常可降到 $100\text{mg/L}\sim 150\text{mg/L}$ 以下,同时满足后续生物处理的要求。本条规定含有高浓度酚的污水宜在车间先回收酚,再外排至污水处理装置处理,这样做既有利于降低处理难度和处理成本,又回收了有利用价值的物质。

9.3.3 有机磷化合物一般在碱性或酸性条件下都不稳定,易发生水解反应,生成无毒或低毒的分解产物。水解速度取决于 pH 值的高低,水解产物取决于分子结构、水解条件(如温度、压力、反应时间),故水解可分为碱解和酸解。碱解是在碱性条件下,有机磷分子中酸酐键断裂,故对有机磷有较好的去除效果,缺点是降解产物往往仍是有机磷化合物,不易变成正磷酸。酸解能使有机磷分子中的碱性基团断裂,生成正磷酸,处理后污水可生化性明显提高,适合多种高浓度有机磷污水的预处理。经酸解处理后的有机磷污水用石灰中和和沉淀处理,可去除大部分磷,但酸解时设备腐蚀较重,酸解设备应耐腐蚀。

9.4 含氟污水

9.4.1 含氟化物的污水大多来自磷肥生产(如普钙磷肥)和氟化工(包括氟烃、无水氟化氢、氟氯烃、四氟乙烯、聚四氟乙烯、多晶硅等),上述化工产品排出的污水含氟浓度很高,可达几千毫克每升

至几万毫克每升。普钙生产中的含氟污水通常来自氟硅酸盐加工装置,主要含氟硅酸盐和盐酸。氟化工生产排出的污水以含氢氟酸、氟盐和盐酸为主。另外,硫酸生产也有含氟和砷的酸性污水排出。化学沉淀法处理含氟污水是最主要和经济的处理方法,常用沉淀剂有石灰石(CaCO_3)消石灰 $[\text{Ca}(\text{OH})_2]$ 和电石渣, $[\text{Ca}(\text{OH})_2]$ 既可以中和污水中的酸,又可去除可溶性氟化物,但 CaCO_3 是一种难溶物质,只能用于处理氢氟酸,不能用于处理氟化钠及氟硅酸盐类。表6是含氟污水化学沉淀法处理效果的比较:

表6 含氟化物污水沉淀法处理效果比较

处理方法	氟化物浓度(mg/L)		应用状况	备注
	起始	最终		
石灰沉淀法	1000~3000	20	工业	—
石灰沉淀法	500~1000	20~40	工业	—
石灰沉淀法	200~700	6	工业	沉淀16h
石灰沉淀法	45	8	工业	—
石灰沉淀法	4~20	5.9	工业	平均最终值
二级石灰沉淀	1460	9	工业	—
石灰+明矾沉淀	2020	2.4	中试	—
碳酸钙+二级石灰沉淀	11100	6	工业	—
明矾沉淀	3.6	0.6~1.5	市政	—
	60	2	试验	—

采用石灰沉淀时生成氟化钙沉淀,18℃时氟化钙在水中的溶解度为16.3mg/L,折合成氟为7.9mg/L,故石灰除氟能达到的理论极限约为8mg/L,已接近现行国家标准《污水综合排放标准》GB 8978的一级标准10mg/L。石灰沉淀法处理含氟污水时,影响去除效果的因素很多,如沉淀时间、沉淀池形式、pH值、温度、盐效应和同离子效应等。所以,不同污水虽然氟的含量接近,用同一种方法处理时,由于操作、运行条件不同,处理效果均有差异。

实际操作中,由于难以彻底分离沉淀物,处理后污水中残留氟的浓度一般在20mg/L左右。如果加入过量的石灰,pH值达到12~14时,虽然污水中的氟可以降到10mg/L以下,但由于生成的沉淀物沉降速度慢,且处理后出水还要加大量酸中和,操作比较困难,处理成本也较高。基于上述原因,本条根据污水中氟离子的浓度规定了不同的处理方法:

1 对于高浓度含氟污水,可先采用石灰沉淀法进行二级沉淀处理,铝盐(或镁盐)进行絮凝沉淀。

2 对于低浓度的含氟污水(氟离子浓度50mg/L以下)可采用石灰—铝盐(或镁盐)处理,处理时应先投加石灰。采用铝盐时,pH值宜控制在6~7.5,硫酸铝或聚合氯化铝在水中生成氢氧化铝絮体,可吸附水中的氟化钙结晶体及氟离子,通过沉淀去除。采用镁盐时,pH值宜控制在10~11,镁盐可采用硫酸镁、氯化镁等。

9.4.2 硫酸铝沉淀法生成的沉淀物体积较大,沉降速度慢,加入适量的聚丙烯酰胺(PAM)作助凝剂可大大提高沉降速度。

9.5 硫化物污水

9.5.1 含硫化物的污水通常来自染料生产装置、以电石为原料生产有机化工产品的工艺装置等。硫是宝贵的资源,所以能够回收的硫资源应尽量回收。例如在硫化黑染料生产中,从过滤分离出的母液中可回收的硫代硫酸钠。

对以电石为原料生产有机化工产品的生产装置排放的含硫化物污水,采用化学沉淀法处理,可将硫化物降至排放标准。

国内炼油行业产生的含硫化氢的酸性污水通常是采用汽提方法处理。

9.5.2 硫化物的化学沉淀常用的沉淀剂有硫酸亚铁或硫酸亚铁+石灰,石灰主要用于调整pH值,污水处理的终点pH值控制在8~9之间,反应生成硫化亚铁水不溶沉淀物,但这种沉淀物的颗粒特别细,即使以石灰作助凝剂沉降速度也很慢,这时加入适量的

聚丙烯酰胺作助凝剂,沉降和澄清速度很快。

9.5.3 臭氧氧化法可以将污水中硫化物处理达到排放标准,硫化物被氧化成硫酸盐或亚硫酸盐,不产生污泥,处理过程较为清洁,但是因为产生臭氧耗电量很大,运行的成本高,但对于含硫化物浓度低于 10mg/L 的污水,可以采用臭氧氧化法,该法流程简单。

氯氧化剂(氯气、二氧化氯)与臭氧氧化法一样,适宜于处理低浓度的硫化物。

采用芬顿试剂时,氧化和沉淀同时发生,可以减少硫酸亚铁用量和污泥量。例如新疆某 PVC 工程的电石污水,原设计采用硫酸亚铁沉淀工艺,后因污水中混入有机污水,影响达标,故增加过氧化氢,改用芬顿试剂法,结果出水的 COD 值较硫酸亚铁沉淀法更低,化学品消耗和污泥量少了许多,COD 和硫化物浓度均达到现行国家标准《污水综合排放标准》GB 8978 一级排放标准。

9.5.4 国内一些工厂采用催化氧化法处理含硫化物污水,以硫酸锰碱性溶液作为催化剂,空气作为氧化剂,先采用加酸方法调节酸碱度,结果周围硫化氢的恶臭味很大,空气受到污染,经催化氧化后,硫化物远没有达到排放标准。所以催化氧化法作为预处理手段是可以的,不能用作最后达标处理的方法,处理过程中不得采用直接加酸方法调节酸碱度,以免产生硫化氢污染环境,除非对产生的硫化氢气体有收集和处理措施。

9.5.5 絮凝沉淀法产生的污泥量较大,固体含量在 1% 左右,但污泥的脱水性能好,浓缩脱水比较容易,可采用卧式螺旋离心沉降机或板框压滤机进行污泥脱水处理,泥饼含水率较低,便于处置。

9.6 含汞污水

9.6.1 含汞污水主要来源于以氯碱和 PVC 生产为主的化工厂、农药厂、染料厂,污水中的 Hg^+ 、 Hg^{2+} 可与硫化物,如 Na_2S 、 NaHS 等沉淀剂反应生成溶解度极小的硫化汞沉淀,汞去除率高,但实际操作中也存在以下问题:加入过量硫化物会生成溶解于水

的汞硫络合物,反而降低了处理效果,过量的硫化物也是污染物。另外,加入硫化物是否过量目前尚没有在线监测仪表,故加入硫化物作为高浓度含汞污水预处理是可行的,但很难一步处理达到排放标准。

由于生成的硫化汞颗粒很小,沉淀困难,故一般宜投加铁盐(铝盐)混凝剂进行絮凝沉淀。本法处理时,水中残存的汞离子随着 pH 增高而降低,pH 值宜为 8~10,pH 值低时,可产生 H_2S ,对人体和环境有害。硫化物沉淀法处理效果见表 7。

表 7 硫化物沉淀法处理含汞污水的效果

沉淀剂	汞浓度(mg/L)		pH 值	附加处理方法
	原始	终值		
Na_2S	0.3~6	0.01~0.13	—	加压过滤
Na_2S	1~50	0.01	—	絮凝+活性炭
NaHS	131.5	0.02	3.0	过滤
MgS	5~10	0.01~0.05	10~11	—

9.6.2 活性炭能有效吸附污水中的汞,国内已有应用,如将含汞量为 1mg/L~2mg/L 以下的污水通过活性炭滤塔,排出的水中汞含量可降至 0.01mg/L~0.05mg/L,回收汞后的活性炭可再生并重复使用。

可用于含汞污水处理的离子交换树脂很多,归纳起来有以下几类:阳离子交换树脂、阴离子交换树脂、螯合树脂、离子交换纤维和腐植酸离子交换树脂等。由于汞在污水中的存在形式不一,有 Hg^0 、 Hg^+ 、 Hg^{2+} 等,应根据污水中汞实际存在的形态和具体条件,选用合适的离子交换剂并采用不同的组合(并联、串联、多级等)工艺处理。

9.6.3 本条规定是为了防止含汞污泥或树脂再生液产生二次污染。

9.7 含铬污水

9.7.1 铬化合物是无机化工的重要产品,铬盐生产要排放大量的含铬污水。含铬污水通常呈酸性,铬主要以六价的 CrO_4^{2-} 和 $\text{Cr}_2\text{O}_7^{2-}$ 的形式存在,但很多污水中六价铬和三价铬同时存在,以三价铬为主。

三价铬的处理基于其氢氧化物难溶于水的性质,通过投加石灰或烧碱,使三价铬生成 $\text{Cr}(\text{OH})_3$ 沉淀而被除去。与许多其他重金属的处理一样,沉淀法处理含铬污水,pH 控制是关键。由于含铬污水水质复杂,干扰因素很多,通过理论计算来确定反应的 pH 值与实际情况出入较大,故一般宜根据试验或同类污水处理运行经验确定。通常,pH 值宜控制在 8~9。

9.7.2 还原法是处理六价铬污水最常用的方法,先将污水中的六价铬氧化成三价铬,再用沉淀法生成难溶的 $\text{Cr}(\text{OH})_3$ 沉淀物将污水中的铬除去。因六价铬在酸性溶液中氧化性很强,容易被还原,故还原法处理通常先用酸将污水的 pH 值调节至 2~3 之间。还原剂有很多种,如二氧化硫、亚硫酸钠、硫酸亚铁等。还原剂的选择应因地制宜。

9.7.3 离子交换法宜用于低浓度含铬污水的处理,由于三价铬以 Cr^{3+} 的形式存在,宜采用阳离子交换树脂,而六价铬以 CrO_4^{2-} 和 $\text{Cr}_2\text{O}_7^{2-}$ 的形式存在,并随 pH 不同呈现某种平衡,宜采用强碱性阴离子交换树脂。阴离子交换树脂处理六价铬时 pH 值宜控制在 4~5 之间,这是因为 pH 低时, $\text{Cr}_2\text{O}_7^{2-}$ 的比例提高,其强氧化性对树脂产生氧化破坏作用,pH 高于 6 时, CrO_4^{2-} 的比例较高,离子交换选择性低,影响处理效果。失效后的树脂可用强碱 NaOH 溶液再生,离子交换处理后的污水水质好,宜回收利用。

9.7.4 回收有利用价值的物质符合国家基本国策,蒸发回收法在电镀行业已有工业应用,经技术经济分析证明可行时,可采用蒸发法。

9.7.5 含铬污泥属危险废物,应执行国家现行有关标准的规定,不得产生二次污染。

9.8 含铜污水

9.8.1 铜的化合物在化工生产中常用作催化剂,产生的污水通常为酸性的铜离子污水。含铜离子污水的处理方法很多,比如化学沉淀法、离子交换法、电解法等。通常,沉淀法适用于处理含铜量为 $1.0\text{mg/L} \sim 1000\text{mg/L}$ 的污水;离子交换法适用于处理含铜量低于 200mg/L 的污水;而电解回收法则适用于处理含铜量高于 10000mg/L 的污水。化工污水由于组分复杂,适宜采用化学沉淀法,沉淀剂推荐采用氢氧化钠,氢氧化钠可与污水中的铜离子形成氢氧化铜沉淀,便于回收。也可采用石灰乳作沉淀剂,但石灰乳作沉淀剂生成的沉淀物量较大,不利于回收。如果不回收,沉淀产物应进行处置,不得产生二次污染。

9.8.2 当污水中存在铜的络合物时,铜离子就难以处理达到要求,必须先进行预处理,对铜离子的络合物解络后,才能用化学沉淀法处理。本条给出了几种铜的络合离子的处理方法。

9.8.3 电解法处理含铜污水的优点是工艺简单、不产生废渣、占地小、环境清洁,电解法的应用主要受投资、电耗和运行成本的限制。该法在化工污水处理中有应用,如 1,4-丁二醇生产过程中催化剂的处理时要产生含铜酸性废液,含铜量在 $20\text{mg/L} \sim 40\text{mg/L}$,污水中含有有机物,pH 值为 1~4,采用电解法(国外专利设备)对该污水进行处理,处理后含铜量小于 0.5mg/L ,经中和后排至污水处理场生物处理。

9.9 含氰污水

9.9.1 化学工业含氰污水主要来自化肥、煤化工企业的造气过程以及丙烯腈的生产过程。丙烯腈生产过程排出的含氰污水属于高浓度含氰污水,同时含有高浓度的丙烯腈,通常采用焚烧法、加压

水解—生化法处理。含氰污水的处理有很多方法,对于浓度在200mg/L以下的含氰污水,适于采用化学氧化法或生物处理法,尤其是造气污水,工厂多采用生物滤塔处理。国内常用的造气工艺排出含氰污水的资料见表8。

表8 不同煤制气工艺造气污水排放量和组成

制气工艺	排水量 (t/t[NH ₃])	水温 (℃)	pH 值	CN (mg/L)	NH ₃ -N (mg/L)	COD (mg/L)
UGI	30~70	50~60	7~8	10~30	40~470	20~360
Texaco	0.8	60	8~9	30	200	900
Lurgi	5	60	7~9	25	700	600

9.9.2 加压水解的控制参数是经验数据。氯氧化法常用的氧化剂有液氯、二氧化氯、漂白粉、次氯酸钠等。采用氯氧化法破氰时,pH 值对氧化反应的影响很大,当 pH 值小于 8.5 时,会产生氯化氰气体,采用本条给出的参数,操作管理简单方便。过量加氯主要是考虑污水中其他还原性物质会消耗氧化剂,10%~30%的过量是经验数据。

9.9.3 生物滤塔是造气污水处理行之有效的方法,但生物滤塔运行中最大的问题是填料的堵塞,不易挂膜,水中的营养元素不能满足微生物生长的需要,故此对生物滤塔的设计进行了规定。

10 回用处理

10.1 一般规定

10.1.1 本条给出的回用处理工艺是目前常用的经济可行的工艺。其中,电吸附在石化行业中适用于对除盐要求不高的、以循环冷却水为回用目标的污水回用处理工艺,具有对石化类有机污染物有一定耐受能力、部分除盐、除盐率可以根据用水要求适当调节、运行成本低、无二次污染、维护简单等特点。电吸附工艺要求进水含盐量小于 3000mg/L,石油类污染物不大于 3mg/L。目前,电吸附技术已有在石油化工、市政、煤矿、煤化工、冶金污水回用中应用的成功案例。

10.1.2 化工生产是用水大户,把化工企业或化工区的污水处理后回用于本企业或化工区,技术经济上会更合理,特别是用作工业循环冷却水的补充水,由于循环冷却水补充水的水质要求相对较低,补充水量占工厂用水量的份额很大,直接影响工业节水,以目前的技术水平,处理后的污水用于循环冷却水的补充水在技术和经济上是可行的,是合理的,因此,污水回用应优先考虑用作循环冷却水的补充水。

10.1.3 再生水管道按最高日最高时用水量设计是为了确保在任何情况下均能满足用户用水要求。

10.1.4 再生水管道包括原水输水管道和再生水供水管道,本条对管材的选择提出了原则性要求,设计中应作技术经济比较,选择合适的管材。一般情况,当再生水管道管径大于 200mm 时,可以选用碳钢管、碳钢衬胶、碳钢衬塑管;当再生水管道的管径较小时,且位于室内或管沟中,除上述几种管材,也可以选用 ABS 塑料管、PE(聚乙烯)管、UPVC(改性聚氯乙烯)管、铝塑复合管,特殊的情

况也可选择不锈钢管材,具体设计时应按照加工方便、经济实用的原则进行选择。

10.1.5 本条为强制性条文,必须严格执行。再生水不属于生活饮用水,为防止污染生活饮用水系统,严禁与生活饮用水管道连接。为防止管道误接,再生水管道明装时应涂上规定标志颜色和再生水字样,埋地时应设置规定的带状标志,闸门井井盖应铸上再生水字样。

10.1.6 为保障再生水系统的安全供水,考虑构筑物的清洗检修,各类构筑物(如反应池、过滤池、储存池等)不宜少于2个(格),并应并联连接,以便切换。但对于供水可暂时中断或有其他措施保证供水的,如可采用类似水源供水的可设1格(座)。关于再生水池容积不宜小于日处理量的10%,是按照现行国家标准《污水再生利用工程设计规范》GB 50335的规定。

10.1.7 当需要进行除盐处理时,在离子交换、反渗透或反渗透加离子交换以及电吸附工艺均可选择时,应对设备投资、运行管理费用、环境要求等进行经济比较后,确定合适的工艺。在20世纪90年代以前,由于反渗透膜元件的价格较高,一般认为总含盐量 $TDS > 500\text{mg/L}$ 时,采用反渗透装置较为经济。随着反渗透技术不断提高,膜材料的价格降低,在 TDS 低时,如 300mg/L 、 200mg/L 甚至更低时也可采用反渗透技术,具体应用时,要根据经济、社会效益比较确定。

10.2 吸 附

10.2.1 吸附处理适用于脱色、除臭、除重金属、去除难以生物降解的有机物或难以氧化的有机物的处理、污水的回用处理以及作为离子交换、膜分离的预处理。化学工业污水回用中应用最多的是活性炭,活性炭种类有很多,粉末状的活性炭吸附能力强,制备容易,价格较低,但再生困难,一般不能重复使用,颗粒状的活性炭价格较贵,但可再生后重复使用,并且使用时的劳动条件较好,操

作管理方便。因此在水处理中较多采用颗粒状活性炭,而大孔树脂、沸石和磺化煤由于其特殊的吸附性,可根据需要选用。

10.2.2 本条规定了设计活性炭吸附器时应考虑的因素和条件:

1 因活性炭吸附有机物有一定选择性,其适用范围有一定限制。当选用粒状活性炭吸附工艺时,需针对被处理水的水质、回用水质要求、所吸附有机物的种类及含量等,通过活性炭柱试验确定工艺参数。

2 活性炭的吸附容量除外界条件外,主要与活性炭比表面积有关,比表面积大,微孔数量多,可吸附在细孔壁上的吸附质就多。吸附速度主要与粒度及细孔分布有关,水处理用的活性炭,要求中孔(过渡孔,半径 $2\text{nm} \sim 100\text{nm}$)较为发达,有利于吸附质向微细孔中扩散。活性炭的粒度越小吸附速度越快,但水头损失要增大,一般在8目~30目范围为宜。活性炭的机械耐磨强度直接影响活性炭的使用寿命。通过测定活性炭的孔隙分布及比表面积来选择活性炭较为费时、费力,一般可通过测定活性炭的碘值和亚甲蓝值来进行选炭,大量文献报道,能去除水中 COD 、 TOC 以及其他有机污染物的活性炭的碘值要大于 900mg/g ,亚甲蓝值应大于 120mg/g 。

3 当活性炭使用一定周期,出水指标超出设定值时,即可认为活性炭需要再生或更换;以去除有机物为目的时,可采用检测出水的 COD 值判断活性炭运行是否失效;也可用定期取样检测活性炭的碘值或亚甲蓝值来判断活性炭是否失效,如碘值指标小于 600mg/g 或亚甲蓝指标小于 85mg/g 时,活性炭应进行再生。

4 采用直接电加热再生法或高温加热法再生效果好。

10.2.3 因活性炭吸附有机物有一定选择性,其适用范围有一定限制。当选用粒状活性炭吸附工艺时,需针对被处理水的水质、回用水质要求、所吸附有机物的种类及含量等,通过活性炭柱试验确定工艺参数。本条给出了没有条件进行试验时设计活性炭吸附罐的参数:

1 要求进水浊度宜小于 3NTU 是因为活性炭吸附的主要目的不是截留悬浮固体,因此要求经过前级处理后,再进入活性炭吸附器。正常情况下,要求活性炭吸附器的进水浊度小于 3NTU,否则将会造成活性炭层堵塞,缩短吸附周期。

2.3 运行流速和活性炭装填高度的有关规定是参照相似运行经验和现行国家标准及行业标准中的数据提出的,在无试验资料时,可供参照。

4 活性炭吸附器定期反冲洗的目的是冲掉附着在炭粒上和炭粒间的黏着物,同时松动炭层,使活性炭均匀吸附。反冲洗水管上设置流量调节和计量装置是为了调节反冲洗强度。

10.2.4 大孔吸附树脂对工业污水、废液的处理有着广泛的应用,且对废液中有害物质的浓度含量适应性强,并可做到一次性达标,实现有害物质回收利用、化害为利、变废为宝的目的。如污水中含苯、硝基苯、氯苯、氟苯、苯酚、硝基酚、氨基苯酚、双酚 A、对甲酚、萘酚、苯胺、邻苯二胺、对苯二胺、水杨酸、奈磺酸等有机物均具有良好的可吸附性。

例如采用磺化碱熔法生产苯酚,在二氧化硫的发生过程中产生高浓度(10000mg/L~20000mg/L)含酚污水,采用 NKA 树脂和 H-103 树脂处理这种污水,运行结果表明,树脂的工作吸附量为 150mg/mL~250mg/mL,出水酚浓度小于 0.5mg/L,酚吸附率达 99.09%,COD 去除率为 70%。

再如煤气生产和炼焦过程中产生的污水,不但成分复杂,而且酚浓度高选用 NKA 树脂和 H-107 树脂吸附处理煤气站洗涤水,运行结果表明,酚去除率为 95%~98%,COD 去除率为 70%~80%,树脂的工作吸附量为 80mg/mL~90mg/mL,酚脱附率大于 95%。

甲苯生产中产生浓度为 6000mg/L~20000mg/L 的甲基苯酚污水,采用 CHA-111 树脂处理,出水中甲酚浓度小于 10mg/L。

在大孔树脂的吸附过程中,被处理液的 pH 影响尤为重要。

根据化合物结构的特点调整原液的 pH 值,可以达到较好的吸附效果。对非极性吸附树脂来讲,酸性物质在酸性条件下,以分子形式存在,易被树脂吸附,而在碱性环境下,以离子形式存在,物质不易被吸附。

10.2.5 本条给出了大孔树脂根据吸附物质不同适宜采取的再生方法。影响大孔树脂解吸再生条件的因素有再生剂的种类、浓度、pH 值、流速等。再生剂应根据不同物质在树脂上吸附力的强弱,选择不同的再生剂和不同的再生剂浓度进行洗脱;通过改变再生剂的 pH 值可使吸附物改变分子形态,易于解吸下来。再生流速一般控制在 0.5mL/min~5mL/min。

10.3 离子交换

10.3.1 离子交换树脂由于其良好的选择性和可再生性广泛用于处理含重金属离子的污水。在工业污水处理中,常用于处理含铬、镍污水,电镀污水。在石化污水中主要用于含汞污水的处理。当原水硬度较高时,选择阳离子交换器作为反渗透的前处理,可提高产水水质同时延长反渗透膜的使用寿命。

10.3.2 离子交换再生时需要耗酸、碱,既影响运行费用,又会向环境排放污染物,因此应在保证出水质量前提下,尽量采用酸、碱耗量少的设备和工艺。离子交换树脂的工作交换容量是重要的设计参数,通常由设备制造厂商根据树脂种类、再生剂的耗量、再生液温度以及进出水水质等,经试验或计算绘制成曲线图,设计时可以根据各种技术数据查曲线求出离子交换树脂的工作交换容量,确定流速、再生条件等参数,也可以参考类似条件下的运行经验确定。但由于处理的是污水,不是单一组分,故此交换速度等参数应适当降低,并宜选择逆流再生工艺。顺流再生离子交换器的优点是再生操作简单,运行可靠,对进水悬浮物含量要求不高(浊度小于 5NTU)。缺点是树脂再生度较低,导致设备出水水质差,树脂运行交换容量小,酸碱耗量高。为了克服顺流再生工艺的缺点,现

在广泛采用逆流再生工艺。逆流再生工艺的优点是出水水质好,酸、碱耗量低,对水质适应性强,自用水率低,缺点是运行操作更复杂一些。

由于污水的成分复杂,有机物、油脂、悬浮物含量较高,这些都会导致树脂的污染,因此选择机械强度高,抗污染能力强的离子交换剂,例如大孔树脂等。

10.3.3 离子交换系统排出的反洗水含污量相对较少,可与全场污水统筹考虑回收利用。

10.3.4 本条给出的离子交换系统进水的主要水质指标是按照现行国家标准《工业用水软化除盐设计规范》GB 50109 的规定。形成浊度的悬浮物会污堵树脂颗粒的表面,在交换器中产生污泥层,影响树脂的交换和反洗再生;游离氯会氧化树脂颗粒,破坏树脂结构,失去交换能力;铁会对阳树脂造成污染;有机物会污染树脂,降低交换容量,有机物对树脂的污染主要发生在强碱阴树脂上,这是由于疏水性的树脂骨架强烈地吸附疏水性的有机分子所致,所以当进水的 $\text{COD}_{\text{Mn}} > 2\text{mg/L}$ 时,应选择抗有机物污染的阴树脂,而对于弱酸离子交换, COD_{Mn} 值可适当放宽。

10.4 超(微)滤

10.4.1 超滤和微滤的这两种膜分离过程尽管在制膜方法、分离范围、应用领域有些区别,在实际应用中,设计、操作、运行、管理有很多相同之处,故将超滤和微滤合并作为一节,统称为“超(微)滤”。超滤技术目前已广泛应用于化工污水处理方面,已有含油污水、乳化液污水、氯碱污水、腈纶污水、综合化工污水处理成功的实例。微滤、超滤都可以用于石化行业的回用水处理领域,不仅可以单独应用,如果作为反渗透的预处理单元,可以保证反渗透的水质和延长使用寿命。超(微)滤用于化工污水的处理,当进水浊度大于 100NTU 时,应考虑增设澄清等设施,降低进水浊度。浸没式超(微)滤装置一般对进水浊度无要求,仅要求水中无大颗粒杂质。

10.4.2 由于化工污水回用的水质的复杂性,超(微)滤膜的设计通量需要通过中试确定,中试规模以不小于 2t/h 处理量为宜。由于大多超(微)滤膜为高分子聚合物制造而成,采用不同工艺方法形成所需孔径。在压力操作条件下,膜慢慢产生“压密”现象,逐渐稳定,达到最佳过滤效果。这个压密过程随膜材质不同所需时间也不同。同时为保证得到真实的设计通量,需要长时间运行,考验膜对于被过滤介质的分离性,尤其是超滤膜。但实际工业应用又不允许中试时间太长,时间太短又没有指导意义,所以规定中试时间不宜小于 2000h(约 3 个月)。

10.4.3 外压式超(微)滤膜使用高抗污染性能的膜材料,不易污染且容易清洗,尤其是聚偏氟乙烯(PVDF)等膜材料可以采用常用氧化性清洗药剂。PVDF 膜的优点:一是 pH 耐受范围宽,可以达到 1~13;二是抗氧化能力最突出,可以经受苛刻的氧化清洗条件;三是耐绝大多数化学溶剂;四是耐生物降解。PVDF 另一个突出的优点是耐有机溶剂的性能优于其他材料。外压式超(微)滤膜既可用于膜生物反应器,也可以作回用处理,对前处理要求不高,缺点是通量比内压式超(微)滤膜低。一般情况外压式膜组件的设计通量不宜超过 $50\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。

内压式超(微)滤膜组件大多选用聚醚砜(PES)或聚砜(PS)材质产品,其特点是:①pH 耐受范围宽,可以达到 1~13;②可以制成多孔径的膜,从 1nm 到 $0.2\mu\text{m}$;③耐多数化学溶剂性能较好,但不耐芳烃、酮、醚、酯等。缺点:①耐压性能不好,②易于污堵;③抗氧化性能一般,长期或者高浓度的氧化性清洗剂会对膜材料造成一定的破坏。根据膜材质特性,膜组件的设计通量可随进水浊度不同,适当增减。如无实际经验和厂商提供的数据,又来不及中试,可参照本条给出的膜通量设计。本条的设计通量为经验值,对于不同水质会略有偏差,选用时尽量不要超出规定值。

10.4.4 超(微)滤装置设计应考虑保证系统出力的连续性,因此系统的超(微)滤装置不能少于 2 套。为清洗维护方便,每套装置

间距不宜小于 1.2m,其他通道宽度净距离不应小于 0.8m。由于超(微)滤装置膜组件的外壳以及管路系统均为工程塑料,需要防晒、防冻,所以应布置在室内。

10.4.5 跨膜压差是指超(微)滤膜前后的压力差,实际运行中可以通过设定的压力差来启动反冲系统,当压差达到 0.1MPa 时,需要进行化学清洗。

10.4.6 超(微)滤装置的进、出口装设浊度仪、差压表及取样接口,以便监测进出水质。超(微)滤装置如作为反渗透装置的前处理系统,出口宜设 SDI 仪的接口。

10.4.7 为减少滤膜污堵,延长滤膜使用寿命,一般在装置进水处设置预过滤器,大多为盘式滤器或自清洗滤器,精度为 $50\mu\text{m}\sim 100\mu\text{m}$ 。

10.4.8 超(微)滤膜是采用表面过滤原理,每周期截污容量很小,需要频繁的反洗和化学清洗。反洗和化学清洗效果的好坏,是超(微)滤膜能否可靠、长期使用的关键因素。一般每 20min~60min 反洗一次,反洗流量为产水流量的 2 倍~5 倍,反洗历时 30s~60s。反洗流量越大,时间越长,反洗效果越好,但水的回收率要降低。因此,实际运行中应按具体情况选择合理的反洗参数。为防止细菌对超(微)滤膜的污染,需要定期杀菌,其杀菌频率与水质有关,需要通过试验或调试来确定。反洗和杀菌还不能清除膜表面所有污物,当污物积累到一定程度后,就需要用化学清洗的方法来清除。通常用跨膜压差来确定是否需要化学清洗,如当压差达到 0.1MPa 时,需要进行化学清洗。

10.4.9 完整性检测是指检测超(微)滤膜以及整个装置是否发生破损和泄漏的试验。在运行过程中,超(微)滤膜有时会破损,组件也因断丝等多种原因会泄漏。完整性检测包括压力衰减试验法和气泡观察法。超(微)滤系统的滤膜完整性自动检测装置,只是需要较少的测试设备就可以在线监测到超(微)滤膜的破损情况,预防故障的发生,监测结果准确,从而能够保证系统出水水质。

10.5 反 渗 透

10.5.1 反渗透技术广泛应用于纯净水的制造。近年来,随着工业的发展,水资源的日趋紧张,国家对节水要求的日渐严格,反渗透技术开始应用于污水的深度处理与回用中。在石油和化工行业,已经有炼油污水、油田污水、综合化工污水经反渗透处理回用于锅炉补给水和循环冷却水补充水的成功实例,也有运行不好的实例,因此在反渗透装置用于污水回用设计时,应根据原水情况、最终使用需要,从可靠性、实用性和经济性等方面全面考虑,审慎选择配置。

反渗透的进水要求比较严格,而污水的组分复杂,往往还含有能够污染反渗透膜的物质,因此对预处理的要求较高,要求进水满足反渗透装置相关要求,有针对性的、良好的预处理是反渗透装置正常运行的保证。

10.5.2 反渗透在使用过程中,由于膜污染、结垢等因素,需定期清洗或检修,产水量也会有所降低,设计时反渗透装置的处理能力应留有一定余量。

10.5.3 进水温度是反渗透系统的一个重要设计参数。以进水温度 25°C 为基准,每升高或降低 1°C ,反渗透的产水量相应升高或降低 2.5% 左右,膜材质与种类不同,其温度校正系数也不同,具体可根据膜厂商提供的计算公式确定。低温时保证产水量的措施有:提高进水温度、设置变频泵、改变进水压力以及增加膜元件数量,具体应进行经济比较决定。反渗透膜的水通量不宜选得过高,否则随着运行时间增加,膜污堵速度较快,影响设备运行效果。

10.5.4 污水回用中所使用的反渗透膜,不仅要求能够抗污染,并且要选择同等条件下操作压力低的,这样既保证了反渗透膜的使用寿命,还可以降低运行成本。当反渗透进水含盐量大于 3000mg/L 时,应根据反渗透装置二段的进水含盐量核算结果,选择合适的膜元件。影响反渗透运行压力的因素较多,具体设计时,

应统筹考虑,设备投资是一次性的,运行成本直接影响经济效益,所以设计时,初始运行压力不宜太高。另外,设计时应考虑反渗透装置防止背压的方法。背压是指产水侧的压力大于给水侧的压力,会造成膜元件的损害,在故障停机、阀门设置或者关闭不当可能造成背压。卷式反渗透膜背压应小于 0.03MPa。

10.5.5 由于一级反渗透的系统脱盐率为 97% 左右,二级反渗透的浓水含盐量约为一级反渗透进水含盐量的 40% 以下,所以应该将其并入一级进水回用。为了节水,反渗透装置在刚开机或长期停用后再开机,出水电导率不达标时产生的不合格产水应回收。不合格水的排放可以通过设置不合格产水的排放阀实现。

10.5.6 为保证反渗透系统稳定运行,对于多套设备,不宜设计为母管制,宜为单套制,主要是防止其中一套停机时,引起其他装置的压力和水流量的波动。反渗透系统设置保安过滤器的目的是为了防止颗粒进入反渗透膜元件划伤膜面,保安过滤器是精密过滤,是介于砂滤与超滤之间的一种过滤,滤芯可分为线绕式滤芯、熔喷 PP 滤芯、烧结滤管、活性炭滤芯等,过滤孔径一般在 $0.01\mu\text{m}$ ~ $120\mu\text{m}$ 范围,根据经验滤芯精度宜为 $5\mu\text{m}$ 。当保安过滤器进出口压差超过 0.1MPa 时就应该更换滤芯,即使保安过滤器的进出口压差没有超出 0.1MPa,通常滤芯使用也不应超过 3 个月,以免滋生细菌,造成对反渗透膜的污染。在线反洗无法完全恢复滤芯原有过滤功效,所以不宜采用带反洗功能的保安过滤器。为保证反渗透膜寿命,防止二次污染,高压泵过流部分材质宜选择不锈钢,保安过滤器材质同样宜选用不锈钢。

10.5.7 对于反渗透装置设计提出基本规定,设计者可根据工程需求和经验进一步完善。如果在工程中采用变频高压泵,因有变频启动条件,可以省去电动慢开阀门。

10.5.8 本条规定了反渗透装置检测仪表配备。

10.5.9 清洗温度高有助于提高清洗效果,采用化学清洗时,可根据膜材料的使用说明选择清洗温度,当温度不能满足清洗要求时,

对清洗药液进行加温。

10.5.10 尽管国外有少数将反渗透装置安装在室外的实例,但考虑我国实际气候和环境条件,还是布置在室内为宜。装置两侧的距离要求是为了满足操作、维修的需要。

10.5.11 本条规定是为了保证膜组件湿润,反渗透膜元件一经进水,就必须保持湿润,即使停机期间,也要保证每只反渗透膜都处于湿润状态。

10.5.12 本条反渗透的进水水质要求,是保证反渗透系统运行的基本条件。关于表 10.5.12 中铁的指标,本条给出的总铁的指标是指溶解氧大于 5mg/L 时的限制值,由于铁的氧化速度取决于铁的含量、水中溶氧速度和水的 pH 值,在投加某些阻垢剂时可以允许有较高值。

另外,关于反渗透进水对 COD_{Mn} 值的要求,各个膜生产厂商有所不同,大多厂商允许值为 $\text{COD}_{\text{Mn}} < 3\text{mg/L}$,美国海德能公司允许值为 $\text{COD}_{\text{Mn}} < 15\text{mg/L}$,具体情况要结合待处理水质与设备供货商协商确定,表 10.5.12 未作规定。关于反渗透进水石油类的限制,几乎所有反渗透厂商都要求进水不含石油类。

11 污泥处理与处置

11.1 一般规定

11.1.1 本条规定污泥处理和处置的基本原则,污泥的处理和处置是确保水处理装置正常运行、防止二次污染、使污水处理过程中产生的容易腐化发臭的污泥稳定化,使有毒、有害的污泥得到妥善处理 and 处置,使有利用价值的物质得到综合利用,总之,污泥处理和处置的目的是减量化、稳定化、无害化以及综合利用。减量化可以采用污泥浓缩、脱水、干化等技术;稳定化可采用厌氧消化、好氧消化、污泥堆肥等技术;无害化可以采用焚烧等技术。

11.1.2 化工污水处理的污泥中含有重金属、有毒有害物质,应按照国家现行标准对污泥中有害物质进行危险废固的判断,如果污泥判断为危险废固的应按照国家危险废固的现行标准进行处理和处置。

11.1.3 本条规定了污泥处理过程中产生臭气的处理原则,可以采用生物处理和活性炭吸附的方法处理臭气。

11.1.4 污泥水含有较多污染物,不得直接排放,可以根据污泥水的性质返回至污水厂构筑物进行物化处理或生物处理。

11.1.5 本条提出了污泥量和污泥处理设施处理能力计算的原则规定。污泥处理能力的确定与污泥处理运行时间和污水处理排泥方式有关,通常污水处理是连续运行的,而污泥处理则多为间断运行(如白天运行),故应考虑两者的协调,如设置污泥调节等设施。

11.2 污泥的输送

11.2.1 不同的污泥流动性差异较大,含水率较低时不宜用管道输送,故对管道输送的污泥含水率提出了要求。

11.2.2 本条规定了压力输泥管的最小设计管径、重力输泥管的最小设计管径和最小设计坡度。

11.2.3 本条规定了压力输泥管的最小设计流速。无机污泥或含重油的污泥管道,其最小设计流速宜适当加大。

11.2.4 污泥输送管道的水力计算与污水管道的水力计算有很大的差别,污泥管道的水力计算与污泥的特性:如含水率、密度、黏度等有关,目前污泥管道的水力计算方法尚不够成熟。其水力计算宜参照有关经验公式、试验资料或已有运行参数。

11.2.5 输泥管道设压力水冲洗设施是便于管道堵塞时冲通管道。

11.2.6 长距离压力输泥管设检查口主要是作为观察、检查、清堵之用。

11.2.7 本条是对污泥管道输送时选用泵形式的规定。螺杆泵等形式的泵可以防止泵堵塞。

11.2.8 脱水后污泥含水率较低可采用皮带输送机、螺旋输送机输送。

11.3 污泥浓缩

11.3.1 污泥浓缩方式与污泥特性有关,本条提出了污泥浓缩方式的原则规定。

11.3.2 生物除磷工艺的污泥含磷较高,活性污泥中积磷菌在厌氧环境中会释放出磷,污泥浓缩池停留时间比较长容易使磷从污泥中释放到水中。宜采用浓缩脱水一体化设备处理生物除磷工艺的污泥。

11.3.3 本条规定了重力式污泥浓缩池的设计参数:

1 污泥浓度较大,计算污泥浓缩池应同时满足固体负荷和水力负荷。

2 本款给出剩余活性污泥的浓缩设计数据是经验数据;

3 不同的无机污泥密度、黏度、粒度差别较大,宜采用试验数

据确定浓缩时间。目前,工程上通常对类似硫酸钙等颗粒细小的无机污泥可不经浓缩,直接进入箱式脱水机。本款给出的数据是经验数据。

4 本款提出污泥浓缩池池深的一般要求。

11.3.4 浓缩池采用的栅条浓缩机对污泥有泥水分离的作用,刮泥机具有自动提耙上升功能可以防止污泥板结扭矩过大损坏刮泥机,一般提升高度 500mm。

11.3.5 根据污泥特性有浮渣时应设置去除浮渣的装置,大多数无机污泥没有浮渣可不设置去除浮渣的装置。

11.3.6 间歇式污泥浓缩池污泥经静止重力分离后,形成上部清液区和下部浓缩污泥区,在清液区不同高度设置多个上清液排出口,有利于根据污泥界面高度排出上清液。

11.4 污泥厌氧消化

11.4.1 化工污水处理产生的有机污泥由于性质复杂,有些成分对微生物有毒害或抑制作用,故采用厌氧消化处理时应根据试验或类似污泥运行经验确定设计参数。由于剩余活性污泥的 C/N 只有 5 左右或更低,单独进行厌氧消化比较困难,故宜与其他有机污泥合并进行厌氧消化,但延时曝气系统的剩余污泥基本稳定,没有必要进行厌氧消化处理。

11.4.2 污泥的含水率过高会造成消化池容积过大,挥发性固体去除率过低不经济。

11.4.3 污泥的厌氧消化可以为高温厌氧消化或中温厌氧消化,高温厌氧消化有机物的分解率和产气率高于中温厌氧消化,但运行稳定性较差,对温度变化比较敏感,能耗高。目前,国内外常用的都是中温厌氧消化。中温厌氧消化有单级和二级厌氧消化工艺,设计时可通过技术经济比较确定,污泥采用二级消化时,二级消化池只作补充消化,不加热,不搅拌,依靠剩余热量继续消化。

11.4.4 本条给出厌氧消化池的总有效容积、消化时间、消化池挥发性固体容积负荷等主要数据及公式便于计算。

11.4.5 厌氧消化池污泥的加热是为了使消化池保持所需的消化温度,本条提出了污泥加热方法的原则规定。

11.4.6 厌氧消化污泥和污泥气对混凝土或钢结构存在较大的腐蚀性,故厌氧消化池内壁应进行防腐处理。

11.4.7 厌氧消化池搅拌可以使温度均匀、污泥混合均匀、避免消化池出现死角,提高污泥消化效率。

11.4.9 使用污泥气的泵房、压缩机房、阀门控制间等场所,存在污泥气泄漏的可能,这些场所均应符合防火防爆要求,室内应设置通风设施和泄漏报警装置。本条为强制性条文,必须严格执行。

11.5 污泥脱水和干化

11.5.1 不同的污泥脱水性能差异很大,故应根据试验资料或类似运行经验确定。

11.5.2 本条是对污泥脱水设备数量的规定。

11.5.3 本条是对板框压滤机和箱式压滤机设计要求的规定。

11.5.4 本条是对带式压滤机设计要求的规定。

11.5.5 本条是对含油污泥脱水设备选型及参数的规定。

11.5.6 叠螺式污泥浓缩脱水一体化设备采用连续运行,重力进泥,运行时不需要冲洗水,是一种节能的新型设备。工程设计上已有使用,故提出本条规定。

11.5.7 污泥采用凝剂调理可以改善污泥的脱水性能。

11.5.8 目前滤布冲洗水采用污水处理的出水已成熟且可节水。

11.5.9 污泥脱水间臭味较大,为改善工作环境,故作此规定。

11.5.10 脱水后如不能及时运输,应考虑妥善储存,避免下雨等原因造成二次污染。

11.5.11 气候和场地条件允许时,采用污泥自然干化场比较经济,尤其适合小型无机污泥处理。

11.6 污泥处置

11.6.1 污泥处置与污泥性质有关,其处置方法应符合环境保护有关标准、规范规定和经批准的环境评价要求。

11.6.2 化工污水处理产生的污泥成分复杂,有些含有有毒的有机物、重金属,故应按污泥性质采用不同的处置方法。

12 总体设计

12.1 场 址

12.1.1 场址是否合理涉及整个工程的合理性,对工程投资、运行维护、管理都有很大影响,本条文对场址的选择提出了应遵循的条件。

12.1.2 污水回用处理场场址除符合本规范第 12.1.1 条的基本原则外,靠近回用水源及主要用户,可节省工程投资和运行费用,提高供水安全可靠。污水处理场经二级处理后的出水水量充裕,水质相对较好,回用处理难度较小,宜作为回用水源。故回用水处理场尽可能与污水处理场合并建设,有利于附属建(构)筑物统一设置,有利生产管理,对节省用地,降低工程投资和运营成本有利,故提出本条。

12.2 总体布置

12.2.1 本条提出污水处理场平面布置的基本原则:

1 要根据工艺流程,结合场址、地形、地质、风向、消防、施工维护管理进行布置,可以布置成多种形式,应综合比较确定,为今后的发展提供良好的条件。

2 按不同处理功能和生产危险程度分区集中布置,可以保证运行安全,操作维护方便,有利于管道布置并减少占地面积。

12.2.2 本条提出处理场通道设置的要求。道路宽度的规定是为了满足处理场运输、巡回检查、维护管理的不同要求。

12.2.3 本条提出处理场各种管道设计的基本要求。超越管还应按某构筑物停止运行、进行维修时,不致影响其他构筑物正常运行设计。管道合理设计可保障处理场安全、可靠、稳定的运行,减少

管道维护管理的困难。

12.2.4 本条提出处理构筑物高程布置的原则要求。由于各构筑物及连接管渠水头损失较难准确计算,根据设计经验,应留有余地,一般可取计算值的10%~20%。

12.3 建(构)筑物设置

12.3.1 本条规定主要是从运行可靠、管理机动灵活、适应性强、维护检修时少影响或不影响其他构筑物运行上确定的。

12.3.2 本条提出了辅助建筑物设计的原则。当污水处理与回用处理场属企业一部分,且在厂区范围内,由企业统一管理,辅助建筑物应由企业统一考虑设置。

12.3.3 处理构筑物应设排空管,平底池应设排水坑,个别深池埋设较深,不便设排空管,可采用临时潜水泵抽空。

12.3.4 构筑物应有防渗漏的技术措施,以免池体渗漏,污染周围环境和地下水。

12.3.5 寒冷地区处理构筑物,为了保障冬季能正常运行,处理构筑物管(渠)和其他设施,应有保温防冻措施。水池可采取池上加盖、池内加热、建于房屋内等措施,视当地气温、处理构筑物运行要求和当地同类构筑物设计经验确定。

12.3.6 加药间是污水处理、回用水处理场中劳动强度较大、操作环境较差的单元(岗位)。加药间使用的药剂包括酸、碱、混凝剂、氧化剂、化学沉淀剂、生物处理投加的磷盐、铵盐及消毒剂等。这些药剂有的有异臭、有毒、有腐蚀性,有的则属易燃、易爆物,在制备、投配、储存环节存在一定危险性,故加药间应有良好的通风。加药间的设计应符合国家相关规范的要求。

12.3.7 本条是强制性条款,必须严格执行。处理构筑物大多是水池,高于地面,运行管理中存在一定的安全隐患,故应设置适用的栏杆、防滑梯等安全设施。高架处理构筑物为防雷击,应设避雷设施。

12.4 监控与分析化验

12.4.1 本条提出监测控制的基本原则和目的。由于监测、控制内容很广泛,应有利于保障污水处理和回用水处理设施安全稳定运行,提高科学管理水平,避免操作的盲目性,有利于节能、节水,有利于改善劳动强度,应根据处理规模、处理水质、处理工艺、工程投资,结合环保部门的要求综合考虑。本节所提出的监测仪表均指在线仪表。

12.4.2 本条提出污水和回水处理场进、出水检测的要求。

12.4.3 管道输送进、出处理场的物料包括蒸汽、氧气、仪表空气、酸、碱液及其他药剂、污泥气等。

12.4.4 处理单元是污水处理和回用水处理系统的组成环节,不同的水质不同处理工艺由不同的处理单元组成,各处理单元应根据工艺操作控制参数选择必要的检控仪表和报警装置。实际工程中可根据具体情况配置。

12.4.5 根据操作管理的需要,药液池和酸、碱储罐应设液位监测和高低液位报警装置,选用的仪表应根据药剂的性质具有耐腐蚀性能。

12.4.6 本条是有关保障生产和操作人员安全的规定,具体设置要求应按照有关章节的规定执行。

12.4.7 本条规定大中型、工艺复杂的污水处理工程控制系统采用PLC、DCS系统,是由于PLC、DCS系统具有可靠的过程控制功能、便利的操作方式、可靠的报警功能、快捷的制表打印功能、完善的自诊断功能,便于数据采集、数据储存及数据交换,有良好的性价比,深受操作者认可,在当前污水处理及回用工程的应用已越来越广泛。

12.4.8 本条对污水处理装置及回用工程控制室的设置按规模进行了分类:

1 大、中型污水处理及回用工程为了节省电缆,宜将操作站、

打印机等人机接口设在中央控制室,而将控制系统的控制站、I/O接口柜分开设置,可设在现场、电气专业低压配电室或辅助机柜室内。

2 由于小型污水处理及回用工程设备布置比较集中,控制室的机柜室和操作室宜毗邻设置。

12.4.9 本条提出在线自控仪表选型的要求。

在线仪表种类较多,应合理选择在线仪表,量程、仪表精度和响应速度应满足工程和管理的要求,应注意被测介质的性质、使用环境(如温度、腐蚀性气体)及待测介质中颗粒物和附着物对测量精度及使用寿命的影响。检测仪表应检修、校验、维护方便,运行可靠,并力求经济实用。

12.4.10 本条给出了自控仪表防护措施的选择。

1 根据所采用的在线分析仪对工作环境的要求设置自动分析器室。自动分析器室设空调,以满足仪器工作温度、湿度要求,自动分析器室应预留分析进水和排水的管道。由于绝大多数水质分析仪为非防爆产品,当自动分析器室位于爆炸危险区域时,自动分析器室应按相关设计规定,采取正压通风防爆措施。

2 由于 DO、pH、浊度、电导率、ORP、MLSS、酸碱浓度等在线分析仪表转换器、分体式流量(液位)计的转换器比较贵重,室外安装时,为了防止日晒雨淋,延长仪器的使用寿命,宜为上述转换器设置带玻璃观察窗的仪表保护箱。

12.4.11、12.4.12 污水处理及回用场化验室的分析项目主要是根据化验分析为一班制(白班)。每班一次的分析项目,操作工能做的由操作工兼做,不能做的由化验室完成。分析项目只考虑日常生产运行必需的项目,工程设计中可酌情增减。