

UDC

中国环保频道 www.zghbpd.com

SH

# 中华人民共和国行业标准

P

SH 3095-2000

---

## 石油化工污水处理设计规范

Design code for wastewater treatment in petrochemical industry

2000-06-30 发布

2000-10-01 实施

---

国家石油和化学工业局 发布



中华人民共和国行业标准

# 石油化工污水处理设计规范

**Design code for wastewater treatment in petrochemical industry**

SH 3095-2000

主编单位：中国石化集团洛阳石油化工工程公司  
主编部门：中国石油化工集团公司  
批准部门：国家石油和化学工业局



## 国家石油和化学工业局文件

国石化政发(2000)239号

### 关于批准《石油化工企业污水处理设计规范》 等10项石油化工行业标准的通知

中国石油化工集团公司:

你公司报批的《石油化工企业污水处理设计规范》等10项石油化工行业标准草案,业经我局批准,现予发布。标准名称、编号为:

**强制性标准:**

序号	标准编号	标准名称
1.	SH 3095-2000	石油化工企业污水处理设计规范
2.	SH 3097-2000	石油化工静电接地设计规范
3.	SH 3098-2000	石油化工塔器设计规范(代替SYJ 1049-83)
4.	SH 3099-2000	石油化工给排水水质标准(代替SHJ 1080-91)
5.	SH 3100-2000	石油化工工程测量规范
6.	SH 3010-2000	石油化工设备和管道隔热技术规范(代替SHJ 10-90和SYJ 1022-83)
7.	SH 3502-2000	钛管道施工及验收规范(代替SHJ 502-82)
8.	SH 3513-2000	石油化工铝制料仓施工及验收规范(代替SHJ 513-90)
9.	SH 3518-2000	阀门检验与管理规程(代替SHJ 518-91)

**推荐性标准:**

序号	标准编号	标准名称
1.	SH/T 3511-2000	乙烯装置裂解炉施工技术规程(代替SHJ 511-89)

以上标准自2000年10月1日起实施,被代替的标准同时废止。

国家石油和化学工业局

二〇〇〇年六月三十日



## 前 言

本规范是根据中国石化(1995)建标字 269 号文的通知,由我公司主编的。

本规范共分七章。主要内容包括:水质、水量和系统划分、污水预处理和局部处理、污水处理、污泥处理和污油回收和污水处理总体设计等规定。

在编制过程中,进行了比较广泛的调查研究,总结了近几年来石油化工企业污水处理的设计经验,征求了有关设计、生产、科研等方面的意见,对其中主要问题进行了多次讨论,最后经审查定稿。

本规范在实施过程中,如发现需要修改补充之处,请将意见和有关资料提供我公司,以便今后修订时参考。

我公司地址是:河南省洛阳市中州西路 27 号

邮 政 编 码: 471003

本规范的主编单位:中国石化集团洛阳石油化工工程公司

参 加 编 制 单 位:中国石化集团北京设计院

中国石化集团北京石油化工工程公司

中国石化集团兰州设计院

上海金山石油化工设计院

扬子石油化工设计院

主 要 起 草 人: 金济川 苏升坚 高朝德 邓明华 扈先施 马万鼎

朱元臣 谌汉华 林雪芸 姜立新 吴彤坤 王公望

何小娟 尤叶明 任 伟 李亚玲 凌问樵 庞景宾



## 目 次

1	总则	1
2	术语	2
3	水质、水量和系统划分	3
3.1	水质	3
3.2	水量	3
3.3	污水处理系统划分	3
4	污水预处理和局部处理	4
4.1	一般规定	4
4.2	炼油污水	4
4.3	化工污水	4
4.4	化纤污水	5
4.5	化肥污水	5
5	污水处理	6
5.1	格栅	6
5.2	调节与均质	6
5.3	中和	6
5.4	隔油	6
5.5	气浮	7
5.6	加药混合	7
5.7	凝聚反应	7
5.8	生物膜法	8
5.9	活性污泥法	8
5.10	沉淀	10
5.11	厌氧法	10
5.12	过滤	10
5.13	监控池	11
6	污泥处理和污油回收	12
6.1	污泥量的确定	12
6.2	污泥输送	12
6.3	污泥浓缩	13
6.4	污泥脱水	13
6.5	污泥处置	13
6.6	污油回收	14
7	污水处理总体设计	15
7.1	污水处理场场址选择	15
7.2	污水处理流程	15
7.3	平面布置	15
7.4	高程布置	15



7.5 仪表及自动控制.....	16
7.6 化验分析.....	16
7.7 生产及辅助建筑物.....	16
用词说明.....	18
附 条文说明.....	19

## 1 总 则

- 1.0.1 为贯彻国家有关方针、政策、法令，达到防治污染、改善和保护环境之目的，特制订本规范。
- 1.0.2 本规范适用于石油化工企业新建、扩建和改建的污水处理工程设计。
- 1.0.3 石油化工企业污水处理工程设计必须以批准的可行性研究报告和环境影响报告书为主要依据，应做到全面规划、局部处理与集中处理相结合，确保技术先进、经济合理、运行可靠、保护环境。
- 1.0.4 石油化工污水处理工程的设计，除应符合本规范外，尚应符合现行有关强制性标准规范的规定。



## 2 术 语

### 2.0.1 污水预处理 Wastewater pretreatment

为满足集中污水处理场进水水质的要求，在集中污水处理场之前，针对某种特殊污染物进行的污水处理。

### 2.0.2 污水局部处理 Wastewater particular treatment

将部分污水就地单独进行处理而不进入集中污水处理场。这部分污水处理后可重复利用、循环使用或直接排放。

### 2.0.3 清净废水 Non-polluted Wastewater

未受污染或受较轻微污染以及水温稍有升高，不经处理即符合排放标准的废水。

### 2.0.4 污染雨水 Polluted rainwater

可能受物料污染的污染区地面的初期雨水。



### 3 水质、水量和系统划分

#### 3.1 水质

3.1.1 装置（单元）排出的污水水质和进入污水处理场的水质应满足《石油化工给水排水水质标准》SH3099 和环境影响报告书的要求。

3.1.2 污水处理场总进水水质，应根据各装置（单元）的排水水质、水量经计算确定。当缺乏资料时，可参照同类工厂的实际运行数据确定。

3.1.3 污水处理后的排放水水质应符合国家及地方有关标准。

#### 3.2 水量

3.2.1 石油化工企业的最高允许排水量，应符合现行《污水综合排放标准》GB8978 的规定。

3.2.2 设计污水量应根据各装置（单元）的污水量按不同系统分别计算。

3.2.3 设计污水量应包括：生产污水量、生活污水量、污染雨水量和未预见污水量。各种污水量应按下列规定确定：

1 生产污水量应按各装置（单元）最大连续污水量与间断污水量采用调节措施后的平均水量之和确定。

2 生活污水量可参照《室外排水设计规范》GBJ14 的有关规定确定。

3 一次降雨污染雨水总量宜按污染区面积与其 15~30mm 降水深度的乘积计算。污染雨水流量应根据一次降雨污染雨水总量和调节设施的调节能力确定。

4 未预见污水量，可按系统统计污水总量的 15%~20% 计算。

#### 3.3 污水处理系统划分

3.3.1 污水处理系统的划分应根据污染物的性质、浓度和处理后水质要求，经技术经济比较后划分，做到按质分类处理。

## 4 污水预处理和局部处理

### 4.1 一般规定

4.1.1 工艺装置（单元）排出的污水宜采用下列方法进行预处理：

- 1 氨型含硫污水宜采用蒸汽汽提法，处理后的水质控制指标宜为：氨 $\leq 100$  mg/l、硫化氢 $\leq 50$  mg/l；
- 2 钠型含硫污水宜采用空气氧化法；
- 3 含氰（CN<sup>-</sup>大于 50mg/l）污水宜采用加压水解法；
- 4 碱性污水或酸性污水宜采用中和法；
- 5 含有固形物（产品或废料）的污水宜采用沉淀、捕粒等方法；
- 6 含油量大于 500mg/l 的污水，宜采用油水分离法除油。

4.1.2 油罐切水和清洗水宜采用下列方法进行预处理：

- 1 油品密度小于 0.95g/ml 的油罐切水，应采用二次自动脱水；
- 2 经碱洗但未经水洗的油品储罐切水，应并入碱渣污水处理系统；
- 3 油罐清洗水宜选用油水分离器除油。

4.1.3 化学水处理站的酸碱性废水应采取中和法处理，其 pH 值达到 6~9 后排入清净废水系统。

### 4.2 炼油污水

4.2.1 延迟焦化装置冷焦水应进行除油、沉淀、冷却处理后循环使用；切焦水应进行沉淀处理后循环使用。

4.2.2 沥青成型机及石蜡成型机冷却水应循环使用。

4.2.3 催化裂化、延迟焦化、加氢裂化等装置的氨型含硫污水，可经汽提处理后，二次应用于电脱盐注水、催化富气洗涤用水或其它工艺注水。

4.2.4 常减压装置电脱盐污水，宜采取除油、降温预处理。

4.2.5 洗槽站的槽车清洗水，宜采取除油处理后循环使用。

4.2.6 碱渣回收装置的污水，宜采用缓和催化氧化、间歇式活性污泥法（SBR）等方法进行预处理。

### 4.3 化工污水

4.3.1 溶液法聚乙烯（LLDPE）装置线性低密度烯烃器溢流液排污水，宜采用反渗透方法预处理。

4.3.2 丁二烯抽提装置的工艺污水应采用下列预处理：

1 以 N-甲基吡咯烷酮（NMP）为溶剂的丁二烯抽提装置中洗涤塔、丙炔塔和丁二烯塔等的回流罐排水，应进行脱烃处理；

2 以二甲基甲酰胺（DMF）为溶剂的丁二烯抽提装置中溶剂精馏塔、蒸汽喷射泵和尾气冷凝液集液罐排水及装置检修污水，应采取 DMF 回收措施；

3 以乙腈（ACN）为溶剂的丁二烯抽提装置中精馏塔、水洗塔排出的含乙腈工艺污水，应经乙腈再生精馏塔回收乙腈。

4.3.3 采用全低压生产技术、以丙烯为原料采用羰基合成工艺的丁辛醇装置中的工艺污水，宜采用下列预处理：

- 1 高浓度有机污水宜采用集中储存-蒸汽汽提法；
- 2 缩合系统层析器排出的稀度碱水，宜采用中和-回收辛烯醛或减压蒸发方法。

- 4.3.4 氯乙烯（VCM）装置的生产污水，宜采用集中-除铜-中和-汽提方法预处理。
- 4.3.5 采用丙烯-氨氧化法生产的丙烯腈装置，急冷塔下段排水，宜采用沉降-焚烧处理；回收塔塔釜排水，宜采用四效（或五效）蒸发-汽提- $H_2O_2$ 氧化除氰预处理。
- 4.3.6 采用苯为原料磷酸胺法生产的己内酰胺装置，制氢（以炼厂干气为原料）单元排放的工艺冷凝液，宜采用汽提法预处理；环己烷氧化和环己酮肟化单元排水，宜采用汽提法预处理。
- 4.3.7 采用乳液聚合法生产的 ABS 树脂装置的排水，宜采用均质、加压溶气浮选法预处理。
- 4.3.8 采用丁二烯、丙烯腈为原料，用乳液法生产的丁腈橡胶装置中单体回收、挤压、干燥单元排水，可采用沉降、消泡、絮凝-加压浮选等方法预处理。
- 4.3.9 采用乳液聚合法生产的丁苯橡胶装置，后处理单元排水可采用澄清法预处理；乳胶单元排水可采用絮凝-加压气浮法预处理。
- 4.3.10 采用丁二烯为原料，以三异丁基铝、三氟化硼乙醚、环烷酸镍为催化剂生产的顺丁橡胶装置，其凝聚、挤压、干燥单元排水宜采用石灰沉淀法预处理。
- 4.3.11 三元乙丙橡胶装置的凝聚、挤压、干燥单元排水，宜采用化学中和沉淀方法预处理。
- 4.3.12 采用 PX 氧化法生产的 PTA 装置的污水，宜采用调节-TA 沉淀法预处理。

#### 4.4 化纤污水

- 4.4.1 聚酯（PET）装置的污水，宜采用下列预处理：
- 1 采用酯交换法产生的污水，宜采用生物处理；
  - 2 采用直接酯化法产生的污水，宜采用碱中和法处理。
- 4.4.2 涤纶纺丝油剂污水，当考虑油剂回收时，宜采用超滤膜法预处理；当不回收油剂时，宜采用混凝-气浮法预处理。
- 4.4.3 腈纶装置的污水，宜采用下列预处理：
- 1 干法纺丝聚合单元的污水，宜采用微孔过滤处理；
  - 2 湿法纺丝产生的含丙烯腈和硫酸钠污水，宜采用生物处理。

#### 4.5 化肥污水

- 4.5.1 合成氨装置的排水宜采用下列预处理：
- 1 低压变换单元、脱碳单元及氮氢压缩机单元排出的冷凝液，宜采用汽提法、离子交换法处理；
  - 2 碳黑回收单元排水，根据其水质情况，宜采用沉淀-加压水解法（除氰）、汽提（脱氨）-凝聚沉淀法处理。
- 4.5.2 尿素装置排放的工艺冷凝液宜采用中压水解吸法预处理。

## 5 污水处理

### 5.1 格栅

- 5.1.1 大中型石油化工企业的污水处理场，宜采用机械格栅。
- 5.1.2 格栅的设置及其技术要求，应按《室外排水设计规范》GBJ14 执行。

### 5.2 调节与均质

- 5.2.1 调节设施的容积：炼油污水可按 16~24h 污水量确定；化工污水可按 24~48h 污水量确定；特殊污水宜按实际需要确定。
- 5.2.2 均质设施的容积应根据生产装置的排污规律和变化周期确定，当无实际运行数据时可按 8~24h 污水量计算。
- 5.2.3 调节设施和均质设施宜合并设置，其数量不宜少于两个（间）。含油污水调节、均质设施内宜设收油设施。
- 5.2.4 调节、均质设施应为密闭式。

### 5.3 中和

- 5.3.1 酸性污水宜采用加碱中和法或石灰石中和法；碱性污水宜采用硫酸中和法；当同时有酸碱污水时应采用酸碱污水直接中和。
- 5.3.2 采用加酸或加碱中和法的中和池，其容积宜按污水停留时间 10~30min 确定，并宜设置 pH 值自动控制设施。

### 5.4 隔油

- 5.4.1 污水在进入隔油池前需提升时，宜采用容积式泵或低转速离心泵。
- 5.4.2 平流式隔油池宜用于去除浮油，其设计应符合下列要求：
  - 1 污水在池内的停留时间宜为 1.5~2h，暴雨时停留时间不应小于 40min；
  - 2 污水在池内的水平流速宜采用 2~5mm/s；
  - 3 单格池宽不应大于 6m，长宽比不应小于 4；
  - 4 有效水深不应大于 2m，超高不应小于 0.4m；
  - 5 池内宜设链板式刮油刮泥机，刮板移动速度应不大于 1m/min；
  - 6 排泥管直径不应小于 200mm，管端宜接压力水冲洗排泥管；
  - 7 集油管直径宜为 200~300mm，其串联总长度不应超过 20m。
- 5.4.3 斜板隔油池宜用于去除浮油和粗分散油，其设计应符合下列要求：
  - 1 表面水力负荷宜为 0.6~0.8 m<sup>3</sup>/(m<sup>2</sup>·h)；
  - 2 斜板板间净距宜采用 40mm，安装倾角不应小于 45°；
  - 3 池内应设置收油、清洗斜板和排泥等设施；
  - 4 板体应选用耐腐蚀、表面光洁并具有亲水疏油的材料；
  - 5 板体与池壁、板体与板体间安装应紧密，不得产生水流短路。
- 5.4.4 隔油池不应少于 2 间，且每间应能单独运行。
- 5.4.5 在寒冷地区或被分离出的油品凝固点高于环境气温时，隔油池的集油管所在油层内，应设加热

设施。

5.4.6 隔油池应设非燃烧材料的盖板，并应设蒸汽灭火设施。

5.4.7 隔油池的非满流进、出水管道上应设水封。

## 5.5 气 浮

5.5.1 气浮法宜用于去除分散油及乳化油。

5.5.2 气浮处理宜采用部分污水回流加压溶气方式，其回流比宜采用 30%~50%。

5.5.3 溶气罐的设计应符合下列要求：

- 1 进入溶气罐的污水温度不应大于 40℃；
- 2 溶气罐的工作压力宜采用 0.3~0.5MPa（表压）；
- 3 空气量可按污水量的 5%~10%（以体积计）计算；
- 4 污水在溶气罐内的停留时间宜采用 1~4min；
- 5 溶气罐内应设气水充分混合的设施和水位控制设施；
- 6 每间气浮池宜配一台溶气罐。

5.5.4 气浮池内宜设溶气释放器，其设计条件应符合下列要求：

- 1 释放器的释放孔应不易堵塞；
- 2 释放器出口流速宜为 0.3~0.5m/s；
- 3 释放器应安装在水面下不小于 1.5m 处。

5.5.5 气浮池可采用矩形或圆形。矩形气浮池设计应符合下列要求：

- 1 气浮池应设反应段，反应时间宜为 5~10min，反应段出口流速宜控制在 0.2~0.4m/s；
- 2 单格池宽不宜大于 4.5m，长宽比宜为 3~4；
- 3 有效水深宜为 1.5~2.0m，超高不应小于 0.4m；
- 4 污水在气浮池分离段停留时间宜为 40~60min；
- 5 污水在分离段水平流速不应大于 10mm/s；
- 6 池内应设刮沫机，刮板的移动速度宜为 1~2m/min；
- 7 气浮池应设置集沫槽。

5.5.6 气浮池应设加药混合和反应设施。

5.5.7 气浮池不应少于 2 间，并且每间应能单独运行。

5.5.8 气浮池应设置非燃烧材料制成的盖板，并宜设置通气引风设施。

## 5.6 加 药 混 合

5.6.1 混合设备应使药剂与水得到充分混合；当使用多种药剂时，应根据药剂试验结果分先后投加。

5.6.2 混合方式可采用水泵混合、管道混合、机械混合、鼓风混合等，混合时间应小于 2min。

## 5.7 凝 聚 反 应

5.7.1 凝聚反应宜采用机械反应池。

5.7.2 机械反应池设计应满足下列要求：

- 1 反应时间应根据水质相似条件下的运行经验数据或试验数据确定；当无数据时可采用 5~10min；
- 2 反应搅拌机宜为 2 档；第一档进水处桨板边缘线速度为 0.5m/s，第二档出水处桨板边缘线速度为 0.2m/s；

## 3 池内应设防止水流短路的设施。

## 5.8 生物膜法

5.8.1 生物膜法宜采用生物接触氧化池或塔式生物滤池。其进水含油量应小于 20mg/l。

5.8.2 生物接触氧化池的容积负荷应根据试验或相似污水的实际运行数据确定；当无数据时，脱碳处理时  $COD_{Cr}$  容积负荷可采用  $0.3 \sim 1.2 \text{ kg} / (\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ；脱碳并硝化处理时  $COD_{Cr}$  容积负荷可采用  $0.2 \sim 0.5 \text{ kg} / (\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ， $NH_3-N$  容积负荷可采用  $0.05 \sim 0.12 \text{ kg} / (\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。

5.8.3 生物接触氧化池的有效容积，应按下式计算：

$$V = \frac{24Q \cdot S_0}{1000N_v} \quad (5.8.3)$$

式中  $V$ ——生物接触氧化池的有效容积 ( $\text{m}^3$ )；

$Q$ ——设计流量 ( $\text{m}^3/\text{h}$ )；

$S_0$ ——进水  $COD_{Cr}$  (或  $NH_3-N$ ) 浓度 ( $\text{mg/l}$ )；

$N_v$ —— $COD_{Cr}$  (或  $NH_3-N$ ) 容积负荷 ( $\text{kg} / (\text{m}^3 \cdot \text{d})$ )。

5.8.4 生物接触氧化池用于脱碳并硝化处理时，应根据  $COD_{Cr}$  负荷和  $NH_3-N$  负荷分别计算的结果确定其有效容积。

5.8.5 生物接触氧化池的曝气强度应根据需氧量、混合和养护的要求确定。

5.8.6 生物接触氧化池填料总高度不应大于 5m。填料应分层，每层厚度不宜超过 1.5m。

5.8.7 生物接触氧化池中溶解氧浓度宜大于 2.0mg/l。

5.8.8 生物接触氧化池的填料，应采用轻质、高强、耐老化、耐腐蚀、耐生物性破坏、易于挂膜、不易堵塞、比表面积大和空隙率高的材料。

5.8.9 塔式生物滤池的设计负荷应根据进水水质、要求处理程度和滤层总厚度，并通过试验或参照相似污水的实际运行资料确定。

5.8.10 塔式生物滤池表面水力负荷以滤池面积计，不宜小于  $80 \text{ m}^3 / (\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。

5.8.11 塔式生物滤池的填料应分层，每层填料的厚度应根据填料材料确定，且不宜大于 2.5m。为便于安装和维修，相邻滤层间应设检修孔。

5.8.12 塔式生物滤池的塔身高度与塔径之比宜为 6~8:1。

5.8.13 塔式生物滤池宜采用自然通风，底部空间高度不应小于 0.6m。沿塔壁周边的下部应设置通风孔，其总面积不应小于塔断面积的 7.5%~10%。

5.8.14 塔式生物滤池的布水设备应使污水能均匀分布在滤池的断面上。

5.8.15 塔式生物滤池池底宜采用 1% 的坡度坡向排水渠，并设冲洗底部排水渠的措施。

5.8.16 生物接触氧化池或塔式生物滤池不宜少于 2 个 (间)，并按同时运行设计。

## 5.9 活性污泥法

5.9.1 活性污泥法曝气设施，可采用普通曝气池、延时曝气池、A/O 曝气池、SBR 曝气池和氧化沟等。池型应根据工艺要求和经济比较确定。

5.9.2 曝气池的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，当无数据时可按表 5.9.2 采用。

5.9.3 曝气池的有效容积，应按下列公式计算：

## 1 按污泥负荷计算：

$$V = \frac{24 \cdot L_j \cdot Q}{1000 \cdot F_w \cdot N_w \cdot f} \quad (5.9.3-1)$$

式中  $V$ ——有效容积( $m^3$ );

$L_j$ ——进水  $BOD_5$ (或  $NH_3-N$ )浓度( $mg/l$ );

$Q$ ——设计流量( $m^3/h$ )

$F_w$ —— $BOD_5$ (或  $NH_3-N$ )污泥负荷( $kg/kg \cdot d$ );

$N_w$ ——池内混合液悬浮固体平均浓度( $g/l$ );

$f$ ——混合液悬浮固体挥发系数,可取为 0.7。

2 按容积负荷计算:

$$V = \frac{24 \cdot L_j \cdot Q}{1000 \cdot F_r} \quad (5.9.3-2)$$

式中  $F_r$ —— $BOD_5$ 的容积负荷( $kg/m^3 \cdot d$ )。

表 5.9.2 曝气池主要设计数据

类 别	$BOD_5$ 污泥负荷 $F_w$ ( $kg/(kg \cdot d)$ )	混合液悬浮 固体浓度 $N_w$ ( $g/l$ )	$BOD_5$ 容积负荷 $F_r$ ( $kg/(m^3 \cdot d)$ )	污泥 回流比 (%)	总处 理效率 (%)
普通曝气	0.20~0.30	2.5~3.0	0.40~0.60	50~100	80~90
延时曝气(含氧化沟)	0.10~0.15	2.5~3.0	0.20~0.30	50~100	85~95
A/O 曝气	0.10~0.15	2.5~3.0	0.20~0.30	50~100	85~95
SBR 曝气	0.20~0.30	3.0~5.0	0.40~0.60		85~95

注: ①A/O 曝气池  $BOD_5$  污泥负荷值和  $BOD_5$  容积负荷值,均系按 0 级容积确定。

②SBR 曝气池  $BOD_5$  污泥负荷值和  $BOD_5$  容积负荷值,均系按实际有效曝气时间确定。

5.9.4 曝气池的污水需氧量可参照《室外排水设计规范》GBJ14 的有关规定计算。

5.9.5 曝气池的超高,当采用鼓风机曝气或曝气转碟时宜为 0.5~1m;当采用叶轮表面曝气时,其设备平台宜高出设计水面 0.8~1.2 m。

5.9.6 氧化沟的设计应符合下列要求:

- 1 有效水深宜为 2.5~4.0m,沟内平均水平流速不应小于 0.3 m/s;
- 2 曝气设备可采用曝气转碟、曝气转刷或表面曝气叶轮等;
- 3 出水堰板应满足出水及节流的要求,堰板应灵活可调;
- 4 沟内宜设置导流设施。

5.9.7 A/O 曝气池的设计应符合下列要求:

- 1 好氧池的  $NH_3-N$  污泥负荷宜按 0.03~0.05  $kg/kg \cdot d$  选用;
- 2 好氧池内混合液的剩余碱度宜大于 100  $mg/l$ (以  $CaCO_3$  计);
- 3 好氧池的有效容积应根据  $BOD_5$  和  $NH_3-N$  负荷分别计算的结果确定;
- 4 缺氧池的有效容积应根据试验或实际运行数据确定,当无数据时,可按好氧池容积的 1/3~1/4

选取;

- 5 缺氧池内宜设置液下搅拌或推流设施;
- 6 推流式缺氧池内的水平流速不应小于 0.3 m/s;
- 7 混合液的回流比宜按 200~300% 选取;

5.9.8 SBR 曝气池的设计应符合下列要求:

- 1 曝气池容积确定时, 应满足曝气、沉淀、闲置和进水的容积要求;
- 2 宜采用自动控制运行方式;
- 3 当需要脱氮时宜设置液下搅拌或推流设施;
- 4 集水宜采用滗水器。

## 5.10 沉 淀

5.10.1 二次沉淀池和后混凝沉淀池的主要设计参数, 应根据试验或实际运行数据确定, 当无数据时可采用表 5.10.1。

表 5.10.1 污水沉淀池设计数据

沉淀池类型		沉淀时间 (h)	表面水力负荷 ( $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ )	污泥含水率 (%)
二次沉淀池	生物膜法后	2~4	0.75~1.00	96~98
	活性污泥法后	2~5	0.50~0.75	99.2~99.6
后混凝沉淀池	生物膜法后	1~2	1.0~1.2	
	活性污泥法后	1~2	0.8~1.2	

5.10.2 沉淀池有效水深宜采用 2.5~4m, 超高不应小于 0.3m。

5.10.3 沉淀池宜设置撇渣设施。

5.10.4 沉淀池不宜少于两座。当圆形沉淀池的径深比小于 6, 且刮泥机检修有应急措施时, 沉淀池可按一座设计。

## 5.11 厌 氧 法

5.11.1 厌氧池硝化液中 pH 值宜控制为 6.5~7.8, 碱度 (以  $\text{CaCO}_3$  计) 宜为 2000~4000 mg/l, 挥发酚不宜大于 300 mg/l。

5.11.2 应严格控制厌氧池内的温度, 中温发酵温度宜为  $35 \pm 2^\circ\text{C}$ 。当水温不能满足厌氧反应的温度要求时, 应有加温、保温措施。

5.11.3 进入厌氧池污水中的碳、氮、磷含量的比例, 宜控制为 200~300:5:1。

5.11.4 设计负荷应根据厌氧池的类型和污水的特性, 并通过试验或参照相似污水的实际运行数据确定。

5.11.5 厌氧池内应有使进水与厌氧污泥良好混合的措施。

## 5.12 过 滤

5.12.1 选择过滤设备, 应根据进水水质和处理后水质的要求, 通过技术经济比较确定。过滤设备不应少于两台。

5.12.2 滤料宜按下列要求选择:

- 1 去除悬浮物时, 宜选用石英砂、无烟煤、磁砂或纤维球等;
- 2 去除有机物、色度及臭味等时, 宜选用活性炭等;
- 3 去除石油类时, 宜选用核桃壳滤料等。

5.12.3 过滤设计的其它有关要求, 可参照《室外给水设计规范》GBJ13 的有关规定。



### 5.13 监控池

5.13.1 污水排放前应设置监控池。

5.13.2 监控池的容积宜按照 1~2h 的污水量计算。当监控池兼有缓冲或均质功能时，增加的池容应根据其功能要求确定。

5.13.3 出水管上应设置切换阀，应将不合格污水送回污水处理设施重新处理。

5.13.4 在有土地可供利用的条件下，经技术经济比较，可采用稳定塘代替监控池。

## 6 污泥处理和污油回收

### 6.1 污泥量的确定

6.1.1 油泥量、浮渣量应根据处理工艺、污水量、进水悬浮物含量、出水悬浮物含量、加药量及泥渣含水率等因素确定，也可参照同类污水处理场的运行数据确定。

6.1.2 剩余活性污泥量应根据生物处理工艺、污泥负荷、污泥增长率、泥龄及污泥含水率等因素确定，也可参照同类污水处理场运行数据确定。

6.1.3 炼油污水处理产生的污泥量及其含水率可参照表 6.1.3。

表 6.1.3 污泥量及含水率

项 目	油 泥	浮 渣	剩余活性污泥
每立方米污水排放污泥量 (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	0.0005	0.0015~0.005	0.0036
污泥含水率 (%)	99.0	99.0~99.5	99.2~99.7

注：①油泥的含水率是指隔油池有刮泥机时的数据；

②浮渣量为投加无机絮凝剂所产生的污泥量；

③剩余活性污泥量为好氧活性污泥法所产生的污泥量。

### 6.2 污泥输送

6.2.1 输送污泥的压力流管道的敷设，应避免出现高低折点。输送管道的转弯曲率半径，应不小于 1.5DN。

6.2.2 在管道的适当位置，应接入扫线用蒸汽、非净化风或压力水。输送污泥的管道材质应满足扫线介质对管材的要求。

6.2.3 输送污泥的管道，宜设置高点排气阀门和低点放空阀门。

6.2.4 重力输送污泥的管道，其管径宜不小于 200mm；敷设坡度可采用 1%~2%。

6.2.5 压力输送污泥的管道最小设计流速应符合表 6.2.5 规定。

表 6.2.5 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)	
	DN150~250	DN300~400		DN150~250	DN300~400
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	>98	0.7	0.7

6.2.6 压力输送污泥管道的水头损失可按下列规定计算：

- 1 当污泥含水率为 99%以上时，按清水的水头损失计算；
- 2 当污泥含水率为 95%~99%时，为清水水头损失的 1.3~2.5 倍；
- 3 当污泥含水率为 92%~95%时，为清水水头损失的 2.5~8 倍；
- 4 当污泥含水率为 90%~92%时，为清水水头损失的 8~13 倍。

## 6.3 污泥浓缩

6.3.1 污泥重力浓缩宜采用竖流式或辐流式污泥浓缩池。

6.3.2 竖流式污泥浓缩池的设计应符合下列要求：

- 1 浓缩时间可按表 6.3.2 选取：

表 6.3.2 污泥浓缩时间

污泥性质	浓缩时间 (h)
油泥	12~16
浮渣	12~16
剩余活性污泥	8~16
油泥+浮渣	12~20

- 2 浓缩池下部锥体外壁与水平面的夹角应大于  $50^\circ$  ；
- 3 池内宜设置冲洗、加热、加药和搅拌污泥的设施；
- 4 污泥浓缩池不宜少于 2 个；
- 5 池底排泥管管径应大于或等于 200mm，并设防止堵塞的冲洗设施。

6.3.3 辐流式污泥浓缩池的设计应符合下列要求：

- 1 池子有效水深宜采用 4m；
- 2 应设机械刮泥机，刮泥机刮板外缘线速度宜采用 1~3m/min；
- 3 池底排泥管管径应大于或等于 200mm，并应设防止堵塞的冲洗设施；
- 4 污泥固体负荷率宜采用  $20\sim30 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{d}$ ，浓缩时间不宜小于 16h。

## 6.4 污泥脱水

6.4.1 油泥、浮渣宜采用离心式脱水机，活性污泥宜采用带式压滤机。

6.4.2 污泥脱水前应投加絮凝剂，絮凝剂的选用应根据污泥的性质通过试验确定。

## 6.5 污泥处置

6.5.1 脱水后的污泥处置可采用卫生填埋、焚烧和综合利用等方式。卫生填埋设计可按《化工废渣填埋场设计规定》HG20504 执行。

6.5.2 污泥焚烧宜采用流化床焚烧炉或回转干燥焚烧炉。

6.5.3 流化床焚烧炉的设计应符合下列规定：

- 1 炉床的操作温度宜控制在  $700\sim800^\circ\text{C}$ ；
- 2 空床速度可采用  $0.5\sim1.2\text{m/s}$ ；
- 3 燃烧室的容积负荷率可采用  $290.75\sim465.20\text{kW/m}^3$ ；
- 4 炉床的面积可按下式计算：

$$A = \frac{Q_i}{L_b \cdot H_s} \quad (6.5.3)$$

式中  $A$ ——炉床面积 ( $\text{m}^2$ )；

$L_b$ ——燃烧室的容积负荷率 ( $\text{kW/m}^3$ )；

$H_s$ ——静止时的砂层厚度 (m)；

$Q_i$ ——供给炉的总热量 (kW)。

- 5 炉床每单位面积的脱水污泥的焚烧量, 当含水率为 65%~80%时, 可取  $270\sim 200\text{kg}/\text{m}^2\cdot\text{h}$ ;
  - 6 流化介质应选用耐磨损和耐热性好的天然硅砂, 粒径宜为 0.5~1.5mm, 硅含量应大于 95%。
- 6.5.4 回转干燥焚烧炉的设计应符合下列规定:
- 1 炉膛的操作温度宜控制在  $900^{\circ}\text{C}\sim 1100^{\circ}\text{C}$ ;
  - 2 回转炉的转速宜为 1~3 r/min; 炉筒体的纵向安装坡度宜为 2%;
  - 3 污泥在炉内的轴向速度宜为 0.08~0.11 m/min;
  - 4 回转炉设计应同时设脱臭炉; 脱臭炉炉温宜控制在  $800^{\circ}\text{C}$ ;
  - 5 回转炉的容积应为干燥和燃烧所需容积之和;
  - 6 干燥过程的气体质量速度可采用  $2500\sim 3500\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ ;
  - 7 燃烧室的容积负荷率可采用  $81.41\sim 104.67\text{kW}/\text{m}^3$ 。

## 6.6 污油回收

- 6.6.1 隔油池、污水调节罐等设施收集的污油应回收。
- 6.6.2 当采用污油脱水罐回收污油时, 其设计应符合下列要求:
- 1 脱水罐的储存容量应根据计算确定。脱水罐不应少于 2 个, 其轮换周期宜为 5~7d;
  - 2 储存系数宜为 0.80~0.85;
  - 3 进入脱水罐的污油含水率可为 40%~60%计;
  - 4 污油加热温度宜为  $70^{\circ}\text{C}\sim 80^{\circ}\text{C}$ ;
  - 5 污油脱水后的含水率应大于或等于 3%;
  - 6 污油脱水罐罐体应保温。
- 6.6.3 脱水罐脱出的污水应进行再处理。
- 6.6.4 污油泵台数不应少于两台。污油泵的连续工作时间宜为 2~8h。
- 6.6.5 污油输送管道宜拌热保温。

## 7 污水处理总体设计

### 7.1 污水处理场场址选择

- 7.1.1 污水处理场的场址选择,应符合《石油化工企业厂区总平面布置设计规范》SH3053的要求。
- 7.1.2 污水处理场的占地面积应留有扩建余地。
- 7.1.3 污水处理场应布置在工厂的低处和夏季最小频率风向的上风侧。
- 7.1.4 污水处理场的防洪标准应与厂区统一考虑。

### 7.2 污水处理流程

- 7.2.1 污水处理流程应根据进水水质及处理后排水水质的要求,经技术经济比较后确定。
- 7.2.2 生活污水宜经格栅、沉淀后进入生物处理系统。
- 7.2.3 污水处理流程中应设置调节和均质设施。
- 7.2.4 气浮法除油和混凝沉淀之前应设凝聚反应设施。
- 7.2.5  $\text{COD}_m$ 浓度大于 2000mg/l 的高浓度有机污水,可采用厌氧法处理,并宜与好氧生物处理组成联合处理工艺。
- 7.2.6 生物处理后是否采用混凝沉淀、过滤等后处理设施,应根据要求水质处理程度确定。
- 7.2.7 处理构筑物之间应设超越管道。
- 7.2.8 处理构筑物应设放空设施。
- 7.2.9 处理构筑物的放空污水和监控池的不合格污水应送回污水处理构筑物再进行处理。

### 7.3 平面布置

- 7.3.1 污水处理场的总平面布置,应根据处理流程的要求,结合地形、风向、地质条件和卫生防护距离等因素,按功能区布置。
- 7.3.2 污泥处理构筑物宜集中布置,并应设污泥外运的边门。
- 7.3.3 生产管理建筑物宜集中布置,并应与处理构筑物保持一定的距离。
- 7.3.4 场内的绿化面积不应小于全场总面积的 30%。
- 7.3.5 场内应设置通向各处理构筑物和附属建筑物必要的通道。
- 7.3.6 场内各种管道应全面规划有序布置,避免管道迂回相互干扰。
- 7.3.7 污水处理场的设计应符合《石油化工企业设计防火规范》GB50160 和《爆炸和火灾危险环境电力装置设计规范》GB50058 的有关规定。

### 7.4 高程布置

- 7.4.1 污水处理场内处理构筑物的高程布置,应充分利用原有地形,符合排水通畅、降低能耗、平衡土方的要求。
- 7.4.2 处理构筑物宜采用重力流布置,减少污水提升次数。
- 7.4.3 各处理构筑物之间的水头损失应根据计算确定。
- 7.4.4 水头损失计算时应考虑管路沿程损失、局部损失和构筑物的水头损失,并应考虑安全系数,该系数可按总水头损失计算值的 10%~15%选取。
- 7.4.5 污水处理场的高程布置时,宜预留扩建时的备用水头。

## 7.5 仪表及自动控制

- 7.5.1 仪表选型应根据污水中石油类及悬浮物的含量、腐蚀性物质的特性和管道敷设条件等因素确定。
- 7.5.2 新鲜水、蒸汽、压缩空气、药剂、油污等输送管道进（出）口应设置流量、压力和温度等测量仪表。
- 7.5.3 污水总进口和总出口应设置流量、压力和温度等测量仪表。
- 7.5.4 集水池、调节池、集泥池、集油池和污水脱水罐等，应设置液位测量及高低液位报警仪表。
- 7.5.5 水泵、鼓风机、压缩机和溶气罐等，应设置压力仪表。
- 7.5.6 中和设施宜设置 pH 值分析仪表。
- 7.5.7 生物处理构筑物宜设置溶解氧分析仪表。
- 7.5.8 监控池宜设置 pH 值、 $\text{COD}_{\text{Cr}}$  等分析仪表。
- 7.5.9 污水处理场仪表测量信号宜集中到控制室。
- 7.5.10 污水提升泵宜采取自动开停方式，加药泵宜采取自动调节方式。
- 7.5.11 间歇式活性污泥法（SBR）和交替式氧化沟宜采用程序控制器（PLC）控制。
- 7.5.12 各级构筑物或泵出口处应设置采样阀门，总进口或总出口应设水样自动采集器。

## 7.6 化验分析

- 7.6.1 污水预处理（局部处理）化验分析项目及分析频次，应根据处理对象确定。
- 7.6.2 污水处理场化验分析项目及分析频次的确定应满足下列要求：
- 1 总进水的 pH 值、油、 $\text{COD}_{\text{Cr}}$ 、 $\text{NH}_3\text{-N}$  及其它特殊污染物，应每班一次；
  - 2 总出水的 pH 值、油、 $\text{COD}_{\text{Cr}}$ 、 $\text{NH}_3\text{-N}$  应每班一次；
  - 3 二级生物处理构筑物进出水的 pH 值、 $\text{COD}_{\text{Cr}}$ 、TKN、碱度、 $\text{NH}_3\text{-N}$ 、SVI、MLSS、DO 等宜每天一次， $\text{BOD}_5$  宜每周一次。
  - 4 油污含水率、污泥含水率和滤液含固量等应根据生产需要确定。

## 7.7 生产及辅助建筑物

- 7.7.1 加药间的设计应符合下列要求：
- 1 加药间宜设置药剂堆放间；
  - 2 药剂堆放间的面积可按存放一个月用量计算；
  - 3 溶药箱的容积，宜按每天配药一次计算；
  - 4 投药方式宜采用计量泵；
  - 5 加药间地面、墙面应有防腐蚀措施；
  - 6 加药间宜设置通风设施和起吊运输设备。
- 7.7.2 化验室的设计应符合下列要求：
- 1 化验室宜设水分析室、污泥分析室、 $\text{BOD}_5$  分析室、生物室、天平室、仪器室、药品室和更衣室等；
  - 2 化验设备的配置应根据污水处理场规模和常规化验项目确定。
- 7.7.3 控制室的设计应符合下列要求：
- 1 控制室不宜与泵房、鼓风机房、污泥脱水机房合建；
  - 2 当设置有在线分析仪表分析室时，分析室与控制室之间应为防火隔墙且不得开设门窗；分析室

应设通风设施。

7.7.4 泵房、鼓风机房、压缩机房和污泥脱水机房，宜设置起吊设备。

7.7.5 供电系统应按二级负荷标准设计。

7.7.6 污水处理场宜设置更衣室、卫生间等辅助建筑物。

7.7.7 控制室、值班室应设置生产调度电话和行政电话，配电间和化验室应设置行政电话。

## 用词说明

对本规范条文中要求执行严格程度不同的用词，说明如下：

(一)表示很严格，非这样做不可的用词

正面词采用“必须”；

反面词采用“严禁”。

(二)表示严格，在正常情况下应这样做的用词

正面词采用“应”；

反面词采用“不应”或“不得”。

(三)对表示允许稍有选择，在条件许可时，首先应这样做的用词

正面词采用“宜”；

反面词采用“不宜”。

表示有选择，在一定条件下可以这样做，采用“可”。



中华人民共和国行业标准

# 石油化工污水处理设计规范

SH 3095-2000

条文说明

2000 北京

# 目 次

1	总则	23
3	水质、水量和系统划分	24
3.1	水质	24
3.2	水量	24
3.3	污水处理系统划分	24
4	污水预处理和局部处理	25
4.1	一般规定	25
4.2	炼油污水	25
4.3	化工污水	26
4.4	化纤污水	28
4.5	化肥污水	29
5	污水处理	30
5.1	格栅	30
5.2	调节与均质	30
5.3	中和	31
5.4	隔油	31
5.5	气浮	32
5.7	凝聚反应	32
5.8	生物膜法	32
5.9	活性污泥法	35
5.10	沉淀	36
5.11	厌氧法	36
5.12	过滤	36
5.13	监控池	37
6	污泥处理和污油回收	38
6.1	污泥量的确定	38
6.2	污泥输送	39
6.3	污泥浓缩	39
6.4	污泥脱水	40
6.5	污泥处置	40
6.6	污油回收	41
7	污水处理总体设计	42
7.2	污水处理流程	42
7.3	平面布置	42
7.4	高程布置	43
7.5	仪表及自动控制	43
7.6	化验分析	43
7.7	生产及辅助建筑物	43

## 1 总 则

1.0.3 根据国家《建设项目环境保护管理条例》(中华人民共和国国务院 第 253 号令)和国家环保总局关于建设项目环境保护管理的有关规定,污水处理工程设计应以批准后的可行性研究报告和环境影响报告书的结论为依据,必须严格执行。未经原批准机关同意,任何单位和个人不得擅自进行设计。

按照国家计划委员会颁发的《基本建设设计工作管理暂行办法》(国家计委 1983 年 10 月 4 日计设(1983)1477 号)规定,设计工作的基本任务是:要做出体现国家有关方针、政策,切合实际,安全适用,技术先进,经济效益好的设计,为我国社会主义现代化建设服务。据此,石化企业污水处理工程设计也应符合上述要求。

### 3 水质、水量和系统划分

#### 3.1 水质

3.1.1 本条规定了装置（单元）污水排入系统管网以及污水处理场总进口的水质标准。

根据国家环保总局关于建设项目环境保护管理的有关规定，要求建设项目必须认真执行污染物总量控制，要求从工艺、管理、综合防治，推行清洁生产等方面来控制 and 减少污染物的产生及排放。同时按照总则的要求，在石化企业实行全面规划，预处理、局部处理与集中处理相结合。再则，污水处理本身应视为生产装置，有其原料及产品的要求。据此，本条规定了系统管网和污水处理场总进水的的水质标准，应符合《石油化工给水排水水质标准》（SH3099-2000）和环境影响报告书的要求。

3.1.3 国家规定了行业污染物排放标准与国家综合排放标准不交叉执行的原则，由于石化行业的污染物排放标准正在制订尚未发布，目前仍只能执行《污水综合排放标准》（GB8978-1996）和地方的有关规定。

#### 3.2 水量

3.2.3 本条规定了设计污水量的确定方法。

1 本款系指污水处理工程的生产污水量设计值的确定方法。在以往的工厂设计中，往往是把各种不同时间出现的间断的污水量直接相加，作为设计小时间断污水量，这种把不同时间出现的间断污水量互相叠加的作法，加大了设计小时间断污水量，显然不合理。为了正确地确定设计小时间断污水量，应对各装置的生产情况、排水制度及分布时间逐一统计分析，必要时绘出排水变化曲线，计算出同时出现的小时排水之中最大一小时排水量。当有调节设施的情况下，设计生产污水量按最大小时连续污水量和间断污水量经调节后转为均匀小时污水量之和来确定。

3 污染雨水有两种计算方法，一种是按当地暴雨强度公式进行计算，计算结果一般偏大。另一种计算方法是按实际的经验统计出来的一种近似经验计算方法，即按降水深度 15~30mm 与污染区面积的乘积确定。

降水深度 15~30mm 的确定，直接关系到调节池的容积。为了做到既经济又能满足排水的环境要求，对全国几十个城市的暴雨强度进行分析，经 5min 初期雨水的冲洗，受污染的区域基本都已冲洗干净。5 min 降雨水深度大都在 15~30mm 之间，因此推荐设计选用 15~30mm 的降水深度。

4 未预见污水量指实际上发生而设计时未考虑或不可能确定的实际排水量，包括事故跑水、渗漏水等，经统计分析其水量可按各种系统总量的 15%~20%计。

#### 3.3 污水处理系统划分

3.3.1 炼油厂的生产污水一般只有一个系统，即含油污水系统。当污水的  $\text{NH}_3\text{-N}$  高于 100mg/l、 $\text{COD}_\text{Cr}$  高于 1200 mg/l 时，可将此部分的污水划为高浓度污水系统，其余生产污水则为低浓度污水系统。当需要污水回用时，可分为含油污水系统和含盐污水系统。其中，主要收集电脱盐装置等含盐量较高的含盐污水，处理后直接排放。其余的含油污水，经二级处理后回用。

## 4 污水预处理和局部处理

### 4.1 一般规定

4.1.1 根据《石油化工环境保护设计规范》(SH3024-95)中 4.2.13 条规定:含污染物浓度较高的污水,如含油、硫、氨、酚、氰各类有机物质和重金属等的污水;影响污水集中处理效果的污水,如含油乳化液、酸性污水、碱性污水等;对排水系统会造成腐蚀、淤塞的污水,如苯乙烯、环氧丙烷等装置的污水;温度过高影响污水处理或对排水管道有危害的污水,如电脱盐污水等,应进行预处理,不得稀释排放。经预处理后的污水水质应满足污水集中处理设施进水的水质要求。

《石油化工给水排水水质标准》(SH3099-2000)中 3.0.3 条明确要求,全厂性含油污水处理场的总进水水质应符合下列要求:

水温	≤40℃
pH 值	6~9
石油类	≤500mg/l
硫化物	≤20mg/l

据此,本条确定了石化企业应进行预处理或局部处理的几种主要污水,并推荐了处理方法。炼油厂一、二次深加工装置,如常减压、重油催化、延迟焦化、加氢裂化、加氢裂解、催化重整、双脱、气体分馏等塔顶油水、油气分离器排水及加氢精制装置高低压分离器排水,除含有很高的硫化物外,还含有较高的氨或氰。其中含硫含氨污水经汽提预处理后,既可以回收产品又可以为下级处理创造条件。经汽提回收处理后,硫化物可降至 50mg/l 左右,氨氮降至 80mg/l 左右;含氰污水经加高压水解后,氰化物可降至 10mg/l 左右。几套污水汽提加高压水解装置的设计实例如表 1:

表 1 几套污水汽提加高压水解装置的设计实例

装置名称	硫化物	氨氮	氰化物
35 t/h 污水汽提水解装置	300/10	3600/66	200/<10
80 t/h 污水汽提水解装置	6318/50	5259/300	55/1
15 t/h 污水加高压水解装置	625/100		864/34

注:表中单位(进水/出水)为 mg/l。

4.1.2 据资料介绍,人工切水的含油量高达 500~1000mg/l,甚至达 2500~10000mg/l。目前,各炼油厂储运罐区加装了二次自动脱水器后,效果明显。南京炼油厂加装二次自动脱水器后,轻油罐进料时切水含油量 15~20mg/l,静止后切水含油量<10mg/l;镇海炼化总厂炼油厂加装二次自动脱水器后,轻污油罐切水含油量 100~170 mg/l。

目前,不少炼油厂油品碱洗后不经水洗,油品在储油罐内沉降切水,切水中带有大量碱渣,对污水处理造成冲击。因此,要求此种污水应并入碱渣污水进行预处理。

4.1.3 化学水处理设施离子交换罐的反洗酸、碱废液,一般采用自身中和和辅助以石灰石中和或加碱中和方式处理,其 pH 值达 6~9 后排入清净废水系统。

### 4.2 炼油污水

4.2.1~4.2.3 根据《石油化工环境保护设计规范》(SH3024-95)4.2.2 条规定:“生产用水,应多次

利用、循环使用及回用，以减少污水的排放量”。目前，各炼油厂对焦化装置的冷焦水、切焦水、沥青成型污水和石蜡成型机的冷却水均采用循环使用，对酸性水经汽提处理后二次利用，效果不错。

4.2.4 电脱盐污水水温高且乳化较严重，含油量一般高达 1000mg/l，甚者大于 10000mg/l，直排对污水处理场影响很大。因此，宜经破乳除油预处理后排入全厂管网。对此，沧州炼油厂等曾做了试验研究，已进行了工业性处理装置，取得了很好的效果。

4.2.6 碱渣主要来自石油产品碱洗，被洗的产品不同，加工原油中硫含量不同，碱渣的性质和数量也不同。但是，总的来讲，各种碱渣的  $COD_{Cr}$  高达 10000mg/l，同时酚含量亦高，含游离碱也不少。碱渣中有大量表面活性剂，环烷酸钠就是强乳化剂，如果碱渣污水不经预处理而直接排入含油污水系统，将使污水严重乳化，直至破坏污水处理场的正常运行。故应对碱渣污水进行预处理。

①镇海石化厂，采用 SBR 法处理碱渣污水和汽提净化水混合水的工业试验效果显著： $COD_{Cr}$  由 8092~50551mg/l 减少至 400 mg/l 以下，出水  $COD_{Cr}$  值稳定在平均浓度小于 250 mg/l，去除率约为 93%； $NH_3-N$  含量由 38~57 mg/l 减少至 10 mg/l 以下，去除率保持在 90%。

②上海高桥石化炼油厂用水稀释碱渣。稀释比 1:9~1:10（碱洗废水：清水）混合废水，采用 SBR 法处理后， $COD_{Cr}$  由 2800~4300mg/l 减少至 400mg/l 以下，去除率大于 90%；挥发酚由 600~1000mg/l 减少至 20 mg/l 以下，去除率大于 99.97%；硫化物由 4~100 mg/l 减少至 15 mg/l 以下。

### 4.3 化工污水

4.3.1 杜邦专利技术—溶液法生产线性低密度聚乙烯装置，较其它工艺废水量大，污染物种类多，其中，倾析器溢流排污含脱活剂 800~1400mg/l、环乙烷 50mg/l、二甲苯 235mg/l 等污染物，需在装置内经反渗透等预处理后，再汇同本装置的其它生产废水—含溶解性固体的蒸汽发生器排污，含少量脱活剂的汽提塔水储槽排污，含约 50mg/l 环己烷及其它少量烃类的倾析器水包和一般受槽的排污，含微量烃及盐酸（pH 值 3~4）的聚结器和低沸塔回流罐的排污等工艺废水以及装置冲洗地面水，装置区初期雨水和经颗粒池处理后的挤压造粒单元切粒水等生产废水，经装置内油池或废水池处理后再排往污水场进一步处理。

#### 4.3.2 丁二烯抽提装置

1 以 N-甲基吡咯烷酮(NMP)为溶剂的丁二烯抽提装置

装置中主洗涤塔回流罐、后洗涤塔回流罐、丙炔塔回流罐和丁二烯塔回流罐排出的工艺废水中含烃浓度较高，不得直排集中污水处理场，必须在装置内进行脱烃预处理，否则将冲击集中污水处理场生化系统并污染大气环境。

上述工艺废水首先集中进入油水分离罐除去不溶于水的烃类物质，然后部分工艺废水回流到炔炔洗涤塔，部分工艺废水去氮气汽提塔进一步去除溶解在水中的烃类物质，汽提塔顶排出的含气气体进火炬焚烧处理，塔底废水可经简单隔油或直接排往集中污水处理场。

2 以二甲基甲酰胺(DMF)为溶剂的丁二烯抽提装置工艺废水排放点主要有 6 处：

a 洗胺塔底排水：水量约 0.3~0.4 t/t 丁二烯，水中含丁二烯 0.2%， $COD_{Cr}$  1000~2000mg/l，DMF 约为 300mg/l。

b 第一精馏塔回流罐排水：水量约 0.01t/h， $COD_{Cr}$  1000~2000mg/l。

c 溶剂精制塔回流罐排水：水量约 0.01t/h，DMF 一般控制在 0.5% 以下。

上述三点工艺排水可直接排入集中污水处理场。

d 溶剂精馏塔、e 蒸汽喷射泵、f 尾气冷凝液集液罐排出的工艺废水及装置年度检修污水 DMF 含量较高，有时达上千 mg/l，所以必须采取回收措施，不得直排。回收措施可采用集中回流到溶剂精制塔进行再精制的方法。若溶剂精制塔的处理能力有限，应单独考虑设置 DMF 污水回收塔，回收 DMF

后的废水 (DMF < 300mg/l) 才可汇同装置其它工艺废水 (洗胺塔底排水, 第一精馏塔回流罐排水、溶剂精制塔回流罐排水等) 排入集中污水处理场进一步处理。

### 3 以乙腈 (ACN) 为溶剂的丁二烯抽提装置

装置中各精馏塔、水洗塔排出的含乙腈工艺废水必须送回乙腈再生精馏塔回收乙腈, 不得直接排放。预处理后的废水中乙腈含量应控制在 150mg/l 以下, 方可排入集中污水处理场, 乙腈再生精馏塔冲洗水 (乙腈含量约 55mg/l、COD<sub>Cr</sub> 约 250mg/l) 可直接排入集中污水处理场。

#### 4.3.3 丁辛醇装置

以丙烯和羰基合成气为原料, 采用全低压生产技术, “分阶段操作”方式生产正丁醇、辛醇、异丁醇的丁辛醇装置排放的生产废水含丁醛、丁醇、辛醇、辛烯等多种有机污染物, COD<sub>Cr</sub> 有时高达  $10 \times 10^4$  mg/l, 废水排放量 18~29t/h, 其中密封罐排污、水汽提塔层析器排污、预精馏塔层析器排污、分批蒸馏层析器排污、废液中微量水分及火炬分液罐排污等六股高浓度有机污水 (水量: 5~7t/h, COD<sub>Cr</sub> 10000~40000mg/l) 必须进行预处理后方可排往集中污水处理场, 预处理一般采用集中贮存-蒸汽汽提法; 缩合系统层析器排放的稀废碱水, 主要含 NaOH、辛烯醛、丁醛等污染物 (水量: 2~4t/h, COD<sub>Cr</sub> 50000mg/l 左右, pH 值为 13), 可采用中和-回收辛烯醛或减压蒸发等方法; 装置区各物料泵导淋及开停泵排空排出的废液 (水量: 70kg/d 左右, COD<sub>Cr</sub> 高达一百万毫克/升以上) 必须及时进行物料回收以减少污染物的排放量。

#### 4.3.4 氯乙烯 (VCM) 装置

1 氧氯化法生产氯乙烯装置分为直接氯化 and 氧氯化催化合成二氯乙烷 (EDC) 以及二氯乙烷裂解生成氯乙烯 (VCM) 两大部分。

直接氯化 and 氧氯化生产二氯乙烷过程中产生的废水 (以  $8 \times 10^4$  t/a VCM 规模装置为例: 水量约为 3t/h; 水质: H<sub>2</sub>O 99.35wt, VCM 0.09wt, 盐 0.63wt, NaOCl 100mg/l, EDC 10mg/l, Cu<sup>++</sup> 1mg/l), 与废气 (液) 焚烧单元产生的废水、尾气洗涤塔产生的工艺废水、地面冲洗废水及装置区初期雨水等混合后 (以  $8 \times 10^4$  t/a VCM 规模装置为例: 水量约 5~10 t/h; 水质: H<sub>2</sub>O 99.70wt, Cl<sub>2</sub> 0.05wt, HCl 0.15wt, FeCl<sub>3</sub> 0.1wt, Cu<sup>++</sup> 1~10mg/l), 可采用集中-除铜-中和-汽提的方法进行预处理。

2 由于直接氯化 and 氧氯化反应过程需要用氯化铜作为催化剂, 因此废水中有时铜离子会超标, 需在汽提前去除铜离子, 除铜处理一般采用铁屑还原或添加吸收铜离子的絮凝剂等方法。

4.3.5 采用丙烯-氧氯化法生产的丙烯腈装置, 急冷塔下段排水, 采用沉降-焚烧处理后实现无害化处理; 回收塔塔釜排水, 采用四效 (或五效) 蒸发-汽提-H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> 氧化除氧预处理, 去除其中的有机物和氰化物等, 大部分返回本装置重复利用, 多余的少量污水排入污水管道系统。例如: 某  $5 \times 10^4$  t/a 丙烯腈生产装置, 急冷塔下段排出污水约 4.5t/h, 其中含丙烯腈约 0.3% (wt)、氰化氢约 0.3% (wt)、重组分 (丙烯腈及氰化氢的聚合物) 约 15% (wt), 以及少量催化剂粉末, 这股污水宜用沉降槽将催化剂粉末沉降下来后, 送焚烧炉高温 (900~1000℃) 烧却, 回收塔塔釜排出的污水水质为: COD<sub>Cr</sub> 约 15000mg/l, CN<sup>-</sup> 约 300 mg/l、丙烯腈约 20mg/l、氨氮约 30mg/l, 采用四效 (或五效) 蒸发-汽提-H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>-氧化除氧预处理后, 大部分返回装置重复利用, 只有约 3.5~5t/h 的污水经管道送入集中的污水处理场处理。

4.3.6 己内酰胺装置中以炼油厂干气为原料制氢单元排放的工艺冷凝液中有较高浓度的氨和甲醇, 如  $1.3 \times 10^6$  Nm<sup>3</sup>/h 的制氢装置排出的冷凝液约 11m<sup>3</sup>/h, 其中含氨约 600~700 mg/l, 二氧化碳约 2000mg/l, 甲醇约 500~700mg/l, 宜采用汽提法预处理, 并回收利用; 从环己烷氧化单元排出的污水含有浓度较高的醇、酮、环己烷和其它组分, 该股污水大部分循环使用, 多余部分与环己酮肟化单元排出的污水 (含甲苯、酮及微量的脞) 一起经过汽提法预处理。汽提出的物料返回工艺系统回收利用。

4.3.7 ABS 树脂装置排出的污水, 除酸性有机废水采用中和法预处理外, 其余均为含有较高悬浮物的有机废水, 这些悬浮物直接排出易引起管道的沉渣堵塞, 故应采用均质-加压溶气气浮法预处理。

4.3.8~4.3.9 丁腈橡胶、丁苯橡胶装置排出的污水含有较多的未完全聚合的乳胶颗粒, 细胶颗粒等, 容易造成管道堵塞, 宜采用澄清、絮凝、加压浮选法预处理。

4.3.10 顺丁橡胶装置挤压等单元排出的污水含有较多的氟(约 200~300 mg/l)和微量的镍, 可采用石灰石沉淀法预处理, 使出水中的氟、镍含量得到有效的处理。

4.3.11 生产三元乙丙橡胶装置的冷凝、挤压、干燥单元排出的污水中含钒约 40~50 mg/l, Cl<sup>-</sup>约 360~610 mg/l, 宜采用投加石灰的中和法预处理, 一般投加 CaO 约 0.2~0.3 g/l, 可使出水中钒含量小于 0.1 mg/l, pH 值 6.6~8.8。

4.3.12 PTA 装置排出的含 TA 废水, 同时含极高的 COD<sub>cr</sub>(一般为 5000~9000 mg/l), 通常采用调节、TA 沉淀的预处理, 然后, 采取厌氧或好氧生物处理。

#### 4.4 化纤污水

4.4.1 目前国内聚酯装置采用的工艺路线一般为酯交换法和直接酯化法。

连续酯交换法是以对苯二甲酸二甲酯(DMT)和乙二醇(EG)为原料, 通过酯交换, 连续缩聚生成聚对苯二甲酸乙二醇酯, 即聚酯(PET)。污水中主要的化学组分为甲醇(MA)、乙二醇(EG)及醛类化合物, pH 值一般 6~8, COD<sub>cr</sub>为 2000~3000mg/l, 且具有较好的可生化性, 因此可采用生物处理方法作为预处理。

直接酯化法是直接以精对苯二甲酸(TPA)和乙二醇(EG)为原料, 连续直接酯化, 连续缩聚反应生成聚对苯二甲酸乙二醇酯, 即聚酯(PET)。污水主要成分为乙二醇(EG)和低聚物, pH 值均在 3.5~4.5, COD<sub>cr</sub>一般小于 500 mg/l, 因此预处理可采用碱中和法。

4.4.2 涤纶纺丝装置的污水中主要成分为油剂(阴离子和非离子型表面活性剂), 浓度约为 1000~2500mg/l。当回收油剂时, 宜采用超滤法预处理。超滤膜过滤器对油剂的回收率约为 80%, 回收油剂浓度约 15%~20%, 可用作洗涤剂。根据应用实践, 超滤器的运行参数控制值为: 进水压力不应小于 0.25MPa; 进水温度不应高于 45℃; 进水 pH 值应控制在 4~9; 超滤器内的流速不应小于 4m/s; 平均透水率为 60~80 L/m<sup>2</sup>·h。

当不回收油剂时, 宜采用混凝-气浮法预处理。混凝-气浮法适用于进水油剂浓度在 2000mg/l 以下的污水。流程中一般设破乳反应池、凝聚池<sub>(1)</sub>、凝絮池<sub>(2)</sub>和气浮池。实践表明, 它对涤纶纺丝油剂污水中的 COD<sub>cr</sub>、BOD<sub>5</sub>和油剂的去除率达 90%以上, 表 2 为有关参数的参考值:

表 2 混凝-气浮法设计参考值

控制参数 \ 进水油剂浓度 (mg/l)	400	1200	1600	2000	2500
破乳剂 Ca(OH) <sub>2</sub> 投加量 (mg/l)	200	300	600	800	1000
凝聚剂聚合氯化铝投加量 (mg/l)	60	120	180	200	200
助凝剂聚丙烯酰胺投加量 (mg/l)	1	2	2	2	2
溶气罐压力 (MPa)	0.3	0.4	0.5	0.5	0.5
溶气水回流比 (%)	50	100~120	150~180	150~180	150~180

4.4.3 腈纶生产装置

1 腈纶干法纺丝装置聚合工段的污水中悬浮物含量较高, 一般大于 500 mg/l, 对生物处理影响较大, 应进行预处理。

2 湿法纺丝工艺(包括一步法和二步法)都是以丙烯腈等作原料、以硫氰酸钠作溶剂, 纺丝工段



和回收工段排出的污水中含丙烯腈和硫氰酸钠浓度较高，它们对集中生物处理系统影响较大，应先行预处理。

上海金山石化腈纶厂和上海高桥石化化工二厂腈纶装置均为湿法纺丝一步工艺，污水中丙烯腈浓度约为 200 mg/l，硫氰酸钠浓度约为 40 mg/l。采用塔式生物滤池进行预处理，丙烯腈的去除率可达 98~99%， $COD_{Cr}$  去除率为 59%， $BOD_5$  去除率为 65%。由于丙烯腈在生物降解后生成氨氮，使出水氨氮从处理前的 18 mg/l 增至 30 mg/l 以上，而硫酸盐和亚硫酸盐增加很少。

安庆石化腈纶厂为湿法纺丝二步工艺，污水中丙烯腈浓度约为 150mg/l，硫氰酸钠浓度高达 500mg/l，采用生物接触氧化法进行预处理，硫氰酸钠的去除率可达 90%，丙烯腈的去除率可达 98%。

#### 4.5 化肥污水

##### 4.5.1 合成氨装置

1  $30 \times 10^4$  t/a 合成氨装置变换单元排出的工艺冷凝液约 40~50t/h，其中含氨氮约 500~800mg/l、甲醇约 250~400mg/l、 $COD_{Cr}$  约 600~1000mg/l；脱碳单元  $CO_2$  气体冷凝液约 3~5t/h，其所含主要污染物与变换工艺冷凝液相同，仅数值有些差异；合成单元氨、氢压缩机气体入口和段间冷凝液约 1~2t/h，其所含的主要污染物为氨氮。这些排水均应经预处理回收物料后再行处理。

2 以渣油为原料的  $30 \times 10^4$  t/a 合成氨装置碳黑回收单元排放污水约 15~20t/h，其中含有污染物种类和数量与原料渣油中含有杂质品种和数量及生产用水的水质情况有关。以乌鲁木齐石化总厂一化肥为例，此股水的水质为：氨氮约 600~800mg/l、 $COD_{Cr}$  约 700~1000mg/l、 $BOD_5$  约 30~50mg/l、SS 约 40~80mg/l、CN 约 10~12mg/l、 $Ca^{++}$  约 700 mg/l、 $Mg^{++}$  < 700 mg/l、Ni 约 15 mg/l、V 约 2 mg/l。为满足生物处理要求，必须选用适当方法进行预处理后，方可排入工厂污水管道系统。

##### 4.5.2 尿素装置

氨和二氧化碳反应生产尿素过程中同时要生成水、理论上生产 1 吨尿素产生 300kg 水。实际生产过程中，真空系统喷射蒸汽及一些冲洗蒸汽和洗涤水也进入系统，因此，实际生产 1t 尿素排放工艺冷凝液为 500~530kg 水，日产 1740t 尿素排放工艺冷凝液约 36~38.5t。其中含有的污染物为：氨约 4%~6% (wt)、二氧化碳约 1.5%~3% (wt)、尿素约 1%~1.5% (wt)。此股污水应预处理同时回收物料。

## 5 污水处理

### 5.1 格栅

5.1.1 一般在污水处理前设置格栅，其作用是防止提升泵和处理构筑物或设备以及管道的堵塞或磨损，使后续处理顺利进行。随着操作水平的提高和国产机械格栅的成熟，本条规定大中型石化企业宜采用机械格栅。

### 5.2 调节与均质

5.2.1 调节设施的主要功能是为了对非周期性变化的、突发性的超质、超量污水和年度大检修期间排放的高浓度污水进行分流储存，并逐步地将上述两股储存的水加入处理系统中进行处理。

石油化工联合装置是由多个装置、千百台设备所组成。在运行过程中难免有局部单元或设备发生故障或损坏，导致物料的外泄及设备清洗，造成高浓度污水外排。如果这部分水直接进入污水处理场，必将影响除油效果和导致生物处理效率降低，甚至将微生物杀死，造成污泥上翻、流失等严重事故。另外，石油化工联合装置在大检修期间，也将有大量高浓度污水外排。对这些污水如果按瞬时量处理，无论是从经济上或技术上均不合理的。最好的办法是设立调节设施，将上述污水储存起来，逐步将储存的水处理掉。关于调节设施的容积经过对各厂调节容量、调节时间和调节效果的情况调查，并经反复讨论、研究，提出了本条的推荐意见。

5.2.2 石油化工企业的水质、水量变化是经常的和必然的。这与装置组成和工艺操作条件有关。在正常运行情况下，各装置及设备均有一定的排污规律，这些不同的规律组成水质、水量周期性变化的特点。图1是一组石油化工污水 COD<sub>Cr</sub> 值的实际测定值。从图1中可以看出，最大变化幅度可达 2.96~3.8 倍，而且水质一直处于变化状态。对生物处理来讲，难以适应这么大的变化幅度。设置均质设施，是有效的消减变化幅度、均衡水质的手段之一。

因此，本条确定需要设置均质设施，均质时间按排污规律和变化周期确定，一般推荐为 8~24h。均质的方法有机械搅拌、鼓风搅拌、提升回流搅拌或流态搅拌等。

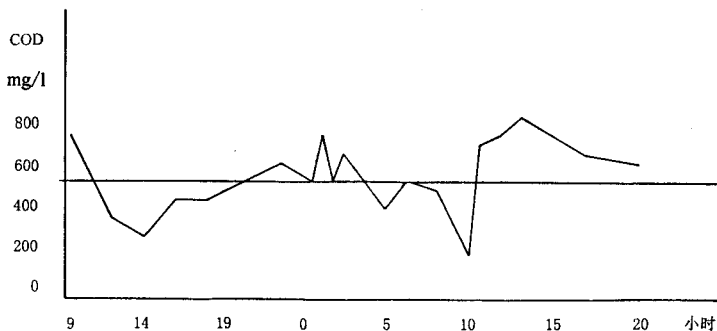


图 1

5.2.3 为便于不停产进行维护或检修,调节均质设施不宜少于2个。由于含油污水在静止或轻微搅动的情况下,因重力分离会使油污浮到水表层,因此,在调节、均质设施内宜设收油设施。

5.2.4 本条规定是为了消除和减轻油气挥发产生二次污染。

### 5.3 中 和

5.3.1~5.3.2 本节规定了酸碱污水的中和处理方法及中和池容积的确定。因为中和法设备简单、占地少,可实现自动化控制。对于事故状态突发性超标污水,可做到及时调整,以保障生物处理的长周期稳定运行。

### 5.4 隔 油

5.4.1 根据国内运行经验及国外资料介绍,提升污水最好用容积式泵,避免用离心泵,因为后者会使油珠形成水包油的乳化液或使油珠粒径变小。据国内研究单位试验表明:经离心泵提升搅拌,直径 $40\mu\text{m}$ 以下的油珠粒径由34%上升为66%。故规定需要提升时宜采用容积式泵。

5.4.2 国内外生产实践表明:平流隔油池可去除粒径 $150\mu\text{m}$ 以上的油珠。表3是国外某炼油厂的运行资料。

表3 国外某炼油厂平流隔油池运行资料

油珠粒径 ( $\mu\text{m}$ )	隔油池去除率 (%)
>150	100
120~150	83
90~120	75
60~90	64
30~60	43
<30	23

1~2 根据国内多年生产运行经验,并参照国外资料,当停留时间为1.5~2.0h时,按照油珠浮升速度计算,粒径 $150\mu\text{m}$ 的油珠能浮升至水面。因此,规定污水在平流隔油池的停留时间宜为1.5~2.0h,水平流速采用2~5mm/s。国内有关运行资料见表4。

表4 平流隔油池去除浮油资料

项 目		资料来源			
		北京某厂	山东某厂	江苏某厂	本规范
含油量 (mg/l)	进 口	100~1000	1781	300~1200	
	出 口	20~200	226	100	
停留时间 (h)		2	1.4~2.4	1.4~2.4	1.5~2
水平流速 (mm/s)		3	2.3~3.9	2.3~3.9	2~5

3 为了保证水的流态良好规定了池子的长宽比，为了满足收油设备的要求规定了池子宽度。

4 池子有效水深过大，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应大于 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。刮泥机移动速度应在最低限度影响水流流态条件下刮移污泥。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。

7 考虑集油管要求水平安装，串联不宜过长，串联过长不利于油在集油管内流动。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。

#### 5.4.3 规定斜板隔油池的设计参数和要求。

本条系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订。斜板隔油池对粒径 80 $\mu$ m 以上油珠的去除率达 83.3%（体积去除率为 44.8%）。国外某炼油厂运行资料见表 5。

表 5 国外某炼油厂运行资料

油珠粒径 ( $\mu$ m)	波纹斜板隔油池去除率 (%)
>150	100
120~150	100
90~120	100
60~90	94
30~60	81
<30	49

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 0.6~0.8 $m^3/(m^2 \cdot h)$ 。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 与 40mm 相比，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 1.5~2.0m，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，它具有不沾油、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。

5.4.5 寒冷地区气温低，油的粘度增大，易凝固成块，加热可增加油的流动性，便于收油。

5.4.6 根据国内炼油厂多年的运行经验，隔油池应设蒸汽消防设施。

## 5.5 气 浮

5.5.2 气浮处理的常用方法有：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、叶轮流气浮等。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。

## 5.7 凝 聚 反 应

5.7.1 凝聚反应是指水中杂质微粒和混凝剂混合后，反应形成较大絮凝体（即矾花、绒粒或絮状物）的过程。结合石油化工企业的特点，气浮除油和絮凝沉淀之前设置的凝聚反应设施多采用机械式凝聚反应方式。凝聚反应阶段的主要任务是，创造适当的水力条件，使药剂与污水在混合后所产生的微絮凝体，以较短的时间凝聚成具有良好物理性能的絮凝体，并具有足够大的粒度（0.6~1.0 mm）、密度（接近或明显大于 1g/L）和强度（不易破碎）；从而保证气浮的处理效果。

5.7.2 凝聚反应池内机械反应机，一般设 1~2 级。因为气浮所需要的絮凝体的粒度和密度小于一般沉淀所要求的絮凝体。其所要求的反应速度梯度从 0.5m/s 逐渐降至 0.2m/s 即可。

## 5.8 生 物 膜 法

5.8.1 对多个厂家实际运行情况的调查表明：水中的含油量不但影响填料挂膜及生物膜性能，且严重影响池面的表现，积累性的后果直接影响出水水质，还带来很大的维护工作量。根据生物处理设施维持正常运行所能承受的能力，以及众多厂家实际运行的经验，本条规定进生物处理的污水含油量不应大于 20mg/l。

5.8.2 一般给出容积负荷与去除率，两者紧密相关。但由于石化污水种类多，性质差异很大，本条根据实际应用的成熟资料，给出了不同应用场合的容积负荷（投配）值，去除率要根据实际污水的试验值或参照同类污水的实测资料确定。

5.8.4 生物接触氧化池用于脱碳并硝化时，其组合形式有两种：脱碳及硝化混合工艺和脱碳及硝化分级工艺。两种工艺计算曝气池容积是不同的，前者是将脱碳和硝化部分分别计算，所需曝气池的容积选其大者；后者虽然也是将脱碳和硝化部分分别计算，但所需曝气池的容积是两个计算结果之和。

5.8.5 参照《室外排水设计规范》GBJ14-87 制定。

5.8.6 填料高度的规定，是考虑到填料的承压、安装稳固、布置均匀和防堵塞等因素确定的。

5.8.7 由于生物接触氧化池内生物量较多，处理负荷高，可控制池内溶解氧为大于 2.0mg/l。

5.8.8 目前国内常用的填料有以聚乙烯、聚丙烯或环氧玻璃钢等为原料制作成的不同孔径的蜂窝填料，各种形状、不同孔径的散装填料以及纤维束编制而成的填料（硬性、软性、半软性或组合型等）。本条提出了选择填料的原则要求。

5.8.9 表 6 为国内石油化工企业塔式生物滤池实际运行的实例。由于运行数据比较离散，故本条规定由实验或参照污水处理场的实际运行资料确定。

5.8.11 国内塔式生物滤池采用的填料多数为塑料制品，由于这些制品承压强度受到一定限制，为确保强度要求同时保证布水的均匀性和防止堵塞，填料应分层放置。一般认为每层填料的厚度 $\leq 2.5\text{m}$ ，可保证填料的完好。

5.8.12 根据石油化工企业应用塔式生物滤池的实例，其高径比：上海石化腈纶厂为 5.5:1；长岭炼油厂为 6.8:1；茂名石油工业公司润滑油装置为 4:1；茂名石油工业公司炼油厂为 5.3:1；荆门石油化工总厂为 3.375:1。分析各厂的运行实况，推荐高径比为 6~8:1。

表6塔式生物滤池应用实例

项目	实验或应用单位		上海石化总厂 腈纶厂		湖 长 炼 油 厂		南 岭 厂		福 三 化 工 厂		大 石 油 七 厂		茂 名 石 油 化 工 公 司 炼 油 厂		天 津 卫 津 化 工 厂		北 京 维 尼 纶 厂			
	污水类型	含碱、硫、 油废水	含氟废水	含氟、碱、 油废水	含氟废水	含氟废水	含氟废水	含氟废水	含氟废水	含氟废水	含氟废水	含氟废水	含氟废水	含氟废水	含氟废水	含氟废水	含氟废水	含氟废水	含氟废水	
处理水量 (m <sup>3</sup> /h)	450	60	1500	1500	1500	1500	1500	1500	1500	1500	1500	1500	1500	1500	1500	1500	1500	1500	262	
进水 COD <sub>cr</sub> (mg/l)	835	813	CN <sup>+</sup> 6.01~13.42	CN <sup>+</sup> 6.01~13.42	CN <sup>+</sup> 6.01~13.42	CN <sup>+</sup> 6.01~13.42	CN <sup>+</sup> 6.01~13.42	CN <sup>+</sup> 6.01~13.42	CN <sup>+</sup> 6.01~13.42	CN <sup>+</sup> 6.01~13.42	CN <sup>+</sup> 6.01~13.42	CN <sup>+</sup> 6.01~13.42	CN <sup>+</sup> 6.01~13.42	CN <sup>+</sup> 6.01~13.42	CN <sup>+</sup> 6.01~13.42	CN <sup>+</sup> 6.01~13.42	CN <sup>+</sup> 6.01~13.42	CN <sup>+</sup> 6.01~13.42	CN <sup>+</sup> 6.01~13.42	甲醛 123.7
出水 COD <sub>cr</sub> (mg/l)	432	611	CN <sup>+</sup> 0.44~1.78	CN <sup>+</sup> 0.44~1.78	CN <sup>+</sup> 0.44~1.78	CN <sup>+</sup> 0.44~1.78	CN <sup>+</sup> 0.44~1.78	CN <sup>+</sup> 0.44~1.78	CN <sup>+</sup> 0.44~1.78	CN <sup>+</sup> 0.44~1.78	CN <sup>+</sup> 0.44~1.78	CN <sup>+</sup> 0.44~1.78	CN <sup>+</sup> 0.44~1.78	CN <sup>+</sup> 0.44~1.78	CN <sup>+</sup> 0.44~1.78	CN <sup>+</sup> 0.44~1.78	CN <sup>+</sup> 0.44~1.78	CN <sup>+</sup> 0.44~1.78	CN <sup>+</sup> 0.44~1.78	甲醛 12.4
去除率 (%)	48.3	24.8	CN <sup>+</sup> 75.08~89.52	CN <sup>+</sup> 75.08~89.52	CN <sup>+</sup> 75.08~89.52	CN <sup>+</sup> 75.08~89.52	CN <sup>+</sup> 75.08~89.52	CN <sup>+</sup> 75.08~89.52	CN <sup>+</sup> 75.08~89.52	CN <sup>+</sup> 75.08~89.52	CN <sup>+</sup> 75.08~89.52	CN <sup>+</sup> 75.08~89.52	CN <sup>+</sup> 75.08~89.52	CN <sup>+</sup> 75.08~89.52	CN <sup>+</sup> 75.08~89.52	CN <sup>+</sup> 75.08~89.52	CN <sup>+</sup> 75.08~89.52	CN <sup>+</sup> 75.08~89.52	CN <sup>+</sup> 75.08~89.52	
进水 BOD <sub>5</sub> (mg/l)	482																			
出水 BOD <sub>5</sub> (mg/l)	229																			
去除率 (%)	52.5																			
BOD <sub>5</sub> 负荷 [kgBOD <sub>5</sub> /(m <sup>2</sup> ·d)]	3	COD <sub>cr</sub> 1.54	CN <sup>+</sup> 0.7	CN <sup>+</sup> 0.7	CN <sup>+</sup> 0.7	CN <sup>+</sup> 0.7	CN <sup>+</sup> 0.7	CN <sup>+</sup> 0.7	CN <sup>+</sup> 0.7	CN <sup>+</sup> 0.7	CN <sup>+</sup> 0.7	CN <sup>+</sup> 0.7	CN <sup>+</sup> 0.7	CN <sup>+</sup> 0.7	CN <sup>+</sup> 0.7	CN <sup>+</sup> 0.7	CN <sup>+</sup> 0.7	CN <sup>+</sup> 0.7	CN <sup>+</sup> 0.7	
水力负荷[m <sup>3</sup> /(m <sup>2</sup> ·d)]			75	75	75	75	75	75	75	75	75	75	75	75	75	75	75	75	75	140
通风形式		自然或机械均可	自然	自然	自然	自然	自然	自然	自然	自然	自然	自然	自然	自然	自然	自然	自然	自然	自然	自然
塔直径(m)		4.2	8×8	8×8	8×8	8×8	8×8	8×8	8×8	8×8	8×8	8×8	8×8	8×8	8×8	8×8	8×8	8×8	8×8	3.7×7.2
塔高(m)		23.25	21.885	19.5	19.5	19.5	19.5	19.5	19.5	19.5	19.5	19.5	19.5	19.5	19.5	19.5	19.5	19.5	19.5	22
填料		玻璃钢或纸蜂窝 φ19 mm 或 φ25mm	纸蜂窝φ18 mm	纸蜂窝φ18 mm	纸蜂窝φ18 mm	纸蜂窝φ18 mm	纸蜂窝φ18 mm	纸蜂窝φ18 mm	纸蜂窝φ18 mm	纸蜂窝φ18 mm	纸蜂窝φ18 mm	纸蜂窝φ18 mm	纸蜂窝φ18 mm	纸蜂窝φ18 mm	纸蜂窝φ18 mm	纸蜂窝φ18 mm	纸蜂窝φ18 mm	纸蜂窝φ18 mm	纸蜂窝φ18 mm	塑料立体波纹板
备注		6座塔	3座塔 进水温度 50℃ 出水温度 <32℃ 冷却型塔滤	2座塔 进水先经隔油砂滤后进塔滤污 水含盐量在 12000~15000mg/l	2座塔 污水先经隔油砂滤后进塔滤污 水含盐量在 12000~15000mg/l	2座塔 污水先经隔油砂滤后进塔滤污 水含盐量在 12000~15000mg/l	2座塔 污水先经隔油砂滤后进塔滤污 水含盐量在 12000~15000mg/l	2座塔 污水先经隔油砂滤后进塔滤污 水含盐量在 12000~15000mg/l	2座塔 污水先经隔油砂滤后进塔滤污 水含盐量在 12000~15000mg/l	2座塔 污水先经隔油砂滤后进塔滤污 水含盐量在 12000~15000mg/l	2座塔 污水先经隔油砂滤后进塔滤污 水含盐量在 12000~15000mg/l	2座塔 污水先经隔油砂滤后进塔滤污 水含盐量在 12000~15000mg/l	2座塔 污水先经隔油砂滤后进塔滤污 水含盐量在 12000~15000mg/l	2座塔 污水先经隔油砂滤后进塔滤污 水含盐量在 12000~15000mg/l	2座塔 污水先经隔油砂滤后进塔滤污 水含盐量在 12000~15000mg/l	2座塔 污水先经隔油砂滤后进塔滤污 水含盐量在 12000~15000mg/l	2座塔 污水先经隔油砂滤后进塔滤污 水含盐量在 12000~15000mg/l	2座塔 污水先经隔油砂滤后进塔滤污 水含盐量在 12000~15000mg/l	2座塔 污水先经隔油砂滤后进塔滤污 水含盐量在 12000~15000mg/l	2座塔 污水先经隔油砂滤后进塔滤污 水含盐量在 12000~15000mg/l

## 5.9 活性污泥法

5.9.1 曝气池在实际运行时,应根据水质、水量的变化,供气量和出水水质等实际情况,有可能需要改变曝气池的运行方式。因此,设计时应从布置、配管等方面考虑能灵活调整为按两种或两种以上方式运行。

5.9.2 有关石化行业曝气池的计算公式和主要设计数据,一般参照市政行业较成熟的经验和通过实际生产试验的数据来确定。曝气池的有效容积计算需要  $BOD_5$  的浓度值,当无  $BOD_5$  浓度测定数据时,可按  $BOD_5/COD_{Cr}=0.4$  计算。

5.9.6 氧化沟是国内外应用较普遍的污水处理构筑物之一。它具有的优点为:处理出水水质好、运行稳定、剩余污泥量少、基建费用低、动力消耗少、运行管理简单。但占地面积较大。

1 氧化沟采用转刷曝气器时其有效水深一般为 0.9~2.5m,采用转碟曝气器时其有效水深可为 2.5~4.0m。

氧化沟内水流速度是为了保证活性污泥处于悬浮状态,国内外普遍采用沟内平均流速为 0.25~0.35m/s,本条规定不宜低于 0.3 m/s。

2 氧化沟的曝气装置大多采用转碟、转刷和表面曝气机。转碟、转刷的运行方向可与水流方向相同,而表面曝气叶轮只能安装在沟的端头,运行时虽然提升高度高于转碟和转刷,但与水流方向有些不同,干扰了水流方向的正常运行。

5.9.7 本条规定了 A/O 生物处理曝气池的设计要求。

1 根据 A/O 生物处理曝气池的实际运行试验,  $NH_3-N$  污泥负荷可按 0.03~0.06kg/(kg·d) 设计。

2 在 A/O 生物处理过程中,由于好氧硝化作用,每氧化 1mg 的  $NH_3-N$  约需消耗碱度 7.2mg (以  $CaCO_3$  计);每去除 1mg 的  $BOD_5$  可产生碱度 0.1mg (以  $CaCO_3$  计)。由于缺氧反硝化作用,每还原 1mg 的  $NH_3-N$  约生成碱度 3mg (以  $CaCO_3$  计)。如果曝气池内碱度不够时,将抑制微生物的生长。曝气池混合液的剩余碱度在 100mg/l 时, pH 值可维持在 7 左右。

剩余碱度直接下式计算:

$$W = W_1 - 7.2 (L_{Na} - L_{Ni}) + 0.1 (L_a - L_t) + 3.0 \Delta N \quad (1)$$

式中  $W$ ——剩余碱度 (mg/l);

$W_1$ ——进水碱度 (mg/l);

$L_{Na}$ ——进水  $NH_3-N$  浓度 (mg/l);

$L_{Ni}$ ——出水  $NH_3-N$  浓度 (mg/l);

$L_a$ ——进水  $BOD_5$  浓度 (mg/l);

$L_t$ ——出水  $BOD_5$  浓度 (mg/l)。

3 本款规定了好氧曝气池在用于脱碳和硝化时,其有效容积的计算和确定。

## 5.9.8

1 由于 SBR 工艺为间歇运转的特殊性,连续流动活性污泥法中许多参数和概念在这里或失去意义或需要作必要的改动。按污泥负荷计算曝气池有效容积公式应为:

$$V = \frac{24L_j \cdot Q}{1000e \cdot F_w \cdot N_w \cdot f} \quad (2)$$

式中  $V$ ——有效容积 ( $m^3$ );

$L_j$ ——进水  $BOD_5$  (或  $NH_3-N$ ) 浓度 (mg/l);

$Q$ ——设计流量 ( $m^3/h$ );

$F_w$ —— $BOD_5$  (或  $NH_3-N$ ) 污泥负荷 (kg/kg·d);

$N_w$ ——池内混合液悬浮固体平均浓度 (g/L);

$e$ ——每日曝气时间所占比例系数, 一般为 0.5~0.75;

$f$ ——混合液悬浮固体挥发系数, 可取为 0.7。

显然上式与按普通污泥负荷计算容积公式主要差异发生在系数  $e$ 。因为在 SBR 工艺中反应池的活性污泥在曝气时间之外的沉淀、闲置和进水(无搅拌作用或不曝气情况下), 并没有与水中有机物充分混合反应。所以在计算有效容积时, 应该增加满足沉淀、闲置和进水所需要的容积。同样, 按容积负荷计算时亦如此。

2 间歇式活性污泥法(SBR)是污水进入曝气池后, 按时间顺序进行进水、反应(曝气)、沉淀、出水、待机(闲置)等基本操作, 从污水进入开始到待机时间结束称为一个周期, 这种操作周而复始地进行, 从而达到不断进行污水处理之目的。因此, SBR 工艺不需要设置二次沉淀池和污泥回收系统。为此, 运行宜采用自动控制方式;

3 当需要脱氮时, 池内水体应有一定流动性, 所以宜设置液下搅拌或推流设施。

## 5.10 沉 淀

5.10.4 沉淀池仅设一座的实例: 上海石化总厂涤纶厂污水处理场引进的 $\phi 17\text{m}$  沉淀池仅一座; 丙烯腈厂腈纶污水处理场引进 $\phi 12\text{m}$  沉淀池也是仅一座。其中的刮泥机都是引进的, 运行情况良好, 即便刮泥机出现小故障, 可以采取应急措施, 检修后继续正常运行。

## 5.11 厌 氧 法

5.11.1 氢离子浓度与微生物的生存有密切关系。每种微生物可在一定的 pH 值范围内活动。它们的最适宜的 pH 值是有差别的。微生物细胞对被处理物质的吸收, 也受介质 pH 值的影响。在不同的 pH 值条件下, 某种被处理物质在溶液中存在的形式是不同的, 如以乙酸为例, 当其在  $\text{pH} < 7$  的溶液中, 呈分子状态存在; 当  $\text{pH} > 7$  时, 以离子状态存在。细菌细胞壁是一种半透明膜, 它可以通过乙酸分子而不能通过乙酸离子。这样, pH 值就直接影响到微生物细胞对某些被处理物质的吸收作用。因此, 厌氧池硝化液中 pH 值适应范围大致在 6.5~7.8。

厌氧生物处理的反应过程一般经历两个阶段: 产酸阶段(氢发酵阶段)和产气阶段(甲烷发酵阶段)。在产酸阶段常有大量氢产生, pH 值呈下降趋势(一般 pH 值可达 6)。在产气阶段由于分解的产物氢增多, 致使有机物得到中和, pH 值随之回升, 造成有利于甲烷菌生长繁殖的弱碱性环境。最佳 pH 值为 7.2~7.5, 有机酸应不超过 2000mg/l (以醋酸计), 碱度亦不应超过 5000 mg/l (以  $\text{CaCO}_3$  计), 最佳范围为 2000~3000 mg/l。

5.11.2 温度和有机物的厌氧分解过程有密切关系, 在厌氧生物处理中不同的温度范围内有着不同类型的微生物活动着, 它们根据各自的生理特性和生活要求都有着—个适宜的温度范围, 适宜于中温细菌生长繁殖的主要有马氏甲烷球菌, 适宜温度范围为 33~37℃, 这种中温发酵方式一般需人工加热, 为此, 中温发酵的运行管理要求较高、亦较复杂。

## 5.12 过 滤

5.12.2 机械过滤(以石英砂和无烟煤为滤料)是常用的成熟技术, 故作为首选推荐形式。纤维球滤料是近些年来发展起来的, 据初步调查, 其技术日趋成熟, 故建议作为可选用型; 活性炭过滤用于水的深度处理, 是一项比较成熟的技术。为此, 提出宜根据出水水质要求, 为进一步去除水中特殊的污染物, 选用不同性能的活性炭滤料进行深度过滤处理; 核桃壳滤料是近几年发展起来的, 但一些厂家产品样本中提出的处理效果数据, 尚需进一步验证, 故推荐可用于去除石油类。



### 5.13 监控池

- 5.13.1 为保证污水处理后水的合格排放，设置监控池以防止污水直接外排而导致污染环境。
- 5.13.2 由于监控池内一般不设置污水处理工艺设备，且油等污染物易在池内聚集，故池容不宜过大；但当监控池兼有缓冲、均质功能时，池容可增大。
- 5.13.3 为了便于操作运行和控制不合格污水的再处理，规定出水管上应设切换阀。
- 5.13.4 稳定塘属于生物处理设施，石油化工企业一般把稳定塘作为污水后处理设施，所以用稳定塘可代替监控池。

## 6 污泥处理和污油回收

### 6.1 污泥量的确定

6.1.1 污泥量应根据污水量、进水悬浮物含量、出水悬浮物含量计算，该污泥大部分为自然沉降的油粒（相对密度大于1）、泥、渣、灰等，沉淀性能较好。

浮渣量来自气浮池或破稳池。在处理过程中，投入了一定量的混凝剂或破稳剂，凝聚了污水中的油粒和杂质。因此在浮渣中含有较多的油类和化学药剂，计算时除考虑悬浮物外，应考虑加入的药剂剂量。

6.1.2 剩余活性污泥量决定于BOD的去除量。其量可由下式计算：

$$\Delta S = aL_r - bS_v \quad (3)$$

式中  $\Delta S$ ——增长的活性污泥量 (kg/d)；

$L_r$ ——被去除的BOD<sub>5</sub>量 (kg/d)；

$S_v$ ——曝气池混合液中挥发性固体重量 (kg/d)；

$a$ ——污泥的生长系数，推荐用0.5~0.65，或由试验决定；

$b$ ——污泥自身氧化率 (1/d)，推荐用0.05~0.1，或由试验决定。

由于活性污泥量中，还含有部分固定固体。因此式(3)应改写成：

$$\Delta S = \frac{aL_r - bL_v}{f} \quad (4)$$

式中  $f$ ——为MLVSS与MLSS的比值，一般 $f$ 取0.7。

剩余活性污泥的体积为：

$$V = \frac{\Delta S}{\eta} \quad (5)$$

式中  $\eta$ ——剩余污泥含水率，一般为99.2%~99.6%。

6.1.3 污泥量和污泥含水率的确定是设计污泥浓缩设备的关键。污泥的含水率与操作等有密切关系，在新建厂设计中无资料可参考时，可参考表7、表8。表中的数据是一些石化厂测得的污泥含水率及污泥排放量。

表7 各厂测得污泥含水率 (%)

厂名 项目	东炼	胜利	二厂	荆门	上海	镇海	茂名 乙烯	设计 院甲	设计 院乙	本标准
油泥	99.25	98.00*	>99.5	99.5	99.0	99.44	99.0	99.0	99.5	99.0
浮渣	99.51	99.5	>99.5	99.2	98.5	99.48	99.0	99.0	99.5	99.0~99.5
活性 污泥	99.81	99.7		99.8	99.5	99.81	99.0	99.2	99.7	99.2~99.7

注：\* 无刮泥设备一年清扫一次。

表8 每立方米污水排放污泥量 ( $m^3/m^3$ )

厂名 项目	长岭炼化总厂	燕山石化公司 炼油厂	平均	设计院甲	设计院乙	本标准
油泥	0.00025	0.0011	0.0006	0.0005	0.0005	0.0005
浮渣	0.0009	0.00558	0.0018	0.005	0.0055	0.0015~0.005
活性污泥	0.00198	0.00475	0.003	0.0036	0.0035	0.0036

## 6.2 污泥输送

6.2.1 污泥输送采用压力流管道时,应尽量减少阻力,避免急剧转弯,宜采用转弯半径  $R \geq 1.5DN$  的弯头。

6.2.2 污泥输送采用压力流管道,在管道的弯头、三通及变径的地方,为防止堵塞管道,应在管道的适当位置接入蒸汽、空气或水,作为扫线和疏通管道之用。用蒸汽扫线时,因温度的变化而产生的管道应力需补偿,并且应选用相匹配的管道材料。

6.2.3 污泥管道在铺设中出现凸起或凹下的部位时,为防止污泥流动在凸起部位聚结气体需设置排气阀。为防止污泥流动在凹下部位产生沉淀,需设置排空阀及排空管。输泥管线较长时尽管设计为直线管段,也需在适当位置设置排气阀和排空阀。排空阀的安装位置应尽量靠近输送管道,以避免污泥沉淀在排泥管内。

6.2.4 输送污泥的管径应按不同性质的污泥,根据泥量、含水率、临界流速及水头损失等条件,通过试算与比较选定合理的管径。因为对污泥的水力特性的研究资料少,只能引用国内外有关资料以及各炼油厂实际运行经验。为防止管内发生堵塞,污泥管口径不小于 200mm。

6.2.5 影响污泥流动的主要因素之一是其粘滞度。层流状态污泥粘滞性大,污泥流动阻力比水大,因此容易在管中沉降。紊流状态的污泥粘滞性消除了边界层产生的漩涡,使管壁粘滞度相对减少,阻力反而比水小。因此在设计管道时多采用较高的流速,使污泥的流动处于紊流状态。因污泥粘滞度难以测定,一般用污泥的含水率确定管道的水力特性,表 6.2.5 列出不同管道在不同含水率情况下的最小设计流速。

6.2.6 管道输送污泥的摩擦损失,除遵循一般水力计算原则外,还与污泥的固体物质浓度成正比,与介质温度成反比。一般情况下,管道输送污泥的下临界雷诺数约为 2000。在常用的管径范围内,流速 1.0~1.5m/s 是污泥层流和紊流状态的界限值。对于容易沉淀的污泥或油脂类多的污泥,为防止污泥沉淀或油脂粘在管壁上,致使管道系统断面减小造成水头损失增大,往往流速采用 1.5~2.4m/s。为了便于维修管理,管道直径一般采用 150~600 mm。管道内污泥流体处于层流状态时,其流速为 1.0~1.5m/s,管道内污泥流体处于紊流状态时,其流速为 1.5~2.4m/s。

污泥在层流或紊流时的水头损失计算可参照《给水排水设计手册》。

## 6.3 污泥浓缩

6.3.1 目前国内石油化工系统普遍采用的是重力式污泥浓缩池,采用气浮式污泥浓缩池的较少。当污泥的沉降性与浓缩性差,特别在夏季有部分污泥上浮,采用气浮式效果好。

6.3.2 部分生产厂竖流式污泥浓缩池(或罐)的运转情况如下:

### 1 污泥的浓缩时间

燕山石化公司炼油厂污泥在浓缩罐内停留时间约 14h。

长岭炼油厂油泥、浮渣浓缩时间 17~24h,含水率  $\geq 98.5\%$ ; 活性污泥浓缩时间 12~14h,含水率 97%。

荆门炼油厂三泥混合浓缩时间 22h, 含水率 99.5%以上; 池底泥浓缩时间 22h, 含水率 92%~95%。  
镇海炼化股份有限公司炼油厂污泥含水率与其浓缩时间见表 9。

表 9 镇海炼化股份有限公司炼油厂污泥浓缩标定数据表

时间	种类	浮渣	油泥+浮渣	活性污泥
进料		99.1	98.84	99.71
8h		96.12	96.44	98.87
24h		96.04	97.21	98.25
25~29h		96.84	96.93	98.36

根据以上各厂运转经验可以看出, 浓缩时间一般不超过 24h, 从镇海炼油厂的数据看, 浓缩时间超过 24h 后, 污泥含水率的减少缓慢。本条规定浓缩时间一般采用 12~16h, 最长不超过 24h。

2 竖流式污泥浓缩池(罐)一般采用圆形, 上部为圆柱体即为澄清区和中间阻滞区, 下部为倒置的圆锥体为污泥的压缩区。锥壁与水平面的夹角应大于  $50^\circ$ , 便于排泥。

4 考虑到池子的检修、清扫等因素, 浓缩池(罐)应不少于 2 个。

6.3.3 规定了辐流式污泥浓缩池的设计要求。

1 为防止污泥从池内流出, 应考虑池内的污泥界面保持在水下不小于 1m。另一方面, 为了浓缩, 池内的污泥应有一定的停留时间。因此, 应有必要的污泥层厚度。又为了避免池内污泥停留时间过长, 发生腐败上翻, 一般池子的有效水深采用 4m 左右。本标准推荐有效水深为 4m。

2 刮泥机的旋转速度不应搅乱已沉淀的污泥, 国内采用的刮泥机转数一般为 1~3r/h, 外周刮板的线速度不超过 3m/min, 一般采用 1.5m/min。日本资料表明, 当池子直径超过 15m 时, 其周边线速度采用 3m/min。

4 污泥浓缩池的设计固体负荷率, 是计算浓缩池表面面积的重要参数, 应按污泥的沉淀曲线试验数据进行计算。国内外已有的资料大多数为城市污泥在不同含水率的状态下, 供设计采用的污泥固体负荷率。如污泥含水率为 95%~97%时, 污泥固体负荷率采用  $80\sim 120\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ , 污泥含水率为 99.2%~99.6%时, 采用  $20\sim 30\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ 。根据石油化工系统的情况, 污泥从水处理构筑物排出的污泥含水率均在 99%以上, 因此本标准所采用的污泥固体负荷率为  $20\sim 30\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ , 并以浓缩时间不小于 16h 进行核算。

## 6.4 污泥脱水

6.4.1 根据国内污泥脱水设计的经验, 油泥和浮渣采用离心式脱水机效果较好, 活性污泥则大多采用带式压滤机。

6.4.2 混凝剂应根据使用效果、供应条件、经济成本等因素经筛选后确定。

## 6.5 污泥处置

6.5.1 卫生填埋宜在边远有土地, 雨水少的地区, 油泥、浮渣可以烧砖, 活性污泥可以做复合肥料。

6.5.2 目前各国使用的焚烧炉主要有炉栅燃烧的箱式炉, 炉床燃烧的回转炉、多段炉及空间燃烧的流化床焚烧炉。

6.5.3 流化床焚烧炉具有以下特点:

- 1 单位炉床面积的处理能力大, 燃烧效率高, 不需要加“后燃室”;
- 2 液化端动使传质效果好, 剩余空气系数可以较低, 热损失少, 效率高;

- 3 高温硅砂是一个大的蓄热器，热惯性大，操作灵活；
- 4 污泥在炉内得到完全燃烧，故尾气不需要脱臭处理。

国内已有福建、燕山、石家庄、胜利、镇海、洛阳、济南等炼油厂建成了流化床焚烧炉，并取得了较成熟的操作运行经验。

6.5.4 回转干燥焚烧炉的炉筒包括干燥带和燃烧带，依靠炉筒的倾斜回转运动使脱水滤饼按顺序进行干燥和燃烧的过程。因干燥带位于炉子的入口处，故排气臭味强烈，必需设置脱臭设施。回转炉原则上是连续运转。若间歇运转时，为了保持耐火材料的温度，即使在停运时间内也需要进行加温。这种炉型对原料的变化适应性大，温度及操作容易控制，便于检修。

## 6.6 污油回收

### 6.6.2 规定了污油脱水罐的设计参数

1 目前国内有两种污油脱水罐容量计算方法：一是按炼油厂加工能力损耗的1%，其回收率90%估算，脱水周期6~7d；二是按污水处理水量，进出隔油池污水的含油量，并考虑事故跑油等因素估算。前者计算数据较可靠。

2 脱水罐的储存系数即为充满度。根据《石油化工储运系统罐区设计规范》(SH3007-1999)的规定，油罐容积小于1000m<sup>3</sup>时，脱水罐储存系数可取0.85。考虑污油罐有一定积泥厚度，故本规范规定脱水罐储存系数为0.80~0.85。

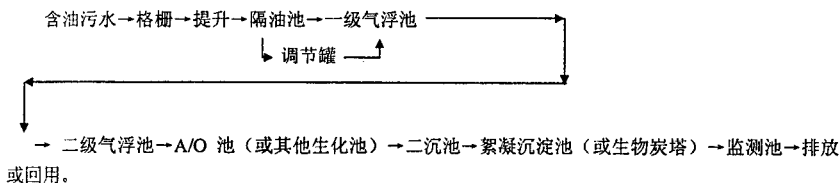
3~5 污油含水率和加热温度等，系根据燕山、齐鲁等炼油厂的实际运行资料确定。

## 7 污水处理总体设计

### 7.2 污水处理流程

7.2.1~7.2.8 为方便工程设计,现将石油化工企业污水处理设计中普遍采用的流程,针对不同行业,进行归类,以典型流程形式表示如下,供设计参考选用:

#### 1 炼油污水处理典型流程:



#### 2 石油化工污水处理典型流程:

石油化工污水→格栅池→提升→中和池→气浮池→均质调节池→一级生化池(A/O或O)→二沉池→二级生化池(O)→终沉池→滤池→出水。

#### 3 化纤污水处理典型流程:

##### a 涤纶氧化有机物污水处理流程

污水→pH值调节池→预曝气(缺氧池)→厌氧池(酸化池)→生物接触氧化池→沉淀池→出水至最终污水处理场。

##### b 维纶抽丝酸性污水处理流程

污水→调节池→升流式膨胀石灰石中和滤池→初沉池→除气塔→高负荷生物滤池→沉淀池→出水至最终污水处理场。

##### c 涤纶纺丝油剂污水处理

污水→调节池→反应池→一级凝聚池→二级凝聚池→气浮池→出水至最终污水处理场。

##### d 一步法腈纶污水处理流程

污水→调节池→塔式生物滤池→兼氧池→接触氧化池→沉淀池→出水至最终污水处理场。

##### e 二步法腈纶污水处理流程

聚合车间污水→pH值调节池→均质池→气浮池→出水至污水处理场。

纺丝回收车间污水→pH值调节池→生物接触氧化池→氧化池→出水至污水处理场。

#### 4 生活污水处理典型流程

生活污水→格栅池→沉淀池→提升→入生产污水生物处理系统。

#### 5 污泥处理典型流程

##### a 活性污泥处理流程

活性污泥→储泥池→提升→浓缩池→污泥加药罐→污泥脱水机→滤饼→综合利用。

##### b 油泥、浮渣处理流程

油泥、浮渣→储泥池→提升→浓缩池→污泥加药罐→污泥脱水机→滤饼→焚烧。

### 7.3 平面布置

7.3.1 污水处理场分一级处理、二级处理、三级处理和污泥处理,可根据地形、地质条件,各种构筑

物的形状、大小进行组合，可以有多种布置，但必须通过综合比较确定。总体布置可划为一级处理区、二级处理区、三级处理区、污泥脱水区和场前区。

7.3.2 污泥处理构筑物具有特殊的处理功能、操作、维护和管理要求，宜压缩间距集中布置。在保证运行、维修、管理方便的前提下，减少占地面积。

7.3.3 生产管理建筑物和生活设施应与处理构筑物保持一定距离，并尽可能集中。可以用绿化等措施隔离开来，保持管理人员良好的工作环境。

7.3.4 考虑到污水处理场（厂）本身就是净化污染物的场所等特点，其绿化面积应比其他车间要适当高一些，所以本规范采用国家标准《室外排水设计规范》GB14-87中规定的绿化面积不宜小于全场总面积的30%。

7.3.7 隔油气浮区、污油罐区、含油污水调节罐、均质罐、厌氧生化池和油泥浮渣区等均属于防火防爆区，所以设计时应符合现行的防火防爆规范要求。

## 7.4 高程布置

7.4.2 污水处理构筑物应优先考虑重力流布置，这样可以减少提升次数，避免油的乳化，同时也使能耗降低、构筑物减少。

## 7.5 仪表及自动控制

7.5.6~7.5.8 根据对广州石化、镇海炼化、福建炼化、金山石化、扬子石化、四川维尼龙、天津石化、石家庄炼油厂、燕山石化、洛阳石化等企业污水处理场在线仪表（包括DO、pH值、COD<sub>Cr</sub>、TOC、SS、油等）的调查，基本上均为进口仪表，使用效果尚好，主要问题是缺乏专职维修工维护，价格较昂贵。

7.5.9 测量信号较多时，宜采用微机集中显示控制，90年代末新建的污水处理场多采用微机控制系统，基建投资并非比常规电动仪表贵多少。

7.5.10 液位计与泵电机联锁，高液位开泵，低液位停泵，以适应流量变化。加药泵可以采用电控或变频调速方式调节加药量。

## 7.6 化验分析

7.6.2 污水处理场的分析项目及频次规定主要是根据当前减员增效的实际情况，化验分析员考虑为一班制（白班），每班一次的分析项目操作工能做的由操作工兼，不能做的水样留给化验分析工白天完成。分析项目只考虑生产操作及考核必需的项目。

## 7.7 生产及辅助建筑物

7.7.1 加药间的设置应根据被处理污水的性质和水量、所需要投加药品的性质和数量进行设计，本规范提出了基本的六条要求。

7.7.2 化验室的设置应根据污水处理场（厂）所承担水质分析项目而定。本条中所列的各种房间组成，可满足污水处理场（厂）化验需要。设计时可以有选择地采用。

7.7.3 控制室的设置是必要地，尤其是在采用微机和在线仪表的今天，污水处理场（厂）需要有个相对独立的控制室，本条列出了两条规定。

7.7.5 考虑到污水处理场（厂）停电可能对该地区的政治、经济生活和周围环境等造成不良的影响，污水处理场（厂）的供电宜按二级负荷设计。为保持污水处理场（厂）最低运行水平供电的主要设备，应视污水处理工艺和流程而异。