# 第 1 章概述

## 1. 1 设计依据及设计任务

### 1. 1. 1 设计题目

山东聊城柠檬酸厂工业废水处理工程

### 1. 1. 2 设计依据

（1）柠檬酸工业废水污染排放标准（GB19430−96）；
（2）山东聊城柠檬酸厂提供的水质、水量；
（3）给水排水设计手册。

### 1. 1. 3 设计任务及要求

污水处理工程水工艺部分设计
（1） 计算说明书一份。
（2）厂区内给排水管网设计图。
（3） 水处理工艺施工图一套。

## 1. 2 设计范围

本工程的设计范围为污水接入构筑物始至净化水排出止的水处理工艺施工图设计。

## 1. 3 工程概况

山东聊城柠檬酸厂现有职工总数 240 人，年产精品柠檬酸 1. 5 万吨，柠檬酸生产能力名列全国三甲。目前企业生产的产品 90％以上出口，产品远销美国、日本、韩国及我国香港等十几个国家和地区。

该厂利用玉米为主要原料，经过糖化、发酵、提取和精制而成。在食品工业中作为酸味剂；在医药工业中作为原材料和矫味剂；在化学工业中作为增塑剂和洗涤剂；在染料工业中作为助染剂等。

山东聊城柠檬酸厂废水处理工程设计规模为 3800 $m^3$/d，主要污染物浓度与排放标准如下表所示：

| 项目 | PH 值 | BOD5（mg/l） | CODcr（mg/l） | SS（mg/l） |
|---|---|---|---|---|
| 原水 | 6～7 | 5000～6000 | 11000～12000 | 900～1000 |
| 排放标准 | 6～9 | 300 | 500 | 150 |

基础资料

气温：最冷月平均气温－7℃

最热月平均气温 33℃

历年极端最高气温 46℃

历年极端最低气温－13℃

风速：平均风速 1. 4m/s

月平均最大风速 3m/s

月平均最小风速 0. 5m/s

主导风向及风频率： 夏季——南风 15%

冬季——东北风 15%

降雨：年平均降雨量 1387mm

雪量：最大积雪深度 32mm

地质：地面以下为粘土和亚粘土。

# 第 2 章工艺流程的比较和选定

## 2. 1 工业废水处理流程的选择

(1)废水处理工艺流程的选择是指对各单元处理技术（构筑物）的优化组合，取决于要求的处理程度、原废水的性质和水量的变化幅度、建设单位的自然地理条件（如气候、地形）、可利用的厂区面积、工程投资和运行费用等因素。

(2)选择的工艺流程应尽量做到技术先进，经济合理。处理过程和处理后不产生二次污染，尽可能采用高效、低耗的回收与处理设备。

(3)工业废水的处理程度通常是根据处理后的尾水出路来确定：1）出水回用（如回用于农业或工业）时，根据相应的回用水水质标准来确定。2）排入天然水体或城市下水道时，根据国家制定的相应标准来确定。

## 2. 2 工业废水的可生化性

工业废水可生化系数 n=$BOD_5/COD$的比值 n 越大，表示废水中易被微生物降解的有机物占的比例越大，即可生化性越好。

n ≥ 0. 4　　可生化性较好，适用用生物处理方法

n = 0. 3～0. 4　可生化性一般，可以用生物处理方法

n =0. 2～0. 3　可生化性较差，需驯化后再用生物处理方法

n ≤ 0. 2　　可生化性很差，不适合用生物处理方法

本设计中$BOD_5/COD = 0.48$，可生化性较好，适合用生物处理方法。

## 2. 3 工艺比较分析

### 2. 3. 1 UASB 反应池+SBR 反应池

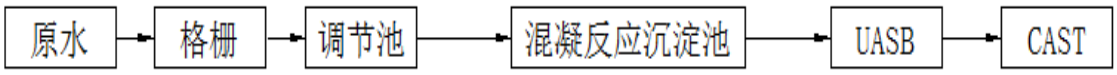



图 2−1 UASB+SBR 处理工艺流程图

此工艺采用厌氧和好氧相串联的方式，厌氧采用 UASB 反应器，好氧处理采用 SBR 工艺。本工艺的关键是 UASB 反应器。该反应器是利用厌氧微生物降解废水中的有机物，其主体分为配水系统，反应区气、液、固三相分离系统，沼气收集系统四个部分。厌氧微生物对水质的要求不像好氧微生物那么宽，最佳 PH 为 6. 5−7. 8，最佳温度为 30−34 摄氏度，符合本工程的化工废水水质范围。

UASB 采用环状穿孔管配水，通过三相分离器出水，并在三相分离器的上方增加侧

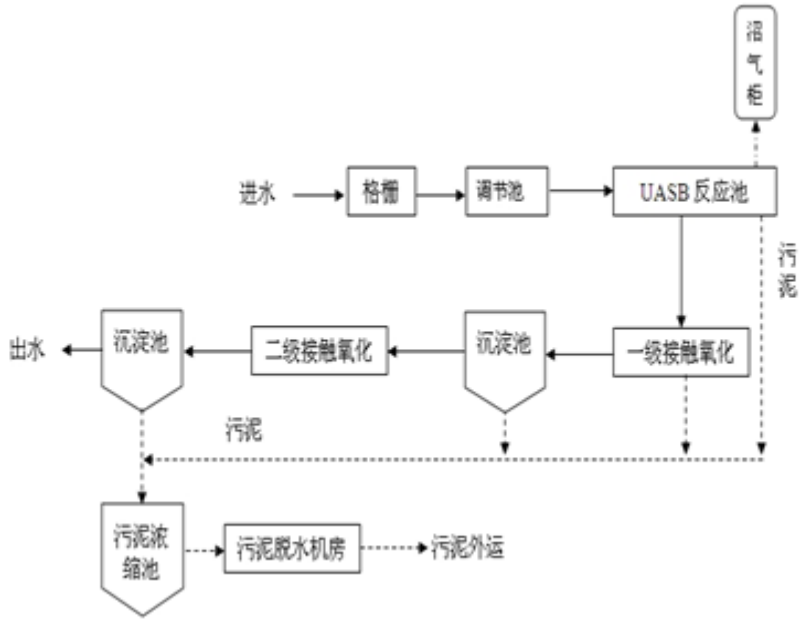
向流絮凝反应沉淀器，它由玻璃钢板成 60°安装而成，能在最大程度上截留三相分离器出水中的颗粒污泥。

此工艺主要有以下特点：

(1)实践证明，采用 UASB 反应器+SBR 工艺处理柠檬酸废水是可行的，其运行结果表明$COD_{cr}$总去除率高达 90%。

(2)由于采用 UASB 反应器和 SBR 工艺串联组合的方式，水质和水量的情况调整 UASB 反应器或 SBR 处理运行组合，以便进一步降低运行费用。

**2. 3. 2 UASB 反应池+接触氧化法**




生物接触氧化法是生物膜法的一种，属于好氧生化处理工艺。整个系统由池体、填料、曝气设备等组成。好氧生化法是细菌及菌类的微生物、后生动物等一类的微型动物在填料载体上生长繁殖，微生物摄取污水中的有机物作为养份，吸附分解污水中的有机物，微生物不断新陈代谢，保持活性，从而使污水得以净化。在溶解氧和食物都充足的情况下，微生物繁殖十分迅速，生物膜逐渐增厚，解氧和污水中的有机物凭借扩散作用，被微生物利用。当生物膜达到一定厚度时，氧气无法向生物膜内部扩散，好氧菌死亡，而兼性细菌和厌氧菌开始大量繁殖，形成厌氧层，利用死亡的好氧菌为基质，并在此基础上不断繁殖厌氧菌，

经过一段时间后在数量上开始下降，加上代谢气体的逸出，使生物膜大块脱落。在脱落的生物膜表面新的生物膜又重新发展起来，在接触氧化池内，由于填料表面积大，所以生物膜发展的每一个阶段都是存在的，使去除有机物的能力稳定在一个水平上。接触氧化工艺的主要优点如下：

(1)体积负荷高，处理时间短，节约占地面积。生物接触氧化法的体积负荷最高可达

3～6kgBOD（m3•d），污水在池内停留时间最短只需 0. 5～1. 5h。同样体积的设备，生物接触氧化的处理能力高出几倍，处理效率高，所以节约占地面积。

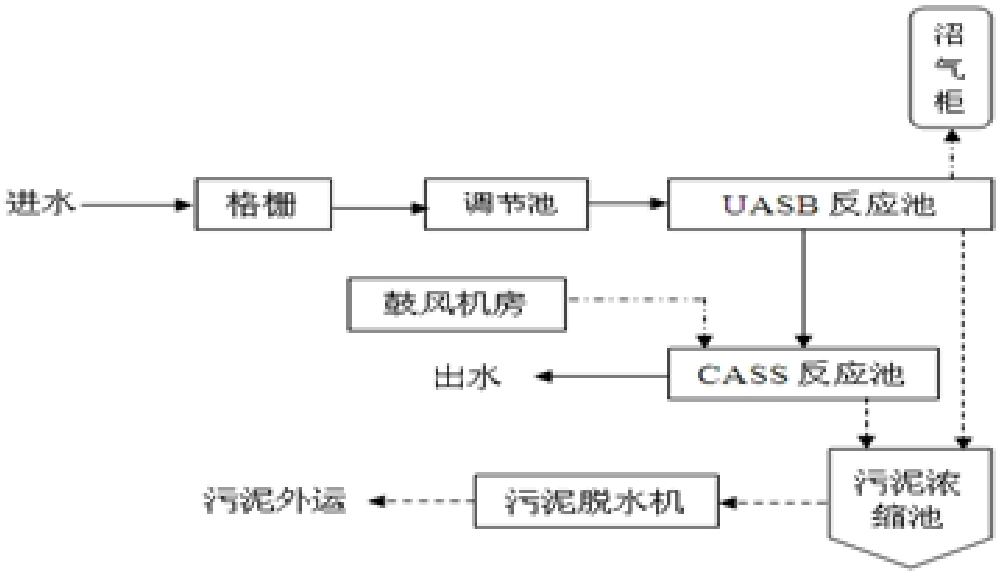
⑵生物活性高。由于曝气系统设置在填料之下，不仅供氧充分而且对生物膜起到扰动作用，加速生物膜的更新，大大提高生物膜的活性。曝气形成的紊流使得生物膜不断的连续的与污水中有机物接触，避免形成死角。

⑶微生物浓度高，一般的活性污泥法的污泥浓度为 2～3g/L，微生物在池中处于悬浮状态；而接触氧化池中绝大多数微生物附着在填料上，单位体积内水中和填料上的微生物浓度可达到 10～20g/L。由于生物接触氧化工艺的微生物浓度高，所以有利于提高容积负荷，从而降低占地面积。

⑷污泥产量低。

⑸出水水质好而且稳定。在进水短期发生变化时，出水水质受的影响很小，而且生物膜活性恢复快，适合短期间断运行的需要。

**2. 3. 3UASB 反应池+CAST 反应池**




本工艺主要包括 UASB 反应器和 CAST 反应池。将 UASB 和 CAST 两种处理单元进行组合，所形成的处理工艺突出了各自处理单元的优点，使处理流程简洁，节省了运行费用，而把 UASB 作为整个废水达标排放的一个预处理单元，在降低废水浓度的同时，可回收所产沼气作为能源利用。

同时，由于大幅度减少了进入好氧处理阶段的有机物量，因此降低了好氧处理阶段的曝气能耗和剩余污泥掺量，从而使整个废水处理过程的费用大幅度减少。采用该工艺

既降低处理成本，又能产生经济效益。并且 UASB 池正常运行后，每天产生大量的沼气，将其回收作为热风炉的燃料，可供饲料烘干使用。

## 2. 4 工艺确定

SBR 工艺与生物接触氧化、CAST 工艺的比较：

⑴氧化沟之后需要一座沉淀池，每座接触氧化池之后都需要一座沉淀池，而 CAST 工艺省去了初次沉淀池、二次沉淀池及污泥回流设备，建设费用可节省 10−25%。

⑵氧化沟工艺占用的面积较大，建设复杂，接触氧化法工艺流程较长，CAST 池没有初次沉淀池、二次沉淀池，布局紧凑，占地面积可减少 20−35%。

⑶氧化沟工艺因为需要污水在池体中不停循环，动力费用比较大，接触氧化法需要每 4−6 年更换一次滤料，运行费用高。

⑷根据研究结果和工程应用情况，通过合理的设计和良好的管理，对城市污水，进水 COD 为 400mg/L 时，出水小于 30mg/L 以下。对可生物降解的工业废水，即使进水 COD 高达 3000mg/L，出水仍能达到 50mg/L 左右。对一般的生物处理工艺，很难达到这样好的水质。所以，对 CAST 工艺，二级处理的投资，可达到三级处理的水质。

⑸污水处理厂设备种类和数量较少，控制系统比较简单，工艺本身决定了不发生污泥膨胀。所以，系统管理简单，运行可靠。污泥产量低，污泥性质稳定。具有脱氮除磷功能, 无异味。

通过以上方案可以看出 UASB+CAST 法处理化工废水技术上可行，投资小，运行成本低，效果好，可回收能源，产出颗粒污泥产品，有一点的收益，机械设备少，占地面积少，操作简单，自动化程度高。因此选用该工艺。

# 第 3 章水处理构筑物的选择与设计

## 3. 1 格栅的设计计算

### 3. 1. 1 格栅的作用

格栅由一组平行的金属栅条或筛网制成，安装在废水渠道的进口处，用于截留较大的悬浮物或漂浮物，主要对水泵起保护作用，另外可减轻后续构筑物的处理负荷。

### 3. 1. 2 设计依据

a. 污水过栅流速宜采用 0. 6～1. 0 m/s，设计流量应采用最大日最大时流量或污水泵站最大设计提升流量，格栅倾角宜采用 45°～90°，在人工清渣时，格栅倾角不应大于 70°；机械清除时，宜为 70°~90°。并考虑格栅上杂物的清除，格栅的清洗和工作人员的安全设施。

b. 格栅上部必须设置工作台，其高度应高出格栅前最高设计水位 0. 5m，工作台上应有安全和冲洗设施。

c. 格栅工作台两侧过道宽度不应小于 0. 7m，工作台正面过道宽度，采用机械时不应小于 1. 5m，采用人工清除时不应小于 1. 2m。

d. 通过格栅的水头损失一般采用 0. 08～0. 15m。

e. 栅渣量与地区的特点、格栅间隙的大小、污水量以及下水道系统的类型等因素有关。在无当地运行资料时，可采用：

格栅间隙 16～25mm， 适用于 0. 10～0. 05 $m^3$ 栅渣/$10^3m^3$ 污水；

格栅间隙 30～50mm， 适用于 0. 03～0. 01 $m^3$ 栅渣/$10^3m^3$ 污水；

栅渣含水率一般为 80%，密度约为 960kg/$m^3$。

### 3. 1. 3 设计参数

本工程设计水量 3918$m^3$ /d=163. 25 $m^3$ /h=0. 0453 $m^3$ /s。

设栅前水深 h=0. 2m，过栅流速$v = 0.7m$，栅条间隙宽度 b=10mm，格栅倾角$\alpha = 60^{\circ}$

### 3. 1. 4 设计计算

（1）栅条间隙数 n 为：

$$n = \frac{Q\sqrt{\sin 60^{\circ}}}{bhv} = \frac{0.0453 \times \sqrt{\sin 60^{\circ}}}{0.010 \times 0.20 \times 0.7} = 28 \text{ 个}$$

（2）格栅宽度：

设栅条宽度$s=0.02m$

$$B=s(n-1)+bn=0.02\times(28-1)+28\times0.010=0.82$$

（3）进水渠道渐宽部分长度：

设进水渠宽$B_1=0.5m$其渐宽展开角度$\alpha_1=20^\circ$

$$L_1=\frac{B-B_1}{2\tan\alpha_1}=\frac{0.82-0.5}{2\times\tan20^\circ}=0.44m$$

（4）出水渠道渐窄部分：$L_2=0.5L_2$=0. 22m

（5）水头损失：

取$\beta=1.79$，$k=3$则

$$h_1=\frac{\beta(\frac{s}{b})^{\frac{4}{3}}v^2}{2g}\sin\alpha\times k=\frac{1.79\times(\frac{0.02}{0.01})^{\frac{4}{3}}\times0.7^2}{2\times9.8}\times\sin60^\circ\times3=0.29m$$

（6）栅槽总高度(H)：

取栅前渠道超高$h_2=0.3m$

栅前槽高$H=h+h_1+h_2=0.2+0.29+0.3=0.79m$

（7）栅槽总长度：

$H_1$栅前槽高$H_1=h+h_2=0.2+0.3=0.5m$

$$L=L_1+L_2+1.0+0.5+H_1/\tan\alpha$$

$$=0.44+0.22+1.0+0.5+0.5/\tan60^\circ=2.45m$$

（8）每日栅渣量：

在格栅间隙 10mm 的情况下，设栅渣量为每 1000m$^3$污水产 0.05m$^3$

$$w=\frac{Q\times w_1\times86400}{K_Z}=\frac{0.0453\times0.05\times86400}{1.6\times1000}=0.122m^3/d<0.2m^3/d$$

每日栅渣量较小，定期进行人工清渣。

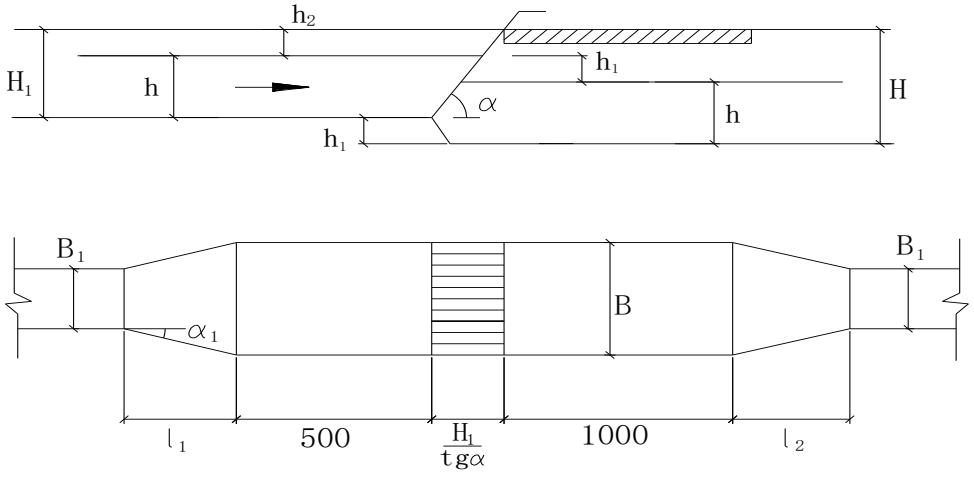



图 3-1 格栅设计计算草图

## 3. 2 调节池的设计计算

### 3. 2. 1 调节池的作用

为减少水量和水质变动对废水处理工艺过程的影响，在废水处理系统之前宜设置调节池，以资均和水质、存盈补缺，使后续处理构筑物在运行期间内能得到均衡的进水量和稳定的水质，并达到理想的处理效果。

### 3. 2. 2 设计依据

a. 调节池的几何形伏宜为方形或圆形，以利形成完全混合状态。长形池宜设多个进口和出口。

b. 调节池中应设冲洗装置、溢流装置、排除漂浮物和泡沫的装置。

c. 调节池出口宜设测流装置，以监控所调节的流量。提升泵可设于调节池的前面或后面。

本设计采用矩形调节池，两侧进水，中间出水。采用停留时间算法，停留时间一般为 6－8h。本设计采用 8 小时。

### 3. 2. 3 设计参数

本设计采用矩形调节池，中间进水，一侧出水。采用停留时间算法，停留时间一般为 6－8h。本设计采用 8 小时。

### 3. 2. 4 设计计算

（1）调节池有效容积：

$$V=QT=1299\ m3$$

（2）调节池尺寸：

采用矩形调节池，有效水深采用 5m，则调节池的面积为：

$$F=\frac{V}{h2}=\frac{1299}{5}=259.8\ ㎡$$

池宽 B 取 16.0 m，则池长 L 为：

$$L=\frac{F}{B}=\frac{259.8}{16}=16.2m$$

保护高$h_1$=0. 5m，池总高：$H=5+0.5=5.5m$

## 3. 3 提升泵的选择和设计

调节池的形式采用地下式，调节池有效容积在地面标高以下，这种形式克服了半地下式调节池需要水泵两级提升的缺点，节省了能耗。潜水泵放置在集水池内，两条出水管总流量 Q=37.04L/s，选用管径 DN300，查 v=0.66m/s, 1000i=5.0, 设管总长为 20m，局部损失占沿程的 30%，则总损失为 0.16m。

管线水头损失假设为 1.5m，考虑自由水头为 1.0m, 则水泵总扬程为：H=9+0.16+1.5+1.0=11.66m，取 12m。

选择 150QW180−15−15 型污水泵两台，其性能见表 3−1

| 流量 | 180m$^3$/h | 电动机功率 | 15KW |
|---|---|---|---|
| 扬程 | 15m | 电动机电压 | 380V |
| 转速 | 1460r/min | 出口直径 | 150 ㎜ |
| 轴功率 | 10KW | 泵重量 | 360kg |
| 效率 | 76. 2% | | |

表 3−1 150QW180−15−15 型污水泵性能

## 3. 4 混凝反应沉淀池

### 3. 4. 1 混合与搅拌设备的选择

混合的动力来源有水力和机械搅拌，因此混合设备也分为两类，采用机械搅拌的有机械混合搅拌槽和水泵混合槽等；利用水力混合的又管道式、穿孔板式、涡流混合槽等。

（1）水泵混合　　当泵站与絮凝反应设备距离较近时，将药剂加于水泵的吸水管或吸水喇叭口处，利用水泵叶轮的高速转动达到快速剧烈混合的目的，不需另建混合设备。其优点是混凝效果好、设备简单、节省投资、动力消耗少；缺点是管道安装复杂，需在水泵内侧、吸人管和排出管内衬以耐酸、耐腐材料，同时应防止大量的气体进入水泵。当泵房远离处理构筑物时不宜采用，因已形成的絮体在管道出口一经破碎难于重新聚结，不利于以后的絮凝。

（2）隔板混合　　隔板混合可分为分流隔板式混合、多孔隔板式混合、平流式隔板混合、回转式隔板混合等。在流量稳定的情况下，隔板混合的效果比较好；但流量变化较大时，混合效果不稳定，故目前使用较少。

（3）机械混合　　机械混合主要采用各种混合搅拌机，按照搅拌器的形式可分为

平桨式、螺旋推进式、涡轮式、框架式等；按照搅拌器的安装形式分为移动式和固定式两种。混合槽可采用圆形钢制结构或方形钢筋混凝土水池，搅拌器转动圆周速度1. 5m / s 以上，搅拌速度可调；停留时间约 10～15s。机械混合适用于一级泵站离水厂较远的场合，混凝效果好且不受水量变化的影响；但要有一套机电设备，多耗电能，并增加了维修和管理的工作量。

（4）管式静态混合器

a、不需外加动力。

b、水流通过混合器，产生成对分流，交叉混合和反向旋流，效果显著，混合率达 90～95%。

c、投资低廉，安装简易，一般不需维修，养护，管理方便，水头损失小。

d、 混合器安装应尽量靠近深沉池。

由于该厂泵房距离处理构筑物比较近，选用 HDS/300C 型管式静态混合。

### 3. 4. 2 絮凝池

（1）絮凝反应阶段

混合完成后，水中已经产生细小絮体，但是尚未达到自然沉降的粒度。絮凝反应设备的任务就是增加颗粒接触碰撞的机会，使得细小絮凝体逐渐形成大的絮凝体而便于沉淀。

为了达到较为满意的絮凝效果，絮凝过程要求：一是颗粒具有充分的絮凝能力；二是具备保证颗粒获得适当的碰撞接触又不致破碎的水力条件；三是具备足够的絮凝反应时间；四是颗粒浓度增加，接触效果增加，即接触碰撞机会增多。

（2）絮凝池的选择絮

凝池根据其搅拌方式可以分为机械搅拌反应池和水力搅拌反应池两大类。机械搅拌由池内装置的各种机械设备来完成；而水力搅拌反应池则是由水流的絮动作用进行搅拌。

| 形式 | | 优缺点 | 适用条件 |
|---|---|---|---|
| 隔板絮凝池 | 往复式 | 优点：1. 絮凝效果较好；<br>2. 构造简单，施工方便<br>缺点：1. 絮凝时间较长；<br>2. 水头损失较大；<br>3. 转折处絮粒易破碎；<br>4. 出水流量不易分配均匀 | 1. 水量大于 3 万 $m^3/d$ 的水厂；<br>2. 水量变动小 |
| | 回转式 | 优点：1. 絮凝效果较好；<br>2. 水头损失较小；<br>3. 构造简单，管理方便<br>缺点：出水流量不易分配均匀 | 1. 水量大于 3 万 $m^3/d$ 的水厂；<br>2. 水量变动小；<br>3. 适用于旧池改建和扩建 |
| 折板絮凝池 | | 优点：1. 絮凝时间较短；<br>2. 絮凝效果好<br>缺点：1. 构造较复杂；<br>2. 水量变化影响絮凝效果 | 水量变化不大的水厂 |
| 网格（栅条）絮凝池 | | 优点：1. 絮凝时间短；<br>2. 絮凝效果较好；<br>3. 构造简单<br>缺点：水量变化影响絮凝效果 | 1. 水量变化不大的水厂；<br>2. 单池能力以 1.0 万～2.5 万 $m^3/d$ 为宜 |
| 机械絮凝池 | | 优点：1. 絮凝效果好；<br>2. 水头损失小；<br>3. 可适应水质、水量的变化<br>缺点：需机械设备和经常维修 | 大小水量均适用，并适应水量变动较大的水厂 |

表 3-2 絮凝池分类

（3）设计参数和要点

a. 絮凝时间为 15—20min。机械絮凝池的深度一般为 3～4m。

b. 絮凝池一般不少于 2 组。池内一般设 3—4 档搅拌机，每档可用隔墙或穿孔墙分隔，以免短流。

c. 搅拌机桨板中心处线速度从第一档的 0. 5m / s 逐渐减小到末档的 0. 2m / s。

d. 每台搅拌器上桨板总面积宜为絮凝池水流截面积的 10%-20%，不宜超过 25%，以免池水随桨板同步旋转，减弱絮凝效果。

e. 桨板长度不大于叶轮直径 75%，桨板宽度与长度之比 b / L=1 / 10-1 / 15，桨板宽度一般采用 0. 1-0. 3 m。

f. 垂直轴式搅拌器的上桨板顶端应设于反应池水面下 0. 3 m 处，下桨板底端设于距池底 0. 3～0. 5m 处，桨板外缘与池侧壁间距不大于 0. 25m。

g. 所有搅拌轴及叶轮等机械设备应采取防腐措施。轴承与轴架宜设于池外，以免进入泥沙，致使轴承严重磨损和轴杆折断。

（4）设计计算

a. 反应池容积 V

$$V = \frac{45.347 \times 60 \times 30}{1000} = 81.6\ m3$$

Q——设计处理水量，L/s

t——反应时间, 通常 20～30min。本设计取 30min

b. 反应池串联格数及尺寸

反应池采用一排，3 格串联，设置 6 台搅拌机。每格有效尺寸为：

B＝2. 65m，L＝2. 65m，H = 4m

$V＝3BLH＝3 \times 2.65 \times 2.65 \times 4＝84.27m^3$

反应池超高取 0. 3m，池子总高度为 4. 3m。

c. 叶轮直径及桨板尺寸

叶轮外缘距池子内壁距离取 0. 25m，叶轮直径为：

D=2. 65−0. 25×2=2. 15m

桨板叶片宽度采用 0. 1m，桨板长度采用 1. 5m

每根轴上桨板数 8 块，内外侧各 4 块。

旋转桨板面积与絮凝池过水断面面积之比为：

$$\frac{8 \times 0.1 \times 1.5}{2.65 \times 4} = 11.3\%$$

池子周围设置 4 块固定挡板。固定挡板的宽为 0. 1m，高为 1. 8m，

四块挡板的面积与絮凝池过水断面面积之比为：

$$\frac{4 \times 0.1 \times 1.8}{4.0 \times 2.65} = 7.0\%$$

桨板总面积占过水断面面积之比不大于 25%，符合要求

叶轮中心点旋转半径为：

$$R = \frac{1075 - 487.5}{2} + 487.5 = 781.25mm$$

每台搅拌机桨板中心点旋转线速度取：

第一格：$v_1$=0. 5m/s　第二格：$v_2$=0. 35m/s　第三格：$v_3$=0. 2m/s

每台搅拌机每分钟的转速为：

第一格：

$$n_1 = \frac{60v_1}{2\pi R} = \frac{60 \times 0.5}{2\pi \times 0.78125} = 6.11r/min$$

第二格：

$$n_2 = \frac{60v_2}{2\pi R} = \frac{60 \times 0.35}{2\pi \times 0.78125} = 4.28r/min$$

第三格：

$$n_3 = \frac{60v_3}{2\pi R} = \frac{60 \times 0.2}{2\pi \times 0.78125} = 2.45r/min$$

d、隔墙过水孔面积

隔墙过水孔面积按照下一档桨板外缘线速度计算，则搅拌机外缘线速度分别为：

第二格：$v_2' = 1.075w_2 = 1.075 \times 0.448 = 0.482m/s$

第三格：$v_3' = 1.075w_3 = 1.075 \times 0.256 = 0.275m/s$

第一、第二格絮凝池间隔墙过水孔面积为

$$\frac{0.045}{0.482} = 0.094m2$$

第二、第三格絮凝池间隔墙过水孔面积为

$$\frac{0.045}{0.275} = 0.165m2$$

e、搅拌机功率计算

设桨板相对水流的线速度为桨板旋转线速度的 0.75 倍，则相对于水流的叶轮转速为：

$$\omega_1' = \frac{0.75v_1}{r_0} = \frac{0.75 \times 0.5}{0.78125} = 0.480rad/s$$

$$\omega_2' = \frac{0.75v_2}{r_0} = \frac{0.75 \times 0.35}{0.78125} = 0.336rad/s$$

$$\omega_3' = \frac{0.75v_2}{r_0} = \frac{0.75 \times 0.2}{0.78125} = 0.192rad/s$$

取阻力系数 $C_D$=1.1，第一格絮凝池搅拌机所耗功率为：

$$P_1 = \sum_1^4 \frac{C_D\rho}{8} L\omega_1'^3(r_{i+b}^4 - r_i^4) = \frac{4\times1.1\times1000}{8} \times 1.5 \times 0.480^3[(1.075^4 - 0.975^4) + (0.5875^4 - 0.4875^4)] = 45.09W$$

第二格絮凝池搅拌机所耗功率为：

$$P_2 = \frac{P_1}{\omega_1'^3} \times \omega_2'^3 = \frac{45.09}{0.480^3} \times 0.336^3 = 15.47W$$

第三格絮凝池搅拌机所耗功率为：

$$P_3 = \frac{P_2}{\omega_2'^3} \times \omega_3'^3 = \frac{15.47}{0.336^3} \times 0.192^3 = 2.89W$$

三台搅拌机合用一台电动机时，电动机所耗的功率总和为：

$$\sum P = 45.09 + 15.47 + 2.89 = 63.45W$$

电动机总机械效率取$\eta_1 = 0.75$，传动效率取$\eta_2 = 0.7$，电动机功率为：

$$P = \frac{63.45}{1000 \times 0.75 \times 0.7} = 0.121kW$$

f、絮凝池速度梯度 G 值核算（按水温 15℃计，$\mu$=1.14×$10^{-3}$Pa s）

第一格：

$$G_1 = \sqrt{\frac{P_1}{\mu V}} = \sqrt{\frac{45.09}{1.14 \times 10^{-3} \times 28.09}} = 37.52s^{-1}$$

第二格：

$$G_2 = \sqrt{\frac{P_2}{\mu V}} = \sqrt{\frac{15.47}{1.14 \times 10^{-3} \times 28.09}} = 21.98s^{-1}$$

第三格：

$$G_3 = \sqrt{\frac{P_3}{\mu V}} = \sqrt{\frac{2.89}{1.14 \times 10^{-3} \times 28.09}} = 9.50s^{-1}$$

平均速度梯度：

$$G = \sqrt{\frac{\sum P}{\mu V}} = \sqrt{\frac{63.45}{1.14 \times 10^{-3} \times 84.27}} = 25.70s^{-1}$$

$$Gt = 25.70 \times 20 \times 60 = 30840$$

在 $10^4$～$10^5$ 范围内。

经过验算，速度梯度与平均速度梯度均较适合。

### 3. 4. 3 斜管沉淀池

（1）设计要点

a. 斜管断面一般采用蜂窝六角或山形（较少采用矩形或正方形），其内径或边距 $d$ 一般采用 25～35mm。

b. 斜管长度一般为 800～1000mm 左右，可根据水力计算结合斜管材料决定。

c. 斜管的水平倾角$\theta$常采用$60^{\circ}$。

d. 斜管上部的清水区高度，不宜小于 1. 0m，较高的清水区有助于出水均匀和减少日照影响及藻类繁殖。

e. 斜管下部的布水区高度不宜小于 1. 5m。为使布水均匀，在沉淀池进口处应设穿孔墙或格栅等整流措施。

f. 积泥区高度应根据沉泥量、污泥浓缩程度和排泥方式等确定，排泥设备同平流沉淀池，可采用串口管排泥或机械排泥等。

g. 斜管沉淀池采用侧面进水时，斜管倾斜角意反向进水为宜。

h. 斜管沉淀池的出水系统应使池子的出水均匀，其布置与一般澄清池相同，可采用穿孔管或穿孔集水槽等集水。

i. 斜管材料，目前国内采用的主要材料有：

聚氯乙烯塑料片（处理饮用水时应为无毒塑料片）厚度为 0. 4～0. 5mm，热压成半蜂窝形，用聚氨酯等树脂胶合成蜂窝形。

聚丙烯塑料片，但在气温较高地区容易变软变形。

玻璃钢斜管，虽质地比较硬，但必须是无毒，目前采用较少。

不锈钢，适用于较大孔径。

（2）设计参数

a. 设计流量

$$Q = 163.25\,m^3/h$$

b. 斜管沉淀区液面负荷采用$12.6\,m^3/m^2\cdot h$（相当于$3.5\,mm/s$）。

c. 采用蜂窝形斜管，$\emptyset = 30, \mathrm{L} = 1000mm, \theta = 60^\circ$

（3）设计计算

a. 清水区的面积尺寸

$$A' = \frac{163.25}{12.6} = 12.96m^2$$

b.斜管部分的面积

$$A = \frac{A'}{\varphi} = \frac{12.96}{0.95} = 13.64m^2$$

斜管部分平面尺寸（宽 × 长）采用$B' \times L' = 2.65m \times 5.2m$

c. 进水方式

沉淀池进水由边长$B'$为 2. 65 $m$的一侧流入，该长度与絮凝池边长相同。

d. 管内流速

$$v_0 = \frac{v}{\sin\theta} = \frac{3.3}{sin60^\circ} = 3.80\,mm/s$$

采用$4.00\,mm/s$

管长 L 根据$u_0$和$v_0$值，$L/d = 32$，则

有效管$l = 800mm$

过渡段长度$l' = 200mm$

$$L = l + l' = 800 + 200 = 1000mm$$

池宽$\mathrm{B} = B' + L\cos\theta = 5.2 + 0.5 = 5.7m$

管内沉淀时间

$$\mathrm{t} = \frac{l}{v_0} = 1000/4 = 250 \approx 4.2\mathrm{min}$$

e. 池高

斜管区高度$H_1 = L\sin\theta = 0.87m$

超高采用 0. 23m

清水区高度 1. 07m

布水区高度 1. 43m

泥斗高度 0. 8m

有效池深$H' = 0.87 + 1.07 + 1.43 = 3.37m$

池子总高H $= H' + 0.23 + 0.8 = 4.4m$

f. 进口配水

为使水流均匀的分布在整个进水截面上，并尽量减少扰动，在沉淀池进口处用砖砌穿孔布水墙，墙长 2. 65m，墙高 1. 43m，超高 0. 23m. 穿孔墙孔洞总面积Ω，空洞处流速采用$\mathrm{v} = 0.2\mathrm{m/s}$，为防止絮凝体破碎，孔口流速不宜小于 0. 15～0. 2m/s。

$$\Omega = \frac{Q}{v_1} = \frac{0.045347}{0.2} = 0.227m^2$$

孔洞个数 N，孔洞形状采用矩形孔眼，尺寸为 150mm*80mm，则

$$\mathrm{N} = \frac{\Omega}{S} = \frac{0.227}{0.15 \times 0.08} = 18.9$$

实取 20 个

孔眼实际流速

$$v = \frac{Q}{N_s} = \frac{0.045347}{20 \times 0.15 \times 0.08} = 0.189\,m/s$$

孔眼布置水平方向孔眼净距取 250mm，孔眼布置成 4 排，每排孔眼数为 5 个，其所占宽度为$5 \times 150 + 6 \times 250 = 2250\mathrm{mm}$，剩余宽度为 2650−2250=400mm，均分在两侧，每侧 200mm，垂直方向孔眼净距 110mm，最上一排的淹没深度为 0. 5m，则孔眼的分布高度为$500 + 80 \times 4 + 110 \times 3 = 1150\mathrm{mm}$。池底 270mm 高度内花墙不设孔眼。

g. 集水槽

集水槽个数 N=2

集水槽中心间距

$$\frac{2650}{2} = 1.325\mathrm{m}$$

槽中流量

$$\mathrm{q} = \frac{Q}{N} = \frac{0.045}{2} = 0.0225\,m^3/s$$

考虑池子的超载系数为 20%

$$q_0 = 1.2q = 1.2 \times 0.0225 = 0.027\,m^3/s$$

槽宽$\mathrm{b} = 0.9q_0^{0.4} = 0.9 \times 0.027^{0.4} = 0.21m$

为便于施工，取$\mathrm{b} = 0.2$

终点槽中水深$H_2 = 1.25 \times b = 0.25m$

起点槽中水深$H_1 = 0.75 \times 0.2 = 0.15m$

为便于施工统一按$H_2 = 0.25m$计

槽的高度$H_3$

集水方法采用淹没式自由跌落。淹没深度取 5cm，跌落高度取 5cm，槽的超高取 0. 15m，则集水槽总高度

$$H_3 = H_2 + 0.05 + 0.05 + 0.15 = 0.5m$$

h. 孔眼计算

所需孔眼总面积ω

由$q_0 = \mu\omega\sqrt{2gh}$得

$$\omega = \frac{q_0}{\mu\sqrt{2gh}}$$

式中：$q_0$—集水槽流量 $m^3/s$

$\mu$—流量系数　取 0. 62

h—孔口淹没水深 m，此处为 0. 05m

$\omega$—孔眼总面积$m^2$

所以

$$\omega = \frac{0.027}{0.62\sqrt{2 \times 9.8 \times 0.05}} = 0.044m^2$$

单孔面积$\omega_0$

孔眼直径采用 d=25mm，则单孔面积

$$\omega_0 = \frac{\pi}{4}d^2 = \frac{\pi}{4} \times 0.025^2 = 0.00049m^2$$

孔眼个数 n

$$\mathrm{n} = \frac{\omega}{\omega_0} = \frac{0.044}{0.00049} = 89.6$$

取 90 个

集水槽每边孔眼个数$n'$

$$n' = \frac{n}{2} = 45 \text{ 个}$$

孔眼中心距离$S_0$

$$S_0 = L/45 = \frac{5.7}{45} = 126\mathrm{mm}$$

取 125mm

j. 出水渠

出水渠起端水深：

$$\mathrm{h} = 1.73\sqrt[3]{\frac{Q}{gB^2}}$$

式中：Q——沉淀池流量$(m^3/s)$

g——重力加速度， $9.81\,m/s^2$

B——渠道宽度，m，本设计中取 B=0. 5m

$$\mathrm{h}=1.73\sqrt[3]{\frac{0.045347}{9.81\times0.5^2}}=0.46m$$

出水渠道的总深度取 0. 6m，跌水高度取 0. 15m，渠道内的水流速度

$$v_1=\frac{Q}{Bh}=\frac{0.045347}{0.5\times0.46}=0.20\,m/s$$

沉淀池的出水管管径初定为 DN300，此时管道内的流速为

$$v_2=\frac{4Q}{\pi D^2}=\frac{4\times0.045347}{\pi\times0.3^2}=0.64\,m/s$$

沉淀池放空管

设沉淀池的放空时间为 1h，则放空管直径

$$\mathrm{d}=\sqrt{\frac{0.7\times2.65\times5.7\times3.37^{0.5}}{1800}}=0.10m$$

式中 B 、 L 、 H 分别为沉淀池的宽、长、有效水深。

放空管管径可取 DN150。

## 3. 5 UASB 反应器的设计计算

### 3. 5. 1 设计说明

UASB 反应器（上流式厌氧污泥床）是集生物反应与沉淀于一体的一种结构紧凑效率高的厌氧反应器。为了满足池内厌氧状态并防止臭气散逸，UASB 池上部采用盖板密封，出水管和出气管分别设置水封装置。池内所有管道、三相分离器和池壁均做防腐处理。

### 3. 5. 2 UASB 反应器有效容积

UASB 预处理水质见下表

表 3-3 UASB 预处理水质

| 水质指标 | COD | BOD | SS |
|---|---|---|---|
| 进水水质(mg/L) | 6000 | 3000 | 700 |
| 去除率(%) | 80% | 80% | 50% |
| 出水水质(mg/L) | 1200 | 600 | 350 |

（1）对于中等浓度的和高等浓度的有机废水，一般情况下，有机容积负荷率是限制因素，反应器的容积与废水水量、废水浓度和允许的有机物容积负荷去除率有关。设计容积负荷为$N_v$=8.0kg$COD/(m^3\cdot d)$， COD 去除率为 80%，则 UASB 反应器有效容积

为：

$$V_{有效}=\frac{Q（C_0-C_1）}{N_V}$$

式中 Q——设计处理量，$m^3/d$；

$C_0$ 、$C_1$——进、出水 COD 浓度，$mg/L$；

$N_V$ ——COD 容积负荷，kg$COD/(m^3\cdot d)$。

UASB 设两座，单座反应器的有效容积为：

$$V_{有效}=\frac{3840.6\times（6000-1200）}{2\times1000\times8.0}=1152.18m^3$$

### 3. 5. 3 UASB 反应器的形状和尺寸

据资料，经济反应器的高度一般为 4～6m 之间，并且在大多数情况下这也是系统优化的运行范围。升流式厌氧污泥床的池形有矩形、方形和圆形。圆形反应器具有结构稳定的特点，但是建造圆形反应器的三相分离器要比矩形和方形反应器复杂的多，因此本次设计选用矩形池。从布水均匀性和经济性考虑，矩形池长宽比在 2:1 左右较为合适。

设计反应器的有效高度为 $h$ =6m，则横截面积

$$S=\frac{V_{有效}}{h}=\frac{1152.18}{6}=192.03m^2$$

设池长 L 为池宽的 2 倍，则可取 $B$＝$10m$，$L=20m$

一般反应时反应器的装液量为 70%～90%，本工程中设计反应器总高 $H$＝6. 5m，其中超高 0. 5m。

反应器总容积$V=BLH=10\times20\times(6.5-0.5)=1200m^3$，

有效容积为$1152.18m^3$，则体积有效系数为 82. 3%，符合有机负荷要求。

水力停留时间（HRT）和水力负荷率（$V_r$）

$$t_{\mathrm{HRT}}=\frac{1152.18}{3840.6/2}\times24=14.4h$$

$$V_r=\frac{Q}{S}=\frac{3840.6/（24\times2）}{192.03}=0.42\,m^3/(m^2\cdot h)$$

对于颗粒污泥，水力负荷$V_r=0.1$～$0.9\,m^3/(m^2\cdot h)$，符合要求。

### 3. 5. 4 进水分配系统的设计

（1）布水点的设置

进水方式的选择应根据进水浓度及进水流量而定，通常采用的是连续均匀进水方式。布水点的数量可选择一管一点或一管多点儿的布水方式，布水点数量与处理废水的流量、进水浓度、容积负荷等因素有关。

Lettinga 等推荐的 UASB 反应器进料喷嘴数设置标准见下表。

表 3-4 UASB 反应器进料喷嘴数设置标准

| 污泥性质 | 进水容积负荷 $kgCOD/(m^3.d)$ | 每个进水点儿负荷面积/$m^2$ |
|---|---|---|
| 密实的絮体污泥度大于 40kgTSS/$m^3$ | <1 | 0.5～1 |
| | 1～2 | 1～2 |
| | >2 | 2～3 |
| 疏松的絮体污泥浓度 20～40 TSS/$m^3$ | 1～2 | 1～2 |
| | >3 | 2～5 |
| 颗粒污泥 | 2 | 0.5～1 |
| | 2～4 | 0.5～2 |
| | >4 | >2 |

由于所取容积负荷为 8.0 kg $COD/(m^3 \cdot d)$，因此每个点的布水负荷面积大于 2$m^2$。本次设计池中共设置 84 个布水点，则每点的负荷面积为：

$$S_i = \frac{S}{n} = \frac{192.03}{84} = 2.30m^2$$

（2）配水系统形成

UASB 反应器的进水分配系统形式多样，主要有树枝管式、穿孔管式、多管多点式和上给式 4 种。本次设计使用 U 形穿孔管配水，一管多孔式。为配水均匀，配水管中心距可采用 1.0～2.0m，出水孔孔距也可采用 1.0～2.0m，孔径一般为 10～20min，常采用 15mm，孔口向下或与垂线呈45°方向，每个出水孔的服务面积一般为 2～4$m^2$。配水管中心距池底一般为 20～25cm，配水管的直径最好不小于 100mm。为了使穿孔管各孔出水均匀，要求出口流速不小于 2$m/s$。

每座 UASB 的进水总管管径取 200mm，配水管管径取 100mm，流速约为 1.26$m/s$。为均匀布水，每座反应器中设一根主干管，14 根配水管成支状布置，配水管中心距取 1.429 米，两侧的配水管中心距墙的距离为 1.014m。

本装置采用连续进料方式，布水孔孔口向下，有利于避免管口堵塞，而且由于 UASB 反应器底部反射散布作用，有利于布水均匀。

为了增强污泥和废水之间的接触，减少底部进水管的堵塞，建议进水点距反应器池底 200～250mm。本工程中设计布水管离 UASB 反应器底部 200mm。

上升水流速度和气流速度

本次设计中常温下容积负荷 $N_v$=8.0kg $COD/(m^3.d)$，沼气产率$r = 0.45\,m^3/kgCOD$，根据接种污泥的不同选择不同的空塔水流和气流速度。如采用厌氧消化污泥接种，需满

足空塔水流速度$u_k \leq 1.0\,m/h$，空塔沼气上升速度$u_g \leq 1.0\,m/h$。如采用颗粒污泥接种，水流速度可以提高至$1.0\,m/h \leq u_k \leq 4.0\,m/h$。这里计算按接种消化污泥为依据。则空塔水流速度

$$u_k = \frac{Q}{S} = \frac{80}{192.03} = 0.42\,m/h < 1.0\,m/h$$

符合要求。

空塔气流速度

$$u_g = \frac{QC_0\eta r}{S} = \frac{80 \times 6.0 \times 0.8 \times 0.45}{192.03} = 0.90(m/h) < 1.0(m/h)$$

符合要求。

### 3. 5. 5 三相分离器的设计

三相分离器的构造形成是多种多样的，但不论哪一种，它必定有 3 个主要功能和 3 个组成部分：气液分离、固液分离和污泥回流 3 个功能以及气封、沉淀区和回流缝 3 个组成部分。单个三相分离器的构造见下图 3–2。

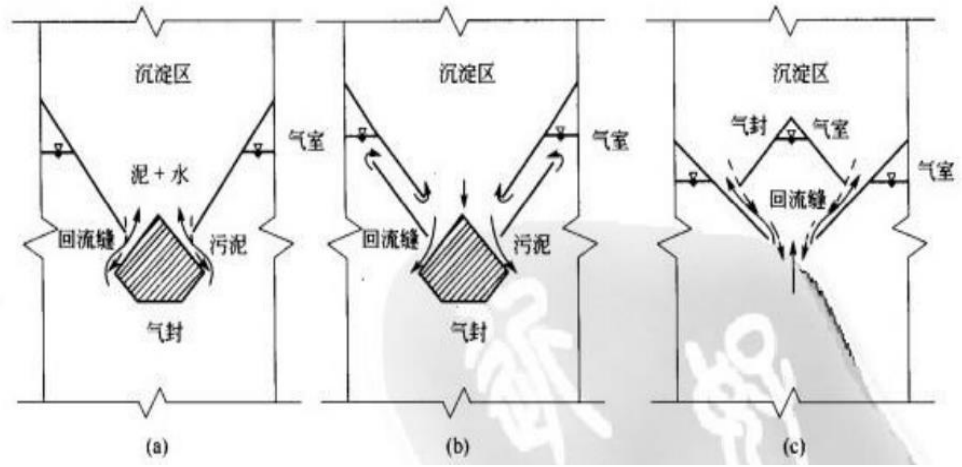



图 3–2 三相分离器的基本构造

如图（a）所示的三相分离器较为简单，但泥水分离的情况不够理想，因为回流缝同时存在上升和下降两种流体，互相干扰。图（c）也有类似情况。图（b）三相分离器的构造虽然较为复杂，但污泥回流和水流上升互相不干扰回流畅通，泥水分离效果好，气体分离效果也较好。因此本工程采用图（b）所示的三相分离器。

(1)沉淀区设计

三相分离器沉淀区固液分离是靠重力沉淀$(v_s)$达到的，其设计方法与普通二沉池相似，主要考虑两个因素，即沉淀面积和水深。沉淀面积可根据废水流量和沉淀区的表面负荷率确定。一般表面负荷率的数值等于水流向上流速$v_L$，该值的大小与需要去除的污泥颗粒的沉降速度$v_s$相等，但方向相反。对于已经形成颗粒污泥的反应器，为防止和减

少悬浮层絮状污泥流失，沉淀室内设计日平均表面负荷率小于$0.7\,m^3/(m^2\cdot h)$，沉淀区进水口的水流上升速度一般小$2\,m^3/(m^2\cdot h)$。三相分离器中物质流态示意图见图3-3示。

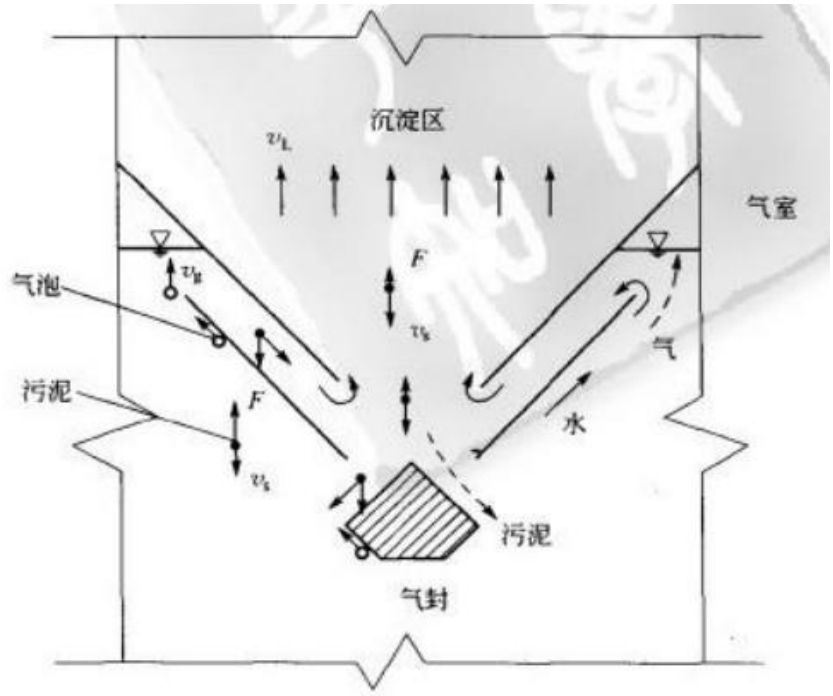



图 3-3 三相分离器中物质流态示意图

本次设计中，与短边平行，沿边长布置 7 个集气罩，构成 6 个分离单元，则设置 6 个三相分离器。三相分离器单元结构示意图如图 4-9 所示。

三相分离器的长度为$\mathrm{B}=10\mathrm{m}$，每个单元宽度为

$$\mathrm{L}=\frac{20}{6}=3.33m$$

其中沉淀区长$B_1=10m$，宽度$b=2.2m$，集气罩顶宽度$\mathrm{a}=1.13m$，壁厚 0. 2m，沉淀池底部进水口宽度$b_1=1.1m$。

沉淀区面积$S_1=nB_1b=6\times10\times2.2=132m^2$。

沉淀区表面负荷

$$q'=\frac{Q}{S_1}=\frac{80}{132}=0.61\,m^3/(m^2\cdot h)<0.7\,m^3/(m^2\cdot h)$$

符合要求。

沉淀室进水口面积

$$S_2=\mathrm{nB}b_1=6\times10\times1.1=66m$$

沉淀室进水口水流上升速度

$$v_2=\frac{Q}{S_2}=\frac{80}{66}=1.21\,m^3/(m^2\cdot h)<2.0\,m^3/(m^2\cdot h)$$

符合要求。

(2)沉淀区斜壁角度与深度设计

三相分离器沉淀区斜壁倾斜度应在$45^\circ$～$60^\circ$之间，上部液面距反应器顶部，集气罩

顶以上的覆盖水深$h_2$可采用，沉淀区斜面的高度$h_3$建议采用0.5~1.0$m$。不论何种形式的三相分离器，其沉淀区的水深≫ 1.0m，并且沉淀区的水力停留时间以1~1.5h为宜。如能满足上述条件，则可取得良好的固液分离效果。

设计 UASB 反应器沉淀区最大水深为 2m，$h_1 > 0.5m$(超高)，$h_2 = 0.5m$，倾角取$45^\circ$，则$h_3$

$$h_3 = \frac{1}{2}(2.2 - 1.1) \times \tan 45^\circ = 0.55m$$

符合要求。

(3)气液分离设计

如图 4-10 所示，设计就是要在确定气封$\beta$角后，合理选择图中缝隙宽度$l_1$和斜面长度 *BC*（主要是 *MB*），以防止 UASB 消化区中产生的气泡被上升的液流带入沉淀室，干扰固液分离，造成污泥流失。当气泡随液流以速度$v_M$沿分离器斜面 BC 上升时，由于浮力的作用，它同时具有垂直向上的速度$v_N$。为了保证气泡不随液流窜入沉淀室，气泡必须在其随液流由 B 点移至 M 点时，在垂直方向上移动距离 MN。则在分离器设计中，必须满足一下公式要求：

$$\frac{v_N}{v_M} > \frac{MN}{MB}$$

倾角 $\beta$=$60^\circ$,$\gamma = 70^\circ$,$b_2 = 0.4m$，分隔板下端距反射锥的垂直距离 MN=0. 225m，则缝隙宽度 $l_1 = MN\sin\beta = MN\sin 60^\circ = 0.195m$

单池废水总流量为 1920. $3m^3/d$，根据资料，设有0.7Q = 1344.21 $m^3/d$的废水通过进水缝进入沉降区，另有0.3Q = 576.09 $m^3/d$的废水通过回流缝进入沉降区。则

$$v_M = \frac{0.3Q}{24nl_1B} = \frac{576.09}{24 \times 9 \times 0.195 \times 2 \times 6} = 1.14\,m/h < 2.0\,m/h$$

符合要求。

$$\mathrm{MC} = \frac{b_2}{2\sin\beta} = \frac{0.4}{2 \times \sin 60^\circ} = 0.231m$$

设 BC=0. 4m，则$\mathrm{MB} = \mathrm{BC} - \mathrm{MC} = 0.4 - 0.231 = 0.169\mathrm{m}$

$$\mathrm{AB} = 2\mathrm{BC}\cos 30^\circ = 2 \times 0.4 \times \cos 30^\circ = 0.693\mathrm{m}$$

$$\mathrm{BD} = \mathrm{AD} = \frac{AB}{2\cos 20^\circ} = \frac{0.693}{2\cos 20^\circ} = 0.369m$$

$$\mathrm{CD} = \mathrm{BC}\sin 30^\circ + BD\sin 20^\circ = 0.4\sin 30^\circ + 0.369\sin 20^\circ = 0.326m$$

则$h_5 = CD + MN - MC\cos\beta = 0.326 + 0.225 - 0.231\cos 60^\circ = 0.4355m$

脱气条件校核。设能分离气泡的最小直径$d_g = 0.01cm$，常温下清水运动粘滞系数$\gamma = 1.01 \times cm^2/s$，废水密度$\rho_1 = 1.03\,g/cm^3$，气体密度$\rho_g = 1.2 \times 10^{-3}\,g/cm^3$，气泡碰撞系数$\beta = 0.95$，则清水动力黏度$\mu' = \gamma\rho_1 = 1.01 \times 10^{-2} \times 1.03 = 1.04 \times 10^{-2}\,g/(cm \cdot s)$,

因处理对象为废水，其动力黏度$\mu$一般大于$\mu'$，可取$\mu = 2.0 \times 10^{-2}\, g/(cm \cdot s)$，由斯托克斯公式，

$$v_N = \frac{\beta g（\rho_1 - \rho_g）d_g^2}{18\mu}$$

则气泡上升速度（可分离的最小气泡）为：

$$v_N = \frac{0.95 \times 981 \times （1.03 - 1.2 \times 10^{-3}） \times 0.01^2}{18 \times 2.0 \times 10^{-2}} = 0.266\, cm/s = 9.58\, m/h$$

验证

$$\frac{v_N}{v_M} = \frac{9.58}{1.14} = 8.40$$

$$\frac{MN}{MB} = \frac{0.225}{0.169} = 1.51$$

可见$\frac{v_N}{v_M} > \frac{MN}{MB}$，合理。

所以三相分离器的可脱出$d_g \geq 0.01cm$的沼气泡，分离效果良好。

(4)分隔板的设计

如图 4–10 所示，$b_2 = 0.4m$，$b_3 = \frac{1}{2}(b - b_2) = 0.9m$。

经上面计算，气体因受浮力作用，气泡上升速度在进水缝中$v_N = 9.58\, m/h$，沿进水缝斜向上的速度分量为$v_N \sin\alpha = 9.58 \times \sin 53.1^\circ = 7.661\, m/h$，则进水缝中水流速度应该满足$v < 7.661\, m/h$，否则水流把气泡带进沉降区。

假设水流的速度$v$刚好等于$7.661\, m/h$，前面计算中以设有$1344.21\, m^3/d$废水通过回流缝进入沉降区，则三相分离器的进水缝纵截面积为：

$$S_{进水缝总} = \frac{Q_{进水缝}}{v} = \frac{1344.21}{24 \times 7.661} = 7.311m^2$$

共有六组（12 条）进水缝，每条进水缝纵截面面积

$$S_{进水缝总} = \frac{S_{进水缝单}}{n} = \frac{7.311}{12} = 0.609m^2$$

进水缝宽度

$$l_2 = \frac{S_{进水缝单}}{B} = \frac{0.609}{9} = 0.068m$$

应满足$l_2$与$l_1$相当级数，且$l_2 > 0.068\mathrm{m}$，现设计$l_2 = 0.11m$则进水缝中水流速度

$$v = \frac{Q_{进水缝}}{S_{进水缝}} = \frac{1344.21}{24 \times 2 \times 6 \times 0.11 \times 9} = 4.715\, m/h < 7.661\, m/h$$

满足设计要求。

$$\Delta\mathrm{h} = \frac{l_2}{\cos\alpha} = \frac{0.11}{\cos 53.1^\circ} = 0.183m$$

$$h_4 = b_3 \tan\alpha + \Delta\mathrm{h} - h_3 = 0.9 \tan 53.1^\circ + 0.183 - 1.0 = 0.382m$$

设进水缝下板上端比进水缝上板下端高出 0. 2m，则进水缝下板长度为：

$$\frac{0.2+h_4}{\sin\alpha}=\frac{0.2+0.382}{\sin 53.1^{\circ}}=0.728m$$

进水缝上板长度为：

$$\frac{h_3}{\sin\alpha}=\frac{1.0}{\sin 53.1^{\circ}}=1.25m$$

⑸三相分离器与 UASB 高度设计

三相分离区总高度

$$\mathrm{h}=h_2+h_3+h_4+h_5=0.5+1.0+0.382+0.4355=2.318m$$

UASB 反应器总高$H=7.5m$，其中超高$h_1=0.5m$

据资料，Q 一定，相同的 COD 降解速率下，反应器的有效高度与污泥床高度之比为（3～4）:1 较为合适。较高的污泥床高度可能引起污泥浓度过大，废水布水不均匀，形成污泥脱节现象。反应器的有效高度在任何情况下选用 4. 5～6，悬浮层高度 3～4m 是适宜的。

### 3. 5. 6 排泥系统的设计

由于厌氧消化过程中微生物的不断生长或进水不可降解悬浮固体的积累，必须在污泥床区定期排出剩余污泥，所以 UASB 反应器的设计应 包括剩余污泥的排除设施。

⑴UASB 反应器中污泥总量的计算

高效工作的 UASB 反应器内，反应区的污泥沿高程成两种分布状态，下部约$1/3$ ～$1/2$的高度范围内，密集堆积着絮状污泥和颗粒污泥。污泥梨粒子虽呈一定的悬浮状态，但相互之间距离很近，几乎呈搭接之势。这个区域内的污泥固体高$40$～$80\mathrm{g}\,VSS/L$或 $60$～$120\mathrm{g}\,SS/L$，通常称为污泥床层。污泥床层以上约占反应区总高度的$1/3$ ～$1/2$的区域范围内，悬浮着颗粒较小的絮状污泥和游离污泥，絮体之间保持着较大的距离。污泥固体的浓度较小，平均约为$5$～$25\mathrm{g}\,VSS/L$或 $5$～$30\mathrm{g}\,SS/L$，这个高度范围内通常称为污泥悬浮层。

本设计中，反应器的最高液面为 7m，其中沉淀区高 2. 5m 污泥浓度为$\rho_1=0.5\mathrm{g}\,SS/L$；悬浮区高 1. 5m，污泥浓度$\rho_2=2.0\mathrm{g}\,SS/L$；污泥床高 3. 0m，污泥浓度$\rho_3=15.0\mathrm{g}\,SS/L$。则反应器内污泥总量

$$\mathrm{M}=\mathrm{S}h_1\rho_1+\mathrm{S}h_2\rho_2+\mathrm{S}h_3\rho_3=S(h_1\rho_1+h_2\rho_2+h_3\rho_3)$$
$$=192.03\times(2.5\times0.5+1.5\times2.0+3.0\times15)=9457.5kgSS$$

⑵BOD 污泥负荷

污泥负荷表示反应器内单位质量的活性污泥在单位时间内承受的有机物质量。

$$\frac{F}{M}=\frac{S_{BOD_5}Q}{M}=\frac{(3-0.6)\times\frac{3840.6}{2}}{9457.5}=0.487kg\ BOD_5/kgSS\cdot d$$

⑶产泥量计算

剩余污泥量的确定与每天去除的有机物量有关，当没有相关的动力学常数时，可根据经验数据确定。一般情况下，可按每去除 1 kgCOD 产生 0. 05～0. 10kgVSS 计算。本工程取$\mathrm{X}=0.07\,kgVSS/kgBOD$，则产泥量为：

$$\Delta \mathrm{X}=\mathrm{XQ}S_r=0.07\times\frac{3840.6}{2}\times 6\times 0.8=645.2\,kgVSS/d$$

式中 Q—设计处理量，$m^3/d$；

$S_r$—去除的 COD 浓度，$kgCOD/m^3$

据资料，小试条件下，柠檬酸废水$VSS/SS=0.91$，但不同试验规模下$VSS/SS$是不同的，因为规模越大，被处理的废水含无机杂质越多，因此取$VSS/SS=0.8$。

则

$$\Delta X'=\frac{645.2}{0.8}=806.5\,kgSS/d$$

污泥含水率 P 为 98%，因含水率大于 95%，取$\rho_s=1000\,kg/m^3$，则

污泥产量

$$Q_s=\frac{\Delta X'}{\rho_s(1-P)}=\frac{806.5}{1000(1-0.98)}=40.325\,m^3/d$$

⑷污泥龄的计算

污泥龄

$$\theta_c=\frac{M}{\Delta \mathrm{X}}=\frac{9457.5}{645.2}=14.66d$$

⑸排泥系统设计

一般认为，排除剩余污泥的位置设在反应的 1/2 高度处，但大都推荐把排泥设备安装在靠近反应器底部，也有人在三相分离器下 05 处设计排泥管，以排除污泥系统上面部分的剩余絮状污泥，而不会把颗粒污泥排走。对 UASB 反应器的排泥系统，必须同时考虑上、中、下不同位置设排泥设备，应根据生产运行中的具体情况考虑实际的排泥要求，来确定排泥位置。由于反应器的占地面积较大，所以必须进行均布多点排泥，建议每$10m^2$设一个排泥点。专设排泥管管径不应小于 200mm，以防堵塞。

本次设计在三相分离器下0. 5m处设置4个排泥口，排空时由污泥泵从排泥管强排，进水管也兼作排泥管。

UASB 反应器每 3 个月排泥一次，污泥排入集泥池，再有污泥泵送入污泥浓缩池。排泥管选 DN150 的钢管，排泥总管选用 DN200 的钢管。

### 3. 5. 7 出水系统的设计计算

⑴溢流堰设计计算

为了保持出水均匀，沉淀区的出水系统通常采用出水渠，一般每个单元在三相分离器沉淀区设一条出水渠，而出水渠每隔一定距离设三角出水堰。本次设计溢流出水槽的分布见图 4-11。

池中设有 6 个单元三相分离器，出水槽共有 6 条，槽宽$b_C = 0.2m$

反应器流量

$$q = \frac{3840.6}{24 \times 3600 \times 2} = 0.02223\, m^3/s$$

设出水槽槽口附近水流速度$v_c = 0.3\, m/s$, 槽口附近水深

$$h_{cf} = \frac{q}{v_c b_c} = \frac{0.02223/6}{0.3 \times 0.2} = 0.0617m$$

取槽口附近水槽深$h_C$为 0. 25m，出水槽坡度为 0. 01, 出水槽溢流堰共有 12 条，每条长 9m。

设计$90^{\circ}$三角堰，堰高 50mm，堰口宽 100mm，则堰口水面宽$b' = 50mm$。

单座 UASB 处理水量为 22. 23L/s，溢流负荷为 1～$2L/(m \cdot s)$, 设计溢负荷为$f = 1.112\, L/(m \cdot s)$，则

堰上水面总长

$$\mathrm{L} = \frac{q}{f} = \frac{22.23}{1.112} = 19.99m$$

三角堰数量

$$n_{三角堰} = \frac{L}{b'} = \frac{19.99}{50 \times 10^{-3}} = 400\ 个$$

则每条溢流堰三角堰数量为

$$\frac{400}{12} = 33.33$$

取 34 个，共 34 个 100mm 的堰口，34 个 100mm 的间隙。

⑵堰上水头校核

每个堰出流率为

$$q' = \frac{q}{n_{三角堰}} = \frac{22.23 \times 10^{-3}}{400} = 5.558 \times 10^{-5}\, m^3/s$$

按 90 度三角堰计算公式$q' = 1.43h^{2.5}$，则堰上水头为：

$$\mathrm{h} = \left(\frac{q'}{1.43}\right)^{0.4} = \left(\frac{5.558 \times 10^{-5}}{1.43}\right)^{0.4} = 0.0172m$$

⑶出水渠设计计算

UASB 反应器沿长边设一条矩形出水渠，6 条出水槽的出流流至此出水渠。出水渠保持水平，出水由一个出水口排出。

出水渠渠宽$b_Q = 0.6m$，坡度 0. 01. 设计出水渠渠口的附近水流速度$v_Q = 0.3\, m/s$，

则渠口附近水深

$$h_{qf} = \frac{q}{v_Q b_Q} = \frac{0.02223}{0.3 \times 0.6} = 0.124m$$

考虑渠深应以出水槽槽口为基准计算，所以出水渠渠深

$$h_q = 0.25 + 0.124 = 0.374m$$

出水渠的出水直接自流进入下一个处理构筑物。

⑷出水管设计计算

每座池子采用 DN300 出水管。

### 3. 5. 8 沼气收集系统的设计计算

⑴沼气集气系统布置

由于有机负荷较高，产气量 较大，因此设置一个水封罐，水封罐出来的沼气先通入气水分离器，然后进入沼气贮柜。

集气室沼气出气管

每个集气罩的沼气用一个集气管收集，共有 7 根集气管，采用钢管。每根集气管内最大气流量

总产气量为

$$\mathrm{G} = \mathrm{rQ}S_0E = 0.45 \times \frac{3840.6}{2} \times 6.0 \times 0.8 = 4147.85\,m^3/d$$

$$g_{max} = \frac{G}{n_{沼气管}} = \frac{4147.85}{24 \times 3600 \times 7} = 6.858 \times 10^{-3}(m^3/s)$$

据资料，集气室沼气出气管最小直径为 DN100，且尽量设置不短于 300mm 的立管出气，若采用横管出气，其长度不宜小于 150mm。

本工程设计集气管直径为 DN200，设置 500mm 立管出气，共 7 根。

沼气主管　7 根集气管先汇入沼气主管。采用钢管，沼气主管管道坡度为 0. 5%。

沼气主管内最大气流量

$$\mathrm{g} = \frac{G}{86400} = \frac{4147.85}{86400} = 0.0480\,m^3/s$$

主管直径与沼气流量的关系式为：

$$\mathrm{g} = \frac{a\pi v d^2}{4}$$

式中，a 为充满度，取 0. 6。则流速$v$约为 0. 826$m/s$。

由上式，取沼气主管直径为 DN200

⑵水封罐的设计计算

水封罐的作用是控制三相分离器的集气室中气液两相的界面高度，保证集气室内出

以上内容仅为本文档的试下载部分，为可阅读页数的一半内容。如要下载或阅读全文，请访问：https://d.book118.com/908074117141006040