

摘 要

豆制品营养丰富，含有大量的蛋白质和氨基酸，营养价值高，具有很好的保健功能，豆制品的销量增加会导致豆制品加工厂的废水量增加，废水处理应该得到重视。

经过对某豆制品加工企业产生的废水水质水量进行综合分析，在查阅国内和国外处理实例的基础上，本设计拟采用“UASB 反应器+A²O 池”组合工艺对该企业豆制品加工废水进行处理。设计豆制品企业废水处理规模为 800m³/d，处理后水质需要达到《污水综合排放标准》（GB8978-1996）一级标准要求。本设计对污水处理的主要构筑物尺寸进行设计计算与选型，对污水处理设备的规格、数量、型号等进行选择分析，完成 A²O 池工艺图、整体平面布置图、主要污水处理构筑物设计详图以及带高程标注的工艺流程图的绘制。最后，对该设计的总体投资和单位运行成本进行了估算。

关键词：豆制品废水；A²O；UASB；组合工艺

ABSTRACT

Nowadays, soy products are rich in nutrition and high in nutritional value. Contains a lot of protein and amino acids, has a good health function, can improve human immunity, prevent osteoporosis and so on. The increase in sales of soybean products will lead to an increase in the amount of wastewater in soybean products processing plants, and wastewater treatment should be paid attention to.

After A comprehensive analysis of the quality and quantity of wastewater produced by soybean products processing enterprises, on the basis of consulting domestic and foreign treatment examples, this design intends to use "UASB reactor +A²O pool" combination process for soybean products wastewater treatment. The wastewater treatment scale of the soybean products enterprise is 800m³/d, and the treated effluent needs to meet the requirements of the "Comprehensive Sewage Discharge Standard" (GB8978-1996). In this design, calculates and selects the size of the main structures for sewage treatment, selects and analyzes the specifications, quantity and model of the sewage treatment equipment, and completes the drawing of A²O pool process chart, overall layout plan, design details of the main sewage treatment structures and the process flow chart with elevation annotation. Finally, the overall investment and unit operating cost of the design are estimated.

Keywords : soybean wastewater ; A²O ; UASB ; Combined processes

目 录

摘 要	I
第 1 章 绪论	1
1.1 选题意义与目的	1
1.2 国内外的研究现状分析与应用现状	1
1.2.1 混凝法	1
1.2.2 絮凝法	1
1.2.3 好氧生物法	1
1.2.4 厌氧生物法	2
1.2.5 厌氧与好氧组合法	2
1.3 设计背景及水质特点	2
1.4 设计规模	2
1.5 设计进出水水质	2
1.6 工艺流程	3
第 2 章 工艺流程设计计算	4
2.1 各构筑物预期处理效果	4
2.2 格栅	4
2.2.1 设计参数	4
2.2.2 设计计算	5
2.2.3 设备选型	6
2.2.4 格栅设计草图	6
2.3 调节池	7
2.3.1 设计参数	7
2.3.2 设计计算	7

2.3.3 设备选型	8
2.3.4 调节池设计草图	8
2.4 絮凝池	8
2.4.1 设计参数	8
2.4.2 设计计算	9
2.4.3 往复式隔板絮凝池设计草图	11
2.5 UASB 反应器	12
2.5.1 设计参数	12
2.5.2 设计计算	13
2.6 A ² O 池	16
2.6.1 设计参数	16
2.6.2 设计计算	16
2.7 沉淀池	24
2.7.1 设计参数	24
2.7.2 设计计算	24
2.7.3 竖流式沉淀池设计草图	26
2.8 污泥浓缩池	26
2.8.1 设计参数	26
2.8.2 设计计算	27
2.9 紫外线消毒池	27
2.9.1 设计参数	27
2.10 脱水机	28
2.10.1 设计参数	28
2.10.2 设备选型	28
第 3 章 构筑物高程计算	29

3.1 污水构筑物高程计算	29
3.1.1 各处理构筑物的水头损失	29
3.1.2 污水管渠水头损失计算表	29
3.1.3 高程确定	30
3.2 污泥高程计算	30
3.2.1 各处理构筑物的水头损失	30
3.2.2 污泥处理构筑物标高	31
第 4 章 成本估算	32
4.1 工程投资估算	32
4.2 运行成本费用	32
4.2.1 动力费用	33
4.2.2 药剂费用	33
4.2.3 人工费用	33
4.2.4 总运营费用	34
结论	35
参考文献	36
致谢	37

第 1 章 绪论

1.1 选题意义与目的

某豆制品加工企业生产期间会产生大量高浓度有机废水,具有间歇性排放、COD 含量高、氨氮含量较高、BOD₅ 高、可生化性较好等特点。若不经妥善处理直接排放,将对地表和地下水及人们生活环境造成严重污染。因此,为了减轻该企业生产废水对环境的污染,拟建一座废水处理站,对生产废水进行妥善处理,出水水质按《污水综合排放标准》(GB8978-1996)一级标准执行,以降低废水对水环境的影响,实现水资源可持续利用。

1.2 国内外的研究现状分析与应用现状

目前,国内外处理豆制品废水技术一般采用物化法和生物法,利用厌氧和好氧组合工艺是比较成熟稳定的处理方法,可有效去除豆制品废水中的污染物。

1.2.1 混凝法

余哲^[1]等人采用混凝-Fenton 氧化法对豆制品废水进行处理,实验结果显示,COD 由 21.120g/L 降至 3.950g/L,COD 的去除率达到了 81.29%,水质得到明显改善,但是仍未达到排放标准,此方法可以考虑用作预处理。

赵晓旭^[3]等人采用混凝-微电解预处理豆制品废水,COD 去除率可达 53.6%,经过混凝-微电解法处理后再经过厌氧-好氧工艺处理,最后出水 COD 的值为 150-160mg/L,达到《污水综合排放标准》的二级标准。

1.2.2 絮凝法

曾德城^[2]采用壳聚糖絮凝-内循环 SBR 组合工艺处理豆制品加工废水,COD、氨氮和总磷的去除率分别达到 90%以上,对于总氮的去除率也可以到 80%。

殷捷^[12]利用絮凝-SBR 处理豆制品废水,实验也取得了预期效果,COD 去除率达到 92%,并且得出搅拌时间和沉降时间是废水絮凝的主要影响因素。

1.2.3 好氧生物法

陈大翔,左金龙^[5]等人采用 SBR 法对哈尔滨某豆制品废水进行实验研究,主要对 COD、氮等进行分析,实验研究表明,在低浓度的溶解氧条件下,COD 的去除率是随着反应时间的增加而增加的,在处理时间达到 3 小时左右后,去除率最高,达到了 85%-90%。

王淑莹、高大文^[11]等人也采用 SBR 法处理豆制品废水，但处理的为高浓度废水，实验证明 SBR 法处理高浓度的豆制品废水技术上可以实现，曝气时间要结合现实情况制定。

杜天星，许芝^[10]等人采用了八级生物接触氧化处理豆制品废水，实验结果表明，多级生物接触氧化反应器对豆制品废水处理直接有良好的处理结果，当进水 COD 为 800-1200mg/L，气水比为 9: 1，水力停留时间大于 8h 时，COD 的去除率可达 90%出水可达到二级排放标准。

国外相关研究中，新加坡学者研发出的新型活性污泥反应器^[13]用于大豆废水处理时，对于 COD 的去除率达到 95%。

1.2.4 厌氧生物法

谢慧星、毕亚凡^[9]等人采用自己制作的中温厌氧反应器处理豆制品废水，实验结果表明，该实验在 35°或者 37°的中温反应条件下，时间为 12 小时的连续运行状态下，豆制品废水中 COD 的去除率达到了 89.49%。

孙凯，陆晓峰^[8]等人利用厌氧膜生物反应器对高浓度的豆制品废水进行处理，在实验装备连续运行 240 天后，研究处理效果并且获得了最佳水力停留时间，实验结果证实，该反应器对处理豆制品废水能达到良好的处理效果，例如，在进水 COD 值为 10g/L 时，最佳的水力停留时间为 18 小时，COD 的去除率约为 90%。

1.2.5 厌氧与好氧组合法

黄海婷，张超^[7]采用 UASB+A/O 的工艺处理豆制品废水，最后实验结果得出，UASB 部分对 COD 的去除率达到 85%，A/O 部分对 COD 的去除率达到了 92%，并且得出此工艺在厌氧-缺氧-好氧交替运行下，能同时去除 COD 和氨氮等。

马志辉^[4]采用 UASB+CASS 工艺处理豆制品废水，COD 的去除率达到了 98.28%。

1.3 设计背景及水质特点

该豆制品企业的废水来源主要包括黄豆、绿豆、蚕豆、小豆等原料的洗浸泡废水、浆渣分离废水以及设备清洗废水等，有机物含量高。其中，黄泔水 COD 可达 10000~30000 mg/L，泡豆水 COD 可达 4000~8000 mg/L。综合废水中一般含有大量植物蛋白、草酸、胶原体等一些易被微生物降解的物质，属于高浓度有机废水。豆制品加工处理废水成分较为复杂，如含有一些油脂、悬浮物、盐分等不利于处理的物质。另外，大部分豆制品生产属于间歇式，排水时间较集中，水质和水量很不均匀，且悬浮物高易导致沉积或在废水表面形成浮渣层，有一定的处理难度。

1.4 设计规模

拟建豆制品加工废水处理站，设计处理规模为 800 m³/d。

1.5 设计进出水水质

综合考虑该企业生产废水水质特点，确定本工程设计进出水主要水质指标如表 1.1 所示，其中出水水质满足《污水综合排放标准》（GB8978-1996）一级标准要求。

表 1.1 设计进出水水质

项目	pH	COD _{Cr} (mg/L)	BOD ₅ (mg/L)	SS (mg/L)	NH ₃ -N (mg/L)	TN (mg/L)	TP (mg/L)
进水值	3-4	10000	6000	1400	130	300	20
出水值	6-9	100	30	70	15	—	0.5

1.6 工艺流程

污水处理的主要流程是在污水处理厂的入口位置设置格栅，拟采用栅条间隙为 7mm 的格栅，格栅的作用是去除豆制品废水中的较大颗粒悬浮物和浮渣，避免在后续流程中出现堵塞问题，减轻后续工作的工艺负荷，然后污水流入调节池中，调节池内装有搅拌装置，可以起到调节水量和均衡水质的作用，也可以调节 pH，为后续系统的高效和稳定的运行提供保障，污水从调节池出来后流入絮凝池，絮凝池的作用是创造合适的水力条件，使具有絮凝性能的颗粒在相互接触中聚集，以形成较大的絮粒，达到去除废水中细小悬浮物质的作用，接着污水流入 UASB 反应器，在反应器内发生厌氧反应，产生沼气，去除大部分有机物，降低 COD 浓度，之后污水依次进入厌氧池、缺氧池、好氧池，A²O 池具有良好的脱氮除磷的作用，随后污水进入竖流式沉淀池进行泥水分离，有一部分污泥进行回流来维持 A²O 的运行，其余污泥压缩外运，最后进行消毒出水。具体的工艺流程如图 1.1 所示

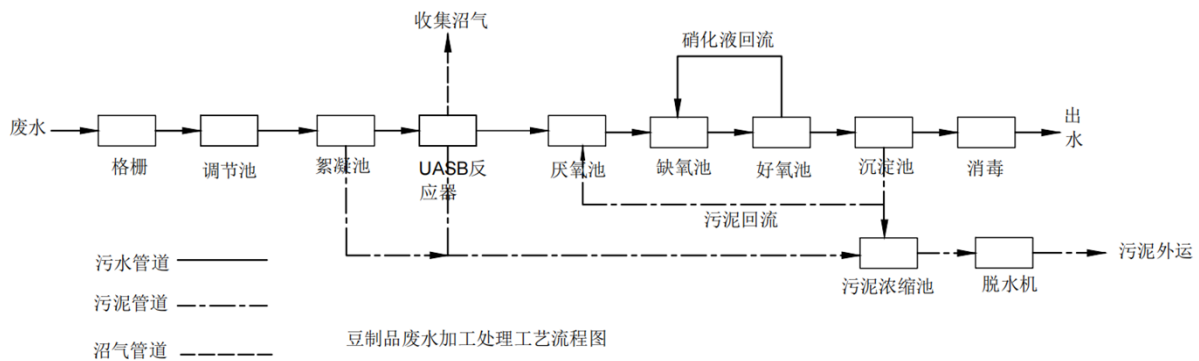


图 1.1 工艺流程图

第 2 章 工艺流程设计计算

2.1 各构筑物预期处理效果

各主要污水处理构筑物预期处理效果及去除率如表 2.1 所示

表 2.1 主要构筑物预期处理效果及去除率

名称	项目	COD _{cr} (mg/L)	BOD ₅ (mg/L)	SS (mg/L)	NH ₃ -N (mg/L)	TN (mg/L)	TP (mg/L)
细格栅	进水值	10000	6000	1400	130	300	20
	出水值	10000	6000	1260	130	300	20
	去除率	0%	0%	10%	0%	0%	0%
调节池	进水值	10000	6000	1260	130	300	20
	出水值	10000	6000	1260	130	300	20
	去除率	0%	0%	0%	0%	0%	0%
絮凝池	进水值	10000	6000	1260	130	300	20
	出水值	8500	5100	126	39	75	6
	去除率	15%	15%	90%	70%	75%	70%
UASB 反应器	进水值	8500	5100	126	39	75	6
	出水值	850	408	75.6	0%	0%	0%
	去除率	90%	92%	40%	0%	0%	0%
A ² O 池	进水值	850	408	75.6	39	75	6
	出水值	85	24.48	0%	3.9	26.25	0.18
	去除率	90%	94%	0%	90%	65%	97%
沉淀池	进水值	85	24.48	75.6	3.9	26.25	0.18
	出水值	85	24.48	30.24	3.9	26.25	0.18
	去除率	0%	0%	60%	0%	0%	0%

2.2 格栅

2.2.1 设计参数

格栅设计参数如表 2.2 所示。

表 2.2 格栅设计参数

序号	设计参数	取值	单位
1	设计流量 Q	0.00926	m ³ /s
2	总变化系数 K	2	/
3	渠道内水流速度 V ₁	0.6	m/s
4	过栅流速 V	0.8	m/s
5	栅前水深 h	0.4	m
6	栅前渠道超高 h ₂	0.3	m
7	栅条间隙 b	0.007	m
8	栅条宽度 S	0.01	m
9	进水渠宽 B ₁	0.2	m
10	格栅倾角 α	60	°
11	渐宽部分展开角度 α ₁	20	°

2.2.2 设计计算

(1) 最大设计流量 Q_{max}

$$Q_{\max} = KQ = 2 \times 0.00926 = 0.01852 \text{m}^3/\text{s} \quad (2-1)$$

(2) 栅条间隙数 n

$$n = \frac{Q_{\max} \sqrt{\sin 60^\circ}}{bhv} = \frac{0.01852 \times \sqrt{\sin 60^\circ}}{0.007 \times 0.4 \times 0.8} = 7.6 \approx 8 \text{个} \quad (2-2)$$

(3) 栅槽宽度 B

栅槽宽度一般比格栅宽 0.2~0.3m，取 0.2m。

则栅槽宽度

$$B = S(n-1) + b * n = 0.01 \times 7 + 0.007 \times 8 + 0.2 = 0.326 \text{m} \quad (2-3)$$

(4) 过栅水头损失 h₁

k 为系数，格栅受污物堵塞时水头损失增大倍数，一般采用 3。

设栅条断面为锐边矩形断面，则 β=2.42

$$h_1 = h_0 * k \quad (2-4)$$

$$h_0 = \varepsilon \frac{v^2}{2g} \sin \alpha \quad (2-5)$$

$$\varepsilon = \beta \left(\frac{S}{b}\right)^{4/3} \quad (2-6)$$

代入数据得

$$\varepsilon=3.9 \quad h_0=0.11\text{m} \quad h_1=0.33\text{m}$$

(5) 栅后槽总高度 H

$$H=h_1+h_2+h=0.3+0.33+0.4=1.03\text{m} \quad (2-7)$$

(6) 格栅槽总长度 L

进水渠道渐宽部分长度

$$L_1 = \frac{B-B_1}{2 \tan \alpha_1} = \frac{0.326-0.2}{2 \tan 20^\circ} = 0.17\text{m} \quad (2-8)$$

栅槽与出水渠道接连处得渐窄部分长度

$$L_2 = \frac{L_1}{2} = 0.085\text{m} \quad (2-9)$$

$$L = L_1 + L_2 + 0.5 + 1.0 + \frac{h_1 + h_2}{\tan \alpha} = 0.17 + 0.085 + 0.5 + 1.0 + \frac{0.33 + 0.3}{\tan 60^\circ} = 2.26\text{m} \quad (2-10)$$

(7) 每日栅渣量 W

取栅渣量 W_1 为 $0.44\text{m}^3/10^3\text{m}^3$ 污水。

$$W = \frac{86400 \times Q_{\max} \times W_1}{1000} = \frac{86400 \times 0.01852 \times 0.44}{1000} = 0.7\text{m}^3/\text{d} > 0.2\text{m}^3/\text{d} \quad (2-11)$$

采用机械清渣。

2.2.3 设备选型

本设计选用 SG2.0 型钢丝绳牵引式格栅除污机，生产厂家为江苏天雨环保集团有限公司，具体参数如表 2.3 所示。

表 2.3 SG 型钢丝绳牵引式格栅除污机

型号规格	栅条间隙 (mm)	提升功率 (kW)	控制公率 (kW)	过栅流速 (m/s)	栅前水深 (h)	卸料高度 (mm)	渠宽(mm)
SG2.0	20	2.2	0.8	≤ 1	≤ 2	1000	260

2.2.4 格栅设计草图

格栅设计草图如图 2.1 所示。

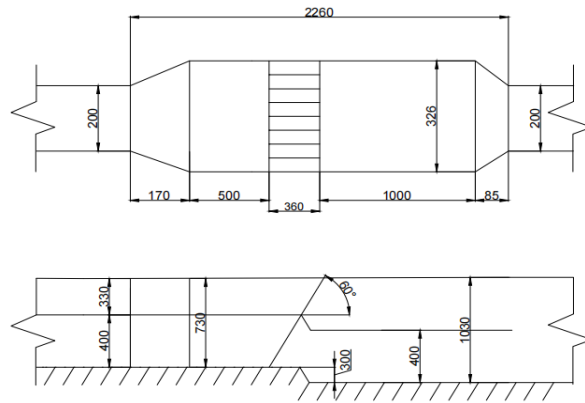


图 2.1 格栅设计草图 (单位: mm)

2.3 调节池

2.3.1 设计参数

调节池设计参数如表 2.4 所示。

表 2.4 调节池设计参数

序号	设计参数	取值	单位
1	设计流量 Q	800	m ³ /d
2	水力停留时间 T	8	h
3	有效水深 h	2.5	m

2.3.2 设计计算

(1) 有效容积 V

$$V=QT=800 \div 24 \times 8=266.7\text{m}^3 \quad (2-12)$$

(2) 调节池水面面积 A

超高取 1.5m, 池子总高为 4m。

$$A = \frac{V}{h} = \frac{266.7}{2.5} = 106.68\text{m} \quad (2-13)$$

(3) 调节池尺寸

设计为正方形调节池, 则池长

$$L=B=\sqrt{A}=\sqrt{106.68}=10.33\text{m} \quad (2-14)$$

$$\text{调节池总尺寸为 } L \times B \times H = 10.33 \times 10.33 \times 4 = 426.8 \text{m}^3 \quad (2-15)$$

2.3.3 设备选型

选用 BLD0.75-2-71 型号搅拌机，其设计参数如表 2.5 所示。

表 2.5 搅拌机的设计参数

型号	减速机型号	功率 (KW)	搅拌机转速 (r/min)	外形尺寸 (mm)	质量 (kg)
SBJI	BLD0.75-2-71	0.73	20.2	1400 × 910 × 4940	541

2.3.4 调节池设计草图

调节池设计草图如图 2.2 所示。

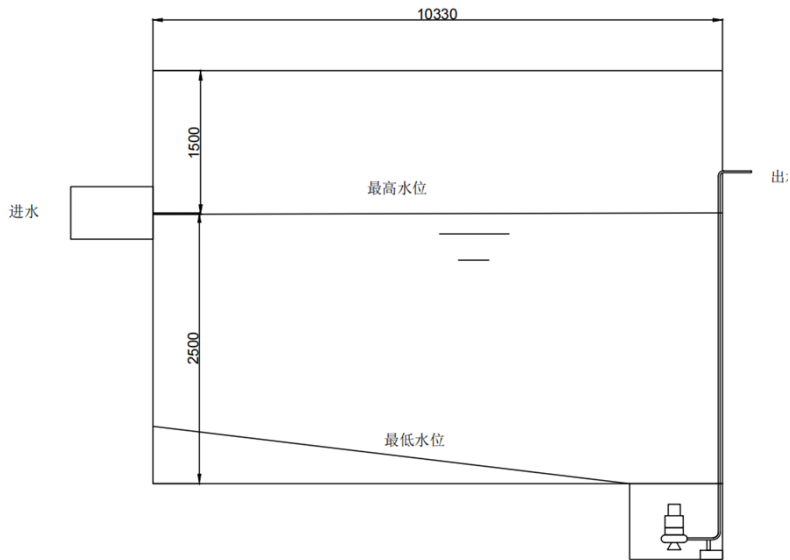


图 2.2 调节池设计草图 (单位: mm)

2.4 絮凝池

2.4.1 设计参数

因为设计中氨氮与总磷数据较高，所以在絮凝池投加氧化剂和混凝剂，例如 PAM、PAC 等来降低氨氮总磷含量。

絮凝池设计参数如表 2.6 所示。

表 2.6 絮凝池调节参数

序号	设计参数	取值	单位
----	------	----	----

1	设计流量 Q	800	m ³ /d
2	池数 n	2	个
3	絮凝时间 T	20	min
4	絮凝池有效水深 H'	1	m
5	池宽 B	2	m
6	隔板转弯处局部阻力系数 ξ	3	/
7	第 i 段转弯处断面间距, 一般采用廊道的 1.2~1.5 倍	1.4	/

2.4.2 设计计算

(1) 单池设计水量 Q_1

$$Q_1 = \frac{Q}{24n} = \frac{800}{24 \times 2} = 16.67 \text{m}^3/\text{h} = 0.00463 \text{m}^3/\text{s} \quad (2-16)$$

(2) 絮凝池有效容积 V

$$V = Q_1 T = \frac{16.67}{60} \times 20 = 5.56 \text{m}^3 \approx 6 \text{m}^3 \quad (2-17)$$

考虑与平流沉淀池合建, 取超高 0.3m, 絮凝池有效水深取 1m, 池宽取 2m。

(3) 絮凝池长度 L'

$$L' = \frac{V}{H'B} = \frac{6}{1 \times 2} = 3 \text{m} \quad (2-18)$$

(4) 隔板间距

流速分为 4 段: $V_1=0.07\text{m/s}$ $V_2=0.06\text{m/s}$ $V_3=0.05\text{m/s}$ $V_4=0.04\text{m/s}$

$$a_1 = \frac{Q_1}{3600nV_1H'} = \frac{16.67}{3600 \times 0.07 \times 1} = 0.0066 \text{m/s} \quad (2-19)$$

由此类推设计中

$a_1=0.07\text{m}$ 实际 $V_1'=0.0702\text{m/s}$

$a_2=0.08\text{m}$ 实际 $V_2'=0.0602\text{m/s}$

$a_3=0.09\text{m}$ 实际 $V_3'=0.0498\text{m/s}$

$a_4=0.1\text{m}$ 实际 $V_4'=0.0399\text{m/s}$

各段隔板条数分别为 9、8、9、8。则单池长度：

$$L'=9\times 0.07+8\times 0.08+9\times 0.09+8\times 0.1=2.88\text{m} \quad (2-20)$$

隔板厚按 0.2m 计算，则池子总长

$$L=2.88+0.2\times (34-1)=9.48\text{m} \quad (2-21)$$

(5) 水头损失计算

$$h_i = \xi m_i \frac{v_{it}^2}{2g} + \frac{v_i^2}{C_i^2 R_i} l_i \quad (2-22)$$

$$\text{流速系数 } C_i = \frac{1}{n} R_i^{\frac{1}{6}} \quad (2-23)$$

$$\text{水力半径 } R_i = \frac{a_1 H'}{a_1 + 2H'} \quad (2-24)$$

絮凝池为钢筋结构，水泥砂浆抹面，粗糙系数 $n=0.013$ ，各阶段计算结果得：

表 2.7 絮凝池流速系数与水力半径计算结果

序号	R_i	C_i	C_i^2
1	0.034	43.78	1916.69
2	0.038	44.6	1989.16
3	0.043	45.53	2072.98
4	0.048	46.37	2150.18

廊道转弯处得过水断面面积为廊道断面积的 1.2~1.5 倍，设计中取 1.4 倍，则各段转弯处流速：

$$V_{it} = \frac{Q_1}{1.4a_i H' 3600} \quad (2-25)$$

$$V_{1t} = \frac{Q_1}{1.4a_i H' 3600} = \frac{16.67}{1.4 \times 0.07 \times 1 \times 3600} = 0.047\text{m/s} \quad (2-26)$$

$$V_{2t} = \frac{Q_1}{1.4a_i H' 3600} = \frac{16.67}{1.4 \times 0.08 \times 1 \times 3600} = 0.041\text{m/s} \quad (2-27)$$

$$V_{3t} = \frac{Q_1}{1.4a_i H' 3600} = \frac{16.67}{1.4 \times 0.09 \times 1 \times 3600} = 0.037\text{m/s} \quad (2-28)$$

$$V_{4t} = \frac{Q_1}{1.4a_i H' 3600} = \frac{16.67}{1.4 \times 0.1 \times 1 \times 3600} = 0.033\text{m/s} \quad (2-29)$$

各段廊道长度为：

各段转弯处的宽度分别为 0.7m； 0.84m； 1.12m； 1.68m

$$l_1=10 \times (10-0.7) =93m \quad (2-30)$$

其余各段廊道长度为 $l_2 = 82.44m$; $l_3 = 88.8m$; $l_4 = 66.56m$ 。隔断水头损失如表

2.8 所示：

表 2.8 隔断水头损失表

段数	m_i	l_i	R_i	V_{it}	V_i	C_i	C_i^2	h_i
1	9	93	0.034	0.047	0.0702	43.78	1916.69	0.01
2	8	82.44	0.038	0.041	0.0602	44.6	1989.16	0.006
3	9	88.8	0.043	0.037	0.0498	45.53	2072.98	0.004
4	8	66.56	0.048	0.033	0.0399	46.37	2150.18	0.002
合计				$h = \sum h_i = 0.022m$				

(6) GT 值计算 (t 为 20℃时)

$$G = \sqrt{\frac{\rho h}{60\mu T}} = \sqrt{\frac{1000 \times 0.022}{60 \times 1.039 \times 10^{-4} \times 20}} = 13.28s^{-1} \quad (2-31)$$

$$GT=13.28 \times 20 \times 60=15951.94 \quad (\text{在 } 10^4 \sim 10^5 \text{ 范围内}) \quad (2-32)$$

(7) 沉淀池区域设计计算

①沉淀池体积设计计算

设水力停留时间为 $t=20min$ ，则

$$V_{沉} = QT = \frac{800}{24 \times 60} \times 20 = 11.1m^3 \quad (2-33)$$

②沉淀池长度设计计算

设计中沉淀池与絮凝池同宽，则沉淀池长度

$$L_1 = \frac{V_{沉}}{H \cdot B} = \frac{11.1}{1 \times 2} = 5.55m \quad (2-34)$$

③沉淀池污泥量设计计算

$$V_{泥} = \frac{100C_{0\eta}Q}{1000(100-P)\rho} = \frac{100 \times 1260 \times 90\% \times 800}{1000 \times (100-97) \times 1000} = 30.24m^3 \quad (2-35)$$

2.4.3 往复式隔板絮凝池设计草图

絮凝池与沉淀池之间需要设计过渡段，宽 2.0m，过渡段采用 DN200 排泥管，每条隔墙底面设 200 × 200mm 排泥孔 2 个，往复式隔板絮凝池如图 2.3 所示。

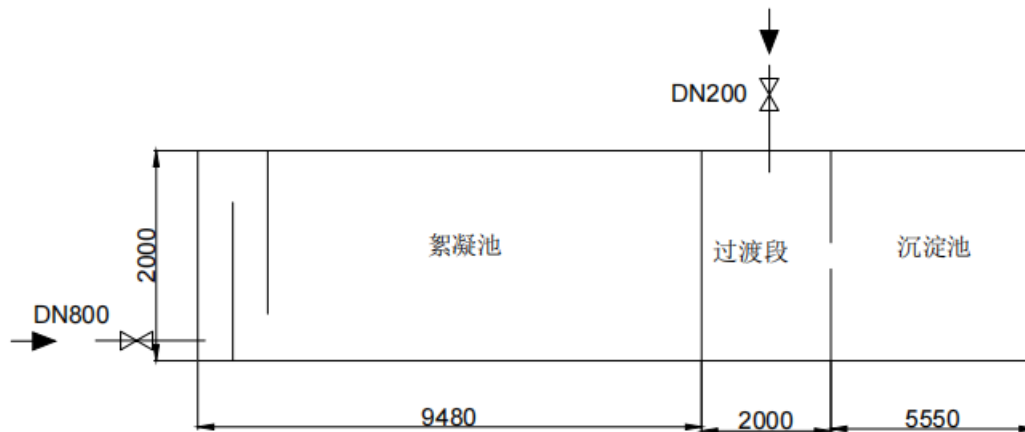


图 2.3 往复式絮凝池设计草图（单位：mm）

2.5 UASB 反应器

2.5.1 设计参数

UASB 反应器设计参数如表 2.9 所示。

表 2.9 UASB 反应器设计参数

序号	设计参数	取值	单位
1	设计流量 Q	800	m^3/d
2	进水 COD_{cr} 浓度 C_0	8500	mg/L
3	出水 COD_{cr} 浓度 C_e	850	mg/L
4	池体个数 N	2	个
5	有机容积负荷 L_v	6	$\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$
6	污泥产率 K_s	0.1	$\text{kgMLSS}/\text{kgCOD}_{\text{cr}}$
7	消化气产量系数 K_g	0.5	$\text{m}^3/\text{kgCOD}_{\text{cr}}$
8	反应区水深 H_L	6	m
9	池体有效容积系数 E	0.85	/
10	三相分离器在池体长度方向上布置单元 n	6	个
11	单三项分离器宽度 b	2	m
12	单三项分离器长度 b'	8.7	m
13	上三角形集气罩斜面的水平夹角	55	$^\circ$
14		60	$^\circ$

	下三角形集气罩斜面的 水平夹角		
15	池体超高 h_1	0.5	m
16	上集气罩顶以上的覆盖 水深 h_2	1.0	m
17	下集气罩高度 h_3	1.0	m
18	上、下三角形集气罩的 重叠部分水平投影长度 CH	0.2	m
19	上回流缝的流速 V_2	2	m/h
20	进水 BOD_5 浓度 S_0	6000	mg/L
21	出水 BOD 浓度 S_e	408	mg/L
22	比热容 c	4200	J/kg.°C
23	年平均环境温度 t_1	15	°C
24	中温消化温度 t_2	35	°C

2.5.2 设计计算

(1) UASB 总容积计算 V

$$V = \frac{QC_0}{EL_v} = \frac{800 \times 8.5}{0.85 \times 6} = 1333.3m^3 \quad (2-36)$$

(2) UASB 反应器反应区尺寸

采用 2 座 UASB 反应器，单池反应器反应区容积

$$V_1 = \frac{V}{N} = \frac{1333.3}{2} = 666.65m^3 \quad (2-37)$$

单座反应池的处理水量

$$Q_1 = \frac{Q}{24N} = \frac{800}{24 \times 2} = 16.67m^3/h \quad (2-38)$$

单座反应器反应区表面积

$$A = \frac{V_1}{H_L} = \frac{666.65}{6} = 111m^2 \quad (2-39)$$

取反应区的宽度为 7.4m，长度为 15m，长宽比满足设计要求。

单座反应器反应区水力停留时间

$$t = \frac{V_1}{Q_1} = \frac{666.65}{16.67} = 39h \quad (2-40)$$

单座反应器反应区内液体上升流速

$$v_0 = \frac{H_L}{t} = \frac{6}{39} = 0.15 \text{ m/h} \quad (2-41)$$

(3) 反应器进水系统设计

采用穿孔管布水，根据设计容积负荷值，每个进水孔口的负荷应大于 2m^2 ，则进水口数量

$$n < \frac{A}{2} = \frac{111}{2} = 55.5$$

取进水口数为 54 个，则实际每个进水口的负荷为

$$\frac{111}{54} = 2.06 \text{ m}^2$$

单座反应器设 9 根穿孔配水管，穿孔配水管长为 7.4m，穿孔配水管中心距采用 1.5m，取穿孔配水管内流速 $v_1=0.6\text{m/s}$

①穿孔配水管流量

$$q = \frac{Q_1}{9} = \frac{16.67}{3600 \times 9} = 0.0005 \text{ m}^3/\text{s} \quad (2-42)$$

②穿孔配水管的直径

$$d = \sqrt{\frac{4q}{\pi v_1}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.0005}{3.14 \times 0.6}} = 0.03 \text{ m} \quad (2-43)$$

每根穿孔配水管设出水口 6 个，出水孔间距采用 1.39m，出水孔孔口出流速度 $v_2=2\text{m/s}$ ，配水管中心向下距池底 0.25m，位于服务面积的中心。

③出口孔口流量

$$q_1 = \frac{q}{6} = \frac{0.0005}{6} = 0.00008 \text{ m}^3/\text{s} \quad (2-44)$$

④出水孔孔径

$$d_1 = \sqrt{\frac{4q_1}{\pi v_2}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.00008}{3.14 \times 2}} = 0.007 \text{ m} \quad (2-45)$$

(4) 三相分离器设计

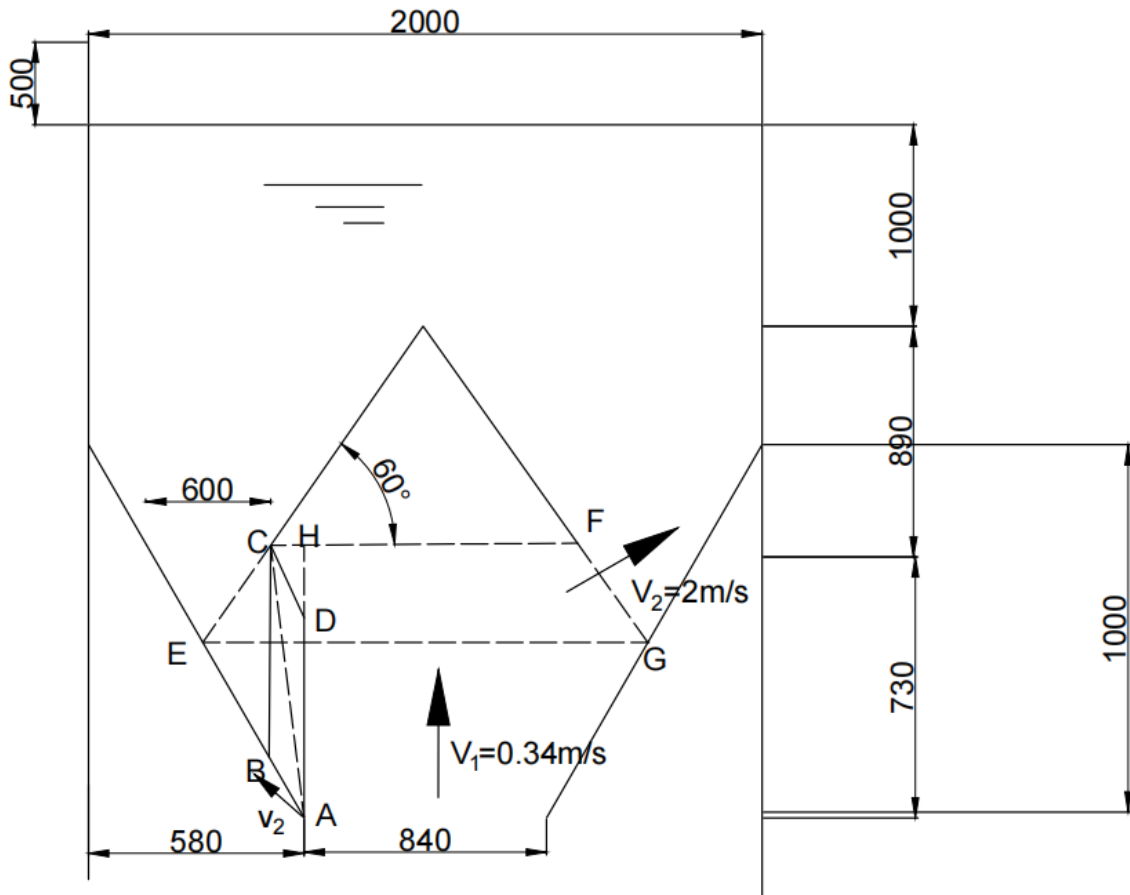


图 2.4 UASB 反应器三相分离器的设计简图 (单位: mm)

$$b_1 = \frac{h_3}{\tan 60^\circ} = \frac{1.0}{\tan 60^\circ} = 0.58\text{m} \quad (2-46)$$

①下回流缝的宽度

$$b_2 = b - 2b_1 = 2 - 2 \times 0.58 = 0.84\text{m} \quad (2-47)$$

②下回流缝的面积

$$S_1 = n b_2 = 6 \times 9.7 \times 0.84 = 48.9\text{m}^2 \quad (2-48)$$

③下回流缝的流速

$$V_1 = \frac{Q_1}{S_1} = \frac{16.67}{48.9} = 0.34\text{m/h} \quad (2-49)$$

④上集气罩的底边长度

$$CF = b_2 + 2 \times 0.2 = 0.84 + 2 \times 0.2 = 1.24\text{m} \quad (2-50)$$

⑤上集气罩的高度

$$h_4 = \frac{1.24 \times \tan 55^\circ}{2} = 0.89\text{m} \quad (2-51)$$

⑥上回流缝的面积

$$S_2 = 2nl \frac{b_3}{\sin 60^\circ} = 2 \times 6 \times \frac{b_3}{\sin 60^\circ} \quad (2-52)$$

$$V_2 = \frac{Q_1}{S_2} = \frac{16.67}{2 \times 6 \times \frac{b_3}{\sin 60^\circ}} = 2\text{m/h} \quad (2-53)$$

解得 $b_3 = 0.6\text{m}$

$$CE = \frac{b_3}{\sin 60^\circ} = 0.69\text{m} \quad (2-54)$$

满足 $V_1 < V_2 \leq 2\text{m/h}$

$$h_5 = AD + DH = \frac{CE}{\cos 60^\circ} + CH \tan 60^\circ = \frac{0.69}{\cos 60^\circ} + 0.2 \times \tan 60^\circ = 0.73\text{m} \quad (2-55)$$

⑦上、下集气罩垂直重叠高度

$$h_3 - h_5 = 1 - 0.73 = 0.27\text{m}$$

说明上集气罩罩底比下集气罩罩顶低 0.27m

⑧三项分离器总高度

$$h_4 + h_5 = 0.89 + 0.73 = 1.62\text{m}$$

⑨池体总高度

$$H = H_L + h_4 + h_5 + h_2 + h_1 = 6 + 0.89 + 0.73 + 1 + 0.5 = 9.12\text{m} \quad (2-56)$$

(5) 剩余污泥量计算

$$\Delta X = Q (C_0 - C_e) K_S = 800 \times (8.5 - 0.85) \times 0.1 = 612\text{kg/d} \quad (2-57)$$

(6) 产气量计算

$$\Delta G = Q (C_0 - C_e) K_g = 800 \times (8.5 - 0.85) \times 0.5 = 3060\text{m}^3/\text{d} \quad (2-58)$$

(7) 反应器热量计算

提高污水温度所需的热量

$$Q_2 = Q_c (t_2 - t_1) = 800 \times 4200 \times (35 - 15) = 6.72 \times 10^7 \text{kJ} \quad (2-59)$$

2座 UASB 反应器公用池长方向的池壁，则池体散热面积

$$A_1=7.4 \times 9.12 \times 4 + 7.4 \times 12 \times 2 + 7.4 \times 12 \times 2 = 625.2 \text{m}^2 \quad (2-60)$$

池体保温所需的热量

$$Q_3 = KA_1 (t_2 - t_1) = 25 \times 625.2 \times 24 \times (35 - 15) = 0.75 \times 10^7 \text{kJ} \quad (2-61)$$

反应器所需的供热量

$$Q' = \frac{Q_2 + Q_3}{0.85} = \frac{6.72 \times 10^7 + 0.75 \times 10^7}{0.85} = 8.8 \times 10^7 \text{kJ} \quad (2-62)$$

消化气所能提供的热量

$$Q'' = 22700 \times 3060 = 6.9 \times 10^7 \text{kJ} \quad (2-63)$$

消化气所能提供的热量不足以补充反应器所需的供热量，需要额外的热量供应。

2.6 A²O 池

2.6.1 设计参数

A²O 池的设计参数如表 2.10 所示。

表 2.10 A²O 池设计参数

序号	设计参数	取值	单位
1	BOD ₅ 污泥负荷 N	0.16	kgBOD ₅ / (kgMLSS·d)
2	污泥指数 SVI	150	mg/L
3	进水 BOD ₅ 浓度 S ₀	408	mg/L
4	出水 BOD ₅ 浓度 S _e	24.48	mg/L
5	25°C 时的溶解氧饱和度 C _{S(25)}	8.38	mg/L
6	混合液剩余溶解氧 C _L	2	mg/L
7	20°C 时的溶解氧饱和度 C _{S(20)}	9.17	mg/L
8	设计流量 Q	800	m ³ /d
9	污泥回流比 R	100	%
10	污泥自身氧化率 k _d	0.05	d ⁻¹
11	BOD ₅ 分解速度常数 k	0.23	d ⁻¹
12	BOD ₅ 试验的时间 t	5	d
13	污泥增值系数 Y	0.6	/
14	混合液中总传氧系数与清水中总传氧系数之比 α	0.82	/

15	系数 r	1.2	/
16	混合液中饱和溶解氧值与清水中 饱和溶解氧值之比	0.95	/
17	曝气器淹没水头 h_3	0.038	MPa
18	曝气器阻力 h_4	0.004	MPa
19	富余水头 h_5	0.005	MPa
20	堰宽 b'	0.2	m

2.6.2 设计计算

(1) 判断是否可采用 A²O 法

$$\frac{\text{COD}}{\text{TN}} = \frac{850}{75} = 11.3 > 8$$

$$\frac{\text{TP}}{\text{BOD}_5} = \frac{6}{408} = 0.015 < 0.06, \text{ 符合要求。}$$

(2) 回流污泥浓度

$$X_R = \frac{10^6}{\text{SVI}} * r = \frac{10^6}{150} \times 1.2 = 8000\text{mg/L} \quad (2-64)$$

(3) 混合液悬浮固体浓度

$$X = \frac{R}{1+R} X_R = \frac{1}{1+1} \times 8000 = 4000\text{mg/L} \quad (2-65)$$

(4) TN 去除率

进水氨氮为 39mg/L, 出水氨氮为 3.9mg/L, 进水总氮 TN_0 为 75mg/L, 大致估算出水总氮 TN_e 为 26.25mg/L, 因此总氮去除率:

$$\eta_{\text{TN}} = \frac{\text{TN}_0 - \text{TN}_e}{\text{TN}_0} \times 100\% = \frac{75 - 26.25}{75} \times 100\% = 65\% \quad (2-66)$$

(5) 混合液回流比

$$R_{\text{内}} = \frac{\eta_{\text{TN}}}{1 - \eta_{\text{TN}}} \times 100\% = \frac{0.65}{1 - 0.65} \times 100\% \approx 185\% \quad (2-67)$$

(7) 反应池容积

$$V = \frac{Q S_0}{N X} = \frac{800 \times 408}{0.16 \times 4000} = 510\text{m}^3 \quad (2-68)$$

厌氧: 缺氧: 好氧=1: 1: 3 (水力停留时间比和容积比)

水力停留时间:

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/367065005163006062>