



抗生素制药废水处理工程设计

摘 要

本设计是抗生素制药废水处理工程设计，处理规模 $1200\text{m}^3/\text{d}$ ，抗生素废水有以下特点： COD_{cr} 含量高、废水中 SS 浓度高、成分复杂、存在生物毒性物质、硫酸盐浓度高，设计采用水解-sbr-生物接触氧化工艺，该工艺投资费用小、运行费用少、工艺效果好、运行管理简单。本抗生素制药废水处理工程方案的设计，能高效地去除 BOD_5 （达 99.79%）、 COD_{cr} （达 99%）和 SS（达 90%），从而最大限度的减少了对环境的污染。通过此工艺的处理，出水水质将达到《污水综合排放标准》（GB8978-1996）中的二级标准。

关键词：抗生素制药废水；水解-sbr-生物接触氧化；竖流式沉淀池；浓缩池； $1200\text{m}^3/\text{d}$



Antibiotics Pharmaceutical Wastewater Treatment Design

Abstract

This design is the design of antibiotics in pharmaceutical waste water treatment works to deal with the scale of 1200m³/d, antibiotic wastewater has the following characteristics: COD_{cr} content, high concentrations of SS in wastewater, complex composition, there are bio-toxic substances, high concentrations of sulfate, design hydrolysis-sbr-biological contact oxidation process, the technology investment cost is small, less operating costs, process effects, operation and management simple. The antibiotic pharmaceutical wastewater treatment works in the design, can effectively remove BOD₅ (up to 99.79%), COD_{cr} (99%) and SS (90%), and thus to minimize the environmental pollution. Through this process of treatment, water quality will reach "Integrated Wastewater Discharge Standard" (GB8978-1996) in the secondary standard.

Key words: Antibiotic pharmaceutical wastewater; hydrolysis-sbr-biological contact oxidation; vertical flow sedimentation tank; thickener; 1200m³/d



目 录

第一章 绪论	1
1.1 课题来源	1
1.2 设计原始资料.....	1
1.2.1 设计水量.....	1
1.2.2 设计进水水质.....	1
1.2.3 设计出水水质.....	1
1.2.4 站址介绍.....	2
1.3 国内外制药废水处理工艺现状.....	3
1.3.1 物化处理技术.....	3
1.3.2 生物处理技术.....	4
1.3.3 组合处理工艺.....	6
第二章 工艺设计说明.....	7
2.1 工艺选择	7
2.1.1 进出水水质.....	7
2.1.2 处理程度计算.....	8
2.1.3 备选工艺.....	8
2.1.4 工艺比较.....	10
2.1.5 工艺论证.....	11
2.2 主要处理构筑物的介绍	13
2.2.1 格栅	13
2.2.2 提升泵房及集水池	14
2.2.3 计量设施.....	14
2.2.4 调节池	14
2.2.5 水解酸化池.....	14
2.2.6 SBR 反应池	14



2.2.7 生物接触氧化池.....	15
2.2.8 竖流式沉淀池.....	16
2.2.9 污泥处理.....	17
2.2.10 加药间.....	18
2.3 污水处理厂总平面布置原则.....	18
2.4 管线布置.....	19
2.5 污水厂的高程布置.....	19
第三章 主体工艺设计计算.....	20
3.1 格栅间.....	20
3.1.1 格栅设计计算.....	20
3.1.2 提升泵.....	22
3.2 调节池.....	22
3.3 水解池设计.....	23
3.4 SBR 反应器设计计算.....	26
3.4.1 SBR 反应池容积计算.....	26
3.4.2 SBR 反应池运行时间与水位控制.....	27
3.4.3 排水系统设计.....	27
3.4.4 排泥量及排泥系统.....	28
3.4.5 需氧量及曝气系统设计计算.....	29
3.5 生物接触氧化池.....	32
3.6 鼓风机房设计.....	34
3.7 竖流沉淀池.....	35
3.8 接触池.....	38
3.9 污泥处理构筑物.....	40
3.9.1 污泥泵房.....	40
3.9.2 污泥浓缩池.....	41
3.9.3 脱水间.....	42
3.10 污水厂高程计算与布置.....	42



页

3.10.1 构筑物水头损失	42
3.10.2 污水高程布置	44
3.10.3 污泥高程布置	44
第四章 工程经济技术估计	45
4.1 工程建设说明	45
4.2 主要构筑物设备估价表	45
4.3 运行费用分析	46
4.4 估算	47
参考文献	48



第一章 绪论

1.1 课题来源

某市中外合资药业公司新建 500t/a 产品项目，主要生产硫氰酸红霉素原料药，产生废水总量 $1200\text{m}^3/\text{d}$ 。制药工艺以生物发酵法为主，主要原材料为：淀粉、玉米浆、豆粕粉、豆油、硫酸锌、液碱等。在发酵生产过程中产生一定量的高浓度有机废水。同时，清洗瓶罐、冲洗地面以及职工生活区亦会产生一定量的废水，必须对其进行处理。由于废水有机污染物浓度高，且有较大的臭味，因此，为保护环境，必须在加强生产过程污染控制的同时，在厂区内建设废水处理站进行末端治理。

1.2 设计原始资料

1.2.1 设计水量

计算流量： $Q=1200\text{m}^3/\text{d}=0.01389\text{m}^3/\text{s}=13.89\text{ l/s}$

总变化系数： $K_z=\frac{2.7}{Q^{0.11}}=2.02$

最大流量： $Q_{\max}=K_z \times Q_a = 2.02 \times 1200\text{ m}^3/\text{d} = 2424\text{ m}^3/\text{d} = 101\text{ m}^3/\text{h} = 0.02806\text{ m}^3/\text{s}$

1.2.2 设计进水水质

表 1 进水水质指标

水质指标	BOD ₅ (mg/L)	COD _{cr} (mg/L)	SS (mg/L)	pH
浓度	4000	8000	800	6.0~9.0

1.2.3 设计出水水质

根据环保部门要求，出水水质应达到《污水综合排放标准》（GB8978-1996）中的二级标准。因此确定出水水质为：

表 2 出水水质指标

水质指标	BOD ₅ (mg/L)	COD _{cr} (mg/L)	SS (mg/L)	pH
浓度	≤60	≤300	≤200	6.0~9.0



1.2.4 站址介绍

废水处理站在厂区的南侧，目前是一片空地，地势基本平坦。处理站东、南及西侧为厂区围墙，北侧为生产区。站址东西长约 70 米，南北长约 80 米，占地约 5600 平方米。污水由站区北侧进水管进入，净化后的出水由南侧排水管排出，并排入厂区南侧附近的纳污河流中。站区地坪设计标高为 398.88m（黄海标高，下同），进站污水管管径 500mm，管底绝对标高 393.78m。纳污河流平均流量 $5.2\text{m}^3/\text{s}$ ，平均流速 $0.7\text{m}/\text{s}$ ，正常水位 396.18m，最高水位为 397.18m，最低水位 395.48m。站区地下水为潜水，地下水位 5.0~10.0m，随季节变化，水质对混凝土无侵蚀性。站址土壤为亚黏土，冰冻深度最大 50cm，一般 10cm，土壤承载力 $13\text{T}/\text{m}^2$ ，设计地震裂度 7 度。

1.3 抗生素废水的来源及特点

抗生素生产包括微生物发酵、过滤、萃取结晶、提炼、精制等过程。以粮食或糖蜜为主要原料生产抗生素的废水主要来自分离、提取、精制纯化工艺的高浓度有机废水，如结晶液、废母液等，种子罐、发酵罐的洗涤废水以及发酵罐的冷却水等。因此废水有以下特点：

(1) COD_{cr} 含量高

抗生素废水的 COD_{cr} 一般都在 $5000\sim 80000\text{mg}/\text{L}$ 之间。主要为发酵残余基质及营养物质、溶媒提取过程的萃取余液、经溶媒回收后排出的蒸馏釜残液、离子交换过程中排出的吸附废液、水中不溶性抗生素的发酵过滤液以及染菌倒罐废液等。这些成分浓度高，如青霉素废水 COD_{cr} 浓度为 $15000\sim 80000\text{mg}/\text{L}$ ，土霉素废水 COD_{cr} 浓度为 $8000\sim 35000\text{mg}/\text{L}$ 。

(2) 废水中 SS 浓度高（ $500\sim 25000\text{mg}/\text{L}$ ）

抗生素废水中 SS 主要为发酵的残余培养基质和发酵产生的微生物丝菌体，如庆大霉素废水 SS 为 $8000\text{mg}/\text{L}$ 左右，青霉素废水为 $5000\sim 23000\text{mg}/\text{L}$ 。

(3) 成分复杂

抗生素废水中含有中间代谢产物、表面活性剂和提取分离中残留的高浓度酸、碱和有机溶剂等原料，成分复杂。易引起 pH 波动，影响生化效果。

(4) 存在生物毒性物质

废水中含有微生物难以降解、甚至对微生物有抑制作用的物质。发酵或者提取过程



中因生产需要投加的有机或无机及生产过程中排放的残余溶媒和残余抗生素及其降解物等等，在废水中，这些物质达到一定浓度会对微生物产生抑制作用。

(5)硫酸盐浓度高

如链霉素废水中硫酸盐含量为 3000mg/L 左右，最高可达 5500mg/L，青霉素为 5000mg/L 以上。

(6)此外，抗生素废水还有色度高、pH 波动大、间歇排放等特点，是处理成本高、治理难度大的有毒有机废水之一。

1.3 国内外制药废水处理工艺现状

近几年来,我国各类医药化工及保健品制造业迅猛发展.而在制药过程中排放的大量有毒有害废水严重危害着人们的健康。寻求工艺合理，运行稳定，维护管理方便，能最大限度地体现社会经济、环境效益的工艺技术，是亟待研究的方向和思路。

制药工业废水通常属于较难处理的高浓度有机污水之一，因药物产品不同、生产工艺不同而差异较大，其特点是组成复杂，有机污染物种类多、浓度高 COD_{cr} 值和 BOD_5 值高且波动性大，废水的 BOD_5/COD_{cr} 值差异较大， NH_3-N 浓度高，色度深，毒性大固体悬浮物 SS 浓度高^[1]。而且制药厂通常是采用间歇生产，产品的种类变化较大，造成了废水的水质水量及污染物的种类变化较大。

制药工业废水常用的处理方法大多为：物化法生物法、物化和生物组合工艺等。物化法主要有混凝沉淀法、气浮法、吸附法和吹脱法；生物法主要有序批式间歇活性污泥法(SBR)、普通活性污泥法、生物接触氧化法、上流式厌氧污泥床(UASB)法、复合式厌氧反应器、光合细菌处理法(Pss)；组合工艺主要有絮凝沉淀+水解酸化+SBR 工艺、电解法和 SB 法相结合、复合式厌氧—好氧反应器、气浮—水解—好氧工艺处理制药废水、水解—UASB—三相好氧流化床、水解酸化+SBR+生物接触氧化。

1.3.1 物化处理技术

(1)混凝沉淀法

物化法以较为经济的混凝沉淀法为首选。通常采用混凝处理后，不仅能够有效地降低污染物的浓度。而且废水的生物降解性能也能得到改善。在制药工业废水处理中常用的凝聚剂有：聚合硫酸铁、氯化铁、亚铁盐、聚合氯化硫酸铝、聚合氯化铝、聚合氯化硫酸铝铁、聚丙烯酰胺(PAM)等。絮凝沉淀工艺的不足之处是：会产生大量的化学污



泥；出水的 pH 值较低，含盐量高；氨氮的去除率较低。所以即使有较好的处理效果，在选用时还是要慎重考虑。

(2) 气浮法

气浮法通常包括充气气浮、溶气气浮、化学气浮和电解气浮等多种形式。在制药工业废水处理中，如庆大霉素、土霉素、麦迪霉素等废水的处理，常采用化学气浮法。庆大霉素废水经化学气浮处理后， COD_{Cr} 去除率可达 50% 以上，固体悬浮物去除率可达 70% 以上。

(3) 吸附法

吸附法是指利用多孔性固体吸附废水中某种或几种污染物，以回收或去除污染物，从而使废水得到净化的方法。在制药工业废水处理中，常用煤灰或活性炭吸附预处理生产中成药、米非司酮、双氯灭痛、洁霉素、扑热息痛、维生素 B6 等产生的废水。

(4) 吹脱法

当氨氮浓度大大超过微生物允许的浓度时，在采用生物处理过程中。微生物受到 NH_3-N 的抑制作用，难以取得良好的处理效果。赶氨脱氮往往是废水处理效果好坏的关键。在制药工业废水处理中，常用吹脱法来降低氨氮含量，如乙胺碘呋酮废水的赶氨脱氮^[1]。

1.3.2 生物处理技术

(1) 普通活性污泥法

目前,国内外处理抗生素废水比较成熟的方法是活性污泥法。由于加强了预处理,改进了曝气方法,使装置运行稳定。到 20 世纪 70 年代已成为一些工业发达国家的制药厂普遍采用的方法。普通活性污泥法的缺点是废水需要大量稀释,运行中泡沫多,易发生污泥膨胀,剩余污泥量大,去除率不高,必须采用二级或多级处理。因此近年来,改进曝气方法和微生物固定技术以提高废水的处理效果,已成为活性污泥法研究和发展的主要内容。

(2) 序批式间歇活性污泥(SBR 法)

SBR 法具有均化水质、无需污泥回流、耐冲击、污泥活性高、结构简单、操作灵活、占地少、投资省、运行稳定、基质去除率高于普通的活性污泥法等优点,比较适合于处理间歇排放、水量水质波动大的废水。SBR 生物处理技术已经广泛用于城市污水、食品工业废水等的处理中。目前,SBR 法也已成功应用于许多制药工业生产废水的处理中,如



中药材、四环素、庆大霉素等生产废水的处理。

但 SBR 法具有污泥沉降、泥水分离时间较长的缺点。在处理高浓度废水时，要求维持较高的污泥浓度，同时，还易发生高粘性膨胀。因此，常考虑在活性污泥系统中投加粉末活性炭(PAC)，这样，可以减少曝气池泡沫，改善污泥沉降性能及液-固分离性能、污泥脱水性能等，获得较高的去除率。

(3) 生物接触氧化法

生物接触氧化法兼有活性污泥法和生物膜法的特点，具有较高的处理负荷，能够处理容易引起污泥膨胀的有机废水。在制药工业生产废水的处理中，常常直接采用生物接触氧化法，或用厌氧消化、酸化作为预处理工序，来处理扑热息痛、抗生素原料药、甾体类激素等制药生产废水。接触氧化法处理制药废水时。如果进水浓度高，池内易出现大量泡沫，运行时应采取防治和应对措施。

(4) 上流式厌氧污泥床(UASB)法

UASB 反应器具有厌氧消化效率高、结构简单等优点。UASB 能否高效和稳定运行的关键在于反应器内能否形成微生物适宜、产甲烷活性高、沉降性能良好的颗粒污泥。但在采用 UASB 法处理卡那霉素、氯霉素、VC、SD 和葡萄糖等制药生产废水时。通常要求 SS 含量不能过高。以保证 COD_{Cr} 去除率可在 85%~90% 以上。二级串联 UASB 的 COD_{Cr} 去除率可达到 90% 以上。采用加压上流式厌氧污泥床(PUASB)处理废水时，氧浓度显著升高，加快了基质降解速率，提高了处理效果^[2]。上流式厌氧污泥床过滤器(UASB+AF)是近年来发展起来的一种新型复合式厌氧反应器。它结合了 UASB 和厌氧滤池(AF)的优点。使反应器的性能有了改善。该复合反应器在启动运行期间。可有效地截留污泥，加速污泥颗粒化，对容积负荷、温度、pH 值的波动有较好的承受能力。该复合式厌氧反应器已用来处理维生素 C、双黄连粉针剂等制药废水^[3]。

(5) 复合式厌氧反应器

复合式厌氧反应器兼有污泥和膜反应器的双重特性。复合式厌氧反应器对乙 4 螺旋酶素生产废水的处理表明，反应器的 COD_{Cr} 容积负荷率为 $8-13kg/m^3 \cdot d$ 。可获得满意的出水水质^[4]。

(6) 光合细菌处理法(PSB)

光合细菌 (Photosynthesis Bacteria 简称 PSB)中红假单胞菌属的许多菌株能以小分子



有机物作为供氢体和碳源，具有分解和去除有机物的能力。因此，光合细菌处理法可用来处理某些食品加工、化工和发酵等工业的废水。

PSB 可在好氧、微好氧和厌氧条件下代谢有机物，采用厌氧酸化预处理常可以提高 PSB 的处理效果。对于某些非抗菌素类生化药物，可考虑采用光合细菌处理法与其他物化或生物处理技术相结合的工艺进行废水处理^[5]。

1.3.3 组合处理工艺

(1) 絮凝沉淀+水解酸化+SBR 工艺

絮凝沉淀+水解酸化+SBR 工艺处理制药废水是一条行之有效的方法。是一种经济合理且适合我国的有效处理工艺。

将厌氧水解处理作为各种生化处理的预处理，因不需曝气，大大降低了生产运行成本，可提高污水的可生化性，降低后续生物处理的负荷，大量削减后续好氧处理工艺的曝气量。降低工程投资和运行费用，因而被广泛应用于难生物降解的化工、造纸、制药等高浓度有机工业废水的处理中。大量文献表明，水解温度对处理效果影响很小。在一定的温度范围内，温度变化对 COD_{cr} 的去除率影响不大。水解池水温只要维持在 $10^{\circ}C$ 以上。就能取得较好的处理效果。由此可见，在北方寒冷地区，采用水解酸化预处理工艺处理浓度较高、成分复杂多变的制药废水具有很大的优势。

但是，在污泥的培养驯化过程中，好氧污泥与缺氧污泥中含有的细菌对环境十分敏感，虽然系统具有一定的抗冲击能力，但如长时间处在超负荷运转条件下，会出现硝化反应变得缓慢，导致 NO_2-N 积累偏高，使系统运行停留在亚硝化阶段，从而导致出水水质难以得到保证。

(2) 电解法和 SBR 法相结合

虽然目前生化法工艺是处理制药废水最常用方法。但是，随着国内外对环保意识的加强和环境标准的不断完善，传统的生化法很难达到目标。将电解法和 SBR 法相结合，对处理含抗生素类制药废水，有较大的可行性。

在用电解法预处理制药废水时，电解电压越大，废水 COD_{cr} 、色度去除越快，且去除率越高。电解电压的大小对 COD_{cr} 去除影响较大。经过电解预处理后，废水的可生化性大大提高，但电解时间过长反而能使废水可生化性下降。pH 值对电解效果的影响是存在的，pH 值太高或太低对废水 COD_{cr} 的去除都是不利的，pH 值在 7 左右时，电解效



果相对较好；pH 值对色度去除的影响比较小。电解预处理 COD_{cr} 去除率在 37%—47%，再进 SBR 生化处理系统处理， COD_{cr} 去除率可达 80%—86%。

(3) 复合式厌氧—好氧反应器

A/O 工艺是在常规二级生化处理系统的基础上发展起来的一种具有同时去除有机物和氮等污染物的新工艺。采用厌氧—好氧工艺，可以提高对废水中难降解有机物的处理效率，使系统在保持较高 BOD_5 去除率(98.6%)的前提下，同时具有很高的 COD_{cr} 去除率(96.2%)。复合式生物反应器，结合了生物膜和污泥床两种反应器的优点，有效地利用了反应器的容积，提高了处理效率。制药废水经厌氧处理后，可生化性有所提高。实验表明，采用复合式厌氧—好氧处理工艺处理制药废水。在进水时 COD_{cr} 为 4000~7000mg/l。平均 COD_{cr} 为 5832.9 mg/l 时，出水时 COD_{cr} 小于 250mg/l。平均 COD_{cr} 去除率达到 96.2%，出水 COD_{cr} 满足国家制药行业废水排放二级标准。不过当温度急剧波动(大于 2—3℃)时，会导致厌氧反应器产气量的明显下降和处理效果的降低，因此，在实际废水处理工程的设计和运行中要尽量保持温度稳定。

(4) 气浮—水解—好氧工艺处理制药废水

气浮—水解—好氧联合处理工艺，具有单独物化处理，厌氧(水解)处理和好氧处理三者的优点，适合于难以生物降解的制药废水的处理。

利用气浮法单独对高浓度的生产废水进行预处理，可有效降低废水的有机物和 COD_{cr} ，有利于进行后续生物处理。

水解酸化较好地改善了废水的可生化性，为后续的好氧处理提供了条件。水解阶段，大分子有机物被降解为小分子物质，难以生物降解的物质转化为易生物降解的物质，使得废水在后续好氧处理单元中能以较少的停留时间下得到处理，此阶段的微生物主要是水解和产酸菌。水解酸化后的废水直接进入接触氧化池进行好氧处理。另外，对于含难降解有机物的制药废水，加入生活废水共同处理，通过共基质条件，可改善废水处理效果。

第二章 工艺设计说明

2.1 工艺选择

2.1.1 进出水水质

表 3 进出水水质



项目	BOD ₅ (mg/L)	COD _{cr} (mg/L)	SS(mg/L)	PH
进水	4000	8000	800	6.0~9.0
出水	60	300	200	6.0~9.0

2.1.2 处理程度计算

$$(1) \text{ BOD}_5 \text{ 的去除率: } \eta = \frac{4000 - 60}{4000} \times 100\% = 98.5\%$$

$$(2) \text{ COD}_{cr} \text{ 的去除率: } \eta = \frac{8000 - 300}{8000} \times 100\% = 96.25\%$$

$$(3) \text{ SS 的去除率: } \eta = \frac{800 - 200}{800} \times 100\% = 75\%$$

$$(4) \text{ PH: } 6.0 \sim 9.0$$

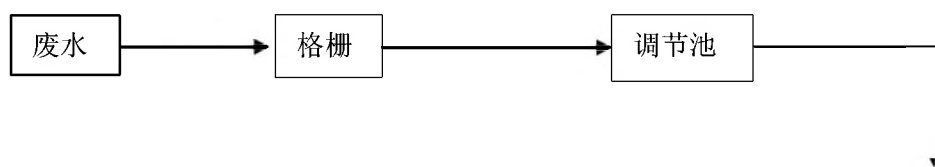
2.1.3 备选工艺

(1) 水解—SBR—生物接触氧化

该废水有机物含量高，可生化降解性较好，但单独采用好氧工艺时需对原废水进行稀释，且抗生素废水中往往含有残余抗生素，会对好氧系统产生不利影响。根据对该废水的中试和水解酸化的研究，水解酸化反应可以对残余抗生素改性，提高废水的可生化性。故考虑加上一个水解酸化过程，在水解阶段，把固体物质降解为溶解性物质，大分子物质降解为小分子物质；酸化阶段把碳水化合物降解为脂肪酸。水解-酸化菌世代周期较短，故此降解过程迅速。由于厌氧发酵控制在水解酸化阶段，可避免因进一步发酵所带来的沼气，不会产生普通厌氧处理过程所产生的恶臭气体，并且避免了完全的厌氧反应对环境要求高，难于稳定运行的缺点。

废水经水解酸化处理后仍具有较高的污染负荷，因此需要好氧处理工艺对制药废水进行进一步处理，因此设计采用“SBR 法+接触氧化”二级好氧处理工艺。废水经二级好氧处理后，色度仍然较高，为去除残余的色度，同时作为系统的把关单元，设置反应沉淀系统进行脱色处理。

在大量调研、比较及中试的基础上，方案采用“水解酸化+SBR 法+接触氧化”工艺。经过上述处理后，废水可以实现达标排放。



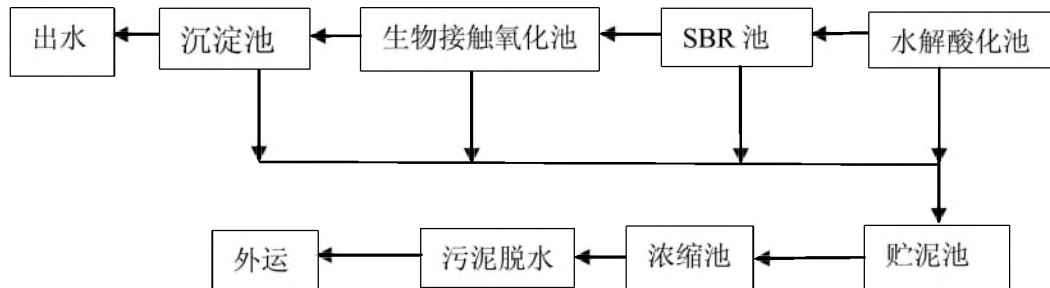


图 1 水解—SBR—生物接触氧化 工艺流程图

(2) 水解—UASB—三相好氧流化床

该废水属于高有机物，高悬浮物，毒性大废水，而水量不大。主体工艺拟采用 UASB 反应器，但是其对进水悬浮物含量要求较严格，这是其与其他厌氧处理工艺的明显不同之处，一般以不大于 1000mg/l 为宜，否则不利于颗粒污泥与进水中有机污染物的充分接触而影响产气量，另一方面容易造成反应器的堵塞问题。此外，进水中 SS 的种类对颗粒污泥的形成也有较大的影响。故在 UASB 前降低 SS 含量是必要的，因此在 UASB 工艺前设置均质沉淀池，一方面利用固液分离去除废水中的杂质及悬浮物，同时还可以降低废水中有机物含量，使进水达到 UASB 进水要求；另一方面，由于该红霉素生产废水水质变化幅度大，冲击负荷强，不利于废水处理设施的正常运行，因此利用均质沉淀池池沿的沿程进水，使同时进池的废水转变为前后出水，达到与不同时序的废水混合的目的。

由于废水中含有硫酸根、金属离子及残存的抗生素，这对微生物尤其是 UASB 中产甲烷菌来说具有相当大的毒害作用，甚至可以引起生物处理工艺的失效。因此 UASB 前设置一个水解池，利用产酸菌的不敏感性，改变毒物的结构或将其分解，使毒性减弱甚至消失，同时大量产酸菌在水解作用下，还可以大大降低悬浮固体浓度。经过水解池预处理的酸化液进入产甲烷器（UASB）就能进行正常的产甲烷反应，并能得到快速、高效的处理。

但是 UASB 出水的 COD_{Cr}，BOD₅ 浓度仍很高，且带有臭味，不能直接排放，因而考虑增加好氧处理来克服厌氧处理的缺点。三相好氧流化床作为一种新型高效的好氧工艺，近三十年来其应用范围和规模都日益扩展，尤其是其可以达到很高的污泥负荷，使



页

其进水有机物浓度可以较高，且其反应器高径比较大，节约占地。对于用地紧张的企业很适合。经三相流化床处理后，废水再经二沉池就基本可以达到处理目标^[6]。

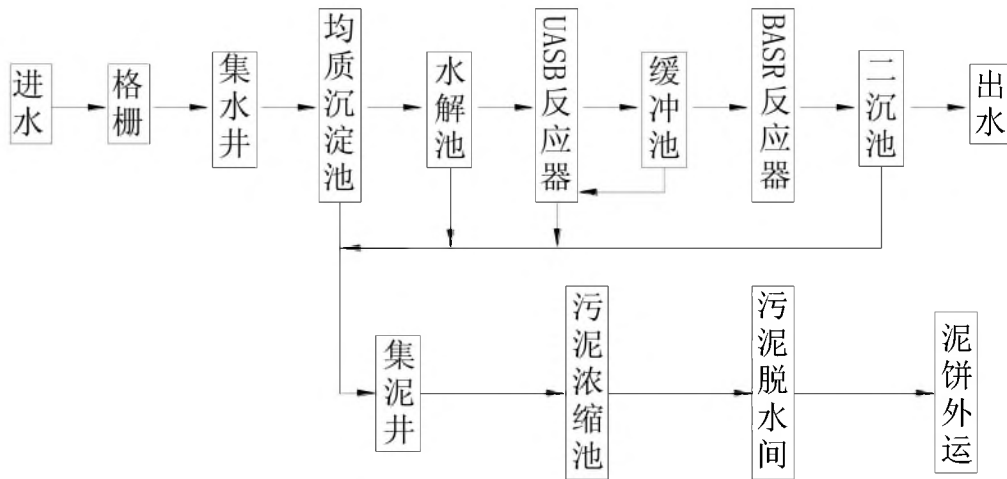


图 2 水解—UASB—三相好氧流化床工艺流程图

2.1.4 工艺比较

表 4 污水处理设计方案比较

项目	方案一	方案二
----	-----	-----



页

投资费用	土建工程 机电设备及仪表 征地费 总投资	土建工程量较小 自控仪表较多 征地费小 较小	土建工程量稍大 设备和自控仪表布置集中且少 征地费稍高 稍高
运行费用	污泥回流 能源问题 曝气量 电耗 总运行成本 出水水质 有无污泥膨胀 冲击负荷的影响	需污泥回流 不能产生能量 较大，传递效率高 小 较低 达标 无 可承受日常的冲击负荷 夏季与冬季出水效率相当 温度波动对运行影响不大	不需要污泥回流 能够产生能量 较小，传递效率高 稍大 较低 达标 无 可承受日常的冲击负荷 滤池从底部进水，上部可封闭， 水温波动小，低温运行较稳定
工艺效果	自动化程度 日常维护和巡视 操作和管理人员人数	很高 设备布置集中，巡视方便 少	一般 日常维护管理方便 正常

根据表 1-3 从投资费用、运行费用、工艺效果、运行管理等方面的比较，最终选用方案一，采用水解—SBR—生物接触氧化处理工艺。

2.1.5 工艺论证

表 5 各处理单元进出水水质状况



页

处理单元	项目	COD _{cr} /(mg/L)	BOD ₅ (mg/L)	SS(mg/L)	pH 值
格栅	进水	8000	4000	800	7.5
	出水	8000	4000	720	7.5
	去除率(%)	0	0	10	
调节池	进水	8000	4000	720	7.5
	出水	8000	4000	576	7.4
	去除率(%)	0	0	20	
水解酸化池	进水	8000	4000	576	7.4
	出水	6400	3200	288	6.2
	去除率(%)	20	30	50	
SBR 反应池	进水	6400	2800	288	6.2
	出水	1088	280	86.4	7.5
	去除率(%)	83	90	70	
接触氧化池	进水	1088	280	86.4	7.5
	出水	217.6	42	86.4	7.6
	去除率(%)	80	85	0	
沉淀池	进水	217.6	42	86.4	7.6
	出水	180.6	25.2	17.3	7.8
	去除率(%)	17	40	80	
排放标准 (GB8978-1996) 一级排放标准		≤300	≤60	≤200	6—9

符合设计目标，可以使用。

水解—SBR—生物接触氧化处理工艺工艺流程的特点：

- (1)工艺成熟，稳定可靠，操作方便。
- (2)运行周期灵活可变，耐冲击负荷性能强。
- (3)整套系统实行自动或自动控制，节省人员费用。



页

(4)本工程涉及结构紧凑，占地面积少，流程尽量利用位差，减少动力消耗，节省投资及日常费用。

2.2 主要处理构筑物的介绍

2.2.1 格栅

格栅是有一组平行的金属栅条或筛网制成，安装在污水渠道上、泵房集水井的进口处或者污水处理厂的端部。主要作用是将污水中的大块污物拦截，以免其对后续处理单元的机泵或工艺管线造成损害。格栅配有水位探测仪，当栅前后水位差达到设计值时，则自动启动配置的清洗耙。每套格栅前后均设有电动闸板以便检修时截断污水。

由于本设计中废水悬浮物很小，水量相对较小，故采用细格栅，用机械清渣。

设计说明

- (1)水泵前格栅条间隙，应根据水泵要求确定；
- (2)格渣量与地区的特点、格栅的间隙大小、污水流量以及下水道系统的类型等因素有关。格渣的含水率一般为 80%，容重为 $960\text{kg}/\text{m}^3$ ；
- (3)格栅的过栅流速一般采用 $0.6\sim 1.0\text{m}/\text{s}$ ；
- (4)栅前渠道内水流速度一般采用 $0.4\sim 0.9\text{m}/\text{s}$ ；
- (5)格栅倾角一般采用 $45^\circ\sim 75^\circ$ 。
- (6)通过格栅的水头损失一般采用 $0.08\sim 0.15\text{m}$ ；
- (7)格栅间必须设置工作台，台面应高出栅前最高设计水位 0.5m 。工作台上应有安全和冲洗设施；
- (8)格栅间工作台两侧过道宽度不应小于 0.7m 。工作台正面过道宽度，当采用人工清除格渣时，不应小于 1.2m ；
- (9)设置格栅装置的构筑物，必须考虑有良好的通风设施。

参数选取：

设栅前流速 $v_1 = 0.8\text{m}/\text{s}$ ，过栅流速 $v_2 = 0.8\text{m}/\text{s}$ ，栅条间隙宽度 $b = 0.010\text{m}$ ，栅条宽度 $S = 0.01\text{m}$ ，渐变部分展开角度 $\alpha = 20^\circ$ ，栅前部分长度 0.5m ，格栅倾角 $\alpha = 60^\circ$ ，单位栅渣量 $0.07\text{m}^3\text{栅渣}/10^3\text{m}^3\text{污水}$ 设 2 组细格栅，1 用 1 备。



页

2.2.2 提升泵房及集水池

泵站是给污水加压与提升设备，为污水提供能量，使污水在后续处理构筑物中能顺利流下，不倒流。

2.2.3 计量设施

污水处理中常用的计量设备有巴氏计量槽、薄壁堰、电磁流量计、超声波流量计、涡轮流量计等。污水测量装置的选择原则是精度高、操作简单，水头损失小，不宜沉积杂物。

本计中选择电磁流量计。其优点是测量精度不受流体密度、粘度、温度、压力和电导率变化的影响，传感器感应电压信号与平均流速呈线性关系，因此测量精度高。

2.2.4 调节池

工业废水的水量和水质随时间的变化幅度较大，为了保证后续处理构筑物或设备的正常运行，用调节池进行均衡调节，缓冲瞬时排放的高浓度废水，同时使生产废水进行内部中和反应，从而降低运行成本，保证系统的稳定运行。

2.2.5 水解酸化池

从工程上讲，厌氧发酵产生沼气的过程可分为水解阶段、酸化阶段和甲烷化阶段等三个阶段。水解池是把反应过程控制在第二个阶段之前完成，不进入第三个阶段。它实际上完成水解和酸化两个过程（酸化也可能不十分彻底），但为了简化，简称为水解。

水解池具有以下优点：

- (1)不需要密闭的池子，不需要搅拌器，不需要水、气、固三相分离器，降低了造价和便于维护。
- (2)水解、产酸阶段的产物主要是小分子的有机物，可生化性一般较好，故水解可改变原污水的可生化性，从而减少反应时间和处理的能耗。
- (3)由于反应控制在第二阶段完成前，出水无厌氧发酵的不良气味，改善了处理厂环境。
- (4)由于第一、第二阶段反应迅速，故水解池体积小，与初沉池相当，节省基建投资。
- (5)由于水解池对固体有机物的降解，减少了污泥量，具有消化池功能。

2.2.6 SBR 反应池

SBR 法是通过时间上的安排，在一个池子内完成了进水、反应、沉淀和排水等一系



页

列工艺过程，构成了一个周期。这种工艺近年来在我国已广泛应用。但是，这种工艺组合方式多变，加之应用时间较短，尚未总结出一套完整的设计、控制方法，因此制约着 SBR 法的进一步推广和应用。

根据工艺流程论证，SBR 法具有比其他好氧处理效果好，占地面积小，投资省的特点，故而选用 SBR 法。

表 6 SBR 反应池进出水水质

	COD _{cr} /(mg/L)	BOD ₅ /(mg/L)	SS(mg/L)	PH 值
进水	6400	2800	288	6.2
出水	1088	280	86.4	7.5
去除率%	83	90	70	

SBR 运行周期中反应时间根据类似工程经验确定为 3—5h,且运行周期中不设闲置阶段。

SBR 运行周期为 12h, 其中进水 1h,反应 7h,沉淀 3h, 排水 1h。其中 SBR 工艺运行周期一般 T=5—16h, 充水时间一般为 1—4h, 反应时间一般为 2—8h, 沉淀时间一般为 1—4h, 闲置时间一般为 1—2h。

SBR 处理污泥负荷设计为 $N_s=0.4\text{kg BOD}_5/(\text{kg MLVSS}\cdot\text{d})$

2.2.7 生物接触氧化池

废水经 sbr 处理后还不能达到国家排放标准,尚需进行深度处理。由于废水中的 COD 浓度比较高,必须通过好氧生物降解废水中的有机物。为保证好氧处理效果,采用生物接触氧化工艺。在生物接触氧化系统中设有半软性填料,通过微孔曝气器曝气充氧培养微生物,废水与长满生物膜的填料相接触,大部微生物以生物膜的形式固定在填料上,部分悬浮生长在水中;在曝气冲刷作用下,老的生物膜不断脱落,新的生物膜不断生长,促进生物膜的新陈代谢。填料上的有机物以废水中的有机物为食物,分解为 CO_2 和 H_2O ,从而降低了废水中的有机物浓度,使废水得到净化。

生物接触氧化工艺是近年来国家推荐广泛使用的工艺,它具有以下特点:

- ①由于填料比表面积大,池内单位容积的生物固体量较高,因此具有较高的容积负荷。
- ②由于接触氧化池内生物固体量多,水流属于完全混合型,对水质水量的骤变有较强的



页

适应能力。

③当容积负荷较高时，其 F/M 比可以保持在一定水平，污泥产量低，而且大多为脱落的生物膜，易脱水处理，不需要污泥回流。

生物填料主要起生物膜载体的作用，同时兼有截留悬浮物的作用，具有生物附着力强、比表面积大、孔隙率高、化学和生物稳定性好、经久耐用、不溶出有害物、不引起二次污染、防紫外线、抗老化、亲水性能强等特点，在使用过程中，微生物易生成、易更换、耐酸碱、抗老化、不受水流影响、使用寿命长，剩余污泥少，安装方便。

表 7 生物接触氧化池进出水水质

	COD _{Cr} /(mg/L)	BOD ₅ /(mg/L)	SS(mg/L)	PH 值
进水	1088	280	86.4	7.5
出水	217.6	42	86.4	7.6
去除率%	80	85	0	

设计参数:

- (1)生物接触氧化池的个数或分格数应不小于 2 个，并按同时工作设计。
- (2)容积负荷范围 M: 1000~1500gBOD/(m³·d)。
- (3)污水在氧化池内的有效接触时间一般为 1.5~3.0h。
- (4)填料层总高度一般为 3m。
- (5)进水 BOD 浓度应控制在 150~300mg/L。
- (6)接触氧化池中的溶解氧含量一般应维持在 2.5~3.5 mg/L，气水比为 (15~20): 1。
- (7)接触氧化池每格的面积一般不大于 25m²,为保证布水布气均匀。

2.2.8 竖流式沉淀池

竖流沉淀池一般选用圆形或正方形，在这里采用圆形，一般直径为(4~7)m(≤10m)。沉淀区呈圆柱体，污泥斗为截头倒锥体。

废水从中心管自上而下流入经反射板折向上升，澄清水由池四周的锯齿堰溢流入出水槽，出水槽前设挡板，用来隔除浮渣，污泥斗倾角为 50°~60°，污泥靠静压力由污泥管排出，污泥管直径一般为 150mm。

参数选取: $Q_{\max} = K_z \times Q_a = 2.02 \times 1200 \text{ m}^3 / \text{d} = 2424 \text{ m}^3 / \text{d} = 0.02806 \text{ m}^3 / \text{s}$,



页

$$u_0 = 30\text{mm/s} = 0.03\text{m}^3/\text{s}, v = 0.0007\text{m/s}, t = 1.5\text{h}, v_1 = 0.01\text{m/s}, r = 1\text{m}, R = 3\text{m}.$$

表 8 竖流沉淀池进出水水质

	COD _{Cr} /(mg/L)	BOD ₅ /(mg/L)	SS/(mg/L)	PH 值
进水	217.6	42	86.4	7.6
出水	180.6	25.2	17.3	7.8
去除率%	17	40	80	

2.2.9 污泥处理

污泥处置就是通过适当的方法对污泥进行处理，防止污泥腐化发臭，使其中的有毒有害物质得到妥善处理 and 综合利用，变害为利，确保污水处理厂正常运行，为污泥找到最终出路。污泥最终处置的主要方法是作农业肥料、作建筑材料、填地、填海造地和排海等。

(1) 污泥浓缩：

污泥浓缩的主要目的就是减少污泥体积，从而降低后续处理构筑物 and 设备的负荷，减少处理费用。常用的浓缩方法有重力浓缩法、气浮浓缩法和离心浓缩法。污泥浓缩方法的选择及优点：

重力浓缩法：浓缩池构造简单，操作方便；动力消耗小，运行费用低；贮存污泥能力强。

气浮浓缩法：浓缩效果好，出泥含水率低；占地面积小，只为重力法的 1/10；运行效果稳定，不受季节影响；产生臭气小，能去除油类。

离心浓缩法：浓缩效果好，工作效率高；占地面积小，几乎不散发臭气，工作环境好。

本设计选择重力浓缩法

(2) 污泥干化与脱水：

经过浓缩、消化后的污泥含水率约有 95%-97%，体积较大，不利于进行最终处置。经过干化和脱水处理，污泥含水率可降至 60%-80%，体积减少为原来的 1/10-1/5，由液态变为固态，为综合利用和最终处置提供了方便。干化场和各种污泥脱水机械的特点如



页

下：

污泥干化场：设备简单，操作方便，耗电少。

带式压滤机：连续生产，效率高，设备少，投资较少，劳动强度小，能耗维护费用低。

板框压滤机：泥饼含水率低，体积小，节省后续处理的费用，污泥调节药剂投量少。

真空脱水机：连续生产，工作效率高，运行稳定，可自动控制。

离心脱水机：效率高，基建费用少，占地小，环境好，自动化程度高，运行费用低。

本设计采用带式压滤机

2.2.10 加药间

污水经反应池得到改善，细菌含量也大幅度减小，但其绝对值仍很可观，并有存在病原菌污染的可能。因此，污水排入水体前应进行消毒。常用的消毒方法有：液氯消毒、二氧化氯消毒、紫外线消毒。

液氯消毒效果可靠，投配准确，且价格便宜。城市污水经过二级处理后，水质得到改善。细菌含量大幅度减少。

二氧化氯消毒具有极强的杀菌能力，能较好杀灭细菌、病毒，且不会产生致癌、致突、致畸物质，是一种安全的消毒技术，杀菌作用持续时间长，受 pH 影响小，可除臭、去色。但是消毒主要问题是成本较高，且不能贮存，需现场制备。在我国目前主要用于小型城市污水处理。

紫外线消毒：消毒效率高。但紫外线照射灯具货源不坐，电耗能量较多，且不能保证消毒的延迟性。适用于小型污水厂。

本设计采用液氯消毒。

2.3 污水处理厂总平面布置原则

1. 处理构筑物的布置应紧凑，节约土地并便于管理；
2. 处理构筑物的布置应尽可能按流程顺序布置，以避免管线迂回，同时应充分利用地形以减少土方量；
3. 经常有人工作的地方如办公、化验等用房应布置在夏季主导风的上风向，在北方地



页

区也应考虑朝阳，设绿化带与工作区隔开；

4. 构筑物之间的距离应考虑敷设管渠的位置，运转管理的需要和施工的要求，一般采用 5—10m；
5. 污泥处理构筑物应尽可能布置成单独的组合，以备安全，方便管理；
6. 变电所的位置应设在耗电量大的构筑物附近，高压线应避免在厂内架空敷设；
7. 污水厂应设置超越管以便在发生事故时，使污水能超越一部分或全部构筑物，进入下一级构筑物或事故溢流管；
8. 污水和污泥管道应尽可能考虑重力自流；
9. 在布置总图时，应考虑安排充分的绿化地带，为污水处理厂的工作人员提供一个优美舒适的环境；
10. 总图布置应考虑远近期结合，有条件时可按远景规划水量布置，将处理构筑物分为若干系列分期建设。

2.4 管线布置

- (1) 应设超越管线，当出现故障时，可直接排入水体。
- (2) 厂区内还应有给水管，生活水管，雨水管，消化气管管线。

污水处理厂的辅助建筑物有泵房，鼓风机房，办公室，集中控制室，水质分析化验室，变电所，存储间，其建筑面积按具体情况而定，辅助建筑物之间往返距离应短而方便，安全，变电所应设于耗电量大的构筑物附近，化验室应机器间和污泥干化场，以保证良好的工作条件，化验室应与处理构筑物保持适当距离，并应位于处理构筑物夏季主风向所在的上风中处。在污水厂内主干道应尽量成环，方便运输。主干宽 6~9m 次干道宽 3~4m，人行道宽 1.5m~2.0m 曲率半径 9m，有 30%以上的绿化。

2.5 污水厂的高程布置

污水处理厂污水处理高程布置的主要任务是：确定各构筑物和泵房的标高，确定处理构筑物之间连接管(渠)的尺寸及其标高，通过计算确定各部位的水面标高，从而能够使污水沿处理流程在处理构筑物之间通畅地流动，保证污水处理厂的正常运行。

(1) 污水处理厂高程布置应考虑事项：

- ① 选择一条最长、水头损失最大的流程进行水力计算，并应适当留有余地，以保证任何



页

情况下，处理系统都能够运行正常；

②计算水头损失时一般以近期最大的流程作为构筑物 and 管渠的设计流量；计算涉及远期流量的管渠和设备时，应以远期最大流量为设计流量，并酌加扩建时的备用水头；在做高程布置时应注意污水流程与污泥流程的配合，尽量减少需抽升的污泥量。

(2)污水厂的高程布置

为了降低运行费用和便于管理，污水在处理构筑物之间的流动按重力流考虑为宜。

(3)水头损失包括：

- ①污水经各处理构筑物的内部水头损失；
- ②污水经连接前后两构筑物管渠的水头损失，包括沿程水头损失和局部水头损。

第三章 主体工艺设计计算

3.1 格栅间

3.1.1 格栅设计计算

设栅前流速 $v_1 = 0.8m/s$ ，过栅流速 $v_2 = 0.8m/s$ ，栅条间隙宽度 $b=0.010m$ ，栅条宽度 $S=0.01m$ ，渐宽部分展开角度 $\alpha=20^\circ$ ，栅前部分长度 $0.5m$ ，格栅倾角 $\alpha = 60^\circ$ ，单位栅渣量 $0.07m^3$ 栅渣/ 10^3m^3 污水 设 2 组细格栅，1 用 1 备。

(1)进水渠道宽：

$$B_1 = \sqrt{\frac{2Q_{max}}{v_1}} = \sqrt{\frac{2 \times 0.02806}{0.8}} = 0.265m$$

(2)栅前水深：

$$h = \frac{B_1}{2} = 0.132m$$

(3)栅条的间隙数：

$$n = \frac{Q_{max} \sqrt{\sin \alpha}}{Nbhv_2} = \frac{0.02806 \times \sqrt{\sin 60^\circ}}{1 \times 0.010 \times 0.132 \times 0.8} = 23$$

(4)栅槽宽度：

$$B = S(n-1) + bn = 0.01(23-1) + 0.010 \times 23 = 0.45m$$



页

(5)进水渠道渐宽部分的长度:

$$l_1 = \frac{B - B_1}{2 \operatorname{tg} \alpha} = \frac{0.45 - 0.132}{2 \operatorname{tg} 20^\circ} \approx 0.434 \text{ m}$$

(6)栅槽与出水渠道连接处的渐窄部分长度:

$$l_2 = \frac{l_1}{2} = \frac{0.434}{2} = 0.217 \text{ m}$$

(7)通过格栅的水头损失:设栅条断面为锐边矩形面, 故 $K=3$, $\beta=2.42$

$$h_1 = \beta \left(\frac{S}{b} \right)^{\frac{4}{3}} \frac{v_2^2}{2g} \sin \alpha K = 2.42 \left(\frac{0.01}{0.010} \right)^{\frac{4}{3}} \times \frac{0.8^2}{19.6} \sin 60^\circ \times 3 = 0.2053 \text{ m}$$

(8)栅后槽总高度:设栅前渠道超高 $h_2=0.3\text{m}$,

$$H = h + h_1 + h_2 = 0.132 + 0.2053 + 0.3 = 0.6373 \text{ m}$$

(9)栅槽总长度:

$$L = l_1 + l_2 + 0.5 + 1.0 + \frac{H_1}{\operatorname{tg} \theta} = 0.434 + 0.217 + 0.5 + 1.0 + \frac{0.132 + 0.3}{\operatorname{tg} 60^\circ} = 2.4 \text{ m}$$

(10)每日栅渣量:

$$W = \frac{Q_{\max} W_1}{K_z \times 1000} = \frac{Q W_1}{1000} = \frac{1200 \times 0.7}{1000} = 0.84 \text{ m}^3/\text{d} > 0.2 \text{ m}^3/\text{d}$$

宜采用机械清渣, 格栅采用链条回转式格栅除污机。

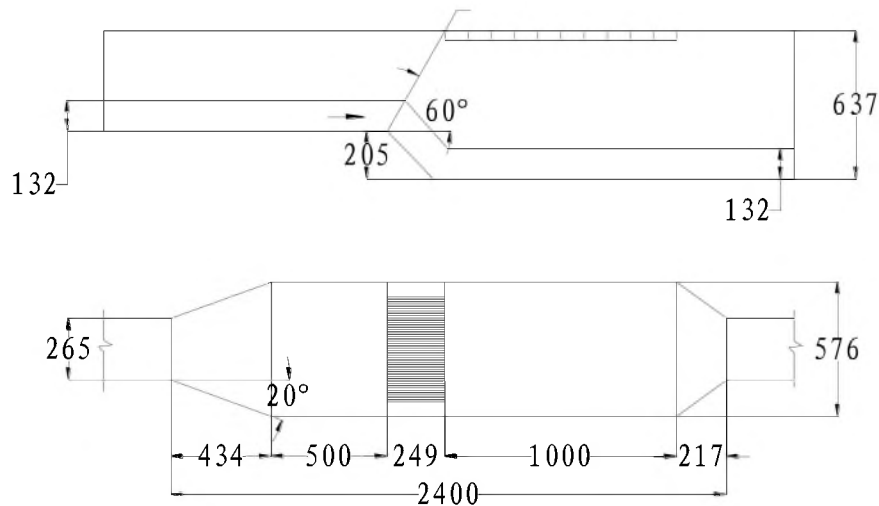


图 3 格栅简图



页

3.1.2 提升泵

泵后构筑物水头损失=接触消毒池+竖流沉淀池+生物接触氧化池+配水井+SBR 池+配水井水解酸化池+调节池=0.3+0.4+0.5+0.2+0.5+0.2+0.5+0.2=2.8m

设泵站内的水头损失为 0.3m，自由水头 1m，泵后管线损失 1m。

格栅相对标高为：-3.1m

水泵的扬程为

$$H = 2.8 + 1 - (-3.1) + 0.3 + 1 = 8.2m$$

设计流量 $Q_{max} = 1200 m^3 / d = 50 m^3 / h$ ，进水泵房为矩形钢筋混凝土结构，平面尺寸为 $5m \times 5m$ ，考虑到水泵并联运行时流量会有一定的折减，折减系数为 0.9，选用保定市太行制泵有限公司生产的 $2\frac{1}{2}$ PWL 型立式排污泵 2 台，1 用 1 备，其性能参数见下表：

表 9 $2\frac{1}{2}$ PWL 型立式排污泵性能参数

流量 (m^3/h)	扬程 (m)	转速 (r/min)	功率 (kW)	效率 (%)	气蚀余量 (m)	出口直径/进口 直径 (mm)
60	9.5	1450	4	62	2.5	195

3.2 调节池

已知 $Q_{max} = 2424 m^3 / d = 101 m^3 / h$ ；取水力停留时间 $HRT = 4h$ ；调节池的有效水深 $h = 5.5m$ ；水面超高取 0.5m。

(1) 调节池的有效容积

$$V = Q \times T = 101 \times 4 = 404 m^3$$

(2) 调节池的总高度

$$H = 5.5 + 0.5 = 6m$$

(4) 调节池的面积：

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/218047124036006051>