

摘要

亚麻废水难生物降解,水质、水量变化较大。采用传统的活性污泥法难以使废水达标排放,而且难免要增加占地面积和动力消耗,导致处理成本提高。根据国家污染源达标排放和污染物总量控制要求,需对亚麻废水达标处理技术进行研究。本文通过对齐齐哈尔亚麻厂排放废水特性进行分析,并借鉴国内国外有关领域的处理现状和技术发展,根据齐齐哈尔亚麻有限公司的实际情况,最终确定采用气浮—水解酸化—接触氧化工艺处理亚麻废水。亚麻废水成分不是很复杂,多为纤维素、半纤维素、木质素、果胶等,有毒、有害物质含量很少,这是有利于生化处理的一面。

有关理论和现场实践证明,该工艺经济合理,技术可行,出水达到中华人民共和国《废水综合排放标准》(GB8978—96)。

通过烧杯混凝试验,最终确定投加硫酸铝($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$)100mg/L,配合使用聚丙烯酰胺 3mg/L 作为助凝剂。气浮池去除大约 50%的 COD 和大部分 SS,色度去除率在 50~65%之间。改善了废水水质和卫生状况,为后续工艺的顺利进行和出水达标提供了保障。

水解酸化池抗冲击负荷能力强,占地面积仅 65.1m^2 ,易于管理控制,废水通过水解酸化能去除约 35%的 COD,40—50%的色度和 30%SS,比厌氧工艺产生的不良气味也要少得多。更重要的是废水的可生化性得以提高,将原废水中的大分子难生物降解的有机物转化成为可生物降解的小分子有机物,废水的 BOD/COD 提高了近 50%,从而提高了后续接触氧化池的处理效率。实践证明,在水解池没有启动过程中,仅通过气浮池和接触氧化池的去除,很难保证出水的达标。

由于水解酸化池的存在,部分 COD 被转化成为 BOD,使接触氧化池去除率大大提高了, COD 去除率为 85~90%之间,出水水质稳定。接触氧化池兼具活性污泥和生物膜工艺的特点,耐冲击负荷、污泥量小、不易于泥膨胀、操作简单、易于管理控制。

综合气浮池、水解酸化池、接触氧化池,整体去除效率为: COD95%、BOD92%、SS74%、色度 90%。

与传统工艺相比,本工艺革新之处在于将气浮—水解酸化—接触氧化工艺应用于亚麻废水的处理,亚麻废水的处理国内的工程实践还很少;在气浮池通过投加适当的混凝剂,硫酸铝和聚丙烯酰胺配合使用,对亚麻废水中色

度的去除效果很好；水解酸化池采用类似于升流式厌氧污泥流化床（UASB）法，不同的是只需将反应控制在水解酸化阶段，反应时间短，占地面积小，节省能源。实践证明水解酸化池不仅提高亚麻废水的可生化性，对 COD、色度也有一定的去除效果。

关键词 亚麻加工废水；混凝气浮；水解酸化；接触氧化；水解酸化—接触氧化工艺

Abstract

Flax-producing wastewater is unfavorable biodegradability, and its water quality and flux are unsteady. If we use conventional active sludge system, we can't reach the criterion. Further more it is unavoidable to enlarge space and use more energy, which finally results in large cost. The study on flax-producing treatment wastewater is carried out in order that the effluent meet national requires of pollutant discharge and total amount control. Through the analysis of the characteristic of flax-producing wastewater and the actuality of this factory, studying the other industries' development of treatment technology in our country and other countries, we confirmed that Air flotation —Hydrolysis and Acidification – contact oxidation process should be used. Fortunately, the component of the wastewater is not complex, and there is not more adverse components, which is favorable to the process.

Interrelated theory and practice in this industry prove that this process is economic and reasonable in technology. At last the effluent reaches the standard of "synthesis discharge standard of wastewater".

In the laboratory, we use beakers and some flocculation reagents to simulate flocculation-air flotation process. At last, we make sure that 100mg/L $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ and 3mg/L PAM is pumped into the air flotation tank. And about 50% COD is removed, at the same time, lots of SS is also removed. Through this process, the quality of wastewater and sanitation is improved. Since the posterior process and effluent are guaranteed.

The effluent of air flotation process is then deal with Hydrolysis and Acidification process. The tank of Hydrolysis and Acidification is very stretchy to the fluctuation of the quality and flux of wastewater. Moreover, All the Hydrolysis and Acidification process only occupies 65.1m^2 space, and the whole process is easy to control. 35% COD, 40~50% chroma and 30%SS is removed. But BOD_5 is not removed evidently. Compared to the anaerobic process, there is little bad smell is made. What is the most important is the biodegradability of wastewater is improved. BOD/COD is increased about 50%. That is because Hydrolysis and Acidification can transform insoluble large molecule organics

into soluble small molecule organics. Thus the efficiency of the contact oxidation tank is improved. Actually if the Hydrolysis and Acidification tank is omitted, it is difficult to reach the discharge standard.

Just because the Hydrolysis and Acidification tank, some COD is transformed into BOD, the efficiency of the contact oxidation tank is improved. 85~90% COD is removed, and the effluent is steady. At the same time, the contact oxidation tank is not only has the characteristic of active sludge process but also has the characteristic of Bio-membrane process. The tank is Stretchy to the fluctuation of wastewater and easy to control. In contact oxidation tank, scarcely there is trouble of sludge expanding and the residual sludge is less than active sludge system.

In the whole process, COD95%, BOD92% 、chroma90%and SS74% is removed.

Compared with conventional system, the new point of view is that the Air flotation-Hydrolysis and Acidification–contact oxidation process is used in treating flax wastewater. In China , there are little research has been done about flax waste water. In the process chroma has been removed effectively in air flotation tank by using $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ +PAM. And the Hydrolysis and Acidification tank is designed by simulating UASB process, but the different is this tank is controlled at the term of Hydrolysis and Acidification process. Since the time of reaction is short and the area of the tank is small, and the energy sources is also saved. The fact proves that the Hydrolysis and Acidification tank not only improves BOD/COD, but also removes parts of COD and chroma in the flax wastewater.

Keywords flax wastewater; flocculation-air flotation; hydrolysis and acidification; contact oxidation; hydrolysis and acidification – contact oxidation process

目 录

□ 文摘

□ 英文文摘

□ 第 1 章绪论

□ 1.1 概述

□ 1.2 亚麻生产废水的特征

□ 1.3 废水处理系统处理方案的确定

□ 1.3.1 在拟定齐齐哈尔亚麻厂处理方案时应考虑的因素

□ 1.3.2 废水中的主要污染物

□ 1.3.3 拟定的废水处理工艺流程

□ 1.3.4 两种处理方案的比较

□ 1.3.5 选定工艺中各构筑物的说明

□ 1.4 国内外相关领域的研究现状

□ 1.5 本课题目的和意义

□ 第 2 章混凝气浮工艺及混凝烧杯试验

□ 2.1 气浮工艺的应用现状

□ 2.2 混凝技术简介

□ 2.2.1 水中颗粒物质的分类

□ 2.2.2 混凝机理简介

□ 2.3 混凝气浮工艺在亚麻生产废水处理中的生产性应用

□ 2.3.1 药剂的选择

□ 2.3.2 气浮池的运行及处理效果

□ 2.4 本章小结

□ 第 3 章水解酸化工艺在亚麻废水处理中的应用

□ 3.1 水解酸化工艺原理

□ 3.1.1 主要污染物的水解酸化降解机理

□ 3.1.2 采用水解酸化工艺的优缺点

□ 3.2 影响水解酸化的因素及水解酸化运行条件的控制

□ 3.2.1 影响水解酸化的主要因素

□ 3.2.2 水解酸化阶段运行条件的控制

□ 3.3 水解酸化工艺在亚麻废水处理中的应用

□ 3.3.1 测定项目及分析手段

□ 3.3.2 试验的内容

□ 3.3.3 水解酸化池的启动及污泥的培养驯化

□ 3.3.4 实验结果分析

□ 3.3.5 水解酸化池去除效果

□ 3.4 本章小结

□ 第 4 章接触氧化工艺在亚麻废水处理中的应用

□ 4.1 生物接触氧化工艺的应用现状

□ 4.2 接触氧化池微生物培养及出现的问题和解决措施

□ 4.2.1 泡沫产生的危害及其治理

□ 4.2.2 生物膜的大量脱落和解决办法

□4.2.3	污泥膨胀和相应对策
□4.2.4	线虫的大量繁殖和解决方法
□4.3	填料
□4.4	试验内容
□4.5	试验结果及分析
□4.5.1	溶解氧的变化和控制
□4.5.2	接触氧化池内的生物相
□4.5.3	接触氧化池的处理效果及其分析
□4.6	本章小结

□结论

□参考文献

□哈尔滨工业大学硕士学位论文原创性声明和哈尔滨工业大学硕士学位论文使用授权书

□致谢

第1章 绪论

1.1 概述

随着社会的不断发展,全球城市化和工业化程度不断提高,导致人类对水的需求量越来越大,水的供需矛盾日益增加,水环境不断恶化。目前水资源短缺已经影响到人类的生存和进一步的发展,成为亟待解决的全球性问题。亚洲是世界各大洲中人均水资源量最低的地区,中亚和南亚已经处于高度缺水状态,水资源开发率已经达到50%以上,处于可持续发展水平^[1、2]。

我国人均水资源占有量约为2500m³,仅为世界人均占有量的四分之一,是世界公认的水资源匮乏的国家之一。缺水问题已成为我国许多地区发展的主要限制因素。在我国大部分城市和地区,水生生态系统遭到严重的破坏,水质恶化。工业废水的排放是导致水体污染的重要原因。因此,如何在经济、技术允许的范围内,利用科学方法,尽快有效的处理工业废水,使排放废水达标排放,是摆在环境科研工作着面前的严峻课题。

齐齐哈尔亚麻有限公司是黑龙江省亚麻行业的重点企业。由于受经济发展和地区差异的影响,齐市的环保产业发展较慢,水污染较为严重。而实际齐市运行稳定、满足新要求的污水处理厂并没有几家。近几年来,随着人们环保意识的加强,和国家环保政策的日趋完善,齐齐哈尔在工业废水处理方面下了很大力度,很多企业已经或正在兴建新的污水处理厂。齐齐哈尔亚麻有限公司的生活污水和生产废水以前未经处理,直接进入市政管道,流入嫩江。如今该公司非常重视企业的环境保护工作,在企业扩建改造的同时,决定新建工业废水处理工程,彻底解决废水污染问题,改善受纳水体的水质环境,实现工业废水综合治理的总体环境。

1.2 亚麻生产废水的特征

齐齐哈尔亚麻有限公司直接引进粗纱(沤制过),经过洗纱、煮漂、染色等工艺。废水主要来自洗纱、煮漂车间和车间冲洗废水,约占废水总量的80%。染色车间正处于试验阶段,没有正式加工生产,水量小,约占总水量的5%,生活污水和其他废水约占废水总量的15%。齐齐哈尔亚麻有限公司24小时

生产，每年生产日为330天，该厂是实行三班倒，人修机器不休息，每天有三次排水高峰，水质、水量日变化较大。日排水约1000t。图1-1、图1-2为24小时内连续监测该厂废水COD浓度、pH值的变化曲线。

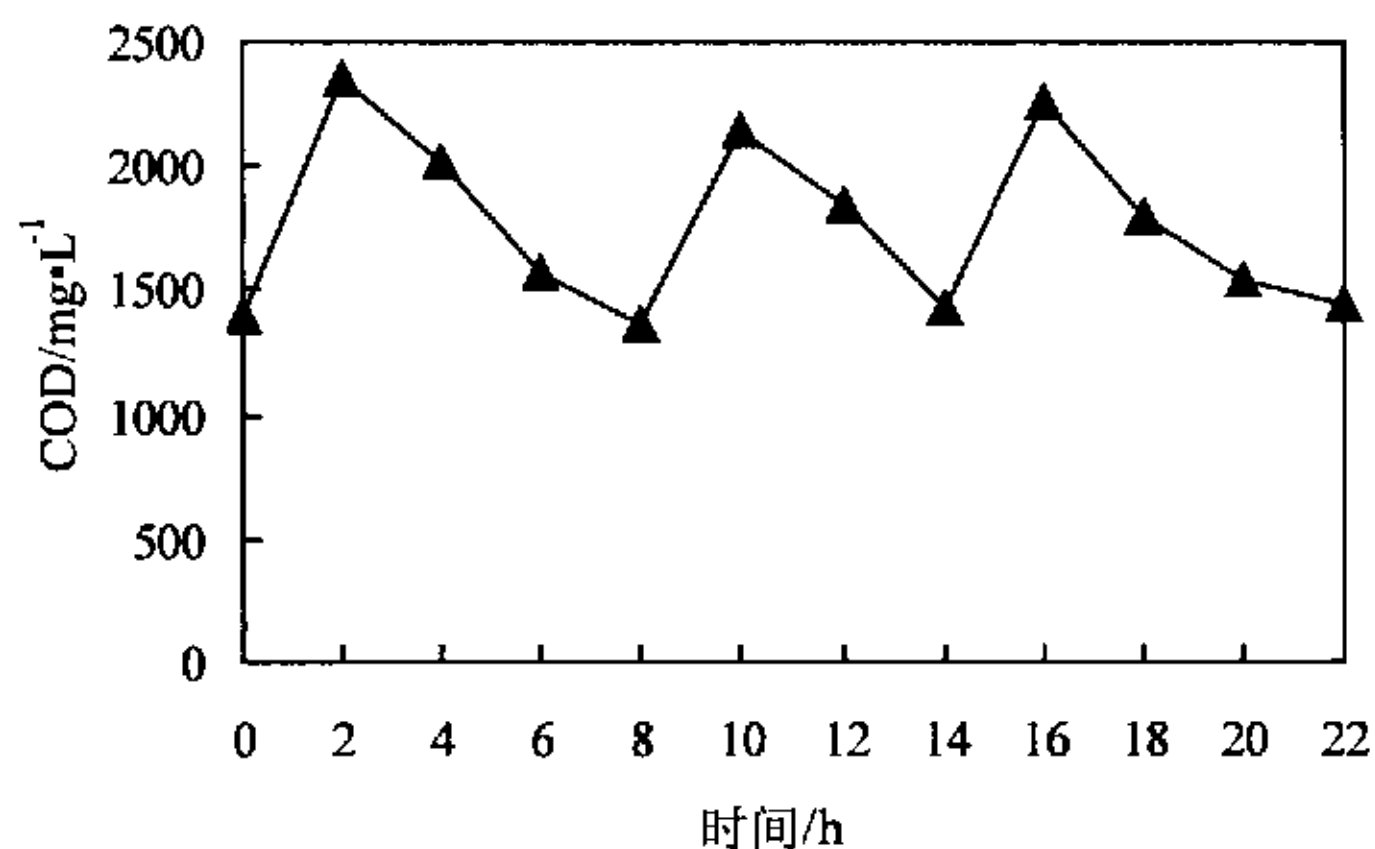


图 1-1 24 小时源水 COD 浓度的变化曲线

Figure 1-1 The fluctuation of COD in 24 hours

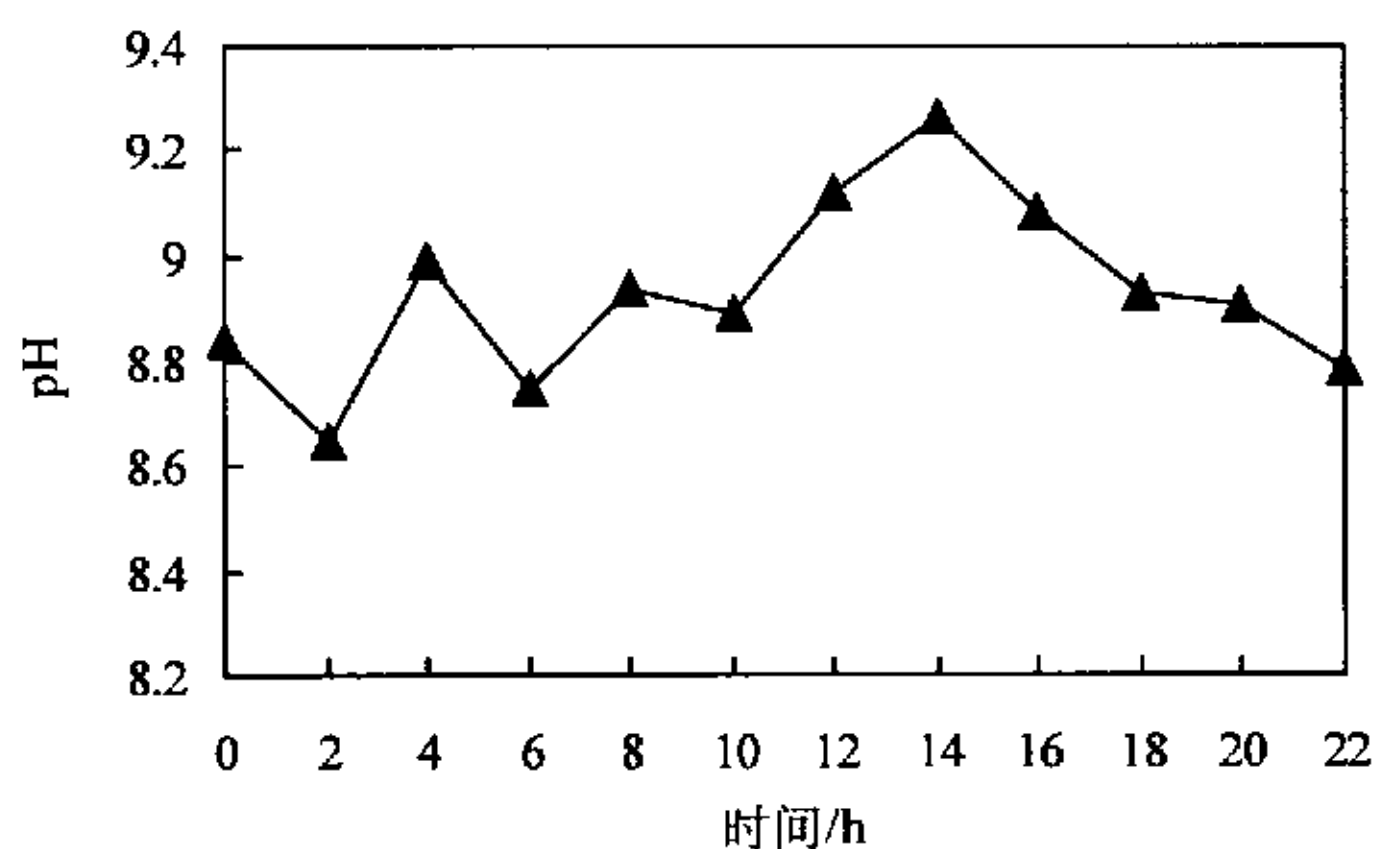


图 1-2 24 小时内 pH 值的变化曲线

Figure 1-2 The fluctuation of pH in 24 hours

图1-2中pH值的变化，是在有染色废水时检测的结果。没有染色废水时，pH值在7~8之间。

根据对齐齐哈尔亚麻有限公司废水的连续监测得到本工程原废水水质各项指标的数据，根据《污水综合排放标准》GB8978—96中的二级标准，得到出水最高排放标准（见表1-1）。

表 1-1 废水水质及排放标准各项指标

Table 1-1 the index of wastewater and standard of effluent

水质指标	COD (mg/l)	BOD (mg/l)	硫化物 (mg/l)	SS (mg/l)	pH
变化范围	1300~2400	350~800	—	200~350	7~9.5
平均值	1896	517	38.72	286	7.9
出水要求	150	60	1.0	200	6~9

染色车间没有正式投产，只是偶尔生产试验，表1-1中没有色度指标。在染色车间运行时，废水的色度高，呈黑色、紫色。PH值也高，见表1-2。

表 1-2 有染色废水时亚麻废水的 pH 值、色度

Table 1-2 The data of pH and chroma in influent of flax wastewater

时间/day	1	2	3	4	5	6	7	8	9
pH 值	9.2	8.9	9.3	9.5	9.1	8.8	8.9	9.2	9.3
色度/倍	510	380	530	420	450	480	440	470	410

染色废水中多为分散性染料和相应的助剂，本工程设计中考虑到了色度的去除。气浮工艺中混凝剂的选取是根据色度和COD的去除效果确定的。

1.3 废水处理系统处理方案的确定

1.3.1 在拟定齐齐哈尔亚麻厂处理方案时应考虑的因素

1、该厂废水的COD值为2460mg/L（最高值），在污染浓度方面属中等偏高程度，而排放标准为150mg/L，去除率高为94%，因此，所采用的处理工艺，必须具有较强的去处COD的功能。

2、废水中含有木质素、纤维素、半纤维素等难于生物降解的物质，废水的可生化性较低，BOD/COD 的比值仅为 0.25。对此，在拟定的处理系统中必须考虑设置能够改善废水可生化性，提高 BOD/COD 比值的处理单元。

3、齐齐哈尔市地处我国北方，冬季气温低，对生物处理技术有不利影响。在拟定的生物处理单元，应采取相应的保温措施。以保证在低温季节，处

理工艺也能够正常运行，并使处理水各项指标达到排放标准。

1.3.2 废水中的主要污染物

纤维素是由D—葡萄糖基构成的长链，其分子式为 $(C_6H_{10}O_5)_n$ ， n 为聚合度。一年生植物的聚合度比多年生植物为小，聚合度可高达7000~10000。纤维素在碱性溶液中会产生剥皮反应，使分子链缩短。另外，也会在水解、酸化等反应的作用下使分子链断开。

半纤维素是由数量不同的几种糖基组成的共聚物，其主链为线状，上面带有各种支链。植物纤维中的半纤维素主要有聚木糖类和聚甘露糖类。半纤维素的聚合度为200，聚木糖类的主链是木糖基，带有4个甲氧基葡萄糖基等支链。半纤维素可以被水解为单糖。（详见第3章）

木质素是一种芳香族高分子聚合物，因该厂来料为粗纱（已经脱过胶）。木质素含量不是很高，故对废水的污染不会太大。而且木质素可以被水解为单糖^[3、4]。

硫化物是一种还原性物质，在缺氧条件下可转化为 H_2S ，在好氧条件下可转化为 SO_3^{2-} 或 SO_4^{2-} ，在处理中易于去除。

1.3.3 拟定的废水处理工艺流程

根据该厂原废水水质的各项指标和对处理水水质的要求，并适当考虑该厂的具体条件和前述的各项因素，提出两种处理方案（图 1-3、1-4）。从工艺特点、处理效果、运行等各方面对其进行论证，最终选定理想方案。

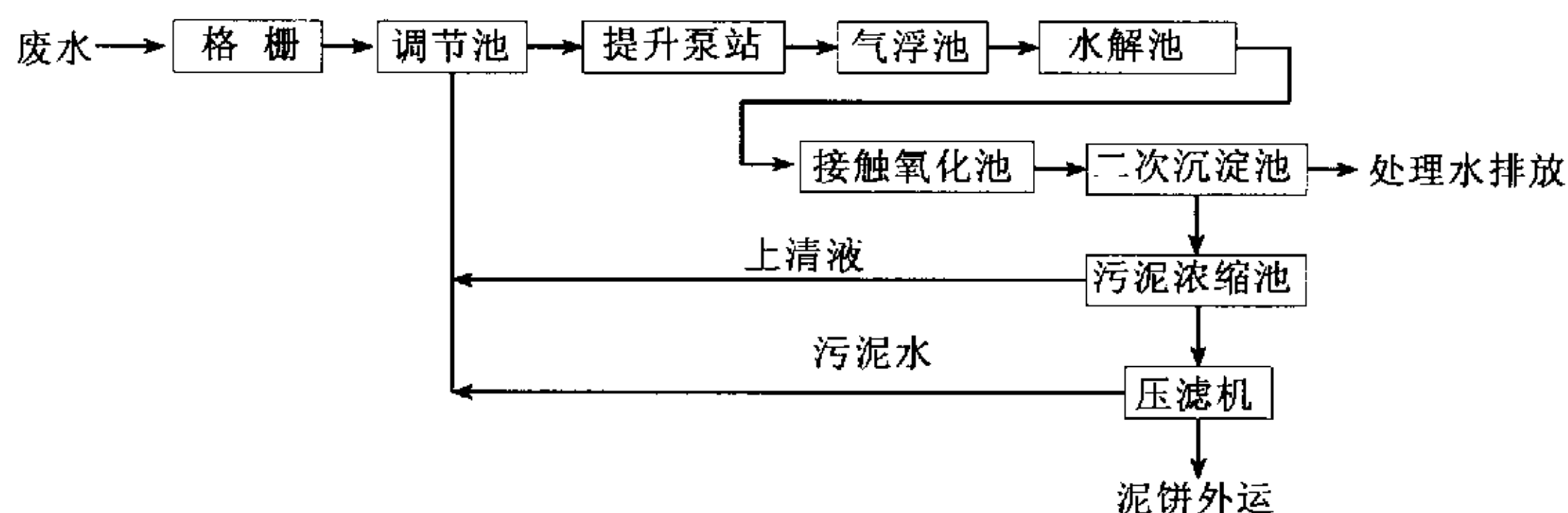


图 1-3 气浮—水解酸化—接触氧化处理工艺流程

Figure 1-3 Air flotation-hydrolysis and acidification-contact oxidation process

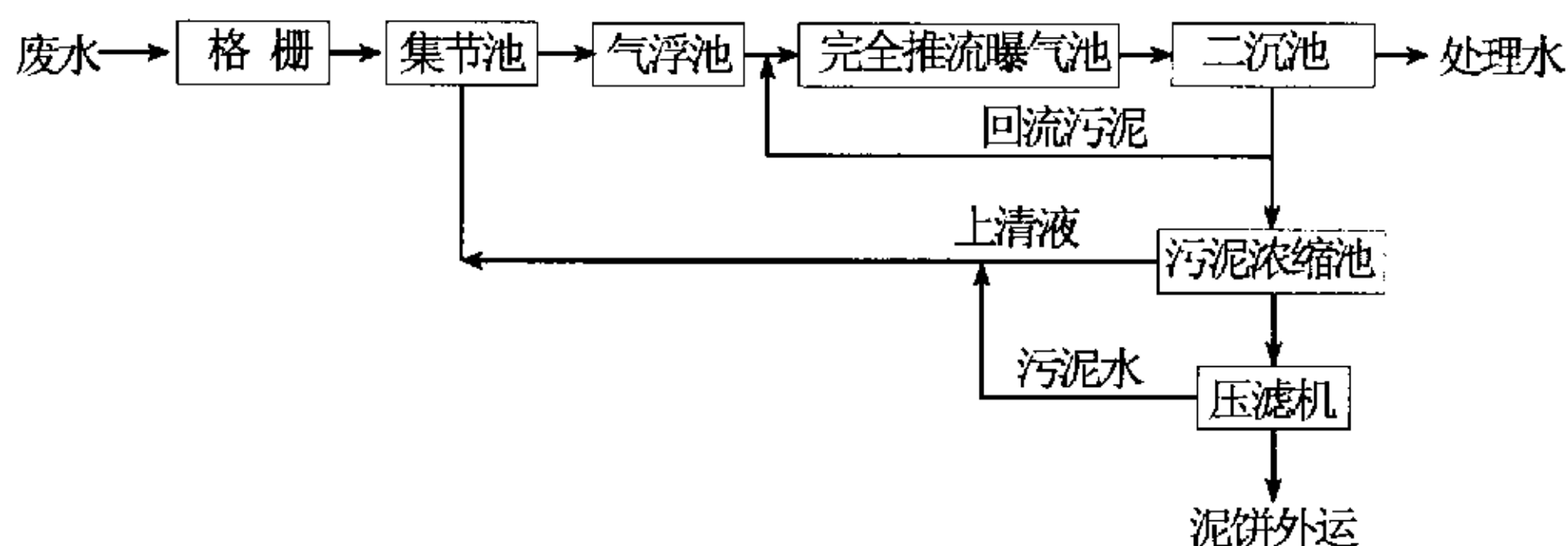


图 1-4 传统活性污泥法处理工艺流程

Figure 1-4 Conventional aerobic active sludge process

1.3.4 两种处理方案的比较

对齐齐哈尔亚麻有限公司的工业废水，两个方案处理在技术上都是可行的，理论上都能使处理水的各项指标达到排放标准。但是，两种方案各有特点和弊端。两者都有各自的优点，也都存在着某些问题。

第一方案中，水解（酸化）—接触氧化工艺（见图 1-3）是 70 年代以来发展起来的比较成熟的水处理新工艺，主要用于处理高浓度废水和可生化性较差的废水，与纯的好氧工艺相比，具有能耗低、效果好，可提高废水的可生化性等优点。通过本工艺的处理，各处理单元预计能够达到的处理效果见表 1-3。

表 1-3 第一方案可达到的处理效果的测预

Table 1-3 The forecast of the first project

序号	处理单元	COD/mg · L ⁻¹			BOD/mg · L ⁻¹			SS/mg · L ⁻¹		
		进水	出水	去除率/%	进水	出水	去除率/%	进水	出水	去除率/%
1	气浮工艺	2460	984	60	574	401	30	286	114	60
2	水解酸化	984	492	50	401	320	20	114	91	20
3	接触氧化	492	98	80	320	48	85	91	55	40

水解酸化工艺存在的问题是，气味比较大，对温度，pH 值也有一定的适应范围，出水不能达标，必须有后续的好氧工艺，如本工艺的接触氧化工艺。

第二方案的推流式曝气池（见图 1-4）是传统活性污泥法处理工艺，具有工艺成熟，运行稳定，效果良好的特征，在世界各国广为利用。采取一定的工艺及构造上的技术措施，能够克服推流式曝气池存在的由于纵向水流产生的不均匀，和短路的弊端，使废水在池内保持绝对的推流流态，因此，称之为完全推流式曝气池。通过废水在集水池内的水解酸化反应和在气浮池内的处理，对废水的可生化性大有改善，有利于曝气池净化功能的提高。使处理水各项污染指标达到排放标准。

第一方案与第二方案相比，主要优势在于：

1、接触氧化法与活性污泥法相比，抗冲击负荷能力强，而且不易产生污泥膨胀，运行管理较为方便，剩余污泥量少。

2、要达到同样的处理效果，第二方案占地面积大，能源消耗大。

3、第二方案中利用调节池水解酸化，虽然在理论上是可行的，但其处理效果较第一方案要差得多。主要有以下几个方面原因：集水池必然要受到水力冲击的影响，亚麻废水水质、水量日变化较大，如果有染色废水，pH 值很高，在 9 左右，废水中有毒有害物质虽然很少，但也是存在的，如果水质突变，对厌氧颗粒污泥冲击很大，影响水解池的水解酸化反应使得水解酸化不能稳定运行；

4、第一方案中，进水采用升流式，利用水力的冲击，使水解池中的污泥处于悬浮状态，类似于 UASB 法，进水中的污染物与颗粒污泥充分接触，污染物的去除率高。而第二方案中利用集水池水解酸化，进水采用的是推流式，效果不理想。

水解酸化池不稳定，必然影响氧化池处理效果。综合个方面的原因，考虑到亚麻废水的浓度高、难生物降解、水质水量变化大等因素，采用第一方案作为最终处理方案。

1.3.5 选定工艺中各构筑物的说明

1.3.5.1 格栅

格栅是用来截留大块漂浮物质，以保护后续的水泵和处理构筑物。设计中选择粗细两套格栅，粗格栅栅条间距为 0.01m，格条宽 2.2m，格栅强度按前后水位差 0.3 设计，最大过栅流速为 0.7m/s。细格栅采用水力格栅，栅条间隙为 0.005m，过栅流速为 0.4m/s，拦截下来的栅渣人工外运。

1.3.5.2 调节池

调节池有效水深为 3.0m，有效容积 180m³，调节池内分别设有气、水反冲洗管，防止沉渣沉积，调节时间为 4h。

1.3.5.3 泵站

提升泵位于调节池之上，钢混结构，内设 3 台潜污泵，两用一备，每台泵流量 60m³/h，扬程 12m，配套电机 4.0kw。

1.3.5.4 气浮池

气浮池主要用于去除污水中的悬浮物和不溶性 COD，设计中选择一套内循环溶气气浮系统，溶气水将气泡以微小形式释放于水中，小气泡在上升过程中将悬浮物、油脂、胶体等杂质粘附并浮于水面去除。气浮池采用钢混结构，表面尺寸为 12×4m。气浮装置采用的是埃杜尔（EDUR）泵液有限公司的 EDUR 气液多项泵。与传统气浮装置不同的是气体在泵进口管直接吸入，可省去空压机、压力罐等一系列装置，操作简单。该系统最大气液比可以达到 30%，能产生小于 30μm 的气泡。高压下空气饱和的水被减至常压，并流入气浮池。减压时自然产生的微气泡黏附悬浮物，并将之升至水面，再被刮除。

1.3.5.5 水解酸化池

厌氧生物处理工艺采用水解酸化技术。通过对停留时间的控制，控制厌氧反应在水解酸化阶段，不进入产 CH₄ 阶段。池中厌氧颗粒污泥靠水力的冲击作用，处于悬浮状态。水解酸化池采用钢混结构，平面尺寸 3.8×15m，水深 4.5m，总高 5.0m。废水停留时间为 5.5h，总有效容积为 228m³。池底安装 8 组布水穿孔管，垂直水面上方有 8 个溢流堰，以保证出水均匀，不出现短路、死角现象。底部有排泥管，剩余污泥排入污泥浓缩池。

1.3.5.6 接触氧化池

好氧生物处理工艺采用接触氧化技术，设计采用较为灵活的运行方式。通过控制曝气量使接触氧化池按最佳条件的方式运行。其中填料的容积负荷为 1.3kgCOD/m³·d。接触氧化池采用钢混结构，平面尺寸 13×18m，水深 4.0m，总高 4.4m，分为四个廊道，每个廊道宽 3.1m，长 16m。废水停留时间 16h，总有效池容积 667m³。池内安装新型弹性填料，池底安装微孔曝气器，氧转移速率为 13~18%，池内溶解氧 2~4mg/L，去除 1kgBOD 需氧量为 1.0kgO₂/kgBOD，需空气量为 30~39m³空气/kgBOD。

1.3.5.7 二沉池

二沉池的功能是截流由曝气池流出混合液中的活性污泥，使处理水澄清。沉淀污泥在池底污泥部位经一定时间的浓缩后部分地回流曝气池和水解酸化池。剩余污泥则通过污泥泵站进入污泥处理系统进行处理。选用两座直径

4m, 有效水深 4.5m 的竖流式沉淀池。废水在沉淀池内的停留时间约为 1.0 小时 30min。

1.3.5.8 浓缩池

采用竖流式浓缩池, 钢混结构, 平面尺寸 $3 \times 4\text{m}$, 有效水深 3.5m, 总高 4.1m。总有效容积 61m^3 。污泥在浓缩池内停留时间为 10h, 浓缩池上清液排入调节池内。

1.3.5.9 污泥脱水间

内设 1 台板框压滤脱水机, 间歇运行使污泥含水率由 97% 进一步降低为 80%, 污泥容积则减少为 0.5m^3 , 并呈泥饼状, 便于运输和处置。选用一台 BAJZ 型规格为 15/810—50 自动板框压滤机。脱水机排出的污泥水, 污染程度很重, 回流调节池, 再次处理。

1.3.5.10 鼓风机室

砖混结构, 平面尺寸 $10 \times 6\text{m}$, 层高 4m, 室内安装三叶鼓风机三台, 两用一备。风量 $14\text{m}^3/\text{min}$, 风压 4500mm 水柱, 配套电机 18.5kw。

1.4 国内外相关领域的研究现状

国外、国内对亚麻废水处理的报道很少。但厌氧—好氧工艺、水解酸化—好氧工艺的报道很多。50~60 年代, 美国开始研究、应用厌氧接触工艺、厌氧好氧塘系统、氧化沟技术, 并出现了气浮池的有关报道。80 年代以后, 美国开展厌氧流化床、厌氧滤池、UASB、厌氧复合床、间歇循环活性污泥法 (CAST) 等工艺的开发和研究。日本琵琶湖湖南中部净化中心、日本沃名湖瞳开丘净化、中心美国佛罗里达州 Largo 市的某污水厂、上海县污水处理厂 A/O 系统生产性试验、西德 stuttgart—Busnan 处理厂一步活性污泥法硝化脱氮系统, 都是应用厌氧—好氧工艺。北京市大兴、密云、怀柔县拟采用水解好氧处理工艺, 处理水量分别为 $15000\text{m}^3/\text{d}$ 和 $40000\text{m}^3/\text{d}$ ^[5]。本工艺经过对亚麻废水的分析, 采用气浮—水解酸化—接触氧化工艺。对于水解酸化—好氧工艺, 国内有广泛的应用于城市污水^[6、7、8]、啤酒废水^[9、10、11、12]、印染废水^[13、14、15、16、17]、化工废水^[18、19、20、21、22、23]、制药废水^[24、25]、造纸废水^[26]、合成橡胶废水^[27]、制皂废水^[28]、肉类加工废水^[29、30、31]、医院废水^[32]、纺织废水^[33]等废水的处理。

于德爽、彭永臻等^[34]应用水解酸化—气浮—SBR 工艺处理亚麻废水, 对肇融亚麻纺织有限公司生产废水进行处理。肇融亚麻纺织有限公司年生产粗纱

2000t, 废水中主要污染物为 COD、BOD、SS 等。废水包括两部分: 生产废水与生活污水。生产废水主要来自于亚麻粗纱的洗纱、煮漂过程产生的废水 ($750\text{m}^3/\text{d}$) 及生产车间冲洗水 ($100\text{m}^3/\text{d}$); 生活污水主要来自于生活区 ($100\text{m}^3/\text{d}$)。另有少部分废水为染色废水。因此, 确定设计废水水量与废水水质情况如下。设计废水水量: $1000\text{m}^3/\text{d}$; 设计废水水质: COD $800\sim 1000\text{mg/L}$, BOD $400\sim 500\text{mg/L}$, SS $0\sim 300\text{mg/L}$, pH7; 设计出水水质: COD 100mg/L , BOD 20mg/L , SS 70mg/L , pH $6\sim 9$ 。

最终收到了很好的效果, 证明水解酸化—好氧工艺处理亚麻废水是可行的。

1.5 本课题目的和意义

废水的生物处理技术, 发展至今, 经过科研工作者的不断努力和创造, 已经日趋成熟。随着生物技术的发展, 人们对污水处理的认识也不断地在改进, 正朝着低能耗、高效率、操作简单、减少二次污染的方向发展, 单纯的去除水中的 COD 已不能符合时代的要求。对很多工业废水, 已经有成型的工程实践, 对于同一种废水, 可以有很多渠道达到处理要求, 并且有成功的实际工程可以借鉴。但如何确定合理的处理工艺, 既节省投资, 又能达到处理要求, 同时本着操作、运行管理方便等因素, 是本课题的任务。

本课题根据齐齐哈尔亚麻有限公司生产废水难生物降解、COD 浓度较高、水质水量变化大、有染色废水等特性, 采用气浮工艺预处理, 再利用水解酸化池的水解酸化作用提高废水的可生化性, 为后续好氧处理做好充分准备。另外, 接触氧化池内加软性填料, 微生物培养容易、运行稳定、不易出现污泥膨胀。全工程运行费用低, 对水场员工技术素质要求不高, 既适合齐齐哈尔亚麻厂现状, 又能使出水达到排放标准, 很适合我国一些中小企业。

第2章 混凝气浮工艺及混凝烧杯试验

2.1 气浮工艺的应用现状

气浮法是固液分离或液液分离的一种技术。它是通过某种方法产生大量的气泡，使其与废水中密度接近于水的固体或液体污染物微粒粘附，形成密度小于水的气浮体，在浮力的作用下，上浮至水面形成浮渣，进行固液或液液分离。气浮法用于从废水中去除比重小于 1 的悬浮物、油类和脂肪，并用于污泥的浓缩。

在水处理中，气浮法广泛应用于：①分离地面水中的细小悬浮物、藻类及微絮凝体；②回收工业废水中的有用物质，如造纸厂废水中的纸浆纤维及填料等；③代替二次沉淀池，分离和浓缩活性污泥；④分离回收含油废水中的悬浮油和乳化油；⑤分离回收以分子或离子状态存在的物质，如表面活性物质和金属离子^[35]。⑥炼油、化工、造纸、制革、纺织、印染、钢铁、橡胶、食品、制药、轻工业等工业废水和城市生活污水中以及生活饮用水的处理中都有气浮工艺的应用。

长期以来，在水河废水的处理中，基本都采用沉淀法用于固液分离。但对于比重接近于水的物质，沉淀法就难以去除。70 年代以来开发的气浮技术较好的解决了这一问题。

气浮技术可作为单项主体处理技术，在废水处理中，对于一些含油脂废水以及造纸废水，采用气浮技术，不但处理效果显著，还可以回收油脂及纸浆；气浮技术可作为污水生化处理中的一种有效的预处理技术，去处难降解的有机物，提高废水的可生化性，保证后续处理的稳定性；气浮技术也可作为后续的处理技术，代替传统的二沉池^[36]；气浮技术可作为深度处理技术，应用于污水处理二级出水的回用处理工艺中；一些试验表明，应用气浮技术浓缩活性污泥，具有浓缩效果好，出水 SS 低的优点。

随着气浮技术的应用，对于气浮技术的研究也越来越多。另外在气浮技术应用方面，也取得了很多成果。如离心气浮技术、浅层气浮技术、环流气浮技术等^[37]。

2.2 混凝技术简介

在天然水以及各种废水中，都含有数量不同的悬浮物质，其中大多可通过自然沉淀的方法去除。但胶体颗粒是不能用自然沉淀方法去除的。胶体颗粒的尺寸大致在1~100nm(有人认为是1000nm)范围内。水中杂质存在的状态可分为悬浮物、胶体和溶解物三类（见表2-1）^[36]。

2.2.1 水中颗粒物质的分类

表 2-1 水中杂质分类

Table 2-1 Classification of impurity in flax wastewater

分散颗粒	溶解物		胶体颗粒		悬浮颗粒			
颗粒大小	0.1 nm	1 nm	10 nm	100 nm	1 μ m	10 μ m	100 μ m	1 mm
外观	透明		光照下混浊		混浊		(肉眼可见)	

粒径较小 ($d < 10 \mu\text{m}$) 的物质的去除是不能靠它们自身的沉淀性能的。因为由于各种因素的干扰，这些微粒很难沉淀。水中的胶体物质，他们也不下沉，而是保持悬浮状态。在这种情况下，一般采用混凝技术，使许多极细的颗粒聚集成大颗粒的絮凝体，从而通过后续沉淀、气浮等方法去除。

2.2.2 混凝机理简介

混凝的目的在于向水中投加一些药剂，使水中难以沉淀的胶体颗粒脱稳而互相聚合，增大至能自然沉淀的程度，这种方法称为混凝，在水处理中是一种常用的方法

目前，关于混凝机理，看法还不太统一，其中，广为人们接受的理论主要有以下几个方面：压缩双电层、吸附电中和、吸附架桥和网捕等。这几种作用有时同时发生，有时仅其中的某个机理起作用。

2.3 混凝气浮工艺在亚麻生产废水处理中的生产性应用

在齐齐哈尔生产废水处理中采用了混凝、气浮技术作为预处理。在实验中,将多种混凝剂处理效果进行了对比,并对它们作了经济上的分析。

选用的混凝剂有 FeCl_3 、 $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ 、硫酸铁、聚合氯化铝,以及助凝剂聚丙烯酰胺(PAM)。气浮装置采用的是埃杜尔(EDUR)泵液有限公司的EDUR气液多项泵。

2.3.1 药剂的选择

通过烧杯试验,测定上清液COD、SS、色度,比较各混凝剂的混凝效果。试验用的主要混凝剂有氯化铁、硫酸铝、硫酸铁、聚合氯化铝、硫酸亚铁,以及助凝剂PAM。根据试验结果,又考虑到采购、运输方便以及当时的市价等原因,最终确定药品的选择。这里的烧杯试验是在染色车间加工时取样,废水的色度pH值较高。

在气浮池进口取样,置于烧杯中,经半小时静沉,观察到能沉淀下来的物质很少,几乎没有,但COD都在1500mg/L以上,SS也很高。加酸将pH值调至7.5~8左右。

表 2-2 混凝剂市价价格表
Table 2-2 The cost of the flocculation reagents

药品名称	硫酸铝	硫酸铁	聚合氯化铝	聚丙烯酰胺
当时市价(元/t)	1100	4000	2800	32500

由于当时试验条件的限制,药品烧杯试验采取沉淀 30min,取上清液测得COD、SS的方法,混凝过程为人工搅拌。

取亚麻废水(水样为排水高峰时段取得)各200ml,分别置于各个烧杯中,每次加入各药剂量相同,经多次试验观察各混凝剂的混凝效果。经过反复试验确定,氯化铁出水色度高,而且刺激气味较大,对人体有害,不便于溶解,因此排除掉。

初步选用硫酸铝、聚合氯化铝、硫酸铁三种无机混凝剂。采用PAM(聚丙烯酰胺)为助凝剂。试验现象见表2-3。

表 2-3 几种无机混凝剂效果比较表

Table 2-3 The effect of the flocculation reagent to wastewater

药剂名称	絮凝体数量及形体状况	色度去除效果	沉淀效果
硫酸铝	絮凝较慢，白色絮体，较松散	较好	沉淀较慢
聚合氯化铝	絮凝较快，浅黄色，絮体较大	最好	沉淀快
硫酸铁	絮凝快，絮体大，棕色	较差	沉淀快

根据试验，发现，选定的三种混凝剂对亚麻废水的处理效果都很明显，尤其是硫酸铁、聚合氯化铝，只用相对少量就能实现很好的处理效果。但两者的价格根据当时的市价是很贵的，为了确定几种药品终究用那种最经济，同时又能达到处理要求，又做了各种药品不同剂量对COD的去除曲线见图2-2。

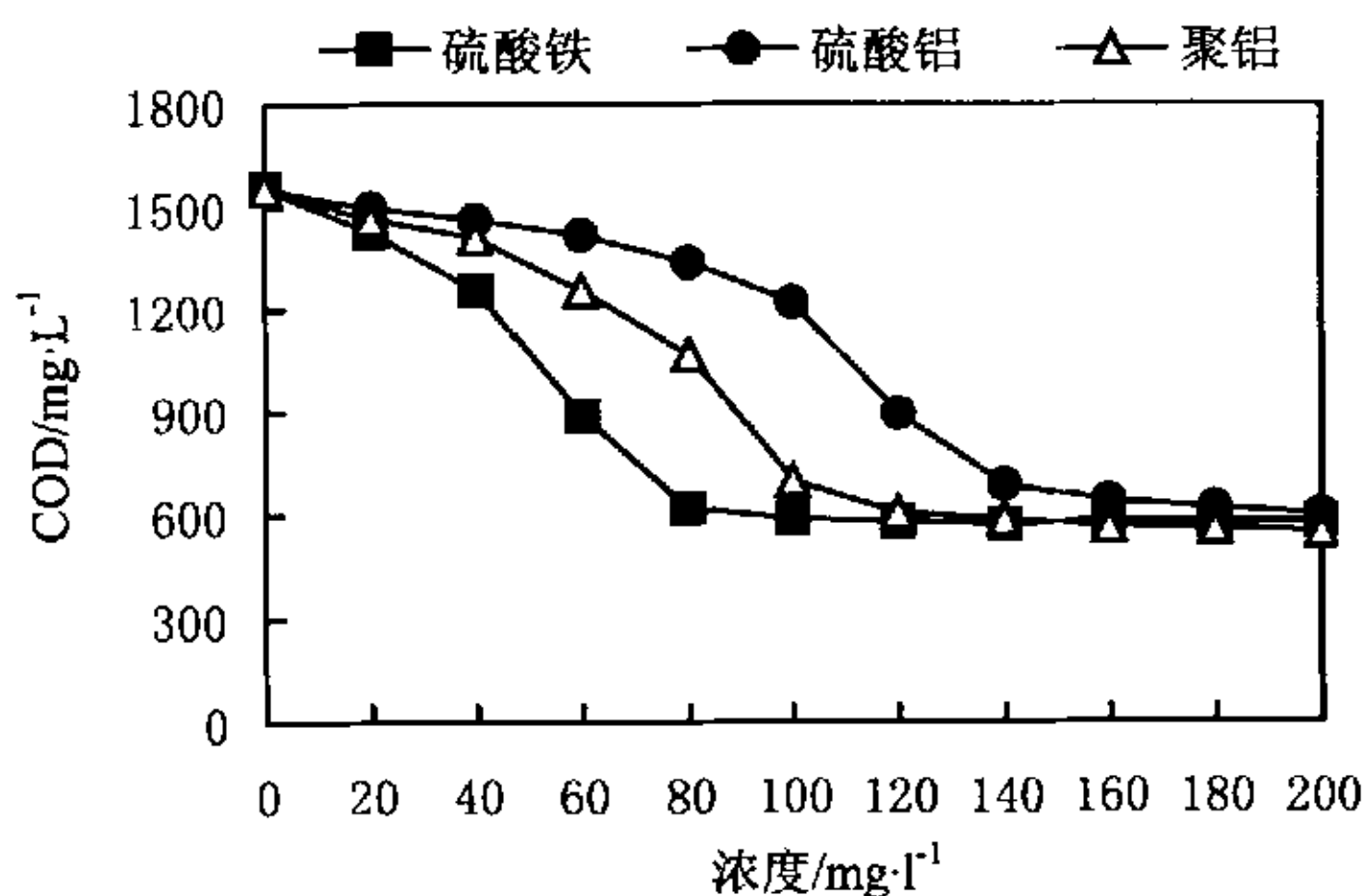


图 2-1 加药量与 COD 去除效果之间的关系

Figure 2-1 Removal effect of COD under variable quantity in the flocculation reagents

由图2-1可以看出，虽然这几种混凝剂都能达到预期的处理要求，但从用量讲，聚合氯化铝和硫酸铁用量较小，絮凝效果、沉淀性能也很好；但硫酸铁一般上清液有色度，且价格贵；硫酸铝虽然用量最多，但效果不错，价格便宜。从工艺要求角度讲，按COD平均值为2000mg/L计算，如果气浮池要求达到40%~50%的去除率，硫酸铝的用量为140~150mg/L，聚合氯化铝用量约为100~110mg/L左右。硫酸铁约为80~90mg/L，从价格上讲，还是用硫酸铝较为便宜合算。硫酸铝为白色或浅绿色晶体，分子式为 $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ ，无毒，

价格便宜，使用方便，用它处理后的水不带色，应用于脱除浊度、色度和悬浮物，但絮凝体较轻，适用于水温 $20\sim 40^{\circ}\text{C}$ ，pH值范围为 $5.7\sim 7.8$ 。聚合氯化铝(PAC，即碱式氯化铝)是一种多价电解质，能显著降低水中黏土类杂质（多带负电荷）的胶体电荷，由于分子量大，吸附能力强，具有优良的凝聚能力，形成的絮凝体较大，其凝聚沉淀性能优于其他的混凝剂。PAC聚合度较高，投加后快速搅拌可以大大缩短絮凝体形成的时间。受水温影响较小，低水温时凝聚效果也很好。对水的pH降低较少。PAC适宜的pH值范围为 $5\sim 9$ ，结晶析出温度在 20°C 以下。

表 2-4 三种药品对色度的去除率

Table 2-4 The removal effect of the chroma

药品名称	硫酸铝(150mg/L)	聚合氯化铝(90mg/L)	硫酸铝(80mg/L)
色度去除率/%(平均值)	60	63	55

综合考虑，硫酸铝和聚合氯化铝都符合要求。但由于两者形成的絮体结构都较松散，矾花比较小，因此要考虑同助凝剂配合使用。在烧杯试验时发现，由于助凝剂聚丙烯酰胺(PAM)的投加，可以减少硫酸铝或聚合氯化铝的用量，而且絮体大而密实，沉淀性能很好。

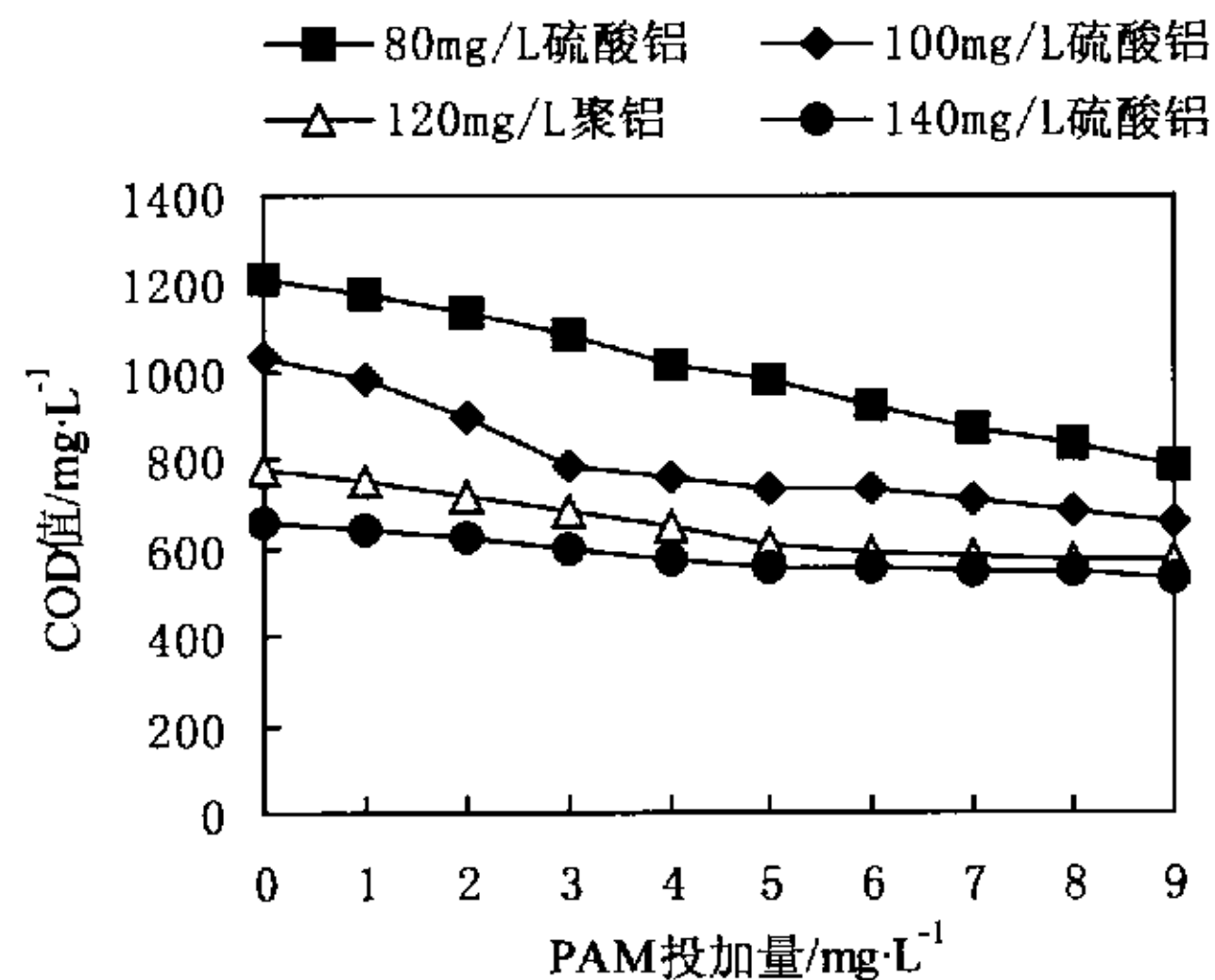


图 2-2 硫酸铝与 PAM 不同配比时 COD 的去除效果

Figure 2-2 The removal effect of COD under variable quantity of $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ +PAM

图 2-2 为硫酸铝与聚丙烯酰胺不同配比时对 COD 的去除效果曲线。从图中可以看出，在硫酸铝的投加量为 100mg/L 时，投加 3mg/L 左右聚丙烯酰胺，即可达到工艺的所要求。而且得到的絮体大，沉降速度快。同样，得到聚铝与 PAM 配合使用的曲线。

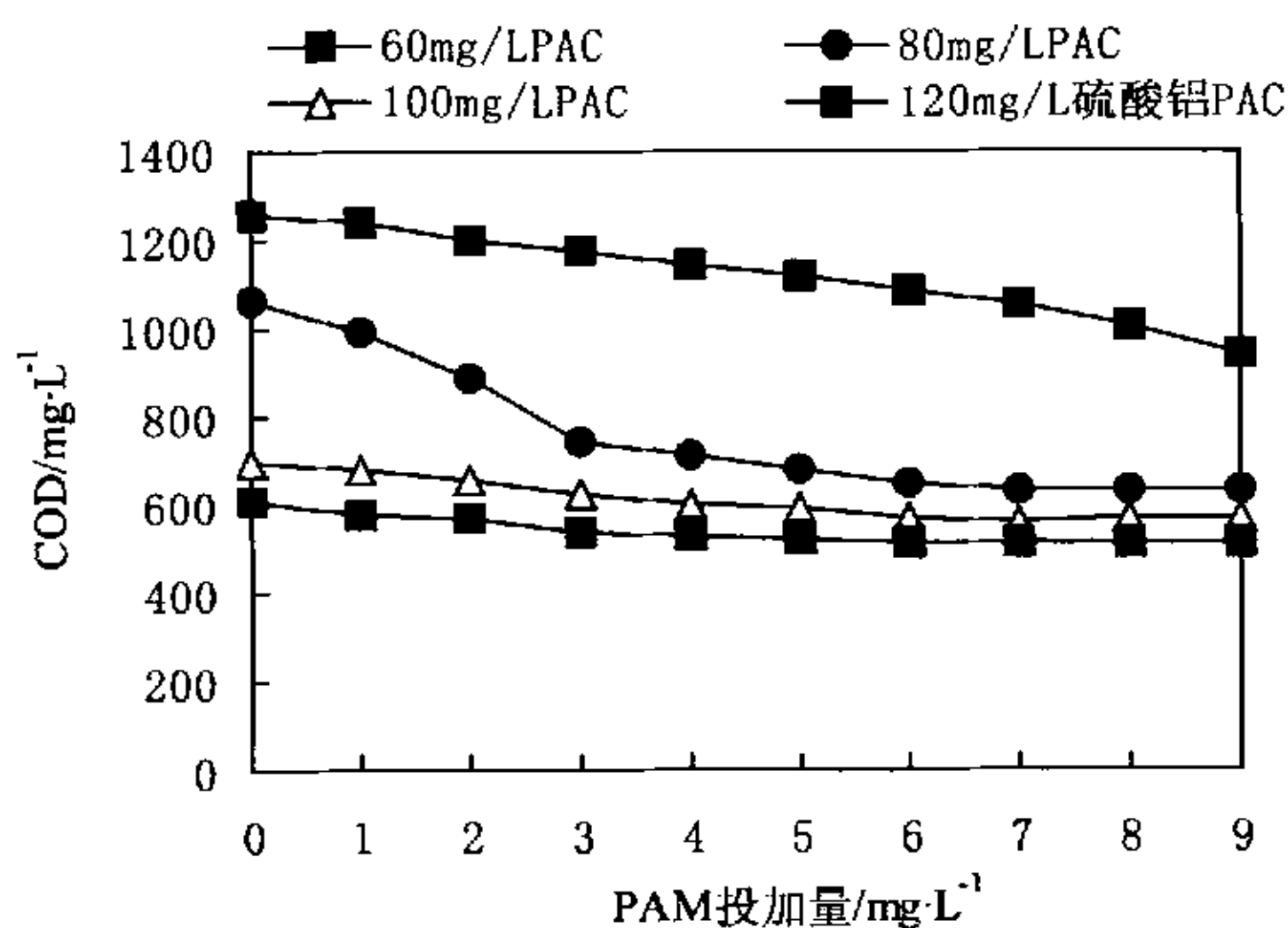


图 2-3 聚氯（PAC）与 PAM 不同配比时 COD 的去除效果

Figure 2-3 Removal effect of COD under variable quantity of PAC+PAM

从图 2-3 中可以看出，PAC 的投加量为 80mg/L，PAM 为 3mg/L。根据试验数据，同时考虑到采购、运输、经济成本等因素，最终采用硫酸铝配合聚丙烯酰胺使用。

2.3.2 气浮池的运行及处理效果

气浮池从2002年11月份正式投药启动，此时接触氧化池已经挂膜成功，并表现出很好的处理能力。根据试验结果，硫酸铝作为混凝剂，配合PAM使用。因为进水量为1000t/天，药剂浓度为硫酸铝：100mg/L；PAM3mg/L。这样每天用硫酸铝约为100kg，聚丙烯酰胺3kg，处理效果见图2-5。

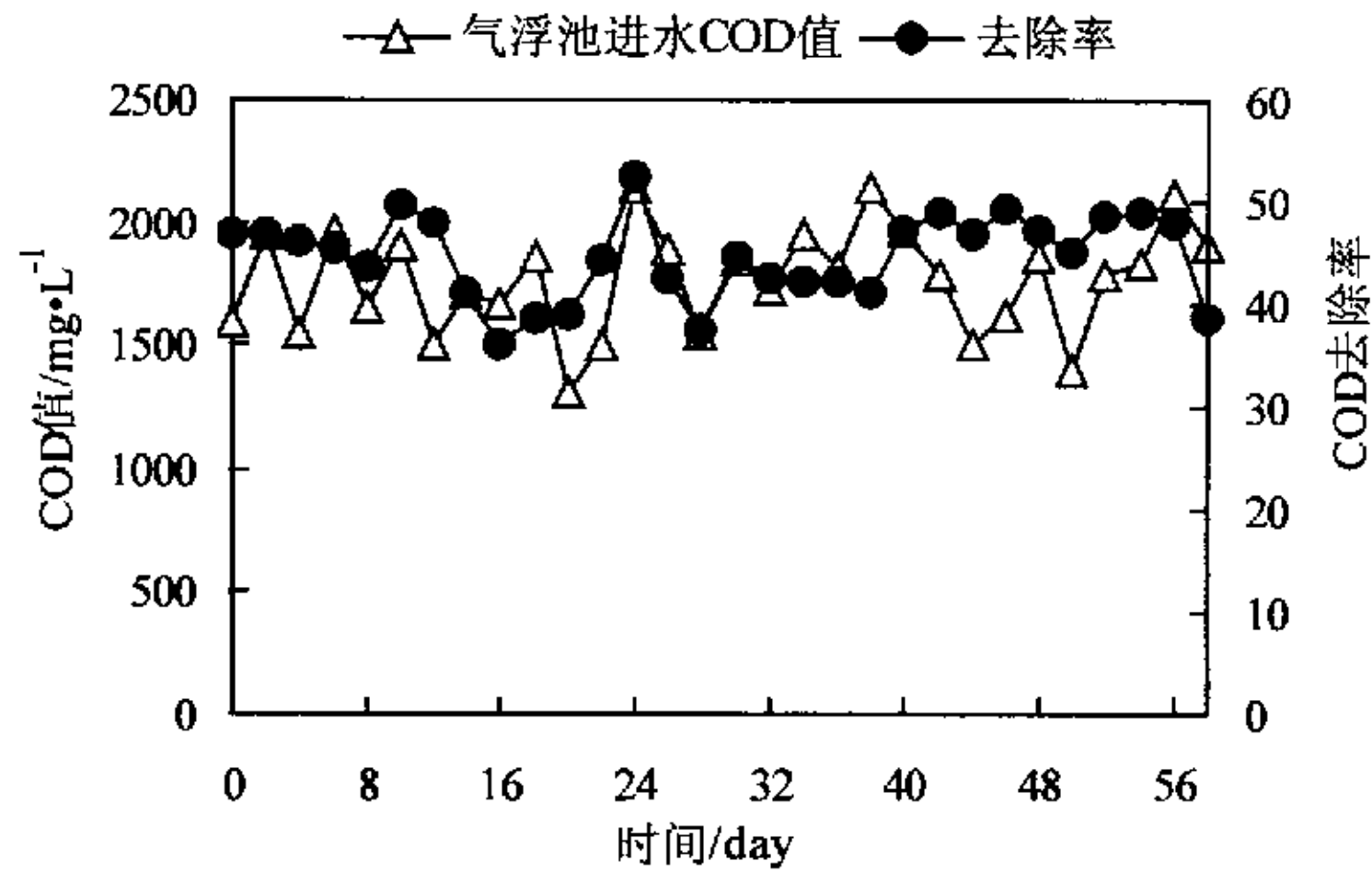


图 2-4 气浮池对 COD 的处理效果

Figure 2-4 The removal effect of COD in air-flotation tank

气浮出水COD在1000mg/L左右。气浮池进水浓度低时可控制在1500~2000mg/L之间。PH值在平均在7~8之间。气浮池对色度的去除效果见图2-5。

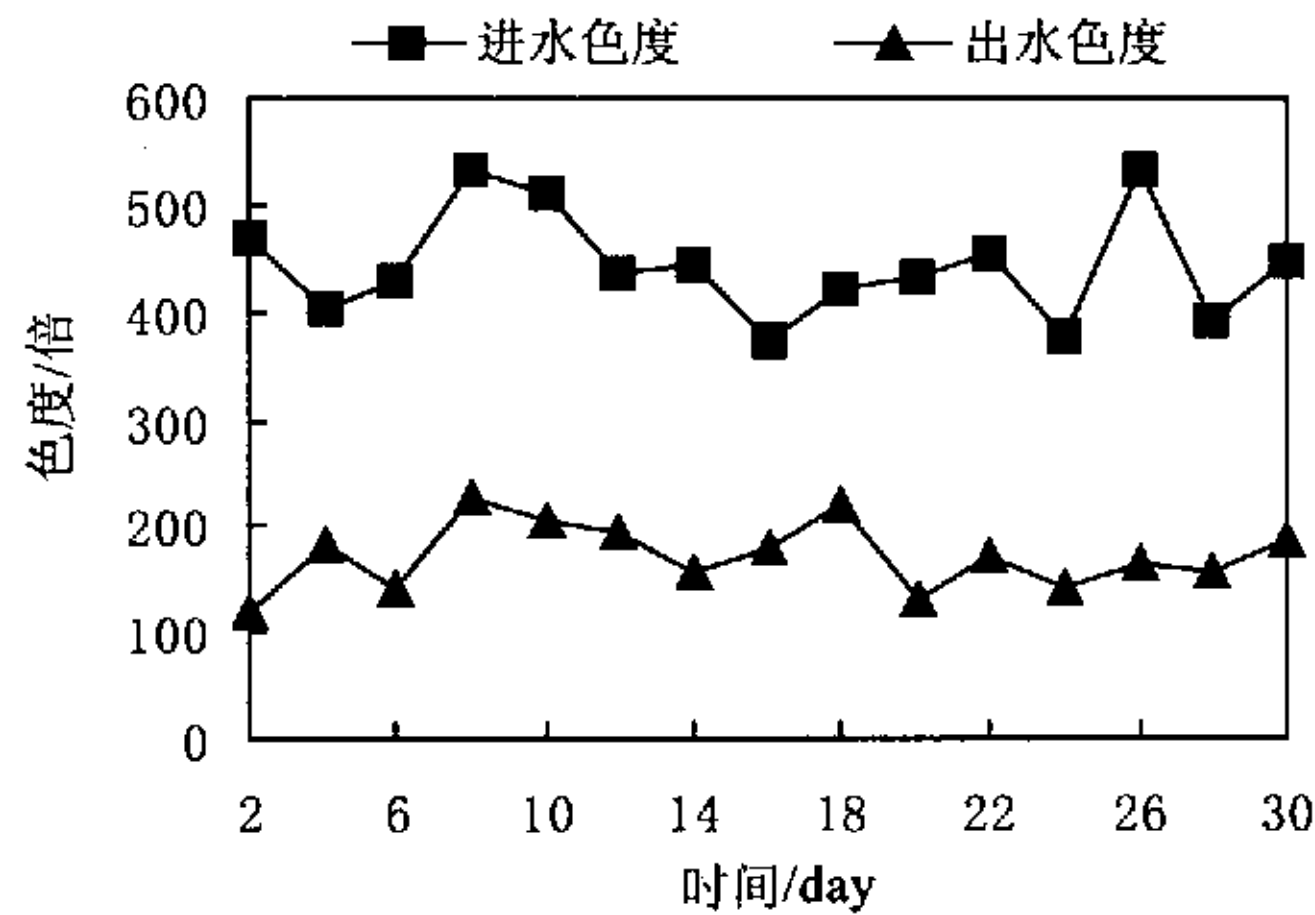


图 2-5 气浮池对色度的去除效果

Figure 2-5 The removal effect of the chroma in air flotation tank

从图2-4和2-5可以看出，气浮池实际投药运行时的结果与烧杯试验时得到的结果是有区别的，但波动不是很大。去除率见图2-6。

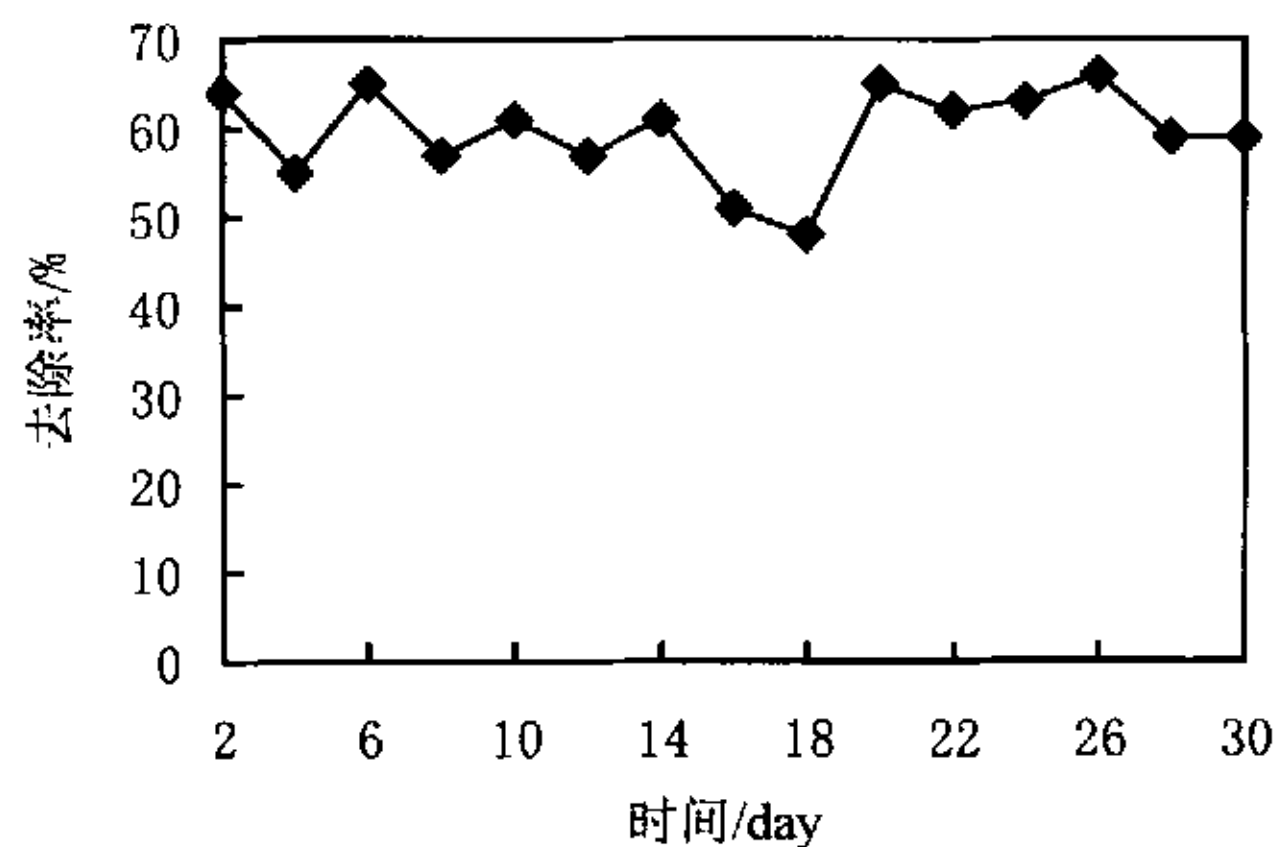


图 2-6 气浮池对色度的去除率

Figure 2-6 The removal effect of chroma in air flotation tank

气浮池去除了大量的悬浮物、胶体物质，降低了进水 COD 值，这样相应提高了废水的可生化性，提高了后续工艺生物净化的稳定性^[39]，见表 2-3、图 2-7、2-8。

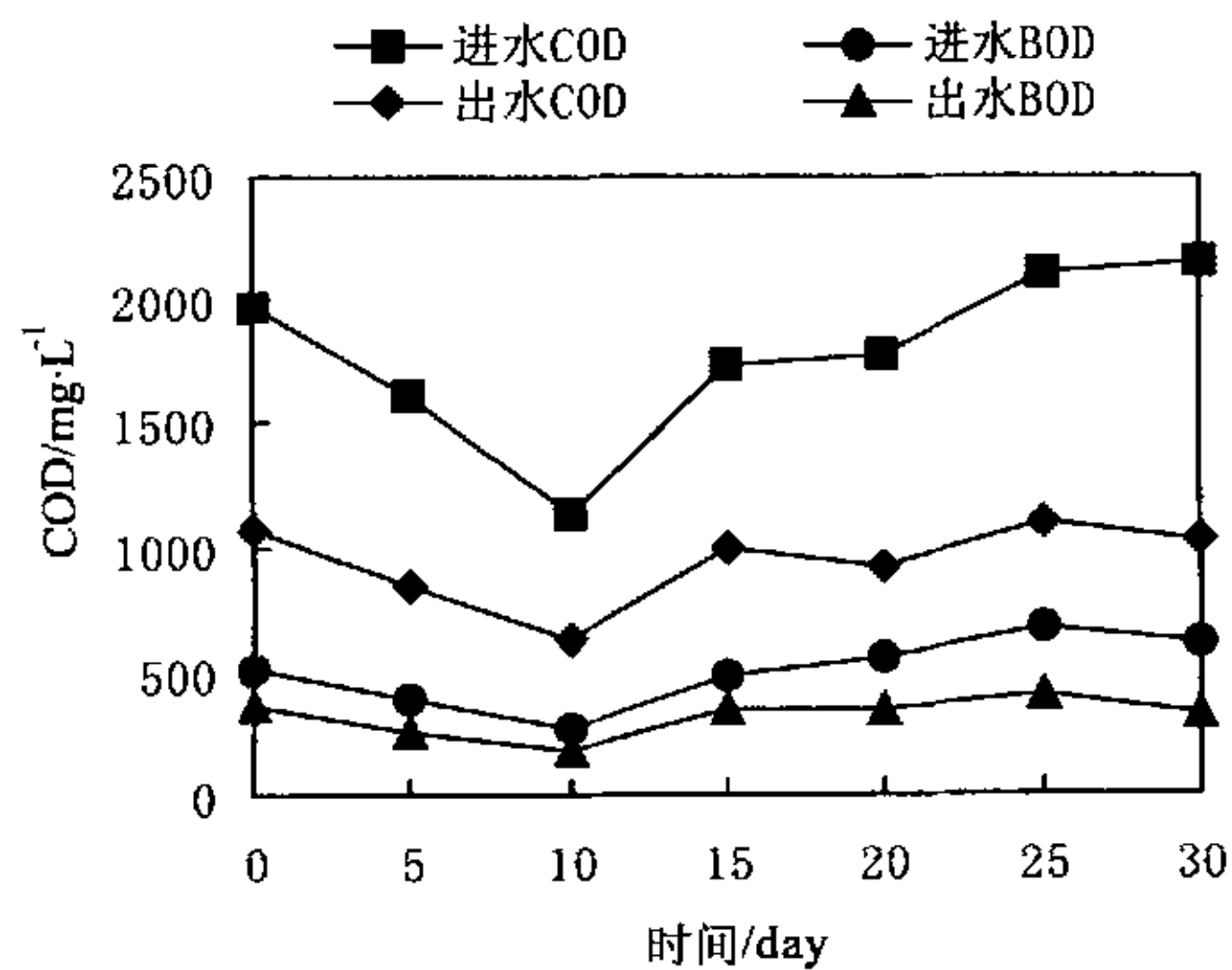


图 2-7 气浮池进出水 BOD、COD 浓度

Figure 2-7 The influent concentration of BOD and COD in air flotation tank

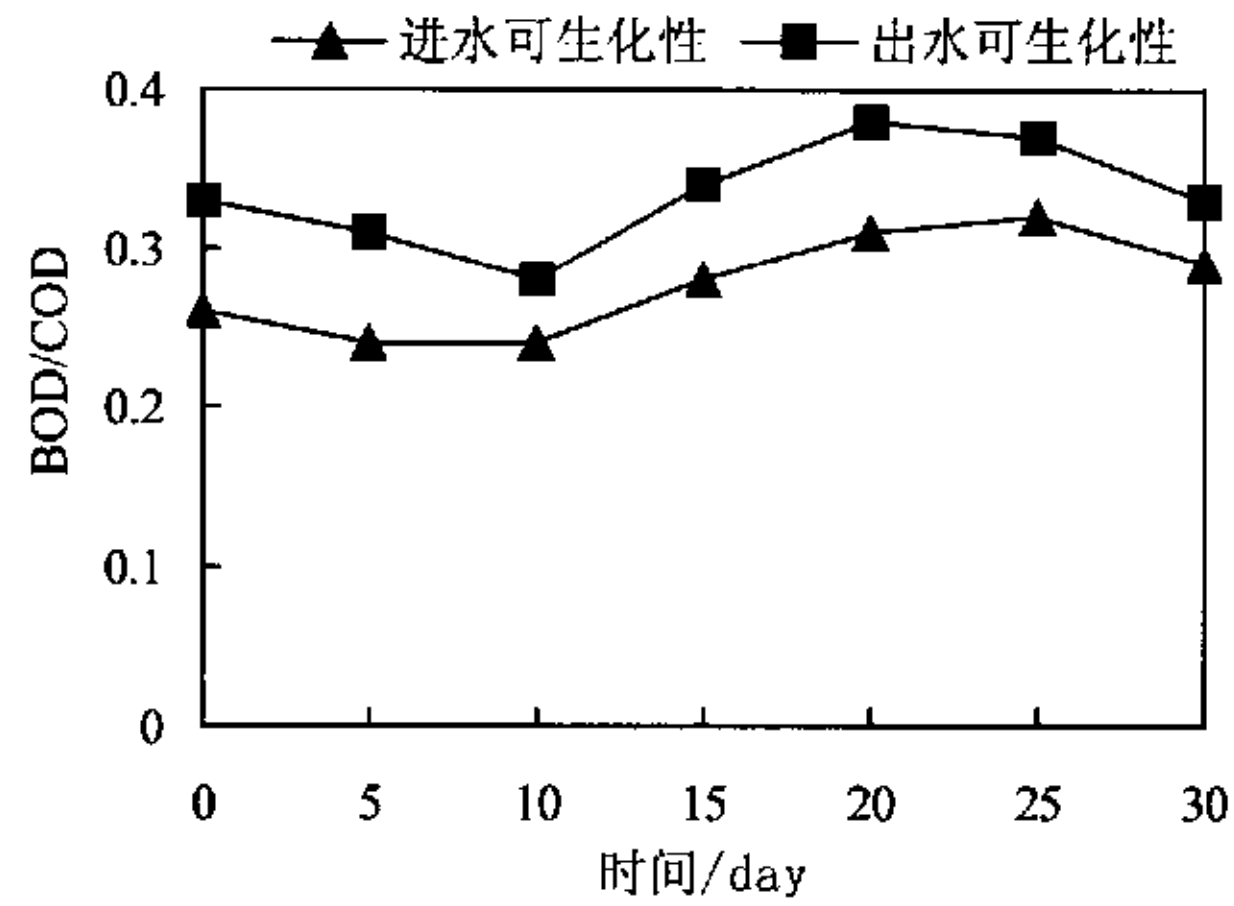


图 2-8 气浮池对废水可生化性的影响

Figure 2-8 The change of BOD/COD in the air flotation tank

表 2-3 气浮池进出水 COD、BOD 浓度及对可生化性的改善

Table 2-3 The effect of COD、BOD and BOD/COD in air flotation tank

单位 (mg/L)	COD	BOD	COD/BOD
进水	1100~2200	250~650	0.23~0.32
出水	600~1200	150~450	0.28~0.38

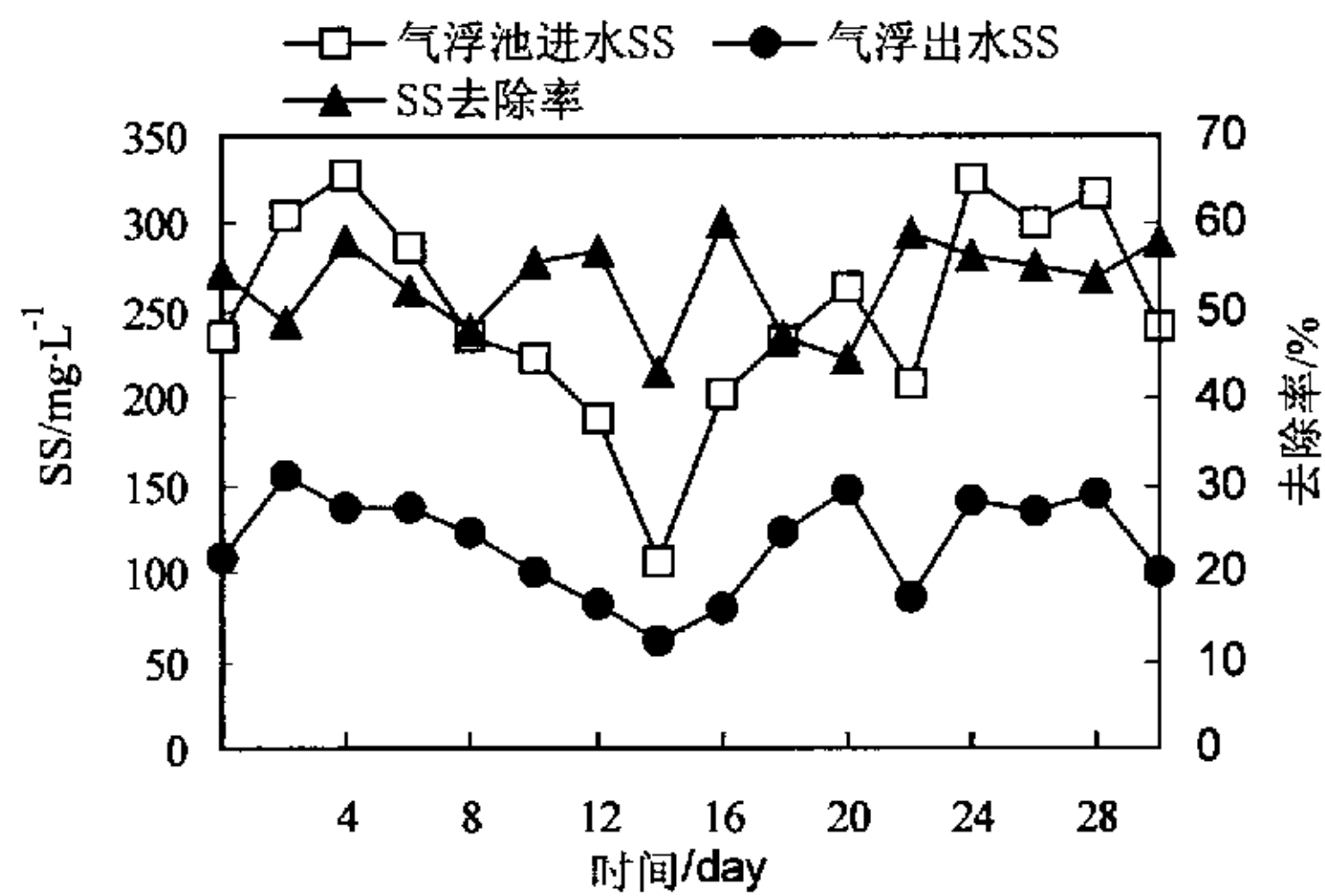


图 2-9 气浮池对 SS 的去除效果

Figure 2-9 The removal effect of SS in the air flotation tank

图 2-9 为气浮池对 SS 的去除效果,从图中可以看出气浮池对 SS 的去除平均值为 55%左右。气浮池出水 SS 在 150mg/L 以下,平均值在 100mg/L 左右。

综上,本工艺中采用气浮法预处理亚麻废水有以下的优势:

(1) 气浮法具有较高的表面负荷^[38],废水在池中停留时间短,因此气浮池通常体积较小,占地面积较少,投资也可以节省下来。

(2) 亚麻废水采用气浮操作可以起到给废水进行预曝气的作用,去除亚麻废水中一部分硫化物、有机负荷,同时出泥含有一定量的氧气,泥渣不易腐败。

(3) 气浮操作可以去除沉淀法去除不了的低浊污染物和亚麻废水中不易降解的有机污染物,如纤维素等,使出水可生化性得以提高。

(4) 亚麻废水采用气浮操作,浮渣含水量低。一般在 95% 以下,比较通常沉淀法产生污泥体积减少 2—10 倍,这样可以大大减少废水处理污泥发生量,降低污泥处置成本;而且采用气浮法浮渣刮泥操作比沉淀法沉淀污泥去泥操作简单、方便。

(5) 气浮法比沉淀法加药更节省化学药剂。

2.4 本章小结

本章对齐齐哈尔亚麻有限公司生产废水处理工艺中气浮池阶段的处理作了较为详细的介绍。对混凝气浮的原理作了阐述。通过大量试验验证了本工程气浮工艺中投加硫酸铝配合 PAM 使用,较为经济而且满足处理要求,能够去除 50~65% 的 COD,并且能有效去除 50~65% 的色度。用大量监测数据说明了气浮池的去除效果,在一定程度上提高了废水的可生化性,改善了废水水质,减小了废水对后续水解酸化池的冲击。在整个工艺中的起着决定性的作用。

第3章 水解酸化工艺在亚麻废水处理中的应用

工业废水中有机物含量较高时,往往不宜直接采用好氧生物处理法,而应优先考虑厌氧处理。即在无氧条件下,由兼性菌和厌氧菌降解废水中的有机物。同时产生以 CH_4 为主的污泥气。与好氧处理法相比,厌氧处理法有许多优势^[41]。但是一般认为厌氧处理不适用于低浓度和温度低于 20°C 的污水。从目前生物处理技术的发展水平来看 $\text{COD}<1000\text{mg/L}$ ($\text{BOD}<500\text{mg/L}$)的有机污水,都可以认为是低浓度污水,近年来研究者们开始尝试以厌氧水解酸化取代厌氧发酵。厌氧出水一般不能达到排放标准,需要采用适当的好氧处理作为厌氧处理的后处理,即采用厌氧—好氧串联工艺,也就是水解—好氧处理工艺。

3.1 水解酸化工艺原理

水解酸化工艺不等于厌氧消化。要区别水解(酸化)与厌氧消化。这就要看一下厌氧发酵的全过程。

关于厌氧消化的机理现在通用的是三段说。三阶段学说认为:第一阶段,复杂的大分子有机物在微生物的作用下进行水解和发酵;第二阶段,产氢产乙酸阶段,是由产氢、产乙酸菌将丙酸、丁酸等脂肪酸和乙醇转化为乙酸、 H_2 和 CO_2 ;第三阶段是产甲烷阶段,由产甲烷菌利用乙酸、 H_2 和 CO_2 产生 CH_4 。

如果把同型产氢、产乙酸作用作为一个阶段可分为四个阶段。W.W.Eckenfelder把厌氧发酵过程分为四个阶段^[5]:

- 第一阶段—水解阶段;
- 第二阶段—酸化阶段;
- 第三阶段—酸性衰退阶段;
- 第四阶段—甲烷化阶段。

在水解阶段,固体物质降解为溶解性的物质,大分子物质降解为小分子物质。在产酸阶段(酸化阶段),碳水化合物降解为脂肪酸,主要是醋酸、丁酸和丙酸,水解和产酸进行的较快,难于把它们分开,此阶段的主要微生物是水解—产酸菌;第三阶段是酸性衰退,有机酸和溶解的含氮化合物分解成氨、胺和少量的 CO_2 、 N_2 、 CH_4 和 H_2 ,在此阶段中,由于产氨细菌的活动使氨态氮浓度增加,氧化还原势降低,pH上升,pH的变化为甲烷菌创造了适宜的条件。

酸性衰退阶段的副产物还有 H_2S ，吲哚、粪臭素和硫醇。由此可见，使厌氧发酵带有不良气味的过程是发生在第三阶段。第四阶段是由甲烷菌把有机酸转化为沼气。齐齐哈尔亚麻有限公司废水处理工艺中所应用的水解池是把反应控制在第二阶段之前，不进入第三阶段。

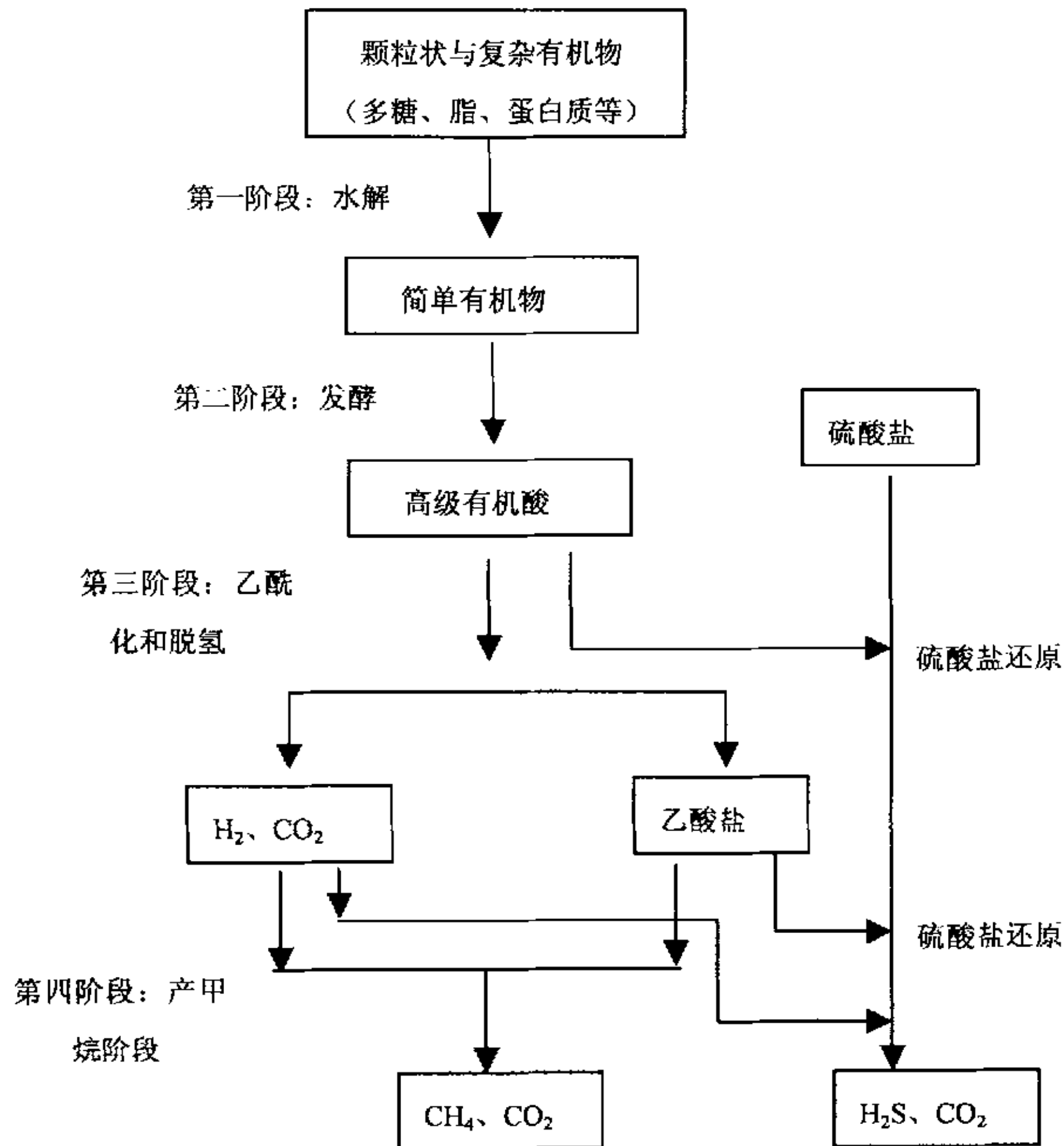


图 3-1 厌氧代谢生成 CH_4 的四个阶段

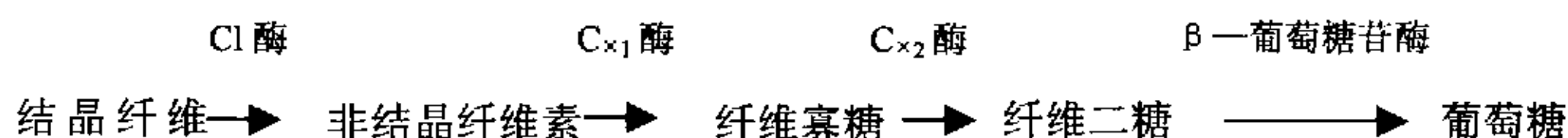
Figure 3-1 Sketch map of anaerobic digestion

3.1.1 主要污染物的水解酸化降解机理

(1) 纤维素的水解机理

纤维素是植物细胞壁的主要成分，在植物残体和有机肥料中的含量约占干重的35~60%。土壤中含有大量的纤维素，印染工业由于洗布和上浆，造纸工业由于用木材做原料，其排出废水中均含有大量纤维素。在天然存在的有机物中，纤维素是数量最大的一类环境污染物^[3, 42, 43, 44, 45, 46, 47]

纤维素是葡萄糖的高分子缩聚物。由于来源不同，分子量有很大差别，介于50000到400000之间，含有300~2500个葡萄糖分子，以 β -1,4糖苷键联结成直的长链。不溶于水，在环境中比较稳定。能够分解纤维素的微生物很多，大多数微生物必须在以纤维素为唯一碳源的条件下才能产生纤维素酶，人们把纤维素酶归为诱导酶，凡含有 β -糖苷键的化合物，大部分可作为其诱导底物。



(2) 脂肪的水解机理

脂肪在自然界存在状态比较稳定，微生物对其吸收利用比较缓慢。在脂肪酶等微生物胞外酶的作用下，脂肪首先被水解为甘油和脂肪酸。脂肪酸在微生物细胞内通过 β -氧化，即脂肪酸的活化、脱氢、水合、在脱氢、硫解过程，使碳原子两个、三个地从脂肪酸链上不断地断裂下来，形成乙酰辅酶A。在厌氧条件下，乙酰辅酶A进一步转化为其他简单有机物。

(3) 蛋白质的水解机理

蛋白质的降解分胞内和胞外两个阶段。在胞外水解阶段，蛋白质和蛋白酶的催化下逐步分解成氨基酸。氨基酸分子中间同时含有氨基和羧基的有机化合物，通式是 $H_2NRCOOH$ 。氨基酸是水溶性有机物，可被微生物吸进细胞。大部分氨基酸用于细胞物质的合成，少部分氧化分解。氧化分解的主要途径是脱氨基和脱羧基。

(4) 淀粉的水解机理

淀粉是由葡萄糖经脱水聚合而成的高分子化合物。葡萄糖在 α -淀粉酶、 β -淀粉酶、糖化淀粉酶、异淀粉酶的共同作用下，水解为葡萄糖。

3.1.2 采用水解酸化工艺的的优点

采用水解池较之全过程的厌氧池(或消化池)具有以下优点:

1、对于固体的降解功能完全和消化池一样,而且水解—好氧生物处理工艺可在常温下使固体迅速水解,实现污水污泥一次处理,不需要经常加热的中温消化池。

2、反应器中,不需要搅拌器和水、气、液三相分离器,降低了造价并便于维修,可以设计出适应大、中、小型污水厂所需的构筑物。

3、由于反应控制在第二阶段完成之前,出水无厌氧发酵所具有的不良气味,改善了污水处理厂的环境。

4、由于第一阶段、第二阶段反应进行迅速,故水解池的体积小,与一段初次沉淀池相当,可节省基建投资。

由于水解池是属于升流式污泥床反应器的技术范围,污水由反应器底部进入反应器,大量微生物将进水中颗粒物质和胶体物质迅速截留和吸附,这是一个物理过程的快速反应,一般只要几秒钟到几十秒钟即可完成。截留下来的物质吸附在水解污泥的表面慢慢地被分解代谢。可以看出,水解反应器集沉淀、吸附、生物絮凝、生物降解功能于一体。有机物在水解反应池中的去除包括了物理、化学和生物化学在内的综合反应过程。这与只有物理沉淀功能的初沉池有本质的区别。因此,水解反应是一种新型污水处理工艺。

3.2 影响水解酸化的因素及水解酸化运行条件的控制

3.2.1 影响水解酸化的主要因素

废水中污染物的种类、形态和粒径,水力停留时间,水解液的pH值,水解池的水力负荷等因素对水解酸化过程的速度和效率,以及最终产物有着重要的影响,并直接影响到水解酸化池的出水水质^[48, 49]。

3.2.1.1 温度的影响

温度是影响微生物生存及生化反应进程的重要影响因素之一。各类微生物是在特定温度范围内生长的。嗜冷微生物适宜在5℃~20℃条件下进行低温厌氧反应,嗜温微生物适宜在20℃~45℃之间进行中温厌氧反应,嗜热微生物是在45℃以上进行高温厌氧反应。也就是说厌氧在那个温度下运行则该温度区间内适宜生长的微生物种群占优势,他们的生长速度也很快。而其他不适宜该温

度下生存的微生物种群则数量较少，代谢较弱，生长缓慢。温度的变化对水解酸化法反应的影响符合一般的生物反应规律，即在一定的范围内，温度较高，水解反应速率较大。当温度在 10°C — 30°C 变化时，水解酸化的速率和效率变化不大。变化不大的原因一方面在于水解菌和酸化菌是兼性微生物，其生化反应温度的影响相对较小，另一方面由于水解酸化的初期吸附过程主要是物理过程，即水解污泥或生物膜对悬浮物的截流和吸附过程。而水解酸化池中的水解污泥量往往较大，从而部分抵消温度低造成速率降低的影响。所以水解菌和酸化菌对温度的适应性强于甲烷菌和大多数好氧菌。

3.2.1.2 pH 值的影响

废水的pH值对微生物的影响很大，主要作用在于：引起细胞膜电荷的变化，从而影响了微生物对营养物质的吸收；影响代谢过程中酶的活性；改变生长环境中营养物质的可给性及有害物质的毒性^[50]。

在水解酸化阶段的处理中，由于pH值不同，水解酸化的产物可能不同。水解菌与产酸菌对pH值的适应范围较大，大多数这类细菌可以在pH值为 $5.0\sim 8.5$ 的范围内生长良好。某些产酸菌在pH值小于 5.0 时仍可以生长。废水中的糖类、蛋白质及脂肪等大分子物质被水解、酸化为各种脂肪酸后将引起水解液PH值下降。因此，测定水解池进水和出水的pH值变化可间接反应水解过程进行的程度，是目前实际工程中最为简单的方法之一^[48]。

3.2.1.3 基质的种类和形态的影响

基质的种类和形态对水解酸化过程的速率有着重要的影响。就糖、蛋白质和脂肪三种物质，在相同的条件下，水解速率依次减小。相同种类的有机物，分子量越大，水解越困难，水解速率越小^[49、50]。例如，就糖类物质来讲，二聚糖比三聚糖容易水解；低聚糖比高聚糖容易水解。就分子结构来说，直链比支链易于水解；支链比环状易于水解；单环化和物比杂环化合物易于水解。

废水中成分的粒径也是影响有机物水解的重要因素之一。粒径越大，单位重量的有机物比表面积越小，水解速率就越小。有研表明，当进水中颗粒态有机物的浓度及水解液的pH值一定时，粒径越小，水解液中溶解态COD浓度越高，水解速率越大；于此相应，固态有机物转化为液态有机物的比率越大，说明粒径越小，在同一停留时间下，水解效率越高。

3.2.1.4 水力停留时间的影响

水解池的水力停留时间是水解池运行控制的重要参数之一。对于单纯以水解为目的的工艺，水解池水力停留时间越长，被水解物质与微生物的接触时间也越长，相应的水解效率也就越高。但也有资料表明^[51]处于水解和产酸阶段的

反应, 停留时间在2.5—5.6h之间COD、BOD、SS的去除率变化不大, 即使再增加停留时间到5h以上, 去除率的提高也是有限的。以上结果说明, 水解反应在一定程度上不受反应时间的控制, 这与水解酸化阶段的去除机理有关。

3.2.2 水解酸化阶段运行条件的控制

水解酸化阶段(本工艺)是整个反应工艺的重要环节, 水解池运行的好坏, 直接关系到最终出水能否达标。水解酸化反应进行的程度, 直接影响到水解池出水、VSS、有机酸浓度(VFA)、pH值、溶解态BOD和好氧速率的变化[51、52、53]。

3.2.2.1 挥发性有机酸(VFA)浓度变化

废水中的有机物水解酸化后的产物, 一般为挥发性有机酸。因此, 测定反应池进出水挥发性有机酸浓度的变化, 可直接反映水解酸化池内的工作状况, 也最为直观。进出水的VFA的差异越大, 则说明水解酸化效果越好。实际工程中, 测定反应池进水出水VFA变化来判断水解酸化进行的状态是常用的有效方法之一。

3.2.2.2 pH 值变化

废水中的糖类、蛋白质及脂肪等大分子物质被水解、酸化为各种脂肪酸后将引起水解液pH值下降。因此, 测定水解池进水和出水的PH值变化可间接反应水解过程进行的程度, 是目前实际工程中最为简单的方法之一。

3.2.2.3 VSS 的变化

以颗粒态有机物为基质的水解池, 随着水解反应的进行, 颗粒态有机物转化为溶解态有机物, 这样势必引起VSS的减小。据此, 对于接触式反应器, 在稳态下, 出水VSS浓度必然小于进水VSS浓度, 两者差值越大, 表明水解进行的程度越好。而对于污泥床反应器, 由于有污泥层的截留过滤作用, 因此用VSS变化只能部分地判断反应器的水解状态。

3.2.2.4 溶解态 BOD₅ 和好氧速率的变化

废水经水解酸化后, 一些在5日内难以全部测定出BOD值的物质, 被转化为易于生物降解的物质, 致使工作状态良好, 水解反应器其出水溶解态BOD₅将明显高于进水。此外, 水解酸化后, 废水的好氧速率明显提高, 特别是初期的好氧速率增大较多。因此测定反应器进、出水溶解态BOD₅及好氧速率的变化, 可直接反映水解反应器的工作状态。

3.3 水解酸化工艺在亚麻废水处理中的应用

前已述及，亚麻废水的可生化性低，源水COD平均在1500mg/L以上，BOD₅为400~500mg/L或稍高一点，经气浮处理过的水COD一般在800~1000mg/L左右，BOD₅为250~400mg/L左右。所以水解酸化池运行的成败关系到出水水质的好坏。由于废水中有大量煮漂废水，所以即使在冬季水温可维持在15~20℃，这是有利于水解酸化的。水解池进水端有集水箱，箱内有加热装置，利用的是该厂的供暖蒸汽，可随时调节进水的温度，以便有利于水解酸化反应，本试验水解池进水温度控制在25℃以上。pH值在6.5~9之间，源水总氮为14mg/L，总磷为3.3mg/L。

3.3.1 测定项目及分析手段

分析项目及方法具体见表3-1。

表 3-1 试验测定项目与方法

Table 3-1 main analyzing items and mensuration methods

试验测定项目	分析方法
COD	重铬酸甲法
BOD ₅	五日培养法
pH	精密酸度计
SS	滤纸重量法
MLSS	重量法
SV%	量筒（100ml）
色度	比色法
温度	温度计

3.3.2 试验的内容

本试验主要考察了水利停留时间、进水COD、进水pH值和温度对水解酸化池出水的影响，同时考察了水解池稳定运行后对废水可生化性的改善。连续监测了水解酸化池进、出水的COD、BOD、SS、pH、色度等各项指标。

水解的酸味，水解池内为黑色。2003年一月，各个处理单元均正常运转，此时接触氧化池效果良好，处理效果可以达到80%以上，并且剩余污泥量相对增加。将剩余污泥全部打入水解酸化池，以保证厌氧池的泥量。此时开始连续监测COD、SS、PH、MLSS的变化，见图3-1。

从图中以看到不同高度污泥随时间（day）的增长曲线（各曲线均为距池底一定高度的污泥浓度曲线）。2003年1月5日开始向水解池回流污泥，全部回流，从回流口取样两次测得污泥浓度为分别13888mg/L、14066mg/L，污泥沉指数（SVI）为60~95%左右。沉降性能很好，颗粒较大，呈片状。在回流污泥结束之后监测水解池内污泥的变化发现，污泥沉降性能下降，并有少量污泥上浮，出水悬浮物高。控制水温在25℃~30℃之间。从回流污泥后，MLSS一直在下降，大约10天左右取样测定MLSS基本稳定，以后连续监测发现，污泥在逐日的增长。到2月中旬，大约40多天的时间，水解池污泥基本稳定，不再增长，有时出现负增长，但基本上是持平的。这时水解池呈现黑色，取泥样发现污泥沉淀性能很好，深黑色，呈圆的颗粒状，泥水分离很快。但在测量SVI时发现，泥水虽然分离很快，但总是有一大部分污泥上浮，过一段时间经搅拌之后，上浮污泥很快下沉。而实际上水解酸化池出水是清的，悬浮物很少。分析原因是因为厌氧池内产生 N_2 、 H_2S 、和微量 CH_4 等气体，气体将污泥带了上来。而在水解池中，由于池深为4.5m，和水力冲击作用，所以有足够的空间进行三相分离。污泥不会浮上水面。

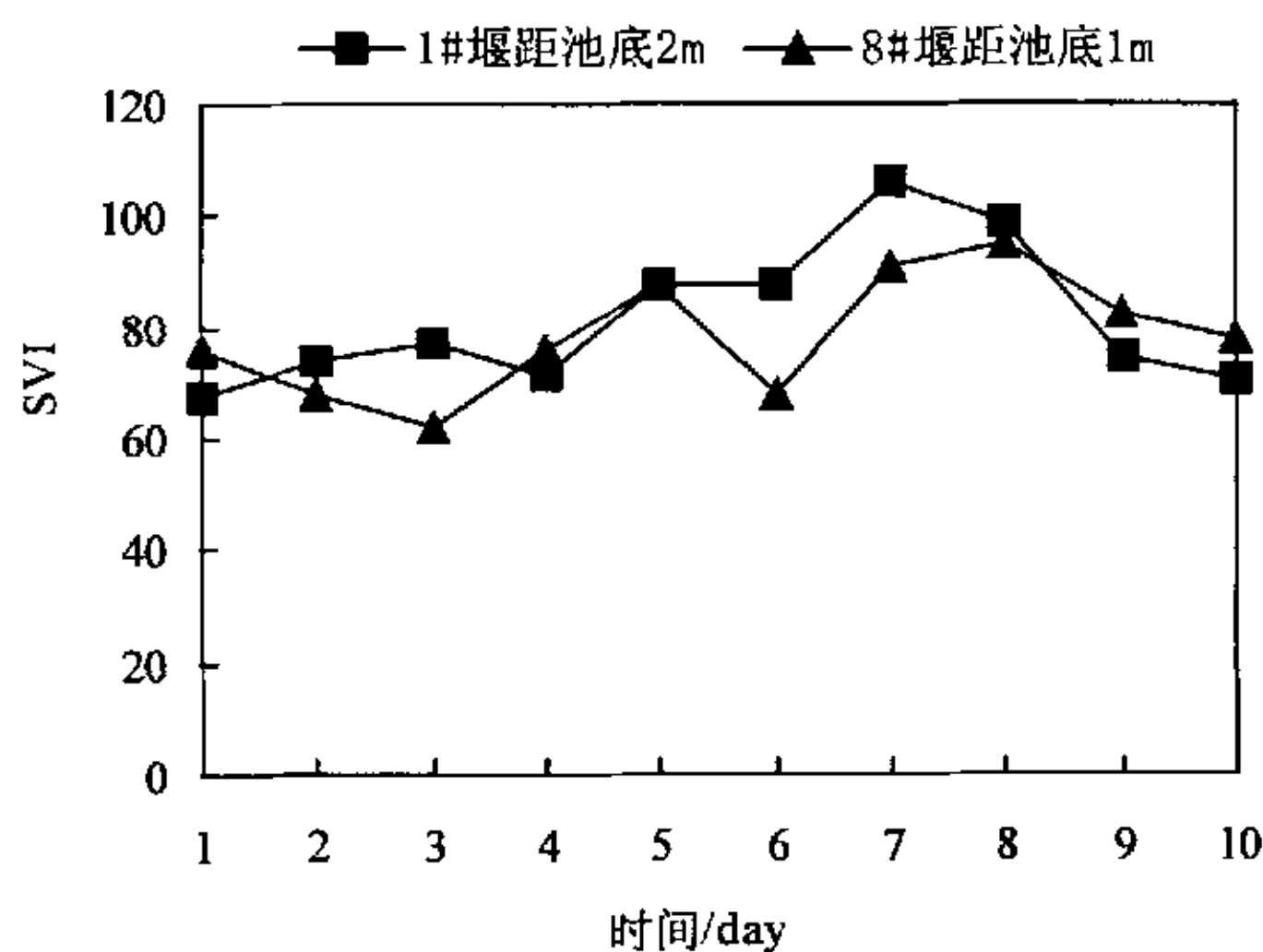


图 3-2 水解酸化池污泥指数

Figure 3-2 The fluctuation of SVI in Hydrolysis and Acidification tank

图 3-2 为水解池的污泥指数随时间的变化曲线，沉降比是通过取样后，轻轻振荡 5min 后，令其沉降 30min 测得的。后期 SVI 在 50~100 之间，在不同溢流堰下不同深度取样，基本较稳定，没有大的波动。

由于各个出水堰出水并不是严格均匀的，所以厌氧活性污泥在整个水解池中分布不均匀。污泥是通过水力冲击悬浮的，处于流化状态，在水平方向污泥悬浮的高度也是不同的（见图3-3）。为了避免短路、死角现象，要力求出水堰的水平，底部布水管应均匀，并且有足够的水力负荷。

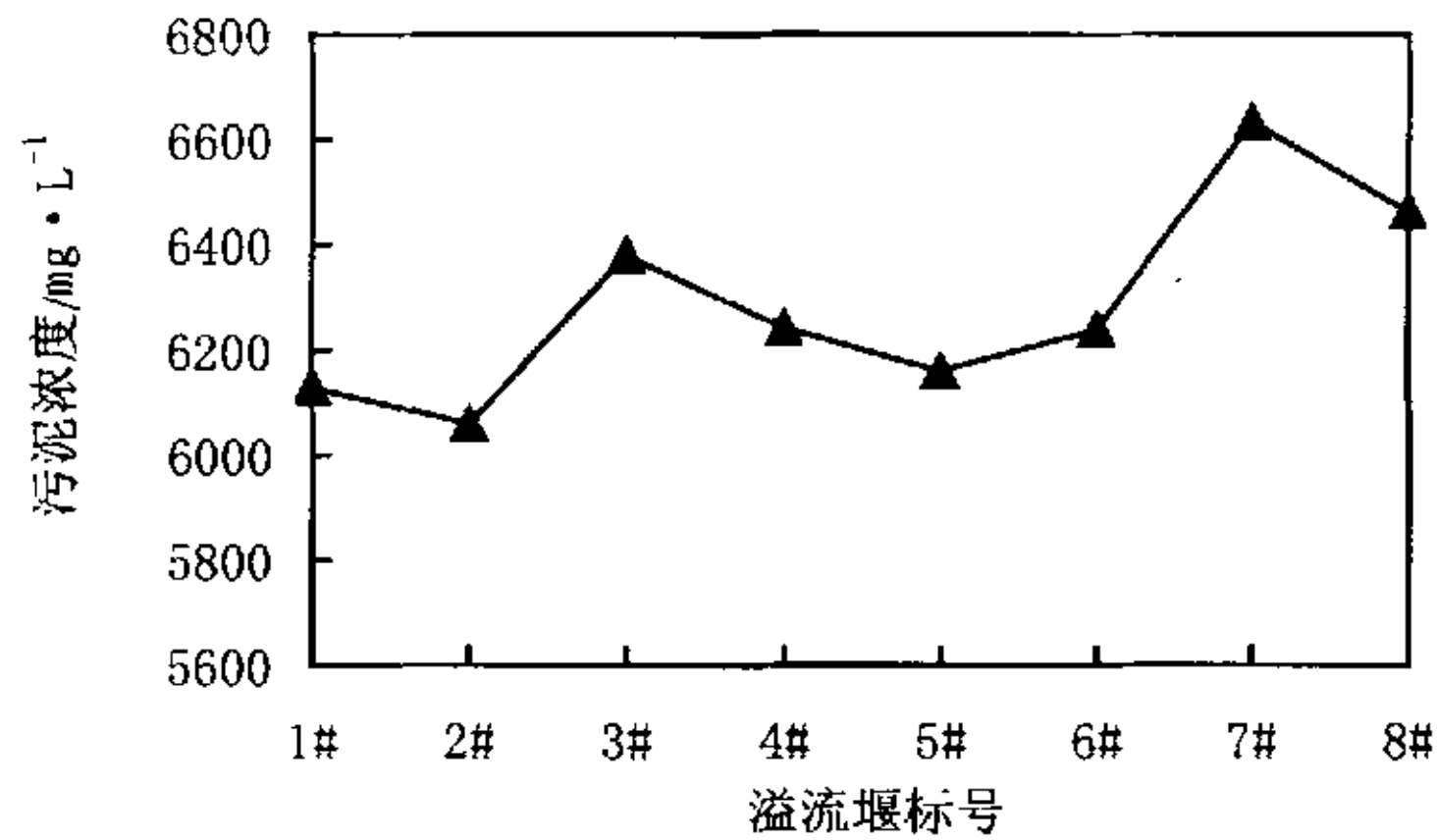


图 3-3 各溢流堰下相同高度（2m）污泥浓度曲线

Figure 3-3 The fluctuation of the sludge concentration in the same height(2m)

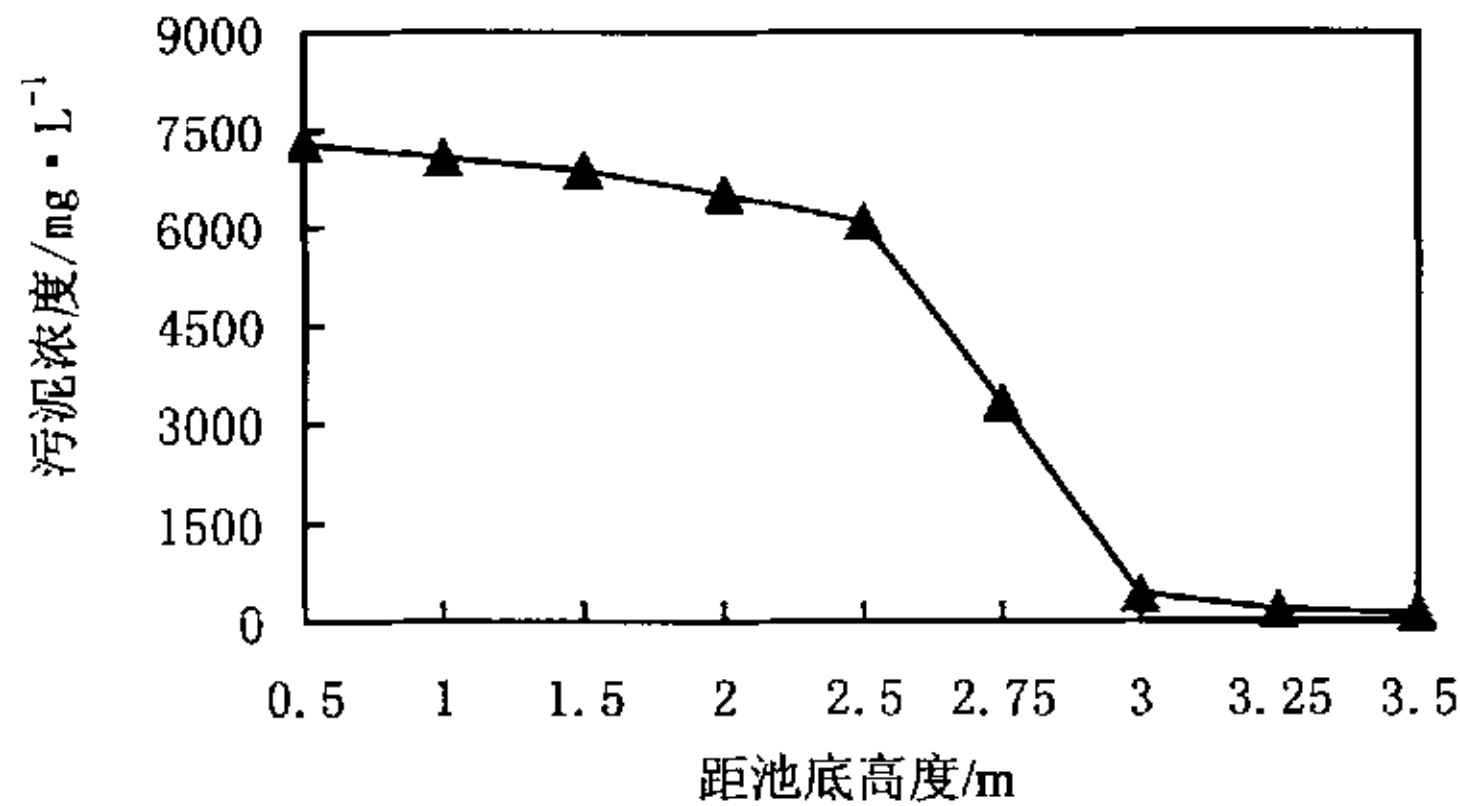


图 3-4 8#溢流堰下不同高度污泥变化曲线

Figure 3-4 The curve of anaerobic sludge concentration at different height

图 3-4 为固定点（8#溢流堰下）的不同高度污泥浓度曲线。由于污泥悬浮依靠水力冲击，所以污泥是始终处于流化状态的，不同高度的污泥浓度不同。

图3-5为不同高度取样的COD降解曲线。由于受到水流的影响，COD值随高度变化不是很有规律，但从中的趋势看，是随高度的升高而不断的降低的，在3.5米左右，由于三相已基本分离开，COD值基本稳定，接近出水值。

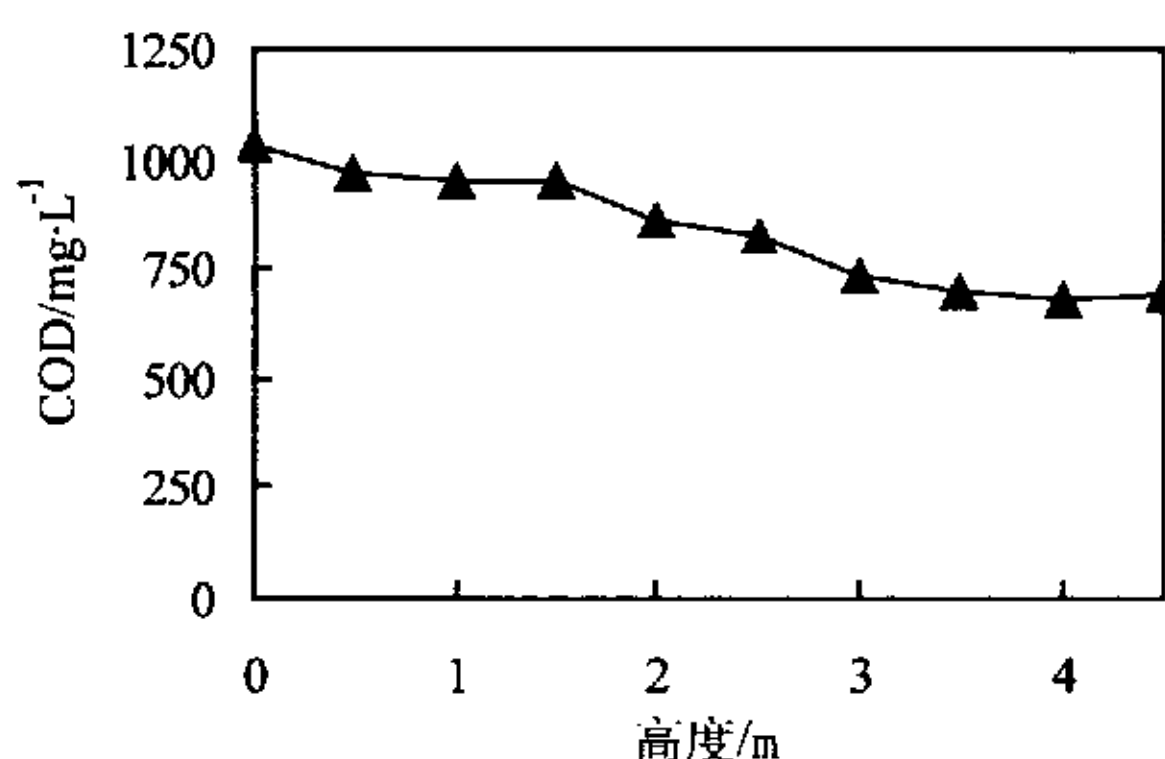


图 3-5 不同高度 COD 的变化曲线

Figure 3-5 The curve of COD at different height

3.3.4 实验结果分析

3.3.4.1 水力停留时间对 COD、SS 去除率的影响及分析

3月初开始做水力停留时间（HRT）对水解池COD影响的分析，见图3-6。最大水量为1200t/d，最小水量为400t/d。进水量变化的同时意味着水力停留时间的变化。本试验通过改变进水量来改变水力停留时间（水解池的有效体积为228m³）。

从图中可以看出在一定范围内COD的去除率是随着水力停留时间的提高而增加的，但影响不是很大。当水力停留时间超过6h，增加缓慢，在6~8h内，COD去除率较高。虽然继续增加水力停留时间还可能增加去除率，但已不很明显，更重要的是在水量一定时，增加水力停留时间，就意味着增加水解池的占地面积，浪费空间，增加成本。本工程中亚麻废水的最佳停留时间为6.5~7.5小时左右。根据水解酸化的原理和有关研究表明，水力停留时间在4h左右就能达到水解酸化的目的，但由于具体水质的不同，和各种因素的干扰，最佳水力停留时间要根据具体情况而定。本工程进水用的潜水泵为两用一备，每台泵的是进水量为500t/d左右。

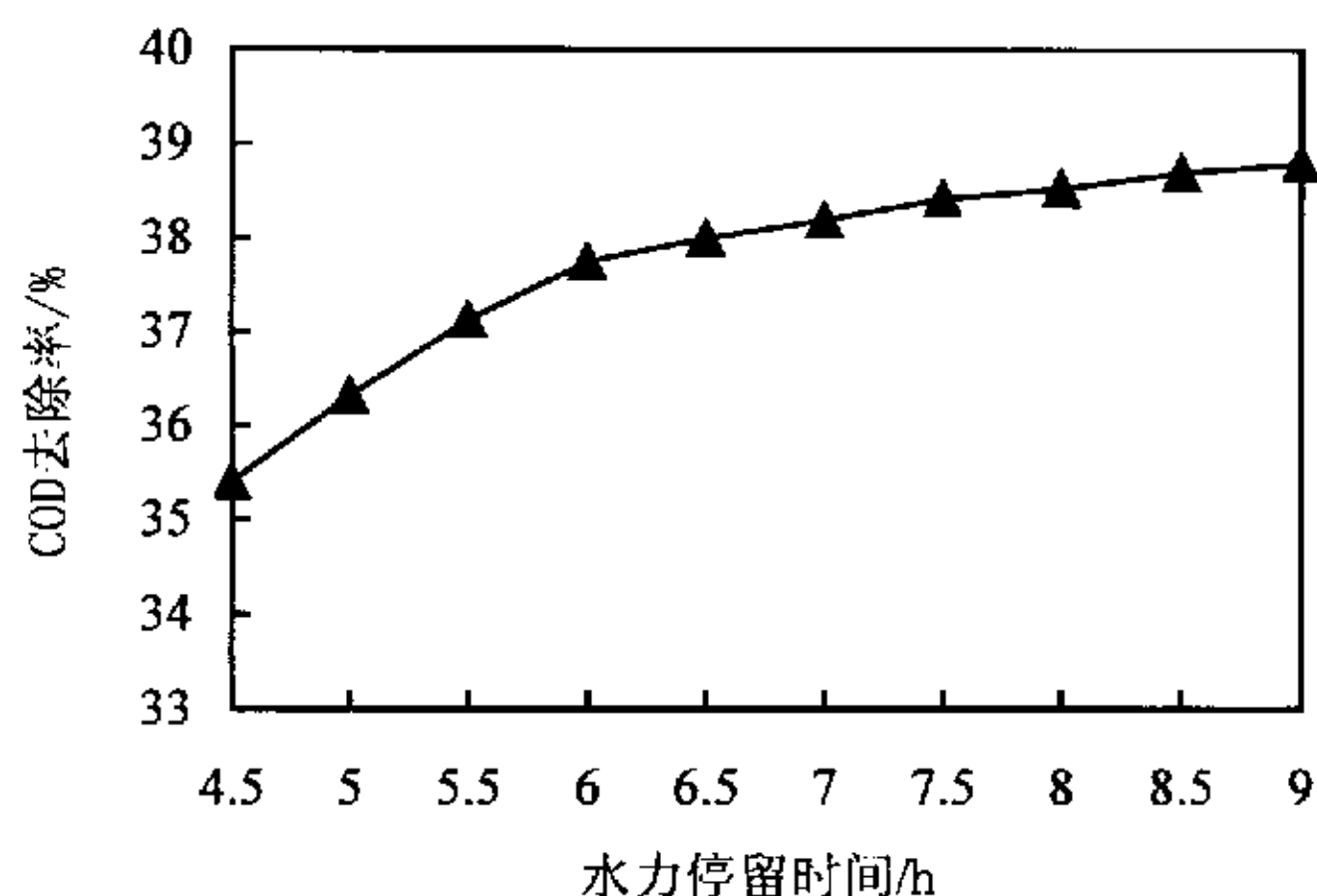


图 3-6 水力停留时间对 COD 去除率的影响

Figure 3-6 The affection of HRT to the removal effect of COD

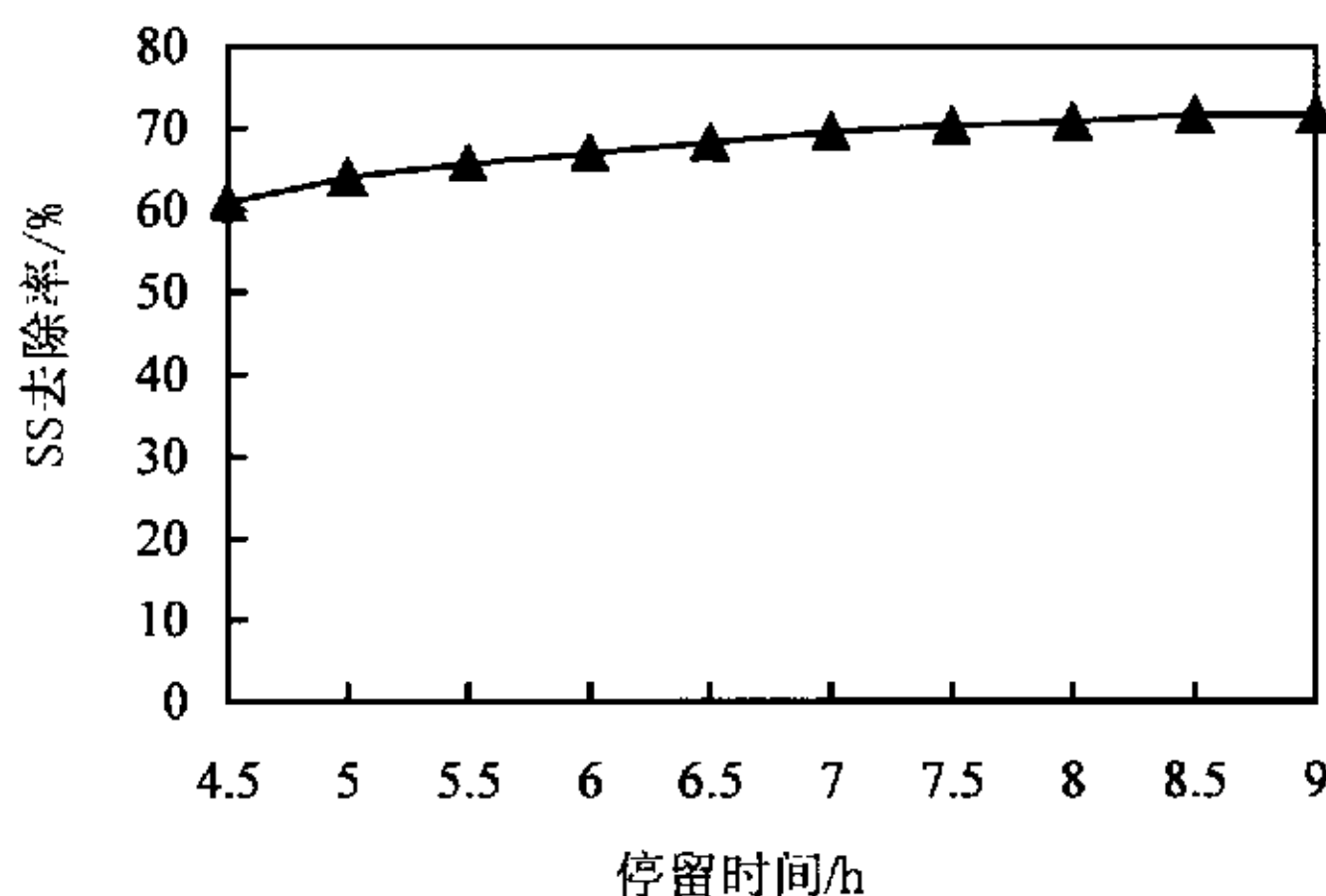


图 3-7 水力停留时间对 SS 去除效果的影响

Figure 3-7 The affection of HRT to the removal effect of SS

水力停留时间对悬浮物的去除影响从图3-7可以看出。由于气浮池没有启动，所以污水中悬浮物含量高，大约为250mg/L~300mg/L左右。而水解池出水悬浮物很低，说明水解池对悬浮物去除能力很强。主要是因为活性污泥的吸附性能很好，颗粒污泥的表面积也大，对水中悬浮物能大部分截留吸附。水力停留时间对SS去除率的影响并不大，由于条件限制，本试验只能限制最低水力

停留时间为4.5h, 在1~4.5h以下有研究表明水力停留时间对SS影响还是存在的, 尤其是在0~2h之间。这主要是因为水解池对SS的截留吸附在很短的时间即可完成, 虽然不能把这些吸附的有机物在短时间降解, 但大部分SS被吸附, 不能随水流流出。

齐齐哈尔亚麻厂废水处理工艺中水解酸化池的运行启动, 是在气浮池没有正常启动的情况下开始污泥的培养驯化的, 只经过一个调节池, 在调节池内水力停留时间大约为3~4h。进水量由开始的500t/d, 直接增至1000t/d。气浮池只是溶气, 并未加药。但水解池出水却一直很稳定。由此可以看出水解池的抗冲击负荷性能是很强的。实验结果表明水解池污泥已经完全培养好, 形成颗粒状污泥, 表面积大, 吸附性能极强, 大部分COD被颗粒污泥吸附、截留。另外, 泥水分离效果很好, 污泥不流失。

3.3.4.2 温度对水解酸化池的影响

当水力停留时间、保持一定, pH值维持在7—7.5左右, 进水量恒定, 考察水温的变化对COD去除率的影响, 见图3-8。

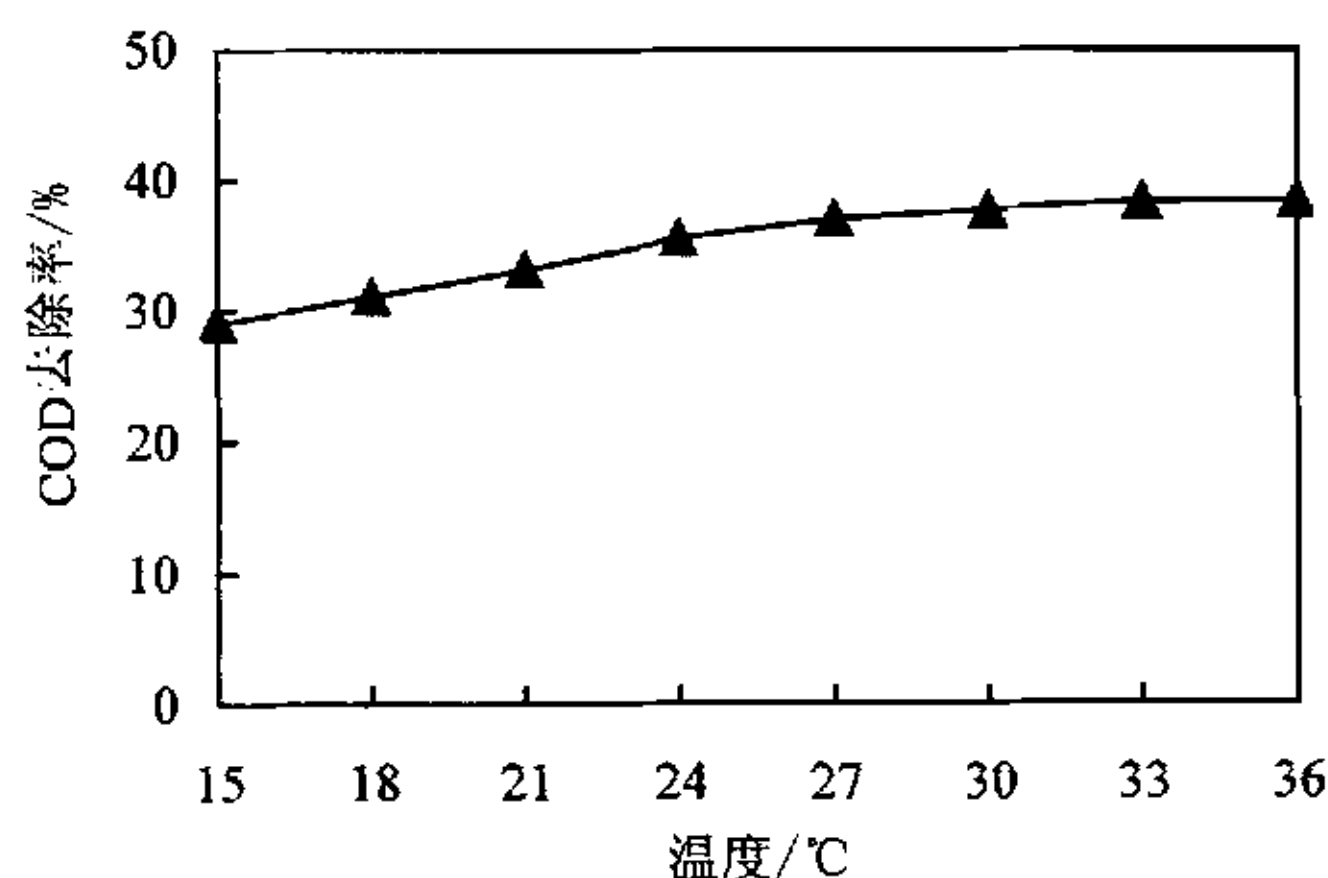


图 3-8 温度对 COD 去除率的影响

Figure 3-8 the affection of temperature to the removal effect of COD

水温的变化通过水解池进水配水箱内的蒸汽管道加温。由于亚麻废水中有一大部分煮漂废水, 所以水温在冬季也能保持在15℃以上, 这对水解酸化反应是有利的。从图3-8中可以看出, 水温对水解酸化池的COD去除率的影响。COD去除率随着温度的上升, 不断的增加。当水温升至24℃左右时, 水温对去除率的影响不是很明显了。去除率的增加缓慢。一些研究试验表明, 水解酸化

池水温维持在10℃以上，温度对处理效果影响不大。本试验中温度变化对水解池的处理效果影响小，一方面是由于本试验的温度变化范围在15℃~36℃之间，高温、低温都没有试验，水解酸化细菌对温度的变化本身就不敏感，这个温度范围内，是适合水解酸化的；另一方面，与水解过程有机物的去除途径有关。一般认为在水解反应中大量微生物把进水中颗粒物质和粒状物质迅速截留和吸附，这是一个快速反应的物理过程，一般只要几秒到几十秒即可完成。截留下来的物质吸附在水解污泥表面，慢慢被分解，这就使系统内污泥停留时间要大于水力停留时间。尽管厌氧微生物比好氧微生物对温度较敏感，但对于水解酸化菌来说，在一定温度范围内，对COD去除率的影响不是很大。

3.3.4.3 PH 值对水解酸化的影响

水解酸化反应池内pH值主要影响水解酸化的速率和水解酸化产物以及污泥的形态和结构。水解酸化微生物对pH值变化的适应性较强，水解酸化过程可以在PH值3.5~10范围内顺利进行，但最佳pH值为5.5~6.5。pH值朝酸性或碱性方向移动时，水解酸化的速率都要减小。

对于水解酸化—生物接触氧化处理系统来说，由于后续为好氧氧化，不存在丙酸的抑制问题，因此pH值的控制范围也较宽，可在3.5~10范围内变化，从而可获得较高的水解酸化速率。本试验水解池的pH值维持在6.5~8之间，结果表明在此区间，COD去除率相对很高。

3.3.4.4 水解酸化池对废水可生化性的影响

水解酸化池对亚麻废水中COD的去除率为25%~40%，对溶解性BOD的去除率不大，15%~30%，有时溶解性BOD甚至增加，高于出水。但与不设水解酸化池的工艺比较，最终处理效果要有明显优势。这主要是因为水解池不仅去除一部分COD、BOD，更主要的是改善了废水的可生化性，即将难溶、难降解的部分COD转化成可溶的BOD了。BOD/COD值由进水的0.3左右，升至0.55~6.0左右，见图3-9

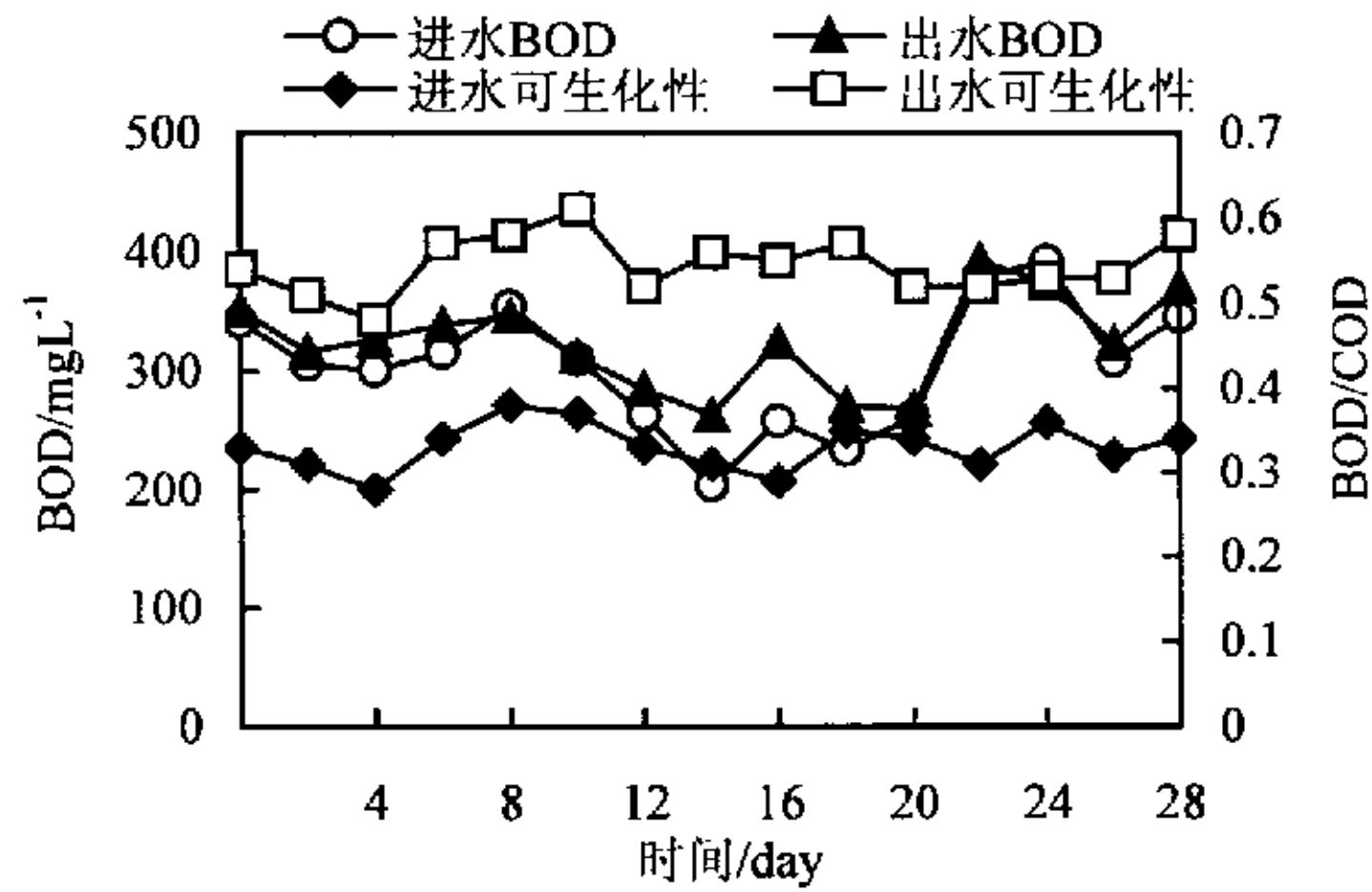


图 3-9 水解酸化池对废水可生化性的改善

Figure 3-9 The improving of BOD/COD in Hydrolysis and Acidification tank

3.3.5 水解酸化池去除效果

3.3.5.1 水解酸化池对 COD 的去除效果

水解酸化池对COD的去除效果见图3-10，从图中可以看出COD的去除率在30%以上，多数情况下在35%以上。

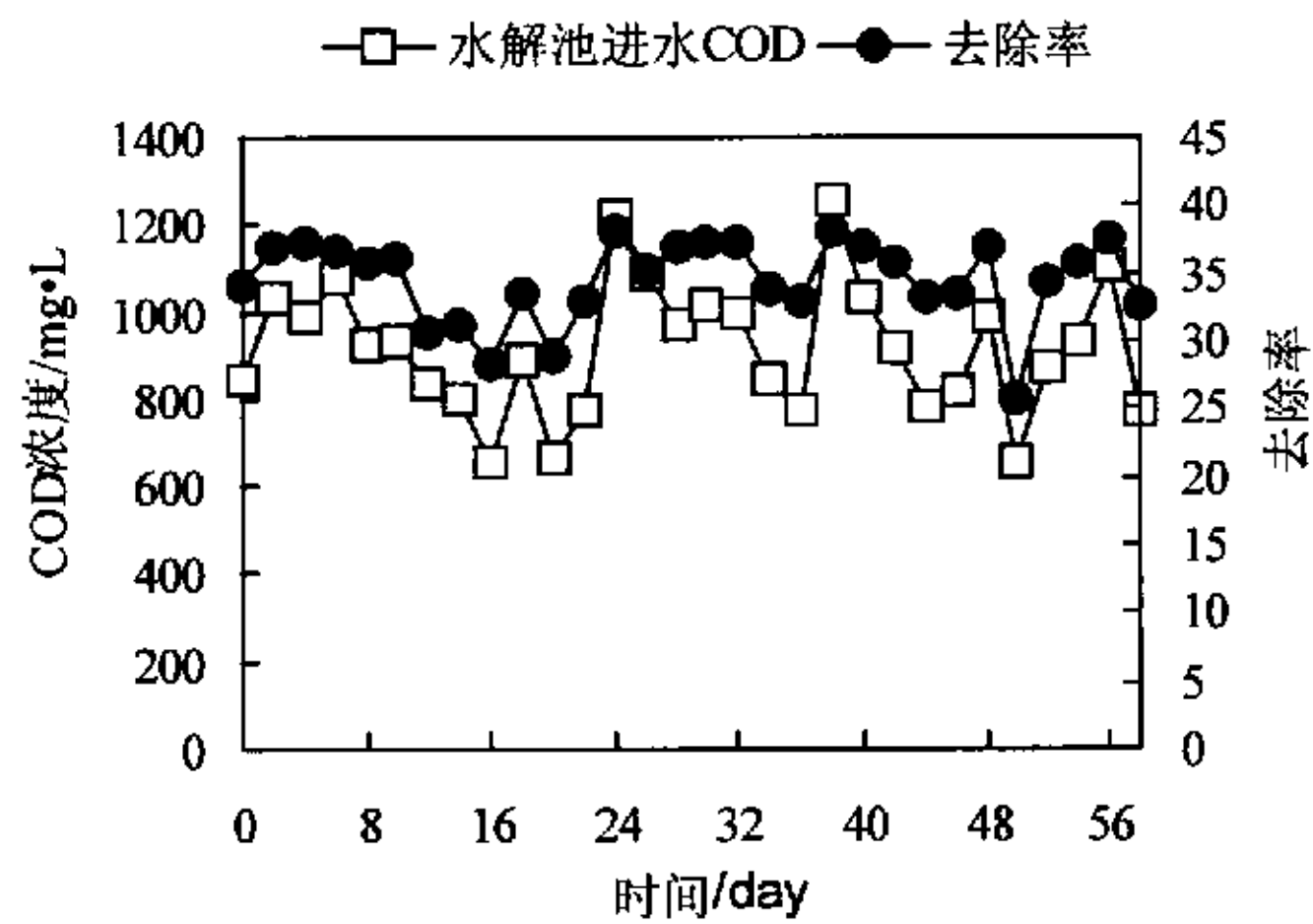


图 3-10 水解酸化池进水 COD 及 COD 的去除率

Figure 3-10 The influent COD and removal effect of COD in Hydrolysis and Acidification tank

3.3.5.2 水解酸化池对 SS 的去除效果

水解酸化池对悬浮物去除率在30%左右，主要是因为厌氧颗粒污泥对悬浮物的吸附截留作用，随后将吸附截流的污染物降解，见图3-11。

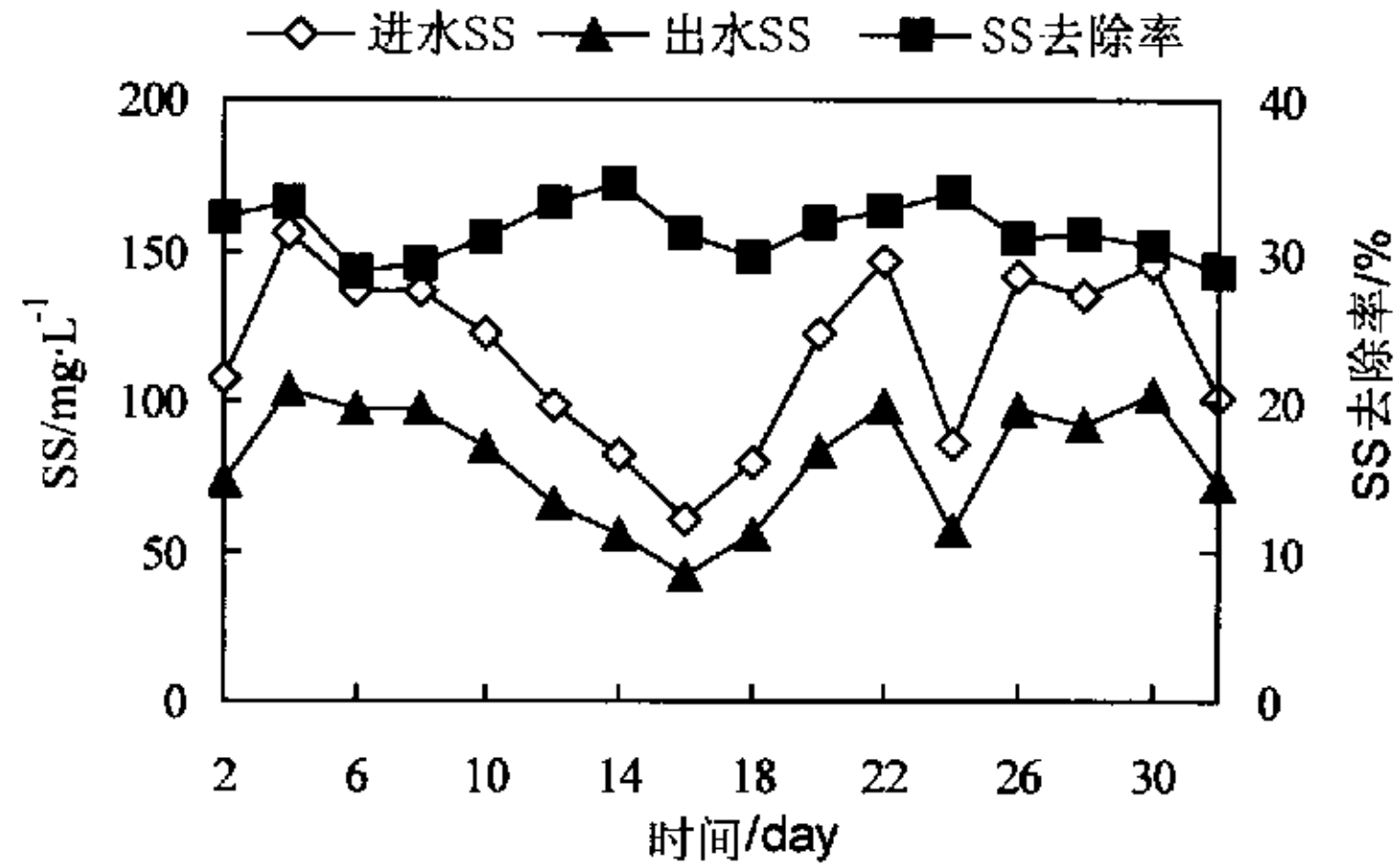


图 3-11 水解池对 SS 的去除效果

Figure 3-11 The removal effect of SS in Hydrolysis and Acidification tank

3.3.5.3 水解酸化池对色度的去除效果

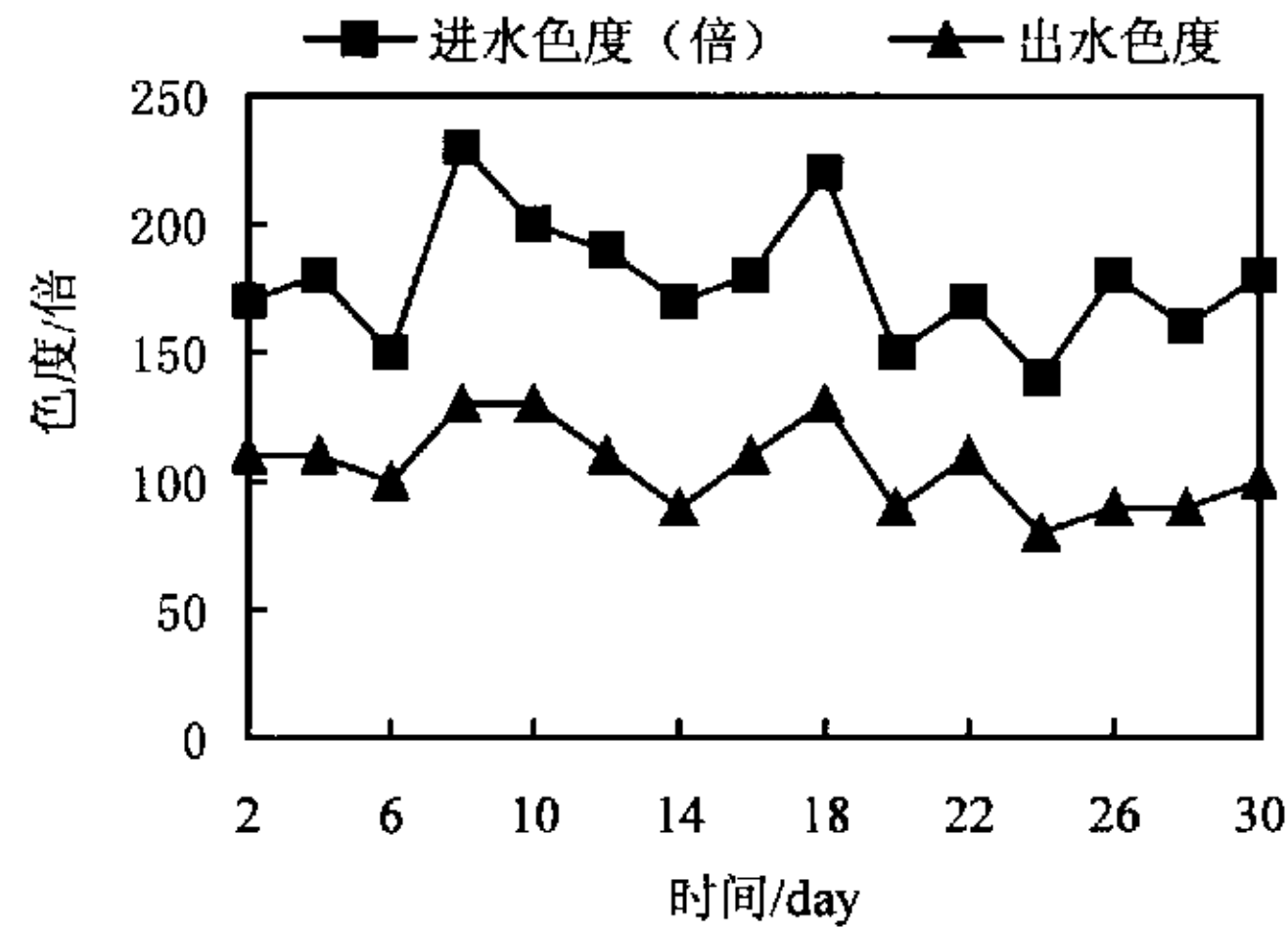


图 3-12 水解酸化池对色度的去除效果

Figure 3-12 The removal effect of chroma in Hydrolysis and Acidification tank

该厂废水中含有染色废水，由于染色废水中的污染物较难生物降解，单纯用好氧生物处理难以使色度达到处理标准。水解酸化池对色度有一定的去除

率，而且通过厌氧水解酸化，可以使废水中的带色物质水解，将难生物降解的分子如苯环、大分子降解为小分子等物质，再通过好氧处理，使出水色度达到排放标准。另外，水解池内活性污泥对废水有吸附、截留的作用，也是水解池能除色的主要原因。水解酸化池对色度的去除率为见图3-13。

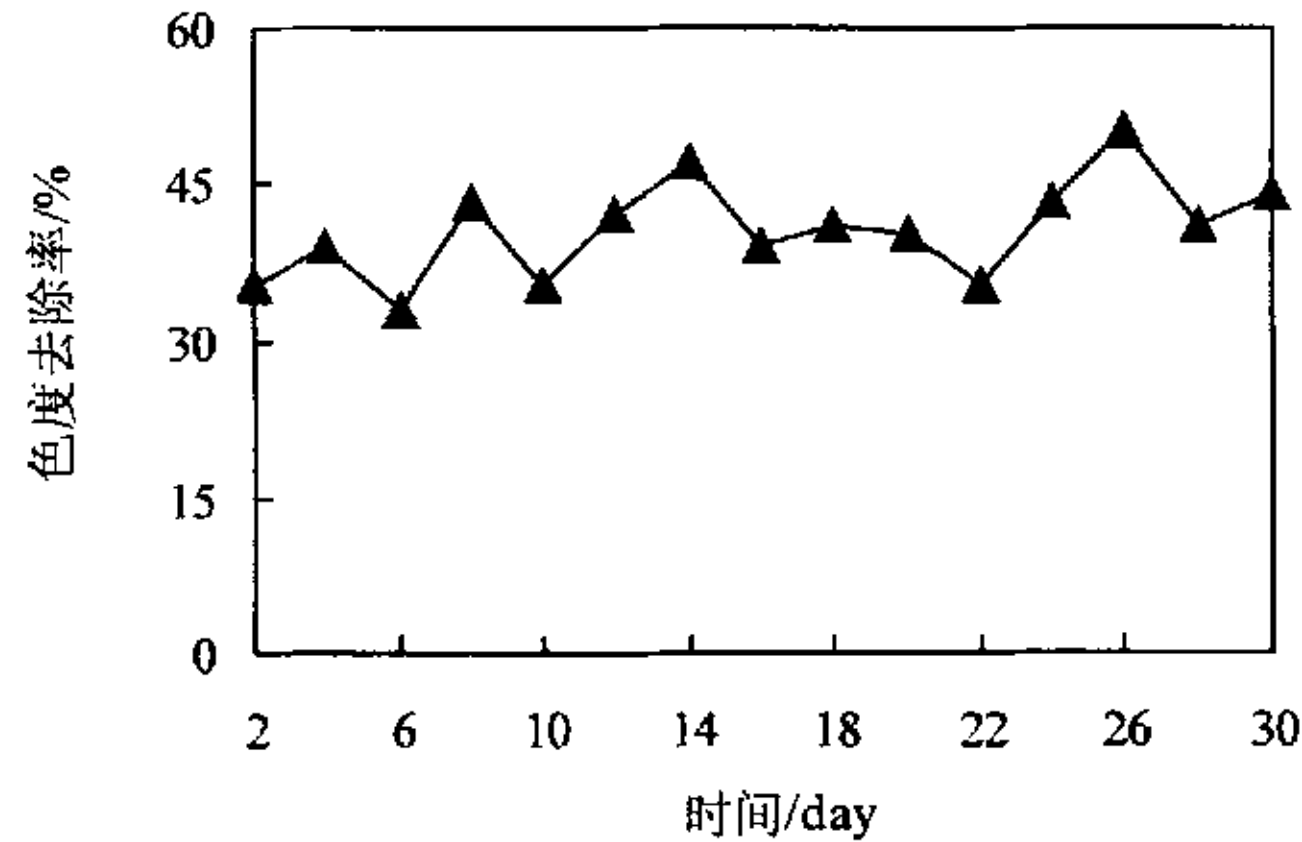


图 3-13 水解酸化池对色度的去除率

Figure 3-13 the removal effect of chroma in Hydrolysis and Acidification

水解池各项指标去除效果见表3-2，下表数据为平均值，60个数据为2个月每天连续监测的结果。

表 3-2 水解池进出水各项指标

Table 3-2 The index of the influent and effluent of Hydrolysis and Acidification tank

指标	COD(mg/l)	BOD(mg/l)	PH	SS(mg/l)	色度	数据数(个)
进水(平均值)	798	319	7.74	116	140	60
出水(平均值)	614	329	7.21	80	80	60

3.4 本章小结

本章通过大量试验数据，和现场记录，说明了水解池污泥培养驯化到正常运行期间的现象、问题和解决。在稳定运行后对水解池各项指标连续监测，从

而得出水解酸化池的处理效果。实验结果表明,水解池的运行效果受pH值、进水量、温度、水力停留时间、污染物性状等因素有关。但在一定范围内pH值为5~8.5;温度在15~35℃之间;及水力停留时间在4.5~9小时之间,COD的去除率变化并不大。但总体来讲,在适宜的范围内,水解酸化池的效果是随着水力停留时间、温度的增加而递增的。水解池对COD的去除率为35%左右。对色度的去除率为30~50%左右。经过水解池的水解酸化作用,出水水质得到了很大的改善,废水可生化性提高40~50%左右,为后续的接触氧化处理作了充分的准备。

第4章 接触氧化工艺在亚麻废水处理中的应用

4.1 生物接触氧化工艺的应用现状

生物接触氧化法又被称作淹没式生物滤池法或接触曝气法。即在反应池内设置填料，污水流经并浸没全部填料，同时采用与曝气池相同的曝气方法，起到供氧并搅拌的作用。这样在填料上挂满生物膜，污水与生物膜广泛接触，在生物膜上微生物的新陈代谢功能的作用下，污水中有机物得到去除，污水得到净化。由此可以看出，生物接触氧化法是一种介于活性污泥与生物滤池两者之间的生物处理技术，兼具两者的优点。

生物接触氧化法兼有活性污泥和生物膜法的特点。从70年代后期开始在我国得到广泛应用。

由于反应池内有填料，在池内形成液、固、气三相共存体系，有利于氧的转移，溶解氧充沛，适于微生物生存增值。在生物膜上微生物是丰富的，除细菌和多种种属原生动物和后生动物外，还能够生长氧化能力较强的球衣菌属的丝状菌，而不易产生污泥膨胀。在生物膜上能够形成稳定的生态系统与食物链。由于丝状菌的大量滋生，有可能形成一个成立体结构的密集的生物网，起到类似的“过滤作用”，能够有效地提高净化效果。另外，反应池内生物膜的活性高，能够保持较高的活性生物量。有资料表明，每 m^2 填料表面上的活性生物膜量可达125g，如折算成MLSS，则达13g/L^[54]，正因为如此，生物接触氧化处理技术能够接受较高的有机负荷率，处理效率高，有利于缩小池容，减少占地面积。本工程中采取推流式，水力停留时间为16h左右，比传统推流式的氧化池水力停留时间要少^[54]。

生物接触氧化处理技术具有多种净化能力，在间歇运行条件下，仍能保持良好的处理效果，对排水不均匀的企业，有实际意义。操作简单、运行方便、易于维修管理，不易产生污泥膨胀现象，污泥生成量少^[62、63、64]、污泥颗粒较大、宜于沉淀，也不产生滤池蝇。

但如设计或运行不当，填料可能堵塞，此外，布水和曝气不易均匀，可能在局部部位出现死角。

亚麻废水经气浮、水解酸化工艺处理后，水质有了很大改善，废水的可生化性（BOD/COD值）有了大幅度的提高，为后期的生物接触氧化创造了良好

的条件。虽然有一部分有机污染物被去除了，但仍不能达到排放要求。必须经过后序的好氧处理。

生物接触氧化工艺在近些年来广泛的被应用于各种工业废水的处理。齐齐哈尔亚麻有限公司废水处理工艺中接触氧化池采用半软性填料，生物膜培养采取的是直接引入废水挂膜，没有接种污泥。

4.2 接触氧化池微生物培养及出现的问题和解决措施

在2002年9月初，向接触氧化池内投入两车污泥，污泥采自齐齐哈尔铁路医院氧化沟内的底泥，由于污泥密度小，量少，活性部分所占比例小，而且开始没有专业人员管理，期间又有一阶段停水、停料，所以第一次培养生物膜失败。填料上只有微量的生物膜。后来正式启动后，采取直接挂膜的方式，将亚麻废水直接引入氧化池，负荷逐渐的增大。初期是间歇曝气。由于开始阶段，曝气池、水解池都没有启动，所以进水悬浮物高，颜色为黑褐色，气味儿难闻。半个月左右，填料上挂满黑色污染物。几天之后，黑色变淡，填料上有淡黄色生物膜，在显微镜下观察，发现钟虫。一周之后，发现出水变清，气味由难闻的臭味变为土腥味，氧化池内呈现浅褐色。取出填料观察，发现填料上已挂满黄褐色生物膜，而且生物量很大。镜检发现有大量的钟虫，累枝虫、独缩虫、无柄钟虫、草履虫、表壳虫等，出水水质明显好转，表明挂膜成功。但剩余污泥很少，基本没有。分析原因，主要是因为进水量小，水力停留时间长，造成有机负荷过低，污泥和生物膜处于减速增长期和内源呼吸期。此时出水COD可达到350mg/L左右。

这时向曝气池投加磷酸二胺和尿素（原污水中TN=14.1mg/L；TP=3.3mg/L）。以满足微生物正常生长的需要。按BOD:N:P为100:5:1投加。增大进水量，保持溶解氧为平均为3-4mg/L左右。但对氧化池内8个样点监测发现，沿曝气池溶解氧是不同的。

水解池出水溶解氧基本为0mg/L，进入接触氧化池，在氧化池首端，第一个反应池内DO很低，主要是因为曝气池进水端COD浓度很高，而且回流污泥从首端进入氧化池，在这里，耗氧速率最大。因此DO在0.3~0.8mg/L左右。水流以推流形式进入第二个反应池，DO随水流方向不断升高，水中有机物浓度不断降低。在第四个反应池内，DO值升至最高，在4~5mg/L左右。

4.2.1 泡沫产生的危害及其治理

在此期间，曝气池内产生大量泡沫，高达2m，操作间无法正常运行，工作人员无法进入，卫生条件恶劣。

4.2.1.1 泡沫产生原因及危害

（一）泡沫产生的原因

采用活性污泥法处理污水过程中,在反应器(曝气池)与沉淀池内出现的泡沫问题很早就引起人们的关注。多年的研究表明：泡沫的产生不仅直接与起沫微生物的类群相关，而且与废水性质(pH值、温度、BOD等)、活性污泥状况(MLSS、SVI)、工艺运行条件(如细胞平均停留时间，反应器构型，机械应力，DO，F/M)等有关，产生机理非常复杂^[65, 66]。

经过对监测数据分析和现场观察发现，主要是因为：

1、进水量太小，有时甚至停水，导致有机负荷低，水力停留时间长，污泥处于内源呼吸期。

2、水中溶解氧过高，污泥分散破碎，不能絮集，SVI很高（大于140mL/gMLSS）。

3、废水中营养不匹配，氮磷含量低。

4、在此期间气浮池、水解酸化池没有启动运行，源水中含有洗涤剂 and 该厂自制的冲洗剂等，导致产生大量泡沫。

5、泡沫微生物如 *Microthrix parvicella*（微丝菌）、*Nocardia amarae*、*Nocardia pinensis*（诺卡氏菌群）等大量繁殖。

6、开始阶段，由于泥浆泵有故障，污泥在二沉池停留时间过长，在二沉池中发生反硝化反应，有气泡产生，导致污泥沉淀性差。

（二）泡沫产生的危害

泡沫一般具有粘滞性，它会使大量固体陷入曝气池的漂浮泡沫层，并产生漂浮层的翻转，降低曝气池的充氧效率（特别是机械曝气情况）；在纯氧密封活性污泥系统，泡沫会进入氧压机引起火灾；当流入沉淀池时，在沉淀池挡板下会增加出水悬浮固体，引起出水水质恶化；泡沫积累还能产生腐败，且在寒冷天气会结冰，影响正常运行；含有泡沫的剩余污泥在厌氧消化中引起严重的起泡现象，损坏厌氧污泥处理工艺。

4.2.1.2 泡沫的微生物类群组成

大量资料表明^[67, 68, 69, 70]，不同地区产生泡沫微生物类群和数量有差别，

但几乎所有地区的泡沫中都检出了占优势的*Nocardia*菌群；同时还报道，在南非、美国、德国、日本膨胀的污泥中发现*Nocardia*菌群分别占优势丝状菌出现频率的第6、1、14、5位。可见，*Nocardia*菌群是活性污泥异常运行(膨胀、泡沫)时常出现的微生物。

在活性污泥中经常能观察到的*Nocardia*菌群是有分支的，直径为 $0.5\mu\text{m}$ 、革兰氏阳性、产生棕色粘性泡沫的丝状微生物，与其它丝状菌相比，它们虽不直接引起污泥膨胀，但在它们的菌丝中存有气泡，易上浮成泡沫，在反应器或沉淀池表面积存。当混合液中*Nocardia* $\geq 106\text{intersections/gVSS}$ 时，有害的泡沫就会出现。有研究表明^[65、67、68、69、70]，对含有*Nocardia*菌群的混合液曝气，75%~90%以上*Nocardia*丝状菌会上浮形成泡沫，其在泡沫中的浓度极高，要比在混合液中多10~50倍。泡沫中的微生物需要细胞停留时间(MCRT)较长，*N.amarae*在完全混合活性污泥中是一个弱竞争者，在缺氧状态下(存在 NO^2 或 NO^3)不生长，*N.amarae*脱氮作用只能从 NO^2 和 NO^3 中进行，且其速度要比许多絮凝体形成细菌低。在严格的厌氧条件下不能生长，也不能吸收含碳物质^[70]。

影响泡沫形成的因素有多种，如温度、PH值，F/M比值、运行条件和底物种类等。引起泡沫产生的诸多菌种，都有一定的温度适宜范围，如果温度适宜，有利于该菌种的大量繁殖；有人指出^[70]，降低PH值，不利于*Nocardia*菌种生长，能明显降低泡沫的产生；也有人称^[68]在高F/M下，可减少丝状菌的增值，但*Nocardia*菌所占数量明显上升。

4.2.1.3 控制泡沫产生的方法

控制泡沫产生的方法应该根据具体情况采取相应措施。根据本工程的具体情况，和现场尝试总结有如下方法：

1、通过控制细胞的平均停留时间，能有效的控制泡沫的产生。细胞停留时间越长越有利于丝状菌、发泡细菌的增殖。

2、投加阳离子表面活性剂等方法。现场我们采取启动气浮池的方法，投加混凝剂去除水中的发泡物质。气浮池的启动，对抑制泡沫的产生起了很有效的作用。

3、水力冲刷削去泡沫，但这种方法如果施工时没有设计冲洗装置，靠人工冲刷，工作量很大，且无济于事，而且需水量很大，不宜采用。

4、喷洒消泡剂消泡。经过现场实验发现，如果采用消泡剂不当，会产生很大刺激性气味，影响正常工作。

5、增加污泥的BOD5负荷率。如果污泥的底物负荷增加不会使泡沫和浮渣

形成丝状菌参与竞争,则增加污泥的负荷可有效的控制泡沫和浮渣的形成。但若增加对起泡沫丝状菌能优先利用的底物负荷(如烷烃,或者间接的表面活性剂),或者可供*Microthrix parvicella*优先利用的底物(如脂肪和油),反而会导致这些泡沫和浮渣形成微生物的增殖。在现场我们采取加大进水量大办法,增加BOD负荷,实践证明是有效的,尤其是水解酸化池正常运行后,BOD负荷增加很多,基本不再产生泡沫。

6、尽量避免污泥在二沉池停留时间过长,避免产生反硝化作用。

7、控制溶解氧,开始采取间歇曝气的形式,连续运行时控制溶解氧在2~4mg/L。

8、投加营养盐如磷酸二氨、尿素等,使废水BOD:N:P在100:5:1左右。

根据本工程的具体情况,和现场尝试,我们加大进水量,增加有机负荷,启动气浮,投加聚铝、硫酸铝混凝剂,向曝气池内投加污泥等手段,收到了很好的效果。后期气浮池、水解池正常运行,进水恢复正常,没有出现泡沫问题。

4.2.2 生物膜的大量脱落和解决办法

运行期间,遇到过生物膜的大量脱落,出水水质恶化现象。主要原因是进水水温突变引起的。由于蒸汽管道发生故障,导致水温突然升高长达12个小时之久,水解池有大量污泥上浮,氧化池生物膜大量脱落。生物膜的大量同时脱落主要是因为环境和水质的突变引起的。正常的生物膜生长脱落是时刻进行的,但不会大量同时脱落,一般也不会影响出水水质。故障排除后,经一周左右的恢复,水解池恢复正常,但随之氧化池水质出线丝状菌的大量繁殖。

4.2.3 污泥膨胀和相应对策

4.2.3.1 污泥膨胀现象

在污泥培养驯化初期,进水量小,根据进水BOD,定期投加N、P,以满足微生物的正常生长需要。经过15~20天左右,填料上已有大量的生物膜,但此时没有悬浮污泥,出水中游离的菌胶团和脱落的生物膜,个体小,结构蓬松,不易沉淀。随着进水量的不断加大,悬浮污泥量也不断的增加,同时投加的N、P量也相应增加。主要为尿素、磷酸二胺等。后来污泥量2000~2500mg/L左右(如图4-1)。沉淀性能良好,SVI为80~100左右。图4-1为该段时间沿曝气池取样的MLSS、COD值的变化。

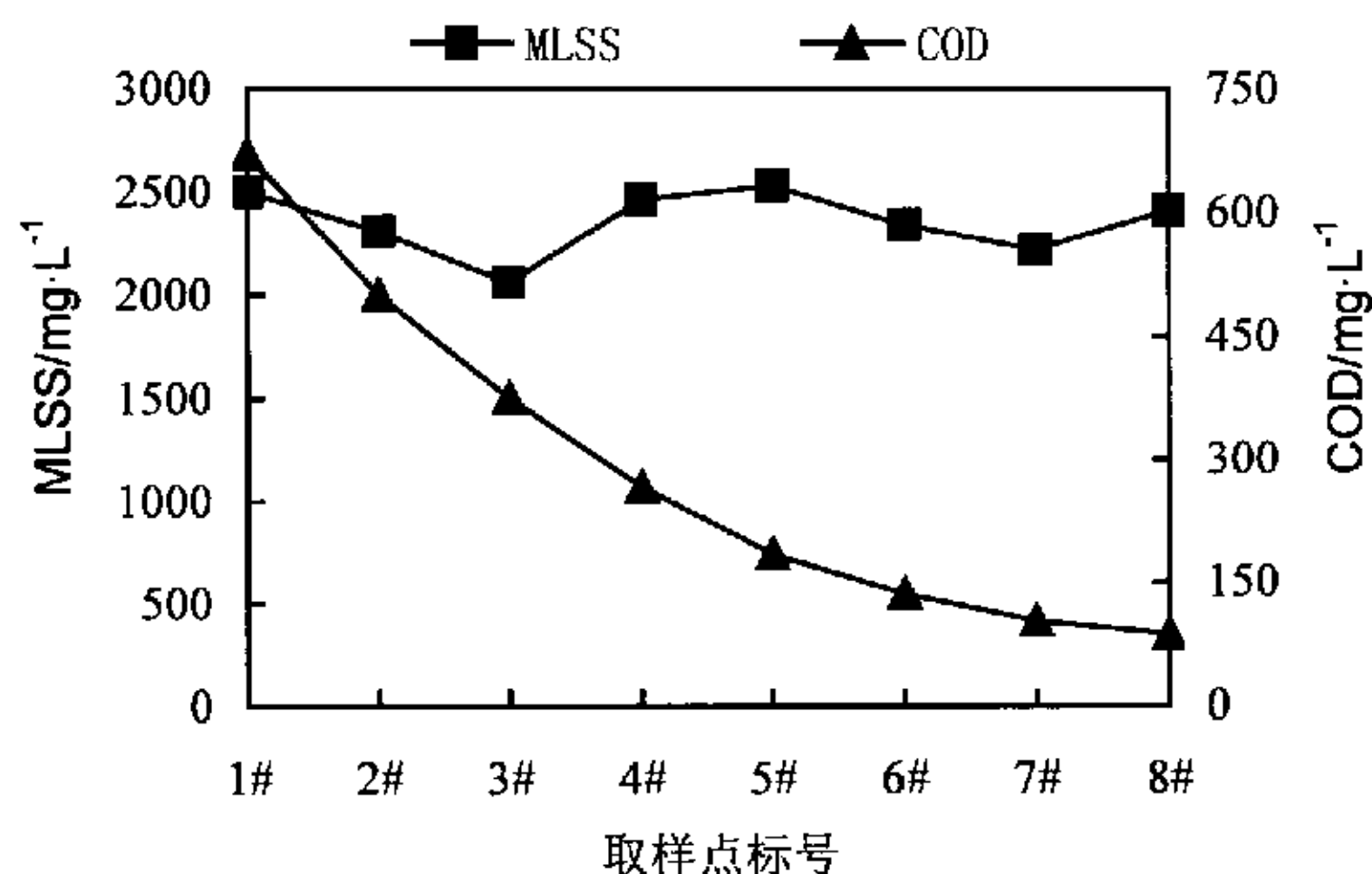


图 4-1 沿接触氧化池 COD、MLSS 的变化

Figure 4-1 The curve of COD and MLSS in the contact oxidation tank

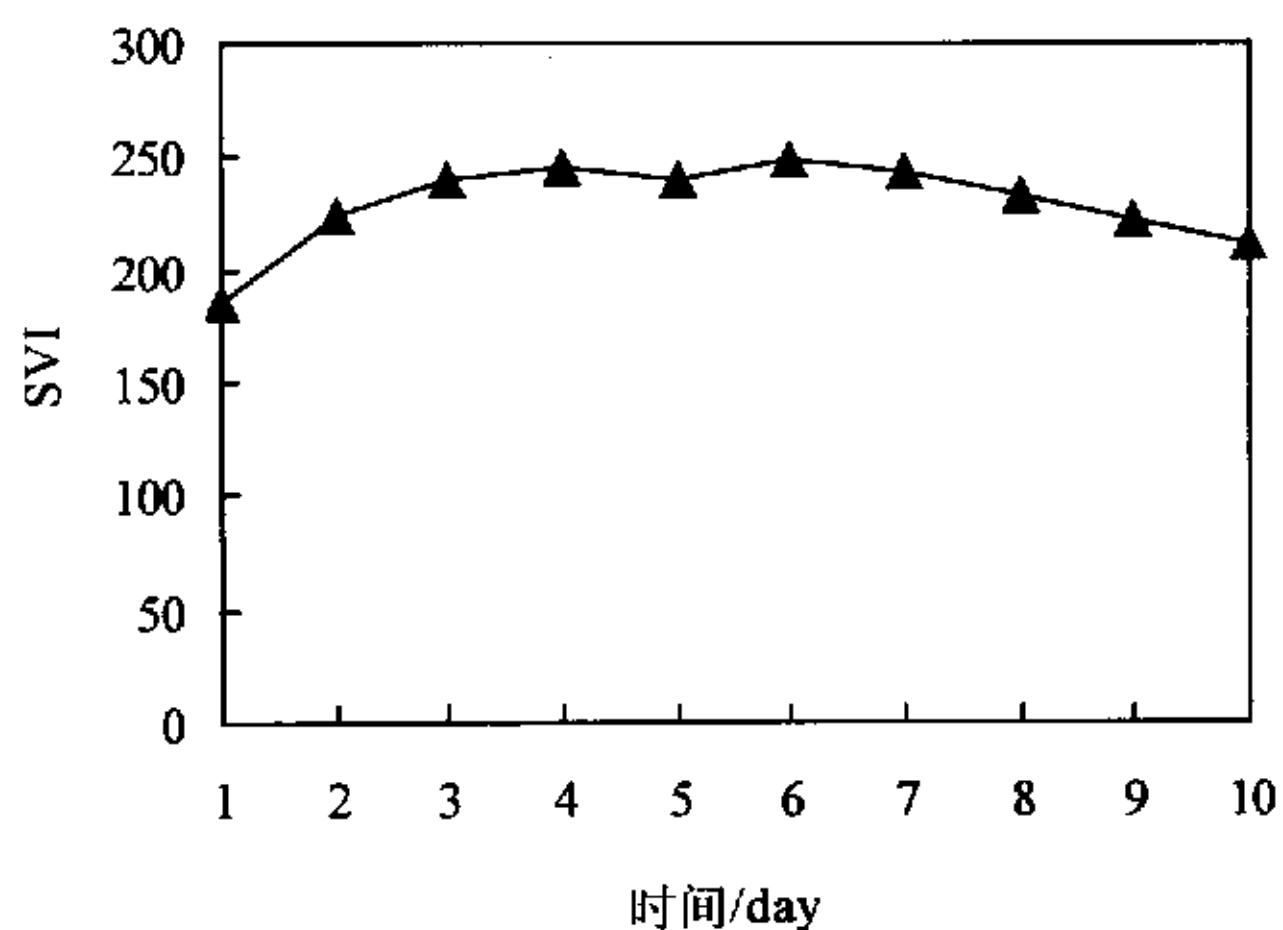


图 4-2 污泥膨胀时接触氧化池出水 SVI 值

Figure 4-2 The SVI of expanding sludge in the contact oxidation tank

挂膜成功后，由于种种原因始终没有满负荷运行，进水只是设计值的 50%，此期间也正是泡沫大量生成阶段。随后出现了丝状菌过量繁殖，SVI 在 180~220 左右，见图 4-2。出水混浊，泥水难分，且泡沫中黏带大量污泥。Mckinny 及 Mulder 认为^[71]，活性污泥以絮状菌胶团形式存在是微生物在地厌氧条件下所表现的一种特性。他们指出，在污泥负荷过高时，微生物营养丰富，使游离细菌生长良好，絮凝的菌胶团也趋于解絮成单个游离菌，以增大与周围

环境的接触表面，结果是污泥结构松散，絮粒变小，沉降性能差。

在F/M过低时，微生物营养条件差，可因两种情况出现SVI值上升：其一是丝状菌过多而造成污泥结构松散，沉降性能差。在污泥中两大类细菌的竞争过程中，比表面积大、耐低营养的丝状菌生长速率可高于菌胶团细菌，并在污泥中逐渐占优势，造成SVI值上升。其二是产生微小污泥，但不会与其前者同时存在。根据菌胶团形成机理学说的解释，菌胶团细菌由菌体外大量荚膜类胶体或纤维素类纤维粘合在一起，在污泥F/M低时，菌胶团细菌体外的多糖类基质可被细菌作为营养利用，结果使絮体结构松散，絮粒变小，SVI值升高，见图4-3。（图4-3中的数值是在后期污泥膨胀现象基本恢复后检测的结果，前期由于条件的限制没能测得数据。）因为沿氧化池F/M是逐渐降低的，所以沿氧化池取样检测，对数据计算得到下图。

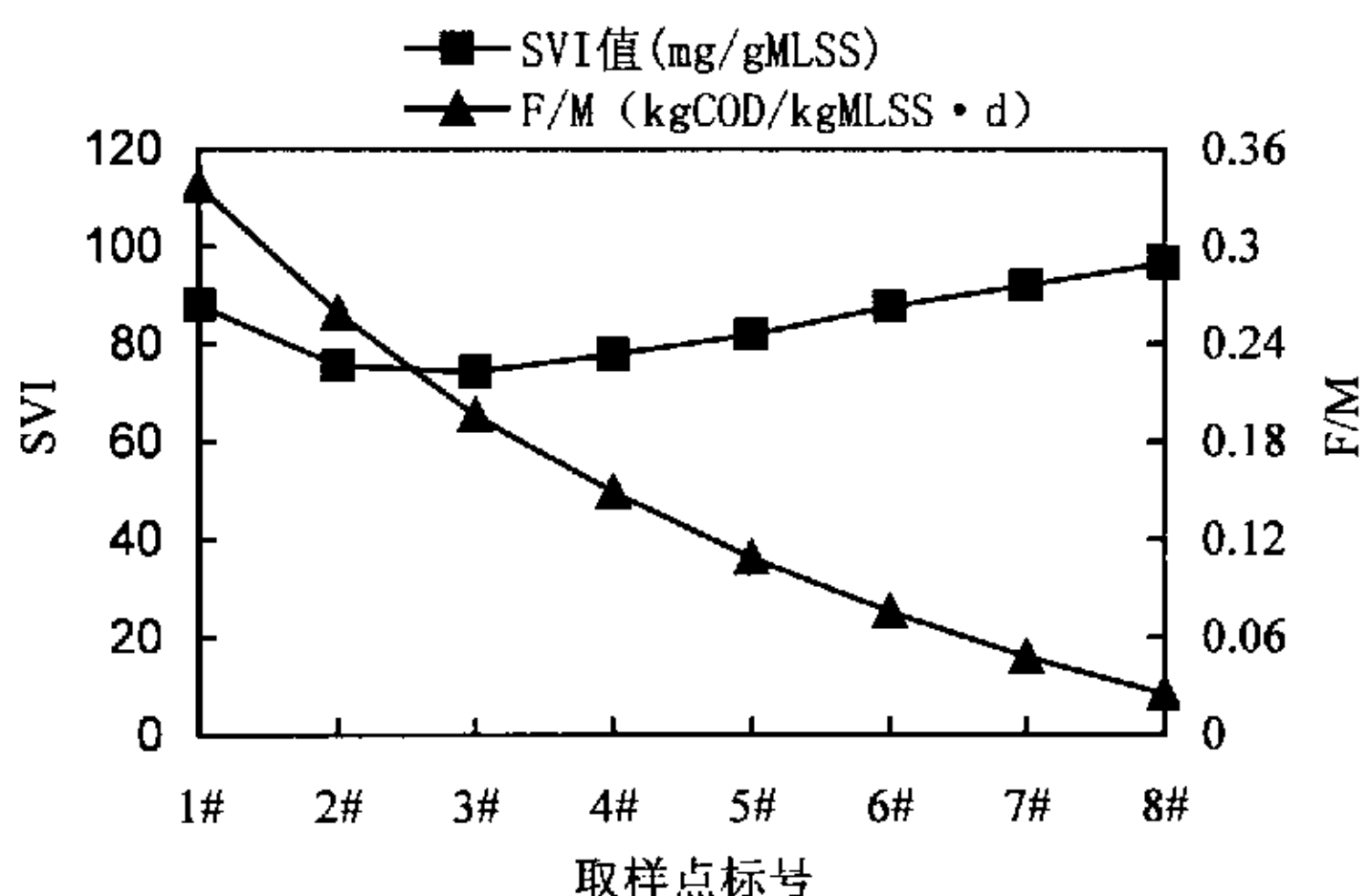


图4-3 接触氧化池SVI与F/M的变化曲线

Figure 4-3 The curve of SVI and F/M in the contact oxidation tank

经过镜检发现，这段时间氧化池内丝状菌过量增殖，同时产生大量泡沫。丝状菌比表面积大、沉降压缩性能差、耐低营养、耐低氧、适合于高C/N的废水。控制丝状菌的方法有多种，但应根据具体情况作现场分析。^[72]

4.2.3.2 解决方法

根据氧化池的现象，采取如下措施：

- 1、投加碱液，使曝气池PH上升至8.5~9.0，停止进水，减小曝气量，维持在2mg/L左右。
- 2、一天以后，加大进水量，开三台进水泵，增加有机负荷。

3、控制溶解氧，间歇曝气，曝气时间根据现场情况适当加长。

4、同时向接触氧化池追加氮、磷和腐化污泥。

通过20多天的控制，丝状菌膨胀问题基本得到解决，各反应单元均进入稳定运行状态。大约10天左右，恢复曝气和进水，污泥沉降性能逐渐得到恢复。又过一周的时间，氧化池恢复正常。丝状菌膨胀得到治理。

4.2.4 线虫的大量繁殖和解决方法

随着气浮池的启动和水解酸化池功能的逐渐加强，出水水质已达标，一般COD值在70~100mg/L左右。曝气池取样观察生物相，发现轮虫、线虫。但12月末，发现，填料上生物膜遽减，有的地方生物膜已完全脱落，水面有大量线虫出现。但此时出水良好。发现此现象，马上停止曝气，加大进水量。线虫全部浮上水面，喷洒过氧化钠杀虫。经过几天恢复，线虫数量恢复正常，生物膜也逐渐得到恢复。

4.3 填料

填料是淹没式生物滤池的重要组成部分，它既直接影响到污水处理效果，又关系到接触氧化池的基建费用，故填料的选择应从技术和经济两个方面加以考虑。考虑到生物膜的生长繁殖、充氧、不堵塞，填料床内应填充比表面积大、空隙率高的填料。目前淹没式生物滤池中常采用的填料主要有蜂窝状填料、波纹板状填料及软性与半软性填料等，此外，有些处理厂(站)中仍沿用砂粒、碎石、无烟煤、焦炭、矿渣及瓷环等无机填料。本工程中使用的是软性纤维状填料，见图4-4、表4-1。

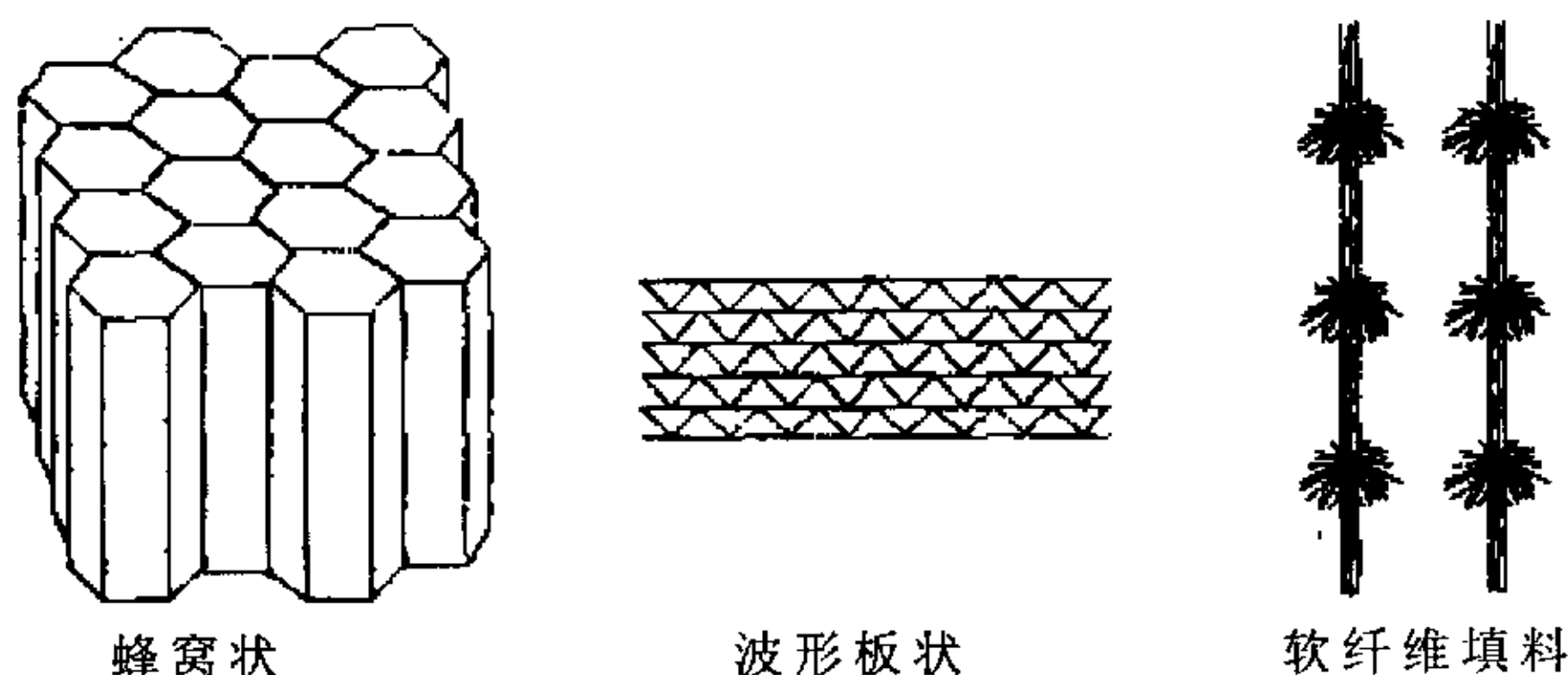


图 4-4 淹没式生物滤池常用填料

Figure 4-4 The kinds of stuffing in the contact oxidation tank

表 4-1 填料的有关性能指标

Table 4-1 The performance of some kinds of stuffing

填料种类	材质	比表面积(m^2/m^3)	孔隙率(%)
蜂窝状填料	玻璃钢、塑料	133~360	97~98
波纹状填料	硬聚氯乙烯	113,150,198	>96,>93,>90
半软性填料	变性聚乙烯塑料	87~93	97
软性填料	化学纤维	~2000	~99

4.4 试验内容

氧化池运行期间，测定并解记录了BOD5、COD、SS、DO、HRT、MLSS、温度、色度，并经常进行生物相的观察。

4.5 试验结果及分析

2003年2月底，出现的问题相继得到解决，出水水质明显好转，各反映单元均正常运行。氧化池污水沿池长逐渐变清，填料呈土黄色，有土腥味。通过近两个月的运转，确定没有出现异常现象，2003年4月底通过齐齐哈尔环保局认证，出水达到排放标准。

4.5.1 溶解氧的变化和控制

污泥驯化完成之后，调节溶解氧平均在2~4mg/L左右。但现场用溶解氧仪测定时发现，沿氧化池溶解氧是逐渐变化的，见图4-5、4-6。从图中可以看到在MLSS维持在3500~4000mg/l左右时，DO沿推流式曝气池的变化情况。氧化池首端溶解氧很低，在0.3~0.8mg/L左右，而氧化池后端溶解氧逐渐升高，有的地方达到5mg/l。氧化池首端溶解氧很低，主要是因为废水从水解池流出，溶解氧接近于零，而且废水中BOD有了很大的提高，因此DO消耗速率较快。二沉池回流污泥也是经此流入氧化池，污泥在二沉池内处于缺氧状态，回流后，要恢复活性，耗去大量溶解氧。随着有机负荷的不断降低，耗氧速率不断

下降，溶解氧不断升高，水质逐渐变清。

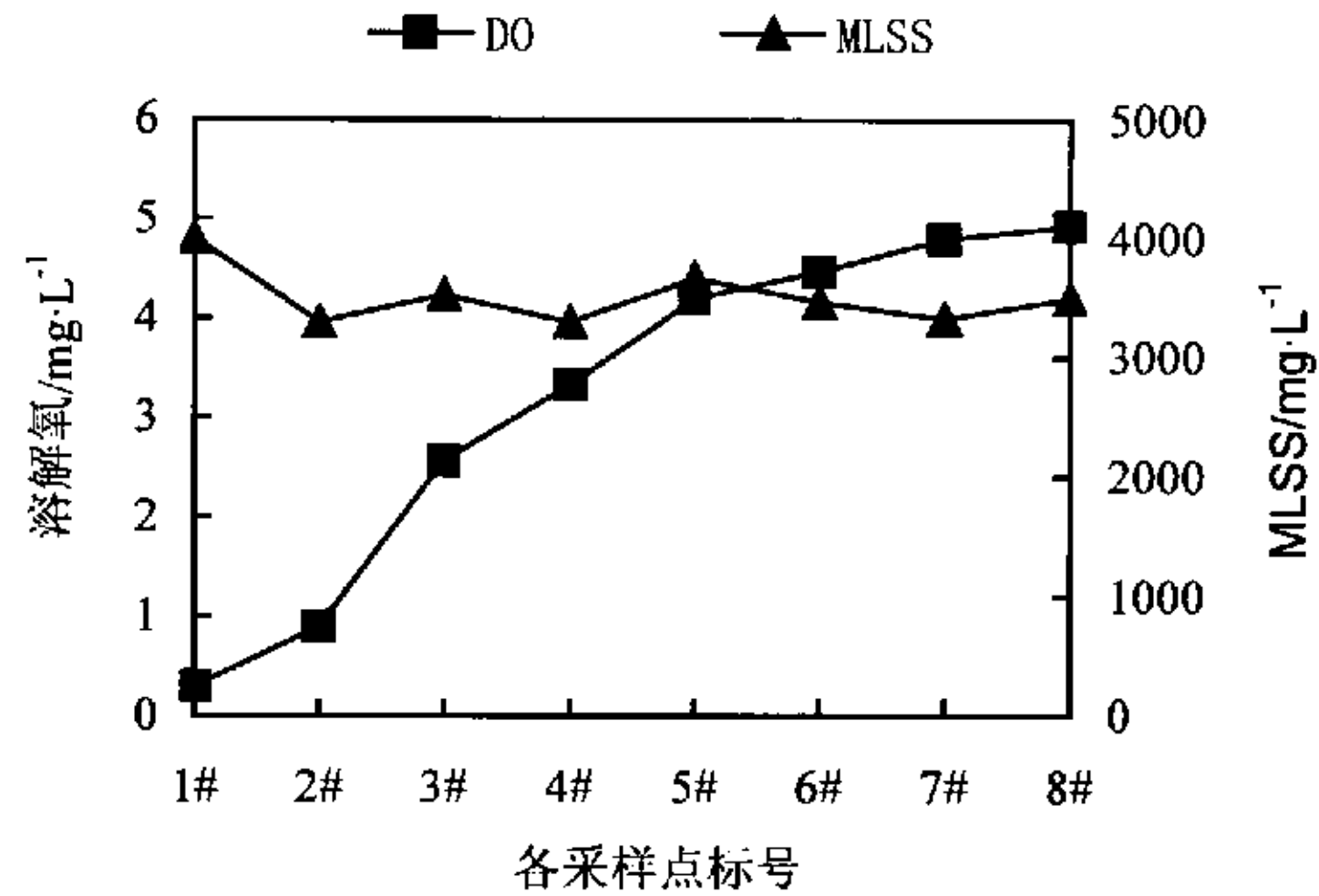


图 4-5 沿接触氧化池 DO、MLSS 的变化

Figure 4-5 The curve of DO and MLSS in the contact oxidation tank

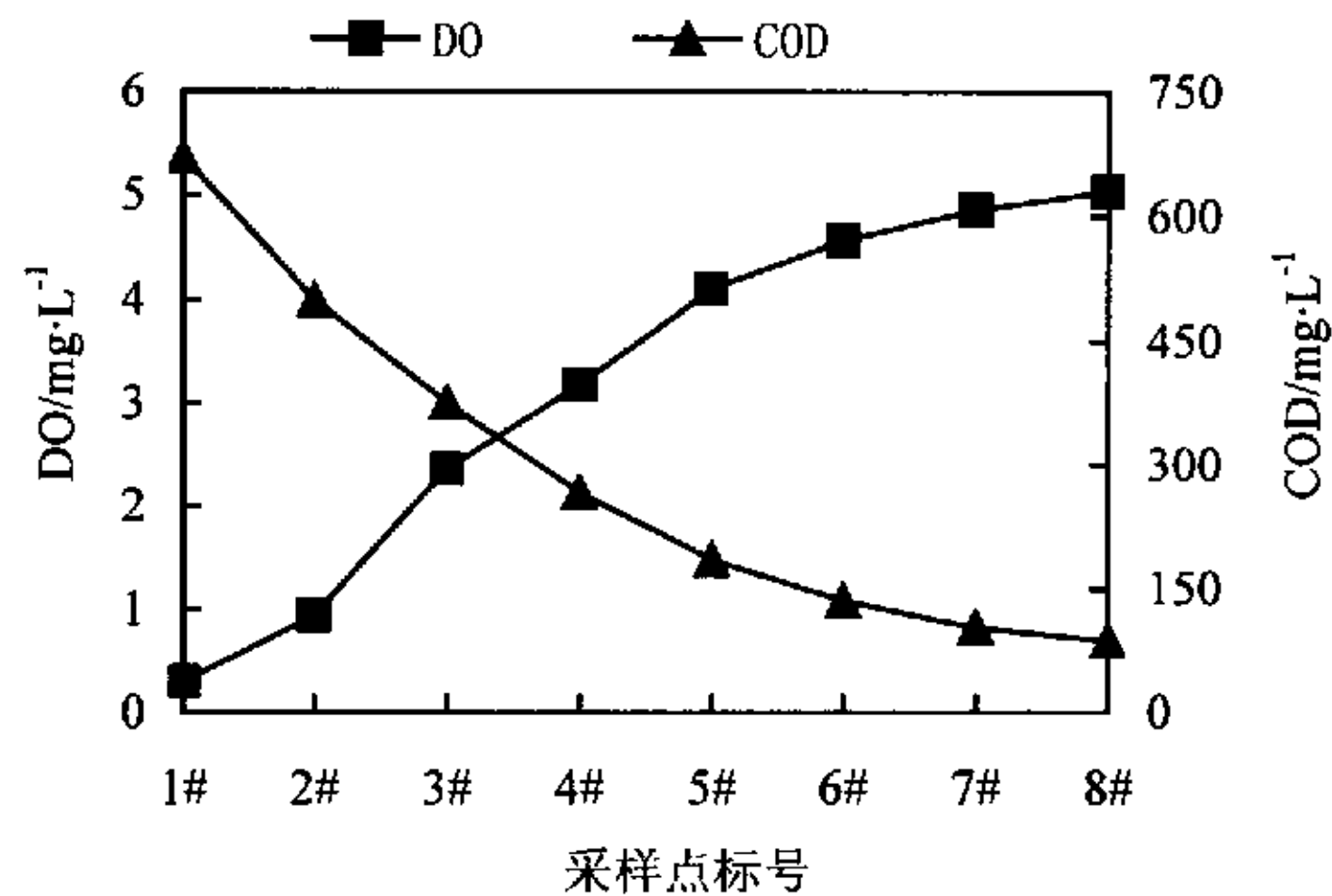


图 4-6 沿接触氧化池 DO、COD 的变化曲线

Figure 4-6 The curve of DO、COD in the contact oxidation tank

4.5.2 接触氧化池内的生物相

在调试运行期间，经常对曝气池内生物相进行观察。由于曝气池内水流流态为推流式，因此沿曝气池的DO、生物相是不同的。曝气池全长为64m。每

8m设一采样点，定期观察生物相。起作用的微生物包括很多种类，如细菌、真菌、原生动物、后生动物等。首端由于溶解氧低，污水浓度高，水质差，多为钟虫、节肢虫草履虫、表壳虫等。未出现过轮虫。随着水流的推流，水质不断变好，生物相丰富，发现线虫、轮虫等。

氧化池的细菌的形态有游离菌、菌交团、丝状菌。菌胶团是低等细菌建立的胶状物，吸附能力良好。细菌的繁殖和废水的性质有密切关系。

正常运行时，占优势的原生动物以固着型纤毛虫为主，如钟虫、小口中虫、节肢虫、盖纤虫等。另外，游离性纤毛虫，也时常见到。如草履虫、豆形虫、漫游虫等。运行稳定时，生物相也是相对稳定的。细菌和原生动物组成食物链，互相制约，在每个填料上就是一个小的微生态系统。稳定运行的情况下，这个小生态系统是平衡的。细菌以大量的有机物为食，不断的繁殖生长，净化了废水，同时，原生动物以细菌为食料，吞噬细菌，抑制细菌蔓延的同时，自身不断繁殖增长。线虫是食物链中最高级动物，个体大，能吞噬细菌、其他原生动物。同时线虫、轮虫能软化细胞膜，促使细胞膜更新，从而使之经常保持活性和良好的净化功能。但如果线虫大量繁殖，会破坏生物膜的正常生长，应该加以控制。

4.5.3 接触氧化池的处理效果及其分析

4.5.3.1 接触氧化池对 COD 的去除效果

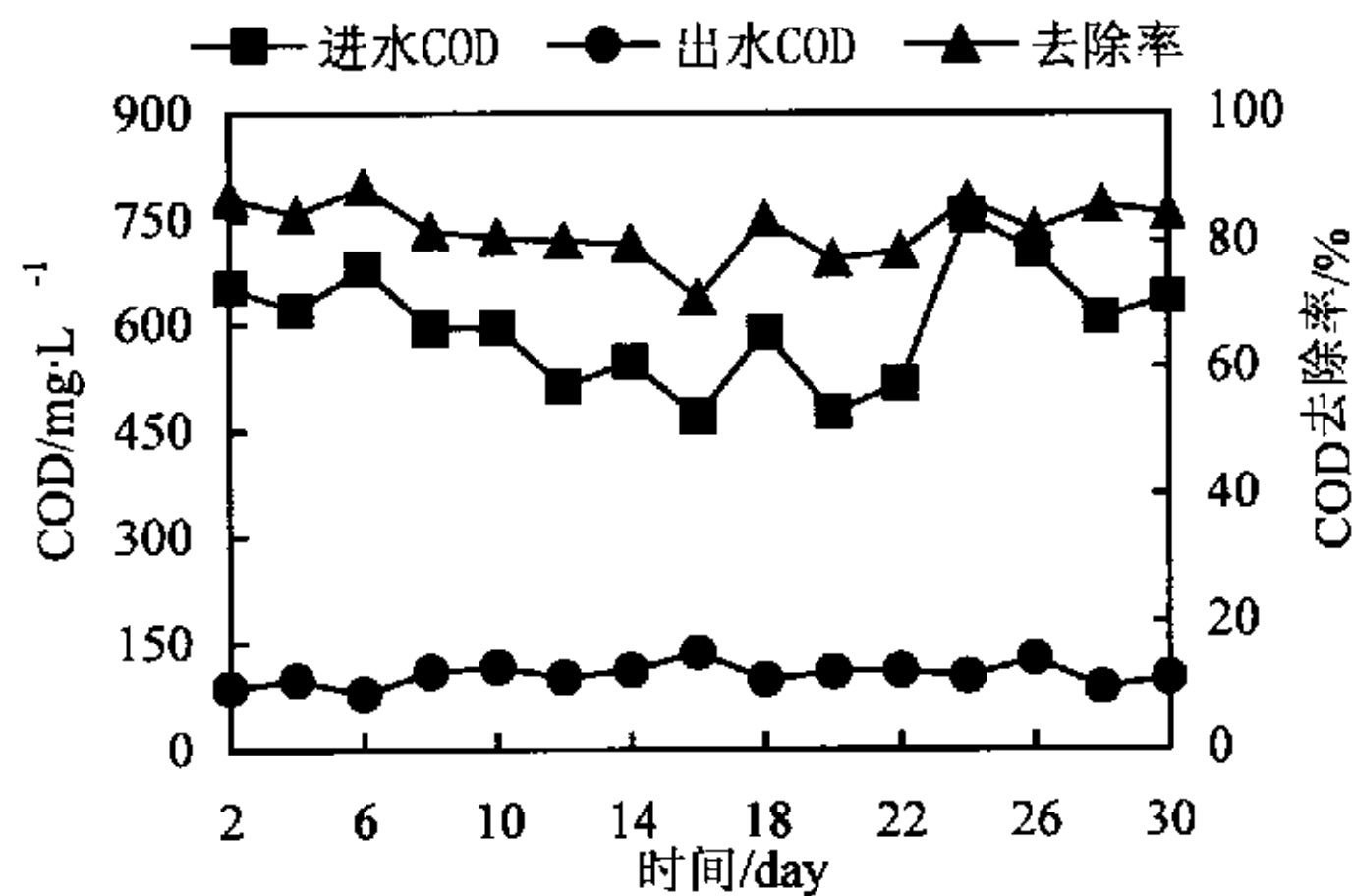


图 4-7 接触氧化池内 COD 去除效果

Figure 4-7 The removal effect of COD in the contact oxidation tank

图4-7为对接触氧化池连续监测1个月处理效果曲线。从图中可以看出，接触氧化池的COD去除率在80%~90%之间，大多数情况下，为85%以上。说明氧化池在停留时间为16小时左右的情况下，悬浮污泥浓度为3500~4000mg/L时，维持溶解氧平均在2~4mg/L，正常稳定运行，COD去除率可以达到80%~90%，出水COD在100mg/L以下，达到国家排放标准（150mg/L）。

4.5.3.2 接触氧化池对 SS 的去除效果

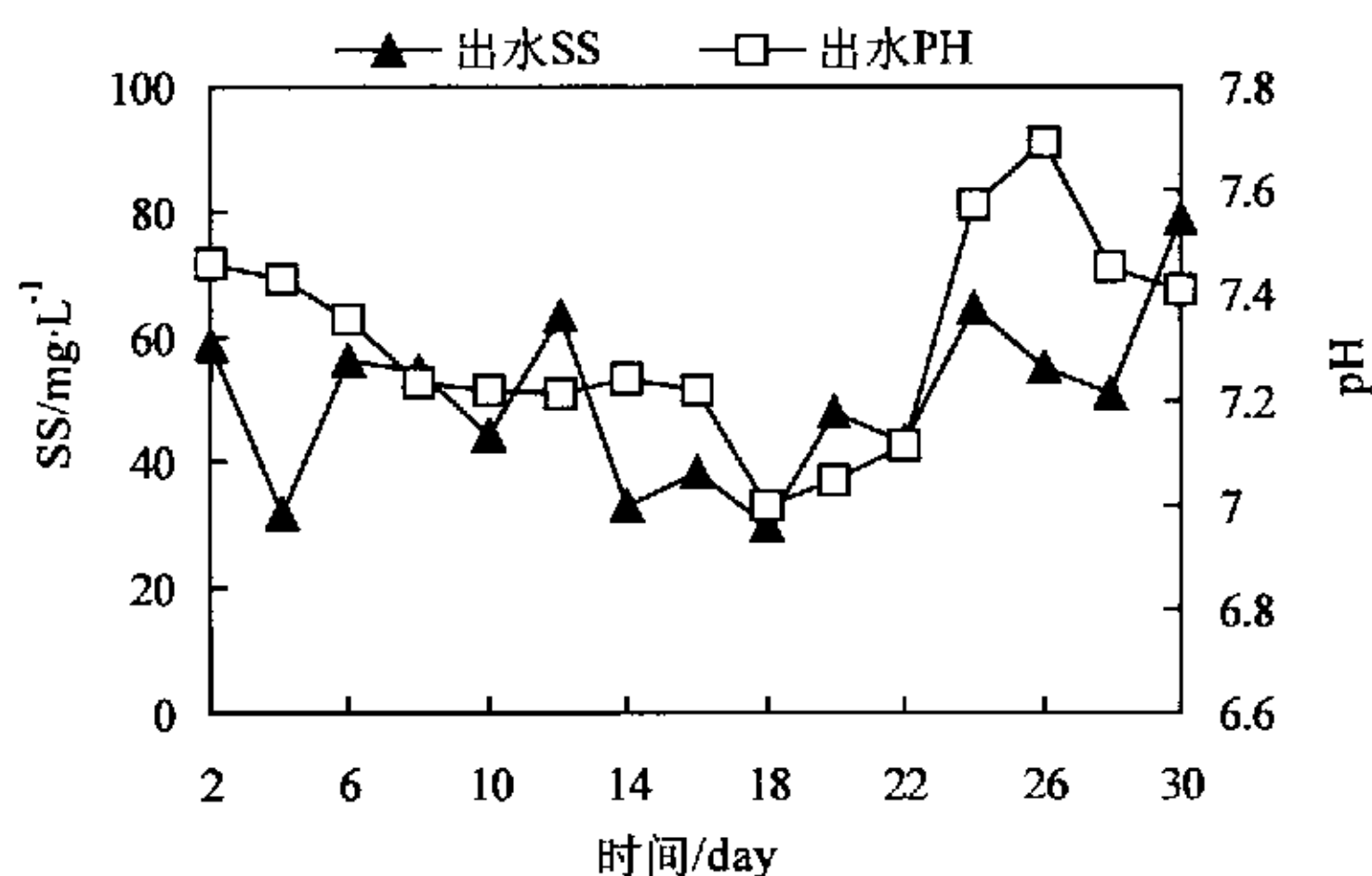


图 4-8 接触氧化池出水 SS、PH

Figure 4-8 The SS、PH of the effluent of the contact oxidation tank

图4-8为接触氧化池对SS的去除效果，从图可以看出，接触氧化池进水SS已经很低，接触氧化池SS的高低此时取决于污泥的沉淀性能，如果污泥沉淀性能很好，出水SS就很低，有时基本接近于0mg/L。

4.5.3.3 接触氧化池对 BOD 的去除效果

图4-9、4-10为接触氧化池对BOD的去除效果。从图中可以看出，接触氧化池对BOD去除效果很高，在85%以上，出水BOD在50mg/L以下。氧化池BOD去除率高的主要原因在于气浮池、水解酸化池对废水水质的改善。尤其是水解酸化池的水解酸化作用，将大分子难降解的有机物降解为可生物降解的小分子有机物，提高了接触氧化池的去除效果。

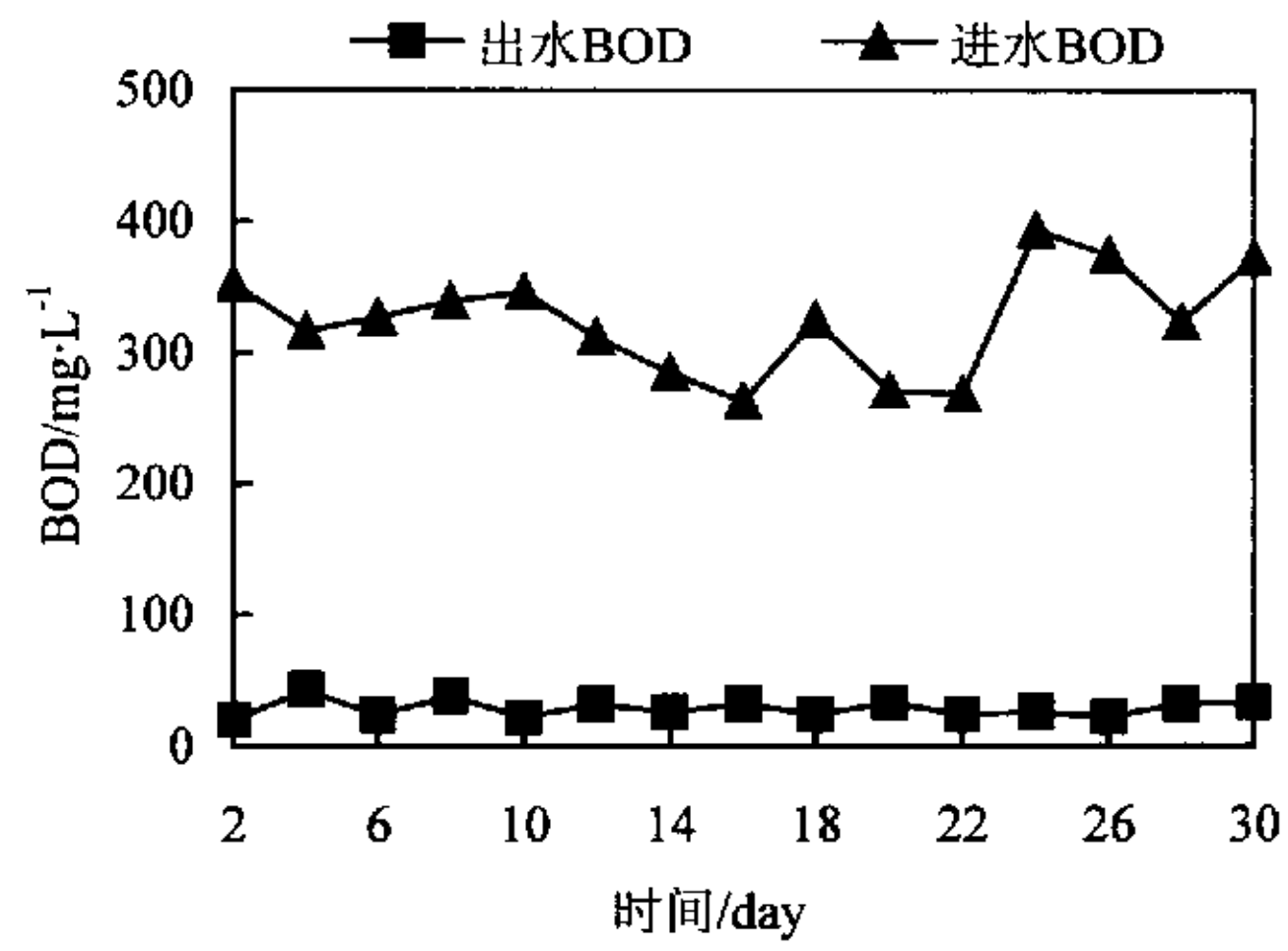


图 4-8 接触氧化池对 BOD 的去除效果

Figure 4-8 The removal effect of BOD in the contact oxidation tank

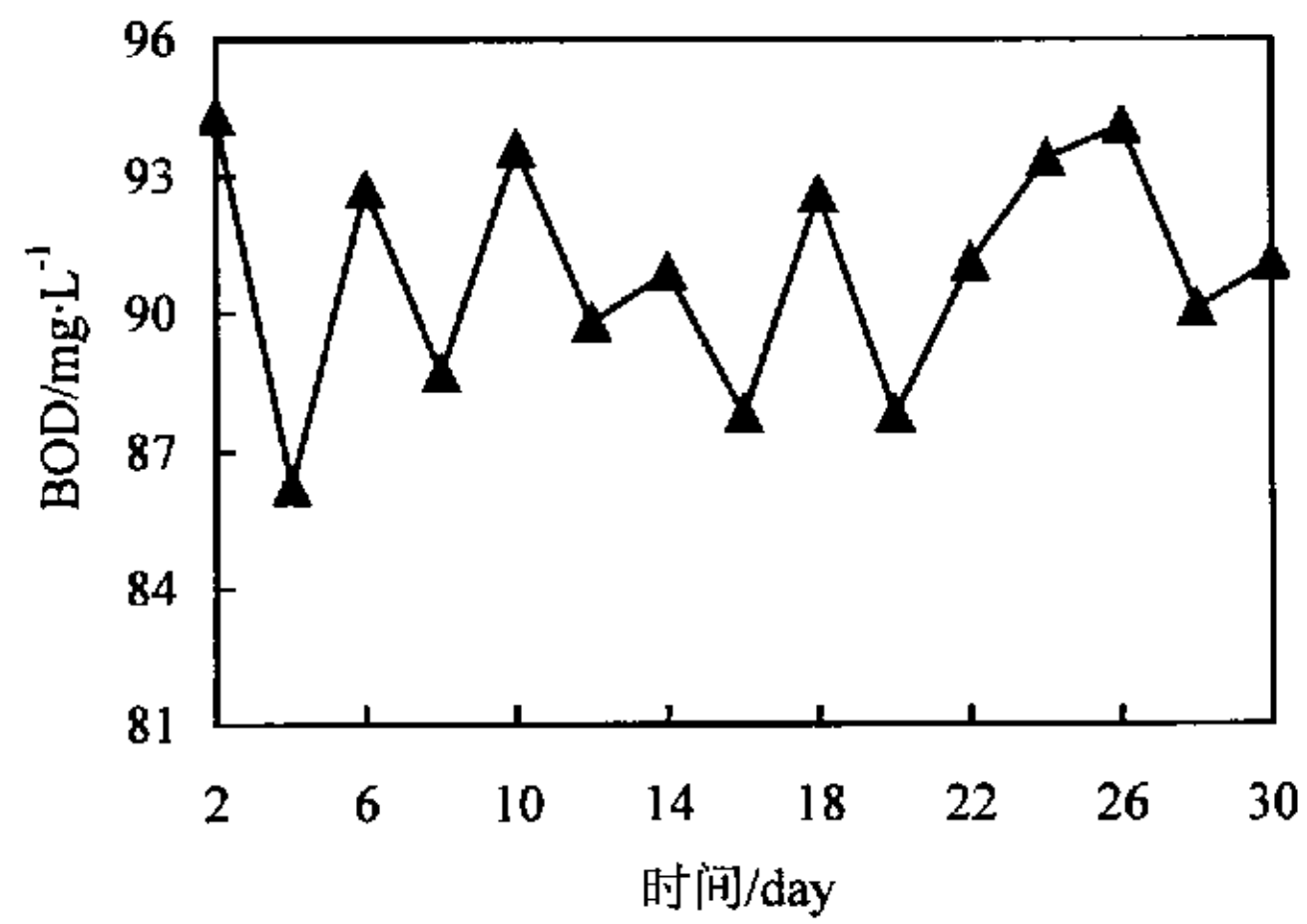


图 4-9 接触氧化池对 BOD 的去除率

Figure 4-9 The removal effect of BOD in the contact oxidation tank

4.5.3.4 接触氧化池对色度的去处效果

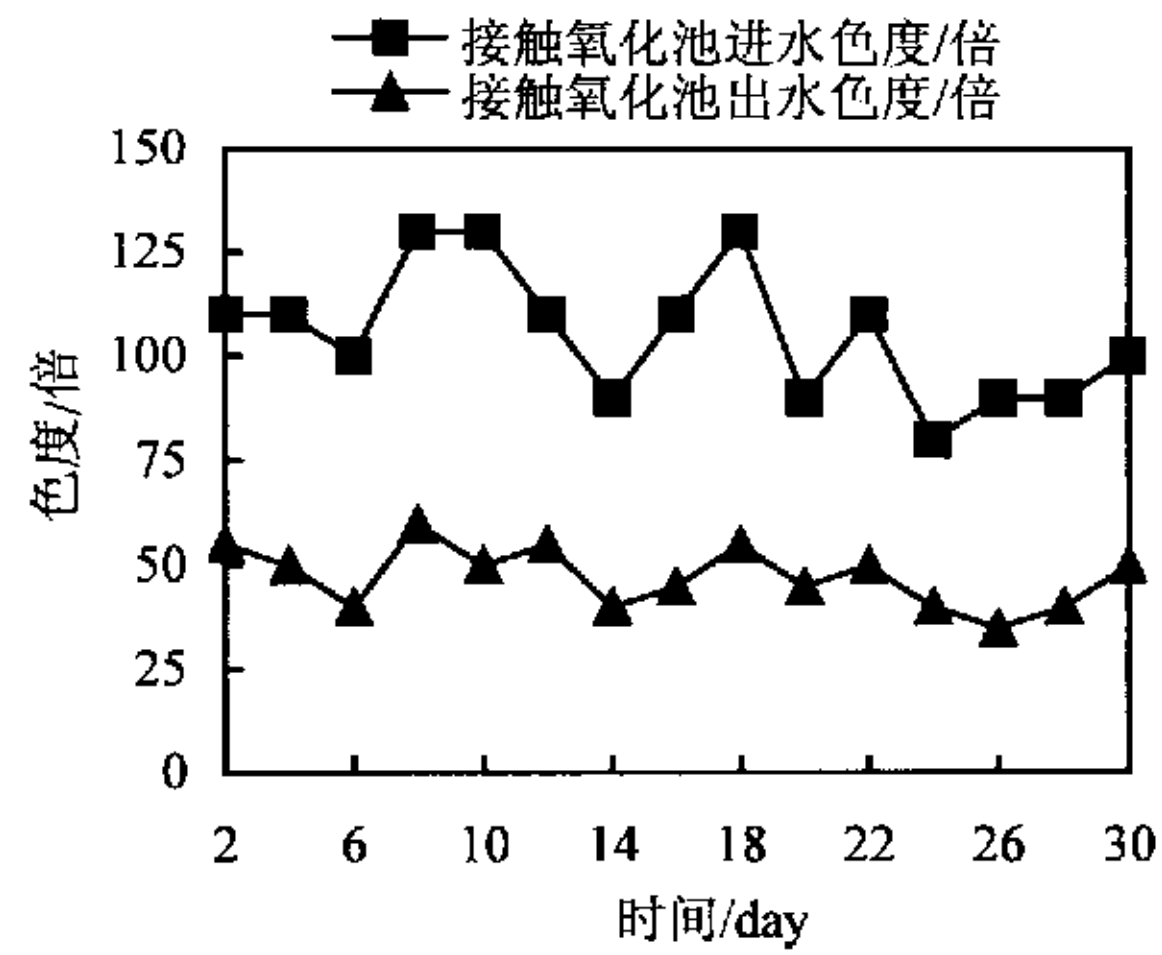


图 4-10 接触氧化池对色度的去除效果

Figure 4-10 The removal effect of chroma in the contact oxidation tank

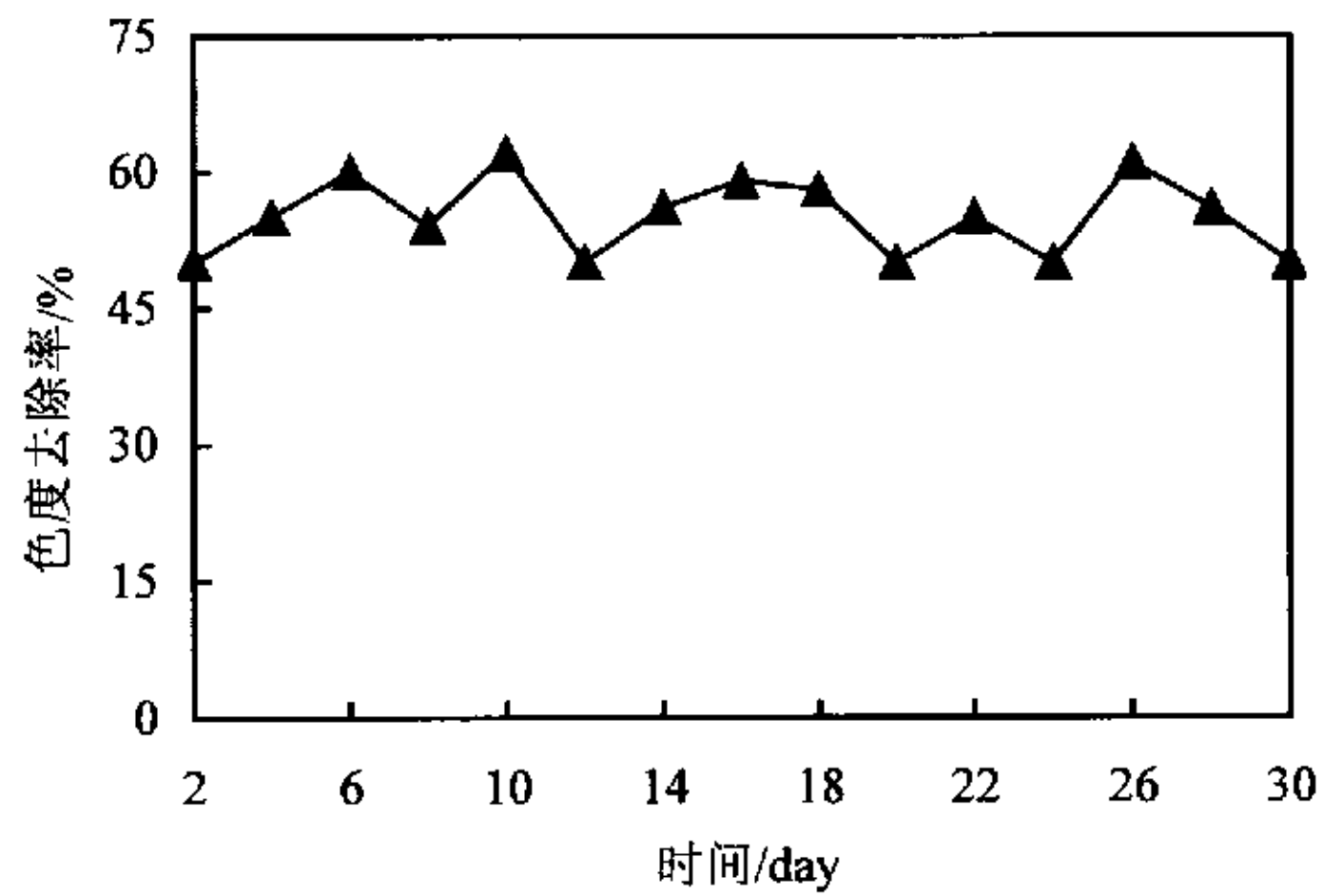


图 4-11 接触氧化池对色度的去除率

Figure 4-11 The removal effect of chroma in the contact oxidation tank

从图4-10、4-11中可以看出，接触氧化池出水在60（倍）以下，达到排放标准，去除率在50~60%之间。

4.6 本章小结

本章主要介绍了接触氧化池调试前出现的问题及如何解决,通过连续监测得到了氧化运行期间的数据,最终得出接触氧化池的SS、COD色度去除效果。实验结果证明,经接触氧化池处理后得出水达标,氧化池COD、BOD的去除效率分别为80%以上和85%以上。色度去除率在50~60%左右。而且接触氧化池经过调试运行表明,操作简单,出水效果稳定、达标。

结论

亚麻废水污染程度很高，难生物降解。经过采样分析和几种可行性方案的筛选，确定采用气浮—水解酸化—接触氧化工艺。实际应用及现场调试结果证明，该工艺技术科学、经济合理，而且符合该厂的实际情况，处理水达到国家《污水综合排放标准》GB8978—96中的二级排放标准要求。

1、混凝气浮工艺，投加硫酸铝100mg/L作混凝剂，聚丙烯酰胺（PAM）3mg/L作为助凝聚，通过气浮，使废水中大部分大颗粒物质和胶体浮上水面得以去除。改善了废水水质和卫生条件，有利于后续工艺的处理。气浮池COD、SS的去除率分别为40~50%左右和45~60%左右。气浮池对色度的去除效果在50~65%左右，进水为400~500倍水，出水在200倍以下。

2、水解酸化工艺，采用类似于升流式厌氧污泥流化床的运行方式，大量颗粒污泥处于悬浮状态，与污染物接触充分。能去除30%~40%的COD，40~50%色度和30%SS。水解酸化池将一部分难溶、难降解的有机物降解成为小分子易降解有机物，提高了废水的可生化性，BOD/COD提高大约50%左右。从而为后续的接触氧化工艺做了充分的准备，提高了好氧池的去除效率，使出水达标排放。

3、水解酸化池具有很强的抗冲击负荷能力，实践证明pH值在6.5~9.5、COD在1500mg/L~2000mg/L、水温在15~35℃范围内变化时，对水解酸化池影响并不大，对COD去除率有一定影响，但波动不大。本工艺经过对试验的数据分析得出，最佳温度为30℃左右，最佳停留时间为5~7小时，实践证明，水解酸化池管理方便，运行稳定。

4、水解酸化污泥量小，污泥粘度小、可调节进水pH值，使pH值降到7左右。另外，水解酸化，气含量少甚至没有气体，易于浓缩脱水，无不良气味释放，处理现场卫生条件较好。

5、接触氧化池采用的软性填料比表面积大，容易为微生物附着。接触氧化池对COD的去除率为85~90%，悬浮污泥浓度为3500mg/L左右，出水COD在65~120mg/L之间，多数时间出水在90mg/L以下。水力停留时间控制在16h左右。实践证明，接触氧化池抗冲击负荷能力强，出水稳定，水质较好。本工艺中的接触氧化池，无需接种污泥，直接挂膜，历时时间短，操作简单。运行期间，不易出现污泥膨胀，剩余污泥量少。

6、在各反应单元稳定运行的条件下，整体工艺的去除率为：COD95%；BOD92%；SS74%；色度90%，出水达标排放。

参考文献

- 1 杨琦.全球性水危机与水工程投资国际化.给水排水.1998,24(5):71~73
- 2 A. Agarwal. Water Resource Comprehensive Management. Global Water partnership. Stockholm, Sweden, 1998:2~27
- 3 王家玲. 环境微生物学. 高等教育出版社.1988: 67~70
- 4 沈耀良, 王宝贞. 废水生物处理性技术-理论与应用. 中国环境科学出版社. 1992: 197~215
- 5 王彩霞. 城市污水处理新技术. 中国建筑工程出版社. 1990: 164~175
- 6 李伟民. 水解酸化-生物接触氧化工艺处理小区污水. 重庆建筑大学学报. 2002, 24 (4) .93~95.
- 7 王凯军. 低浓度污水厌氧—水解处理工艺. 北京: 中国环境出版社, 1987.
- 8 张延青. 降低城市污水厂二级出水色度和悬浮物的实验研究. 山东环境. 1998, (2): 14~16.
- 9 周焕祥. 水解酸化—生物接触氧化法处理啤酒污水. 工业水处理. 1998,18(2).36~46.
- 10 陶有胜. 水解酸化—生物接触氧化工艺处理啤酒废水工程实例. 环境工程. 1998, 16 (4) .20~22.
- 11 何展伟. 水解酸化—生物接触氧化工艺处理啤酒废水. 广州食品工业技术. 2002, 18 (2) .32~35.
- 12 韩洪军等. 水解酸化处理啤酒废水的实验研究. 哈尔滨建筑大学学报. 1999, 32 (6): 97~99
- 13 蔡天明. 微电解-水解酸化接触氧化工艺处理染化废水的研究. 环境工程. 1999, 17 (4): 27~30.
- 14 程艳坤 等. 水解酸化—好氧生物接触氧化—气浮处理高浓度印染废水. 河北化工. 2002, (5): 32~34.
- 15 刘帅霞. 水解酸化—生物接触氧化工艺处理印染废水. 中国给水排水. 2002, 18 (11): 75~76.
- 16 秦树林等. 水解酸化-接触氧化-混凝气浮工艺处理印染废水. 江苏环境科技. 2002, 15 (4): 13~16.

- 17 石今田. 水解酸化-接触氧化-混凝气浮工艺处理高浓度漂染废水. 环境污染治理技术与设备. 2002, 3 (12): 70~72.
- 18 杨健, 王士芬等. 异丁醇工业废水生物处理研究. 环境保护科学. 1999, 25 (5): 1~4.
- 19 薛玉琴. 缺氧—好氧工艺处理高浓度废水的应用. 化工给排水设计. 1998, (1): 3~8.
- 20 宋海玉, 王薇等. 生物膜法A/O系统处理化纤废水中试研究. 黑龙江石油化工. 1998, 9(2):43~45.
- 21 方力, 王岩. 缺氧—好氧工艺处理稠油废水的设计与运行. 中国给水排水. 1999, 15 (6): 31~33.
- 22 李海燕等. 高浓度有机酸性工业废水处理站设计. 工业水处理. 2000, 20 (8): 15~17.
- 23 韩沛. 接触氧化法处理印刷胶片废水存在问题与改进研究. 环境工程. 1999, 17(3):22~24.
- 24 相会强, 张杰. 水解酸化—生物接触氧化工艺处理制药废水. 给水排水. 2002, 28 (1): 54~56.
- 25 Ingerslev F., Torång L., et.al. Primary biodegradation of veterinary antibiotics in aerobic and anaerobic surface water simulation systems. (2001). Chemosphere. 44(4):865~872
- 26 赵金辉. 混凝—水解—好氧活性污泥法处理造纸废水. 重庆环境科学. 1997, 19(4):39~43.
- 27 陈新宇等. 水解酸化—生物接触氧化处理难降解丁苯橡胶废水的研究. 给水排水. 1997, 第2期. 221-225.
- 28 姚贝琳. 厌氧—间歇是活性污泥法处理制皂废水的生产性研究. 哈尔滨工业大学硕士论文. 2002.
- 29 胡峰平, 刘建斌. 水解酸化-生物接触氧化-气浮工艺处理肉类加工废水. 给水排水. 2001, 27 (9): 54~55.
- 30 郭海燕. 肉类加工废水处理的的生产性试验研究. 哈尔滨工业大学硕士论文. 2001.
- 31 李景杰, 李朝晖. 水解酸化-生物吸附再生-接触氧化工艺处理屠宰废水. 给水排水. 2002, 28 (8): 38~41.
- 32 黄焱歆. 水解酸化接触氧化砂滤工艺处理疗养院污水. 中国给水排水. 2002, 18 (12): 77~78.

- 33 戚新. 气浮—厌氧—好氧—溶气吸附工艺在毛条废水治理中的应用. 环境污染与防治. 1997,19(4):16~19.
- 34 于德爽, 彭永臻等. 水解酸化-气浮-SBR工艺处理亚麻废水. 给水排水. 2002, 28(4): 32~33.
- 35 中国化工防治污染技术协会. 化工废水处理技术. 化学工业出版社. 2000, 87~91
- 36 Yong Chung, Yong Chan Choi. A Demonstration Scaling-up of The Dissolved Air Flotation, Wat. Res., 2000, 34(3): 817-824
- 37 必东苏. 混凝—气浮处理含乳化液肥水的实验研究. 哈尔滨工业大学硕士学位论文. 2001.
- 38 废水处理技术培训系列教材 废水物化处理. 上海市环境保护局. 同济大学出版社. 1999, 45~48
- 39 N.T. Manjunath, Indu Mehrotra. Treatment of wastewater from Slaughterhouse By DFA-UASB system. Wat. Res., 2000, 34(6): 1930-1936
- 40 杨学富. 制浆造纸工业废水. 化学工业出版社环境科学与工程出版中心. 2001: 160~161
- 41 Schellinkhout, A., Collazosc, J. Full Scale Application of the UASB Technology for Sewage Treatment, In: Proc. Cong. IAWPRC Anaerobic Digestion. Brazil. 1991: 145-192
- 42 郑成. 植物纤维素的水解利用研究进展. 中国物资再生. 1997, (4): 12~13.
- 43 陈学武, 苗芳. 玉米秸秆半纤维素的水解研究. 河北科技大学学报. 1999, 20(2): 47~49.
- 44 沈耀良, 王宝贞. 废水生物处理新技术—理论与应用. 中国环境科学出版社 1992: 197-251
- 45 高洁, 汤烈贵. 纤维素科学. 北京: 科学出版社, 1996. 184~1862
- 46 郭义明. 植物纤维化学. 北京: 轻工出版社, 1991. 6~283
- 47 高培基. 植物纤维素水解. 生物工程学报, 1989(1): 6
- 48 张希衡等. 废水厌氧生物处理工程. 中国环境科学出版社. 1996, 12
- 49 R.E. Speece. Anaerobic biotechnology for Industrial Wastewater. Archae press. 1996
- 50 任南琪. 水污染控制微生物学. 黑龙江科技出版社. 1993: 75~90

- 51 周律. 厌氧生物反应器的启动及其影响因素. 工业水处理. 1996, 16 (5): 1-3
- 52 何辰庆. 微生物生理学. 辽宁大学出版社. 1994
- 53 杨健等. 水解酸化—好氧工艺处理丙醇工业废水. 重庆环境科学. 1999, 21 (4): 26~29
- 54 D Barnes et al. Surveys in industrial wastewater treatment. Food and Allied industries, 1984. Vol.1:101~102
- 55 Austermenn-Haun. U., Meyer. H. et al. Full scale experiences with anaerobic/aerobic treatment plants in the food and beverage industry. (1999). Water Science and Technology. 40(1):305~312
- 56 Austermann-Haun U. et al. Upgrading an anaerobic/aerobic wastewater treatment plant. (1998). Water Science and Technology. 37(9):243~250
- 57 N.T.Manjunath, Indu Mehrotra. Treatment of wastewater from Slaughterhouse By DFA-UASB system. Wat. Res., 2000, 34(6):1930-19336
- 58 Bertin L., Majone M. et al. An aerobic fixed-phase biofilm reactor system for the degradation of the low-molecular weight aromatic compounds occurring in the effluents of anaerobic digestors treating olive mill wastewaters. (2001). Journal of Biotechnology. 87(2). 161~177
- 59 Guiot S.R. Anaerobic and aerobic integrated system for biotreatment of toxic wastes (canoxis) (1997) Environment international 23
- 60 Tanaka, Naoya., Hvitved-Jacobsen, Thorkild. Transformations of wastewater organic matter in sewers under changing aerobic/anaerobic conditions. (1998) Water Science and Technology, 37(1), 105~113
- 61 Sgow C.B., Carliell C.m., Wheatley A.D. Anaerobic/aerobic treatment of coloured textile effluents using sequencing batch reactors. (2002) Water research. 36(8):1993~2001
- 62 Ganzarczyk. Second Stage Activated Sludge Treatment of Coke-plant Effluent. Water Research. 1972,(7):1137~1157
- 63 Yasui H, Shibata M. An innovative approach to reduce the sludge production in the activated sludge process. Wat Sci Tech, 1994, 30(9):11-20
- 64 R Pujol, M Hamon, X Kandel and Lemmel. Biofilters. Flexible, Reliable Biological Reactor. Wat Sci Tech, 1994, 29(10-11):33~38

- 65 丁峰, 彭永臻. 活性污泥法中泡沫问题的产生与控制. 给水排水. 2000, 26(2): 13~17
- 66 楚广诣等. 浅谈污水处理中的泡沫问题. 山东环境. 1998, (4): 29
- 67 Jurg Kappeler, Willi Gujer. Influences of wastewater composition and operating conditions on activated sludge bulking and scum formation. Wat. Sci. Tech, 1994, 30(11): 181~189
- 68 Jacques A Soddell, Robert J Seviour. Relationship between temperature and growth of organisms causing Nocardia foams in activated sludge plants. Wat. Res, 1995, 29(6): 1555~1558
- 69 D Mamais, A. et al. Causes of, and control strategies for, MICROTHRIX PARVICELLA bulking and foaming in nutrient removal activated sludge systems. Wat Sci Tech, 1998. 37
- 70 Y J Shao, Mark Starr, et al. Polymer addition as a solution to Nocardia foaming problems. Wat Enviro Res, 1997. 69
- 71 上海市环境保护局. 同济大学出版社. 废水生化处理. 1999: 169~171
- 72 王凯军. 活性污泥膨胀的机理与控制. 中国环境科学出版社. 1992

哈尔滨工业大学硕士学位论文原创性声明

本人郑重声明：此处所提交的硕士学位论文《气浮-水解酸化-接触氧化工艺处理亚麻废水的研究》，是本人在导师指导下，在哈尔滨工业大学攻读硕士学位期间独立进行研究工作所取得的成果。据本人所知，论文中除已注明部分外不包含他人已发表或撰写过的研究成果。对本文的研究工作做出重要贡献的个人和集体，均已在文中以明确方式注明。本声明的法律结果将完全由本人承担。

作者签字：李相昆

日期：2003年9月10日

哈尔滨工业大学硕士学位论文使用授权书

《气浮-水解酸化-接触氧化工艺处理亚麻废水的研究》系本人在哈尔滨工业大学攻读硕士学位期间在导师指导下完成的硕士学位论文。本论文的研究成果归哈尔滨工业大学所有，本论文的研究内容不得以其它单位的名义发表。本人完全了解哈尔滨工业大学关于保存、使用学位论文的规定，同意学校保留并向有关部门送交论文的复印件和电子版本，允许论文被查阅和借阅。本人授权哈尔滨工业大学，可以采用影印、缩印或其他复制手段保存论文，可以公布论文的全部或部分内容。

保密~~□~~，在 3 年解密后适用本授权书。

本学位论文属于

不保密~~□~~。

(请在以上相应方框内打“√”)

作者签名：李相昆

日期：2003年9月10日

导师签名：韩运华

日期：2003年9月10日

致谢

在硕士研究生学习期间，自始至终得到了导师韩洪军教授的悉心指导好不倦教诲。导师渊博的专业知识、严谨的学习作风、勤奋的工作精神、务实的人生态度，时刻感染着我，鞭策我努力学习、勤奋刻苦工作。

本论文的完成，韩老师给了我很大的帮助，不但在学术上指导我，而且还时刻关心着我的生活，问寒问暖，给与我很多帮助，在此表示诚挚的谢意和万分感激。

在作课题期间，得到了齐齐哈尔亚麻有限公司刘晓伟、佟伟等有关领导的热心周到的照顾和帮助。同时也得到庆华市政环保公司项目负责人李伟东的大力支持和帮助，在此，表示衷心的感谢，谢谢你们！

同时，在论文撰写期间，得到周围同学和师兄弟的帮助，在此一并表示感谢。