

摘 要

本课题针对我国生活污水处理现状,并参考国内外近年的研究成果,设计研究了一种可按好氧和缺氧—好氧两种运行方式的一体化活性污泥法处理系统,并在试验研究中取得了良好的效果。

一体化活性污泥法处理系统强化了有机物去除功能。处理典型的生活污水(COD_{Cr} 为 250~400mg/L, BOD_5 为 100~200mg/L),当系统按好氧运行方式运行时,水力停留时间为 8 小时,系统对 COD_{Cr} 的去除率为 89%~92%;当系统按缺氧好氧运行方式运行时,水力停留时间为 12 小时,系统对 COD_{Cr} 的去除率为 92%~94%。

一体化活性污泥法处理系统的脱氮除磷功能得到强化。当污水中的氨氮浓度为 38.4~56.6 mg/L,总磷浓度为 3.65~7.37 mg/L,缺氧—好氧处理系统的氨氮去除率为 80.1%~83.9%,总磷去除率为 76.7%~81.1%。

本文还研究了一体化活性污泥法处理系统的 DO 和 MLSS 变化规律,确定了系统的运行周期和相关运行参数。试验结果表明可以根据 DO 变化规律调节曝气量以降低能耗。

本文最后通过和其它工艺的比较,总结出一体化活性污泥法处理系统的优点,说明了本课题的现实意义和应用价值。

关键词:

一体化活性污泥法处理系统 好氧 缺氧—好氧

ABSTRACT

This study was carried out base on the present domestic situation of municipal wastewater treatment and the latest research achievements in the relevant fields. The study designed and researched a package activated sludge system that could operate as an aerobic process or anaerobic-aerobic process, and the following experiment achieved satisfactory results.

The package activated sludge system enforced the capacity of organic compound removal. To treat typical municipal wastewater (COD_{Cr} was between 250 mg/L and 400 mg/L, BOD_5 was between 100 mg/L and 400mg/L), when the system operated as the aerobic process and the HRT was 8 hours, the removal rate of COD_{Cr} was between 89% and 92%; when the system operated as the anaerobic-aerobic process and the HRT was 12 hours, the removal rate of COD_{Cr} was between 92%~94%.

The system enforced the capacity of nitrogen and phosphorus removal. When the inlet ammonia nitrogen was between 38.4 mg/L and 56.6 mg/L, and the inlet total phosphorus was between 3.65 mg/L and 7.37 mg/L, the removal rate of ammonia nitrogen was between 80.1% and 83.9%, meanwhile the removal rate of phosphorus was between 76.7% and 81.1%.

This study also undertook researches about the variability of DO and MLSS in the system, and therefore identified the suggested operation and relevant operation parameters. In addition, the experimental results indicated that the supply of air could be adjusted as to reduce the energy-consumption based on the variability of DO.

At last, this study concluded the advantages of the package activated sludge system by comparing to other biological treatment processes, and indicated the practical meaning and value of the study.

Key Words:

package activated sludge system aerobic anaerobic-aerobic

东南大学学位论文独创性声明

本人声明所呈交的学位论文是我个人在导师指导下进行的研究工作及取得的研究成果。尽我所知，除了文中特别加以标注和致谢的地方外，论文中不包含其他人已经发表或撰写过的研究成果，也不包含为获得东南大学或其它教育机构的学位或证书而使用过的材料。与我一同工作的同志对本研究所做的任何贡献均已在论文中作了明确的说明并表示了谢意。

研究生签名：钱枫 日期：2003年9月

东南大学学位论文使用授权声明

东南大学、中国科学技术信息研究所、国家图书馆有权保留本人所送交学位论文的复印件和电子文档，可以采用影印、缩印或其他复制手段保存论文。本人电子文档的内容和纸质论文的内容相一致。除在保密期内的保密论文外，允许论文被查阅和借阅，可以公布（包括刊登）论文的全部或部分内容。论文的公布（包括刊登）授权东南大学研究生院办理。

研究生签名：钱枫 导师签名：张林 日期：

前 言

生物处理工艺作为废水处理过程中的主体工艺，目前在国内外被广泛应用，而对于生活污水而言，采用好氧生物处理工艺，在当前更是被污水处理界普遍认可，在设计、施工和运行等方面都形成了坚实的理论基础和丰富的工程经验。

目前国内的生活污水处理所采用的生物处理工艺主要以传统的活性污泥法和生物膜法为主，但是这两种主要的工艺在我国的应用存在着工艺复杂、占地面积大、一次性投资高、自动化程度低等诸多问题，使得污水处理的工程建设发展较慢，处理设施的正常运行管理较难。因此，对传统工艺进行改善，开发一种处理效率高、占地面积小、一次投资低的新型生物处理工艺，并辅以自动化控制技术，对于推动我国的生活污水处理，更好的实现科学管理和现代化的运行维护具有十分重要的意义。

2003年4月，苏州市科学技术局面向社会进行科技招标，其中一项技术为城市生活污水处理新技术/设备，本课题是针对该项目进行的研究，旨在通过对一体化活性污泥法工艺进行理论及工艺参数上的试验研究，探讨生活污水处理的一种新途径。

试验中以生活污水为研究对象，通过试验，确定了一体化活性污泥法处理生活污水的最佳运行工况及可采用的设计参数，考察了一体化活性污泥法在构造及运行方式上的特点，获得较好效果。

第 1 章 概 论

1.1 我国的生活污水处理现状

环境污染是和经济发展同时产生的，并且随着经济的发展而逐步成为一个世界性的问题，而水污染的问题又是环境问题中的主要问题之一。其中，工业废水和生活污水的未经处理的无序排放是水体污染的主要原因。2002 年，全国工业和城镇生活污水排放总量为 439.5 亿吨，其中工业废水排放量 207.2 亿吨，城镇生活污水排放量为 232.3 亿吨。废水中化学需氧量（COD）排放总量为 1366.9 万吨，其中工业废水中 COD 排放量为 584.0 万吨，城镇生活污水中 COD 排放量为 782.9 万吨。2002 年和 1995 年污水排放情况的对比见表 1-1^[1]。

表 1-1 2002 年与 1995 年废水水量及 COD 排放量对比

项目 年度	废水排放量 (亿吨)			COD 排放量 (万吨)		
	工业	生活	合计	工业	生活	合计
1995	281.6	133.7	415.3	1622.9	610.3	2233.2
2002	207.2	232.3	439.5	584.0	782.9	1366.9
增减率 (%)	-26.4	73.7	2.6	-64.0	28.3	-38.8

从以上数据可以看出，我国对工业废水无序排放所形成污染的控制取得了较好的成果。事实上，根据我国的“九五计划”所提出的环境保护目标，即“到 2000 年底，全国所有工业污染源排放污染物要达到国家或地方规定的标准，各省、自治区、直辖市要使本辖区主要污染物总量控制在国家规定的排放总量控制指标内，环境污染和生态破坏加剧的趋势得到基本控制”，在“九五”期间，我国结合国家经济结

构调整，取缔、关停了 8.4 万多家污染严重又没有治理前景的企业；以重点流域、地区、城市、海域和工业企业污染治理为突破口，开展了大规模的环境污染治理，取得了阶段性成果。2002 年，我国工业废水排放达标率为 88.3%，其中重点企业工业废水排放达标率为 89.4%，非重点企业工业废水排放达标率为 80.3%。但是，国家环保总局颁布的《2002 年中国环境状况公报》中指出，虽然工业废水对地表水的污染得到了一定的控制，但是地表水污染依然很普遍，特别是流经城市的河段有机污染较重，而且湖泊富营养化问题突出。从 1995 年到 2002 年，工业废水排放量减少了 26.4%，COD 排放量减少了 64%；而城镇生活污水的排放量增加了 73.7%，COD 排放量增加了 28.3%。由此可见，相对于工业废水污染的有效控制，城镇生活污水污染没有得到有效的控制，生活污水的排放量明显增加，而 COD 的排放量也在增加。

虽然城镇生活污水排放 COD 的增加量明显低于水量的增加量，说明我国在城镇污水处理方面取得了一定的成效，建设了一批城镇污水处理厂，然而总体趋势是生活污水形成的污染仍在加剧，说明我国城镇污水处理设施的建设速度低于由于经济迅速发展、城市化速度加快和人民生活水平提高等诸多原因引起的生活污水排放量的增加。我国目前的城镇生活污水处理率仅为 22.3%，每天处理污水 2544 万吨，而要实现 2005 年的环境保护目标，每天的处理能力应达到 5800 吨。我国城镇生活污水处理的主体工艺绝大多数都采用生物处理工艺，生物处理工艺存在的工艺复杂，占地面积大，一次性投资高，自动化程度低等诸多问题成为制约我国城镇生活污水处理设施建设速度的主要原

因之一。

1.2 一体化活性污泥法的发展

1.2.1 一体化活性污泥法概念

近年来, 污水处理技术有了长足的进步, 其总的发展趋势是缩短简化工艺流程, 并倾向于一体化设计^{[2][3]}。所谓一体化可以由两方面的理解: 一方面是曝气和沉淀操作按时间或空间顺序进行调配的活性污泥工艺; 另一方面是曝气和沉淀单元构筑物合建的活性污泥工艺(特殊的也指多个工艺合建)。

从运行方式上看, 污水处理的一体化大体上可以分为两种: 第一种一体化技术是指曝气和沉淀工序在同一反应池内完成, 按时间顺序调配, 对污水进行序批处理。单个反应器就空间而言是完全混合型的, 但是就时间而言是理想的推流式反应器。典型的工艺有间歇式活性污泥法(Sequencing Batch Reactor)和循环式活性污泥法(Cyclic Activated Sludge Technology, or Cyclic Activated Sludge System)。第二种一体化技术是指是在空间上进行调配, 交替完成曝气和沉淀过程。典型的工艺有双沟或三沟交替氧化沟^[4]。值得注意的是, 这两种方式并不是截然分开的, 比如三沟式氧化沟被视为在空间上调配交替工作, 但实际上它的交替工作又是按时间进行的。

根据以上两种理念而开发研制的新工艺和新技术的目的都是为了降低造价和运行费用, 而且针对脱氮除磷的要求, 在构造和运行方式上做出创新。

1.2.2 活性污泥法一体化处理工艺的发展和现状

活性污泥法 (Activated Sludge Process) 是污水处理领域使用最为广泛的处理技术, 有效的应用于工业废水和城镇生活污水的处理。自 1914 英国曼彻斯特市建成首个采用活性污泥法的污水处理试验厂以来, 该工艺已有近 90 年的发展历史, 随着工程应用的日益拓展, 它在技术上得到不断的改进和完善, 特别是近 30 年来, 科技人员对其反应机理进行了广泛深入的实验研究, 在环境工程微生物学和生化反应动力学等理论方面取得了重大突破, 彻底克服了以前人们在污水生物处理系统的设计和运行中采用经验或半经验方法造成的盲目性, 使活性污泥法的工程设计更加科学合理, 同时能够较好的预测和指导系统的运行管理。

但是, 活性污泥处理系统在当前还存在着某些亟待解决的问题, 如处理构筑物占地面积大、对冲击负荷适应性差、易发生污泥膨胀、一次性投资和运行费用较高、管理复杂等。国内外水处理专家和技术人员针对上述问题进行了不懈的探索, 在供氧方式、运转条件、反应器形式等方面进行了革新, 开发了多种组合工艺, 使活性污泥法朝着高效低耗的方向发展, 所以, 活性污泥法仍然是一种发展中的工艺。

1.2.2.1 SBR 及其改进工艺的发展和现状

上世纪 70 年代初, 美国 Natre Dame 大学的 R. Irvine 教授采用试验室装置对 SBR 工艺进行了系统的研究, 并于 1980 年在美国国家环保局 (USEPA) 的资助下在印第安纳州的 Culver 城改建并投产了世界

上第一个采用 SBR 工艺的污水处理厂。此后,日本、德国、澳大利亚和法国等都对 SBR 工艺进行了应用研究,计算机和自控技术和设备的进步和普及使得 SBR 工艺的成功应用实例日益增多。SBR 工艺启发了技术人员的思路,近年来研究较多的几种传统活性污泥法的革新工艺都是给予这种序批式处理的理念发展而成的,而且趋于曝气、沉淀一体化设计,即曝气和沉淀过程在同一反应器内完成^[5]。

SBR 工艺有以下的几种运行方式:

传统的 SBR 工艺按“进水、曝气、沉淀、出水、闲置”的程序运行。

间歇循环延时曝气活性污泥工艺 (ICEAS) 是 SBR 工艺的发展,其工艺工程为:废水连续进入主反应池前部的预反应区,预反应区的功能主要是生物吸附,预反应区的废水通过穿孔墙等布水形式以较低的速度进入主反应区,主反应区内的反应按“曝气、沉淀、出水、闲置”的程序进行^[6]。

循环式活性污泥工艺 (CASS/CAST) 是 SBR 工艺和 ICEAS 工艺的发展,该工艺最大的改进是在反应池前端增加了生物选择器。生物选择器是设置在前端的小容积区(为反应器总容积的 10%),水力停留时间 0.5~1h,通常在厌氧或兼氧条件下运行。主反应区污泥回流与进水在生物选择器中混合,充分利用了活性污泥的快速吸附作用而加速对溶解性底物的去除并对难降解有机物起到良好的水解作用,同时可使污泥中的磷在厌氧条件下得到有效的释放。此外,在完全混合反应区之前设置生物选择器,有利于改善污泥的沉降性能,防止污泥膨胀

问题的发生^{[8][9]}。主反应区按“进水-曝气、进水-沉淀、出水、闲置”的程序运行。

改良式 SBR 工艺 (MSBR) 是 C. Q. Yang 等人根据 SBR 的技术特点, 结合传统活性污泥法技术, 研究开发的一种更为理想的污水处理系统^[10]。该工艺采用单池多格的构筑物形式, 能在恒定液位下连续进水运行, 结合了传统活性污泥法和 SBR 工艺的特点, 不但充分利用了构筑物有效容积, 还省去了多池工艺所需要的较多管路、提升泵和阀门^[11]。

通过对 SBR 及其改进工艺近 20 年的研究, 以上工艺在我国已经被广泛接受, 但是实际工程往往因为以上工艺的一次性投资较大而采用其他的工艺。SBR 及其改进工艺较大的一次性投资来源于两个方面, 其一是为了保证系统的稳定运行和方便管理需要先进的自动控制系统和配套设备 (如滗水器); 其二是因为 SBR 工艺不是恒定水位运行, 反应器的有效容积不能连续充分利用, 在实际工程中池容和占地面积仍然较大。因此针对我国国情, 采用全新的一体化构筑物形式, 用简单的控制元件实现自动化控制, 并实现恒定水位运行, 充分利用反应器的有效容积, 节省占地面积, 研究对“空间上完全混合型反应器、时间上理想推流式反应器”这一理念的全新应用具有十分重要的现实意义。

1.2.2.2 氧化沟工艺的发展和现状

氧化沟 (Oxidation Ditch), 又称连续循环式反应器 (Continuous

Loop Reactor), 是传统活性污泥法的一种改进工艺。在 1920 年, 英国 Sheffield 建成的一个污水厂被认为是现代氧化沟的雏形。荷兰卫生工程研究所(TNO)在上世纪 50 年代研制成功了沃绍登(Voorschoten)城镇污水处理氧化沟原型, 该氧化沟间歇运行且曝气、沉淀在同一空间内完成, 被认为是最早的序批式反应器^[12]。现代氧化沟的发展思路与沃绍登城镇污水处理氧化沟原型密切相关。从理论上来说, 氧化沟既具有推流反应的特征, 又具有完全混合反应的优势, 前者使其具有良好的出水水质, 后者使其具有抗冲击负荷的能力。据资料介绍, 迄今为止, 欧洲已有的氧化沟污水处理厂超过 2000 座, 北美超过 800 座, 亚洲有上百座, 我国目前正在建设和已投入运行的有数十座。以上工程实例中应用较多的有 Pasveer 氧化沟、Carrousel 氧化沟、Orbal 氧化沟, 双沟及三沟式氧化沟等^[13]。

交替工作式氧化沟是指一沟或者多沟按时间顺序在空间上对氧化沟的曝气操作做出调整换位, 以取得最佳的或设计的处理效果, 其特点是氧化沟曝气、沉淀交替操作, 不设二沉池, 不设污泥回流装置, 典型的是双沟或三沟式氧化沟。在我国, 东莞市唐厦镇污水处理厂最早采用了脱氮除磷双沟式氧化沟, 1996 年 4 月通过了广东省环保局组织的竣工验收, 稳定运行至今^[14]。近几年, 三沟式氧化沟在我国受到一定程度的重视, 邯郸市污水处理厂和苏州市新区污水处理厂采用了这种工艺, 取得了较好的处理效果^{[15][16]}。三沟式氧化沟的中沟为曝气区, 两条边沟按曝气、沉淀、排水周期进行, 按时间顺序轮换从边沟和中沟进水, 从边沟排水, 在三沟之间水流方向按时间顺序变换。从

整个氧化沟来看，进水是连续的，出水也是连续的，其曝气设备为曝气转刷，通过转速的控制（高速、低速或停机），可形成局部缺氧区和厌氧区，实际生物脱氮除磷。这种工艺的缺点是由于采用转刷曝气，池深受到限制，占地面积增加，同时需要安装大型的可调出水堰，工程造价较高。

1.3 一体化活性污泥法简介

本课题工艺系统的主体是一个由五个单元组成的矩形池，各池之间水力相通，每池均设有曝气系统，可采用鼓风曝气、机械表面曝气和潜水曝气等形式；位于两侧的两个矩形池，根据运行方式要求可设置搅拌装置，并设有固定出水堰和剩余污泥排放口，两池在运行过程中交替作为曝气池（或缺氧搅拌池）和沉淀池；中间三池作为曝气池。该系统采用连续进水和连续出水方式，周期交替运行，除去位于中间的曝气池，另外的四池均可以进水，通过调整系统的运行方式，实现整个处理过程的时间及空间控制，形成好氧、缺氧或厌氧的运行方式，以完成具体处理目的。

该系统具有以下优点：

- (1) 工艺流程简单。由于曝气、沉淀合用一个空间而不需要单独设置二沉池，而且可省去污泥回流系统，节省土建投资和运行费用。
- (2) 一体化构筑物结构紧凑。池体采用方形，共壁合建，池体之间水力相通，中间池壁的构造要求大大降低，减少了占地面积和

土建投资。

- (3) 系统在恒定水位下运行，水力负荷稳定，充分利用了反应池的有效容积，不需要设置闲置工段，不需要安装 SBR 及其改进工艺必须的滗水器，降低了系统成本，减少了设备投资。
- (4) 系统整体可设计为地理式，可减少臭味外泄和视觉冲击。

1.4 本课题的主要研究内容

本课题旨在建立一套一体化活性污泥法处理系统，选定生活污水为研究对象，在试验基础上确定一体化活性污泥系统处理生活污水的最佳工况，分析其可能取得的经济效益。试验主要研究内容为：

- (1) 制作一体化活性污泥处理系统试验设备；
- (2) 通过试验研究建立好氧条件下有机物降解及微生物增长反应动力学参数及参数之间的定量关系；
- (3) 进行一体化活性污泥处理系统需氧变化规律的研究；
- (4) 关于脱氮除磷的研究，主要研究在运行过程中，对不同有机物浓度、不同氮、磷浓度的废水处理效果，及对硝化反硝化过程的影响因素。

第 2 章 试验条件及方法

2.1 试验用水来源与水质

进入城镇生活污水处理厂的污水往往由生活污水、工业废水和部分地区地表径流组成。生活污水指人类在日常工作中使用过的，并未被生活废料所污染的水，来源有居民区、办公场所、宾馆饭店等服务业以及各类娱乐场所等。工业废水是由工业企业排放的（处理或未处理）达到《污水综合排放标准》（GB8979-1996）三级标准的废水。地表径流是冲刷了地表上的各种污染物的雨水。以上三种废水合称城市污水，本课题选取其中最能代表城市污水水质的生活污水进行考察。典型生活污水的水质指标见表 2-1^[17]。

表 2-1 典型生活污水水质指标

序号	水质指标	浓度 (mg/L)		
		高	中	低
1	COD _{Cr}	1000	400	250
2	BOD ₅	400	200	100
3	NH ₃ -N	85	40	20
4	TP	15	8	4
5	SS	350	220	100
6	动植物油	150	100	50

在本试验中，试验污水取自苏州市新区污水处理厂，考虑到对应不同的试验要求需要调整试验污水的污染物浓度，采用投加淀粉或适量稀释的办法以得到需要的有机物浓度，同时，投加氯化铵（NH₄Cl）作为氮源，磷酸二氢钾（KH₂PO₄）作为磷源，以取得需要的氮磷浓度。

2.2 试验装置及工艺流程

试验装置如图 2-1a 和图 2-1b 所示。一体化反应器为 PVC 板焊制，尺寸为 $750 \times 600 \times 350$ (mm)，有效容积为 135L；反应器内部均分为 5 格，每格尺寸为 $600 \times 150 \times 350$ (mm)，有效容积为 27L，编号为 A 池、B1 池、B2 池、B3 池、C 池。根据运行方式的不同，A 池、B1 池、B3 池和 C 池交替进水，A 池和 C 池交替出水；B1 池、B2 池和 B3 池始终处于好氧环境（曝气），A 池和 C 池交替曝气和沉淀出水，各池体之间水力相通。各池底部安装圆柱形粘砂曝气头，均采用气体转子流量计配以阀门控制曝气量。A 池和 C 池另设有搅拌器，在缺氧-好氧运行方式下进行缺氧搅拌。

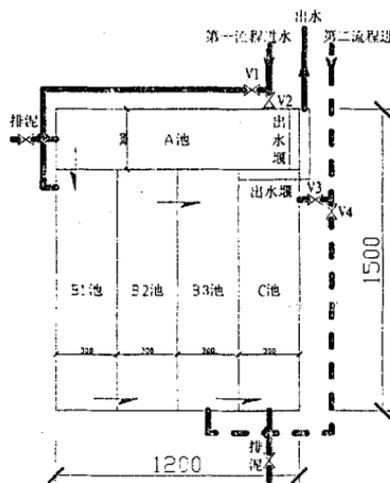


图 2-1a 试验装置示意图

(第一流程)

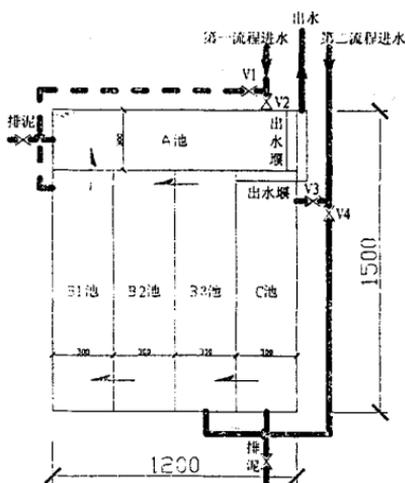


图 2-1b 试验装置示意图

(第二流程)

2.3 试验启动及运行

2.3.1 污泥的培养与驯化

本试验采用接种法培养活性污泥，污泥直接取自苏州市新区污水处理厂污泥浓缩池的新鲜污泥，只需要简单曝气恢复活性后就可以投入正式运行。

2.3.2 试验的运行与控制

本试验的运行分为好氧处理系统与脱氮除磷系统两种不同的运行方式，所以试验对这两种方式分别进行考察。

2.3.2.1 好氧处理系统运行方式

好氧处理系统运行方式为连续性的周期循环操作，由两个主要流程和一个较短的中间过渡流程组成。第一流程说明如下：

- (1) V1 开启，V2、V3、V4 关闭，污水首先进入 A 池曝气，与上一流程沉淀积累下来的大量经过再生、具有较高吸附能力的活性污泥相混合，有机物被吸附、降解；
- (2) 混合液由 A 池流入连续曝气的 B 池（B1、B2 和 B3），有机物进一步被降解；
- (3) 混合液进入 C 池沉淀，经溢流堰排放。

在以上运行过程中，污泥亦沿流向在各池内重新分配，而剩余污泥可在沉淀池（C 池）排出。为了避免 A、B 二次污泥流出过多而积聚于 C 池，每隔一段时间便转换水流方向，V2 开启，V1、V3、V4 关闭

即经过一个短暂过渡过程后（A、C 池都处于沉淀状态），进入第二流程。第二流程与第一流程类似，V3 开启，V1、V2、V4 关闭，C 池进水，A 池出水，整个流向与第一流程相反，过渡流程为 V4 开启，V1、V2、V3 关闭，B 池进水，C 池曝气、沉淀，直至一个周期结束。

2.3.2.2 缺氧—好氧处理系统运行方式

缺氧—好氧处理系统运行方式也是连续性周期循环操作。第一流程说明如下：

- (1) V1 开启，V2、V3、V4 关闭，污水首先进入 A 池搅拌，以污水中的有机物作为电子供体，前一个主体运行流程产生的硝态氮通过兼性菌的作用反硝化脱氮，聚磷菌释磷；
- (2) 混合液由 A 池流入连续曝气的 B 池（B1、B2 和 B3），有机物进一步被降解，进行硝化及磷的过量吸收；
- (3) 混合液进入 C 池沉淀，经溢流堰排放。

在进入第二流程前，V2 开启，V1、V3、V4 关闭，污水改由 B 池进入，A 池曝气以完成有机物降解，然后停止曝气，进入沉淀阶段。V3 开启，V1、V2、V4 关闭，第二流程开始，C 池进水，A 池出水，水流方向与第一流程相反，C 池进行搅拌，B 池曝气，A 池沉淀，直至过渡流程改为 B 池进水，V4 开启，V1、V2、V3 关闭，而 C 池开始曝气、沉淀，直至一个周期结束。

2.4 试验的化验分析方法

试验需要监测的水质指标及其方法见表 2-2^[18]。

表 2-2 分析项目及分析方法

分析项目	分析方法
COD _{Cr}	重铬酸钾法
TN	消解法, 754 分光光度计
NH ₃ -N	纳氏试剂法
NO ₃ ⁻ -N	酚二磺酸光度法
TP	消解法, 754 分光光度计
MLSS	称重法
DO	膜电极法
pH	玻璃电极法
SV%	100mL 量筒

第 3 章 好氧处理系统运行方式下的试验结果与分析

3.1 试验目的与试验运行方案

为了考察一体化活性污泥法在好氧状态下对有机物的去除效果，本试验设计了好氧处理系统运行方式。主要试验内容是考察本系统在不同进水有机物浓度下的处理效果，以及在此过程中溶解氧的变化规律和活性污泥在系统中的运行规律。

具体的运行方案如下：设定一个运行周期为 8 h，运行方式如表 3-1 和图 3-1 所示。

表 3-1 好氧运行方式运行方案表

构筑物编号	第一流程			第二流程		
	阶段 I 0.0-3.0h	阶段 II 3-3.5h	阶段 III 3.5-4.0h	阶段 IV 4.0-7.0h	阶段 V 7.0-7.5h	阶段 VI 7.5-8.0h
A 池	进水 曝气	曝气	沉淀	沉淀 出水	沉淀 出水	沉淀 出水
B1 池	曝气	进水 曝气	进水 曝气	曝气	曝气	曝气
B2 池	曝气	曝气	曝气	曝气	曝气	曝气
B3 池	曝气	曝气	曝气	曝气	进水 曝气	进水 曝气
C 池	沉淀 出水	沉淀 出水	沉淀 出水	进水 曝气	曝气	沉淀

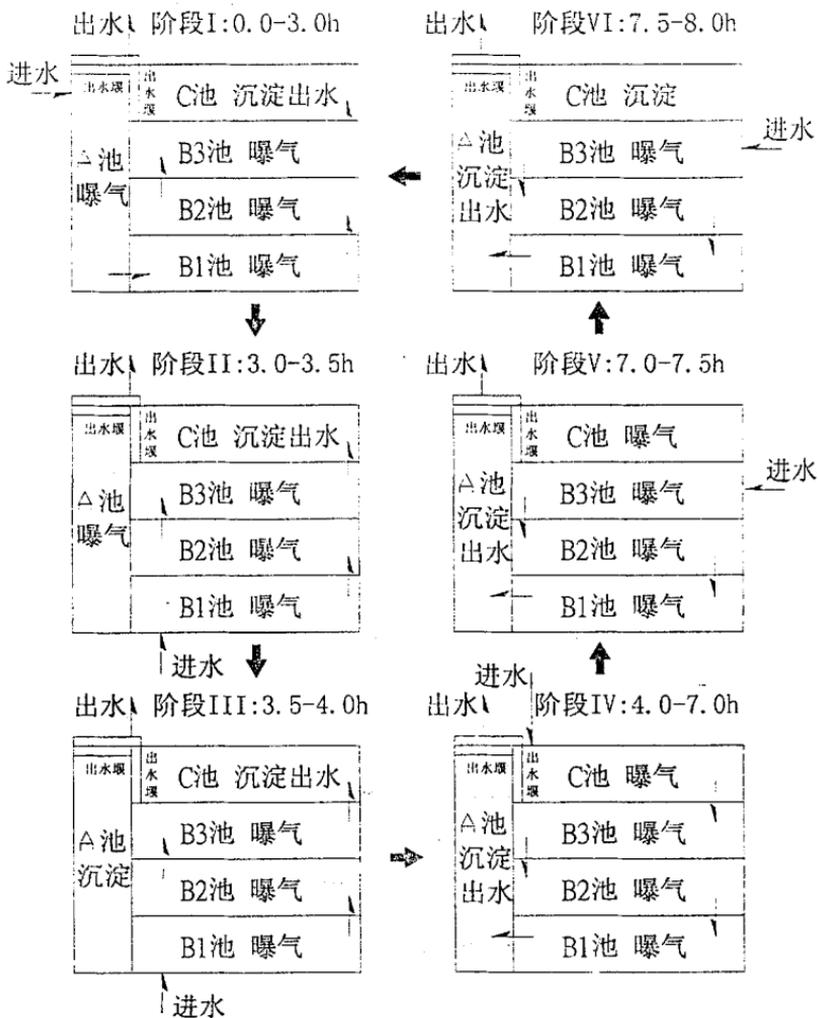


图 3-1 好氧处理系统运行方式示意图

3.2 试验结果与分析

3.2.1 对有机物降解效果

本试验正式运行中,按 COD 污泥负荷率 (N_s) 由小到大顺序进行,因为混合液污泥浓度 (MLSS) 一般变化不大或只有小幅波动,所以主要以逐渐提高进水有机物浓度 (COD) 的形式来逐渐加大 N_s 。表 3-2 给出了好氧运行方式下的实验结果 (HRT=8h, Q=13.5L/h), 其他试验参数为: pH 为 6.5~7.5, 温度为 18~20℃。

表 3-2 好氧运行方式试验结果

编号	进水 COD (mg/L)	出水 COD (mg/L)	去除率 (%)	MLSS (mg/L)	N_s (kgCOD/kgMLSS·d)
1	114.9	19.7	82.9	2500	0.11
2	144.3	36.1	75.0	2400	0.14
3	196.1	20.2	89.7	2600	0.20
4	300.6	32.1	89.3	2800	0.29
5	273.9	21.2	92.3	2600	0.29
6	355.2	36.2	89.8	2500	0.38
7	343.8	35.8	89.6	2800	0.33
8	503.2	58.9	88.3	3000	0.44
9	600.4	70.3	88.3	3400	0.47
10	712.5	96.3	86.5	3200	0.58
11	598.3	78.5	86.9	3300	0.47
12	648.9	85.6	86.8	3200	0.53

不同 N_s 下的进出水 COD 平均值及去除率见表 3-3。

表 3-3 不同 N_s 范围内进出水 COD 平均值及平均去除率

N_s (kgCOD/kgMLSS·d)	进水 COD (mg/L)	出水 COD (mg/L)	去除率 (%)
0.1~0.3	205.8	26.8	86.0
0.3~0.5	471.6	54.8	88.5
0.5~0.6	680.7	91.0	86.6

好氧运行方式下反应器的进水 COD 浓度、出水 COD 浓度及 N_s 随试验时间变化曲线见图 3-2。

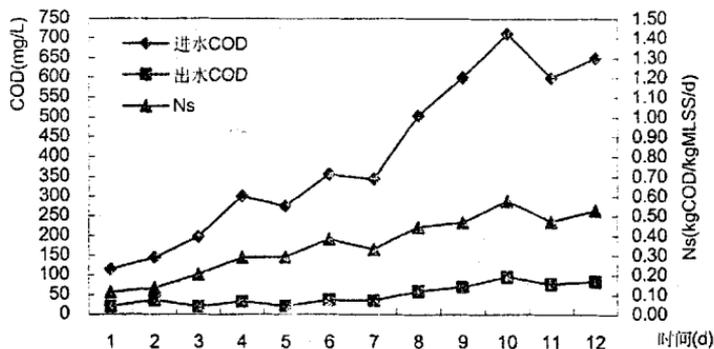


图 3-2 进出水 COD 浓度及 N_s 值随试验时间变化曲线

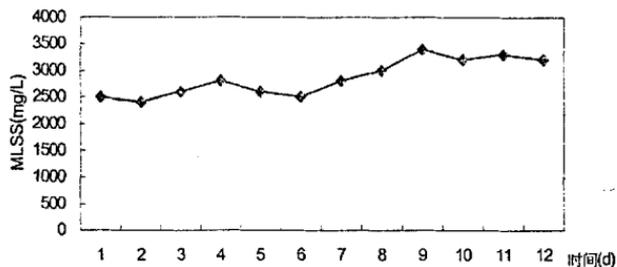


图 3-3 污泥浓度 MLSS 随试验时间变化曲线

由图 3-3 可以看出，污泥浓度（MLSS）可维持在一个较稳定的范围，仅有小幅度波动（2400~3400mg/L 之间）。由图 3-2 可知，随着进水有机物浓度的不断升高，COD 污泥负荷（ N_s ）亦不断上升，在此过程中，出水 COD 浓度始终保持在 100 mg/L 以下。即使在 N_s 为 0.58 kgCOD/kgMLSS·d 的情况下，出水 COD 浓度为 96.3 mg/L，仍满足国家《城镇污水处理厂污染物排放标准》（GB18918-2002）表 1 二级

标准的要求；当 N_s 低于 $0.44 \text{ kgCOD/kgMLSS}\cdot\text{d}$ 时，绝大多数的出水 COD 浓度低于 60 mg/L ，满足国家《城镇污水处理厂污染物排放标准》（GB18918-2002）表 1 一级标准的要求。但是，当 N_s 接近 $0.6 \text{ kgCOD/kgMLSS}\cdot\text{d}$ 时，污泥沉降性能变差，有污泥膨胀迹象，出水趋于超标，在同一条件下重复此试验过程，仍可观察到当 N_s 接近 $0.6 \text{ kgCOD/kgMLSS}\cdot\text{d}$ 时，出现类似现象。

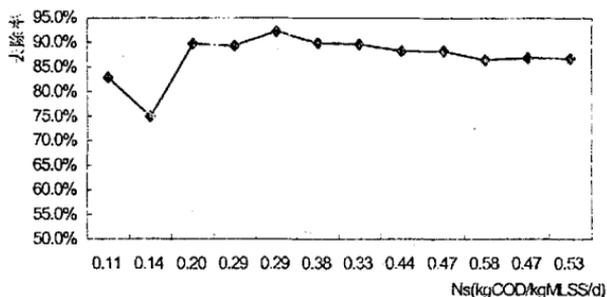


图 3-4 不同污泥负荷下 COD 去除率

图 3-4 给出了不同 N_s 下的 COD 去除率，由图可知，当 N_s 在 $0.3\sim 0.5 \text{ kgCOD/kgMLSS}\cdot\text{d}$ 之间时，绝大多数时间 COD 去除率保持在 85% 以上，说明一体化活性污泥法的处理效率还是比较高的。

3.2.2 好氧处理系统的运行特点

通过对本试验装置构造及其运行方式的考察，可以证明一体化活性污泥法好氧处理系统兼具推流式活性污泥法及完全混合活性污泥法的特点，其本身在运行方式上亦有较突出的优点，而且在溶解氧的供应上可根据单池运行情况实行渐减曝气。

(1)推流式活性污泥法的特点：原水从池一端进入曝气池，和回流污泥混合后在池内呈推流形式流动至池的另一端。有机底物在曝气池内的降解，经历了吸附—降解的完整过程。其存在的问题是对水质水量变化的适应能力较低；好氧速率与供氧速率在沿池长推流的过程中很难一致。

(2)完全混合活性污泥法的特点：污水与回流污泥进入曝气池后，立即与池内的混合液充分混合，可以认为混合液是已经处理而尚未进行泥水分离的处理水。这种工艺对冲击负荷有较强的适应能力；同时，污水在曝气池内分布均匀，微生物群体的组成和数量基本一致，各部位有机物降解的工况几乎相同，因此有可能通过对 F/M 值的调整实现最佳工况；此外，由于曝气池内需氧均匀，其动力消耗低于推流式活性污泥法。其存在的问题主要是由于有机底物的生物降解动力低，污泥较易产生膨胀现象，且出水的水质一般低于推流式曝气池^[19]。

(3)一体化活性污泥法的特点：其单池呈长形，污水进入后沿池长方向流动，各池之间水力相通，整体上近似推流运行方式，进出水不会因为短流而影响出水水质，这使得本系统保证了较高的对有机底物的去除效率。但从另外一方面看，单池的长宽比都不大，试验装置单格的长宽比为 4:1，在曝气的情况下，混合液在沿池长流动的过程中反混的可能性很大，因此若单独考察均可近似的视为完全混合反应池。这个特点使本工艺具备一定的抗冲击负荷能力（见图 3-2），而且可以针对单池的耗氧状况调节其供氧量，从而保持最佳的条件。

下面根据系统的运行数据、图表进行具体的分析。图 3-5 为试验

装置各个单池在曝气量保持一致 ($0.3\text{m}^3/\text{h}$) 的情况下, 当 N_s 为 $0.33\text{kgCOD}/\text{kgMLSS}\cdot\text{d}$ 时, 在一个运行周期内的溶解氧 (DO) 变化图。

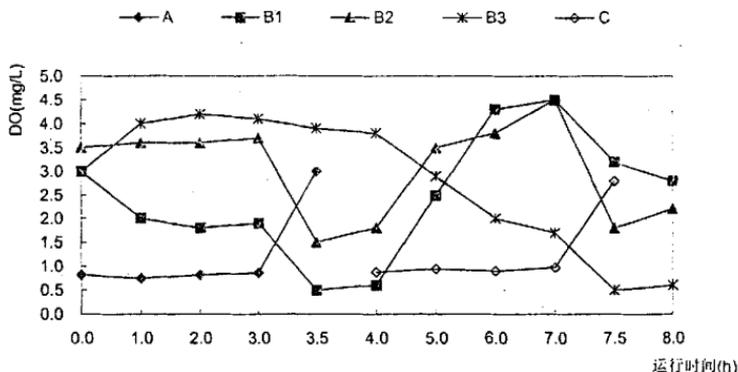


图 3-5 A、B1、B2、B3、C 池的 DO 变化曲线

由图可知, 5 池由于是相对较为独立的单元, 在以下三种情况下 DO 有较明显的特征或变化。

(1) 进水时 DO 较低, 如 1~3h 的 A 池, 5~7h 的 C 池, 3.5~4.0h 的 B1 池, 7.5~8.0h 的 B3 池;

(2) 不进水稳定曝气时, DO 迅速升高, 如 3.0~3.5h 的 A 池和 7.0~7.5h 的 C 池;

(3) B1、B2、B3 池沿流向 DO 逐渐升高。

所以, 这种相对的独立性使得一体化活性污泥法在应用于较大型的工程时, 可以针对单池的 DO 值来调节其曝气量, 从而使得每个池都处于最佳工况成为可能, 达到类似于渐减曝气的效果, 同时节省能耗。

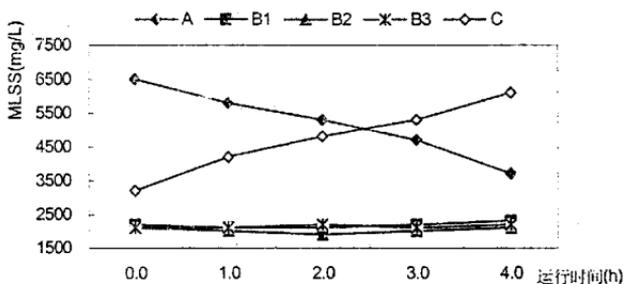


表 3-7 各单元池在一个流程的 MLSS 变化曲线

图 3-7 说明了在半个周期的运行过程中（污水由 A 池流向 C 池），各池中污泥浓度 MLSS 的变化情况。由图可知，活性污泥在实验装置中存在一定的流动规律。一般来说，A 池和 C 池明显可见污泥的积累和输出，而 B1 池、B2 池和 B3 池作为中间过渡池，其 MLSS 仅在一个较小的范围内变动。因此当污水进入 A 池和 C 池时，池内存在着大量上一流程沉淀积累下来的经过再生、活性较高的污泥，这一特点是有机物在 A 池或 C 池内即可得到高效的吸附、降解，明显降低了后续中间曝气池的负荷，使 B1 池、B2 池和 B3 池只要维持 MLSS 在 2000mg/L 左右，即可满足要求。

3.2.3 有机物降解动力学模型

3.2.3.1 适用数学模型

好氧处理系统运行方式有机物的降解符合 Monod 方程式^[20]：

$$-\frac{dS}{dt} = v_{\max} \cdot \frac{XS}{K_s + S} \quad (3-1)$$

式中： S ——经 t 时间反应后混合液中残留的有机底物浓度，mg/L；

t ——活性污泥反应时间，d；

$\frac{dS}{dt}$ ——有机底物降解速率；

v_{\max} ——有机底物的最大比降解速率， d^{-1} ；

X ——混合液中活性污泥浓度；

K_s ——饱和常数。

由试验装置的构造与运行方式可知，在总体上试验装置是按推流方式运行的，每个池可视为完全混合反应器。所以本系统总体可以视完全混合多级反应器，并使用完全混合系统假设条件推导出得数学模型。

在稳定条件下对有机底物进行物料平衡得：

$$-\frac{dS}{dt} = \frac{Q(S_0 - S_c)}{V} \quad (3-2)$$

式中： Q ——污水流量， m^3/d ；

V ——曝气池容积， m^3 ；

S_0 ——原水中有有机底物浓度，mg/L；

S_c ——处理出水中有机底物浓度，mg/L。

由 (1)、(2) 式可得：

$$\frac{S_0 - S_c}{Xt} = v_{\max} \cdot \frac{S_c}{K_s + S_c} \quad (3-3)$$

又由微生物增长与基质利用的关系可推导出：

$$\frac{\Delta X}{XV} = \frac{1}{\theta_c} = Y \cdot \frac{Q(S_0 - S_c)}{XV} - K_d \quad (3-4)$$

式中： ΔX ——每日净增长污泥量，kg/d；

θ_c ——污泥龄, d^{-1} ;

Y ——污泥产率系数;

K_d ——衰减系数。

(3-3)、(3-4) 为好氧生物处理系统的动力学模型。

3.2.3.2 动力学常数的确定

对于好氧生物处理系统, 需要确定的动力学常数为 v_{\max} 、 K_s 、 Y 和

K_d 。

(1) v_{\max} 、 K_s 的确定

取 (3) 的倒数可得:

$$\frac{Xt}{S_0 - S_e} = \left(\frac{K_s}{v_{\max}} \right) \cdot \left(\frac{1}{S_e} \right) + \frac{1}{v_{\max}} \quad (3-5)$$

以 $\frac{Xt}{S_0 - S_e}$ 为纵坐标, $\frac{1}{S_e}$ 为横坐标作图, 如图 3-8 所示。利用最小

二乘法作线性回归可得:

$$v_{\max} = 1.13 d^{-1} \quad K_s = 53.39 \text{ mg/L}$$

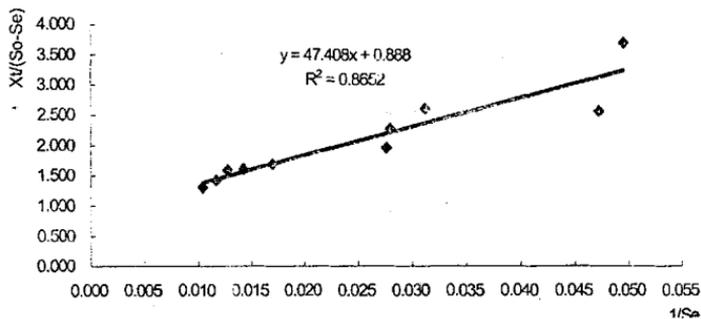


图 3-8 图解法确定 v_{\max} 和 K_s

(2) Y 、 K_d 的确定

以 $\frac{\Delta Y}{XV}$ 为纵坐标, $\frac{Q(S_0 - S_e)}{XV}$ 为横坐标作图 3-9, 对 (3-4) 进行线性回归, 可得:

$$Y = 0.4813 \text{ mg MLVSS/mg COD}$$

$$K_d = 0.0800 \text{ d}^{-1}$$

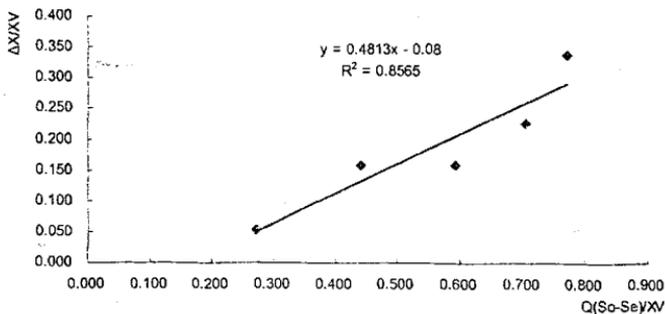


图 3-9 图解法确定 Y 和 K_d

第 4 章 缺氧—好氧处理系统运行方式下的试验结果与分析

4.1 缺氧—好氧处理系统运行方式研究的意义

传统的污水生物处理工艺多以含碳有机物和悬浮固体为主要处理目标，而对污水中的氮、磷等营养物质的去除率比较低，而含有大量营养物质的废水流入水体后将会促进各种水生植物（主要为藻类）的大量繁殖，造成富营养化问题。富营养化问题在世界各地日趋严重，已成为人类所面临的严重水环境问题之一。由于除氮、磷之外的其他成分在富营养发生的过程中需求量极低，不成为富营养化的限制因子，因此，引起藻类大量繁殖的主要因子是氮和磷（尤其是磷）。所以，控制污染源，有效去除污水中氮和磷是防止水体富营养化的主要手段。

传统的活性污泥法有脱氮除磷的效果，但是其去除效率较差，难以满足实际需要，这是因为水处理微生物合成细胞体所需要的氮和磷的数量有限。对城市污水，传统活性污泥法的脱氮效率只有 40%左右，而除磷效率更低，至多 20~30%。

近年来，生物脱氮除磷技术得到了较快的发展，水处理专家和技术工作者提出了一系列的脱氮除磷工艺并在实际工程中得到应用。在这些研究中，活性污泥法可以设计成脱氮除磷的形式，通过混合使非曝气段形成缺氧及厌氧环境而达到脱氮除磷的目的。本试验即是立足于此，在考察厌氧—好氧一体化活性污泥法去除有机物的同时，考察其对生活污水中氮磷的去除效果。

4.2 试验目的和试验运行方案

本试验通过适当调整一体化活性污泥法各池的运行时间以及搅拌、曝气方面的系统设置,以期达到生物脱氮除磷的目的。主要考察内容为不同进水有机物浓度下的 COD 去除效果;有机物降解动力学分析;不同进水氨氮浓度下系统的脱氮效果及其降解规律;磷的去除;运行过程中 DO 的变化规律等。

本试验采用加大进水浓度的方法提高系统的负荷,直至出水趋于超标为止。具体的运行方案如下:设定一个运行周期为 8 h,运行方式如表 4-1 和图 4-1 所示。

表 4-1 缺氧—好氧运行方式运行方案表

构筑物编号	第一流程			第二流程		
	阶段 I 0.0-3.0h	阶段 II 3-3.5h	阶段 III 3.5-4.0h	阶段 IV 4.0-7.0h	阶段 V 7.0-7.5h	阶段 VI 7.5-8.0h
A 池	进水 搅拌	曝气	沉淀	沉淀 出水	沉淀 出水	沉淀 出水
B1 池	曝气	进水 曝气	进水 曝气	曝气	曝气	曝气
B2 池	曝气	曝气	曝气	曝气	曝气	曝气
B3 池	曝气	曝气	曝气	曝气	进水 曝气	进水 曝气
C 池	沉淀 出水	沉淀 出水	沉淀 出水	进水 搅拌	曝气	沉淀

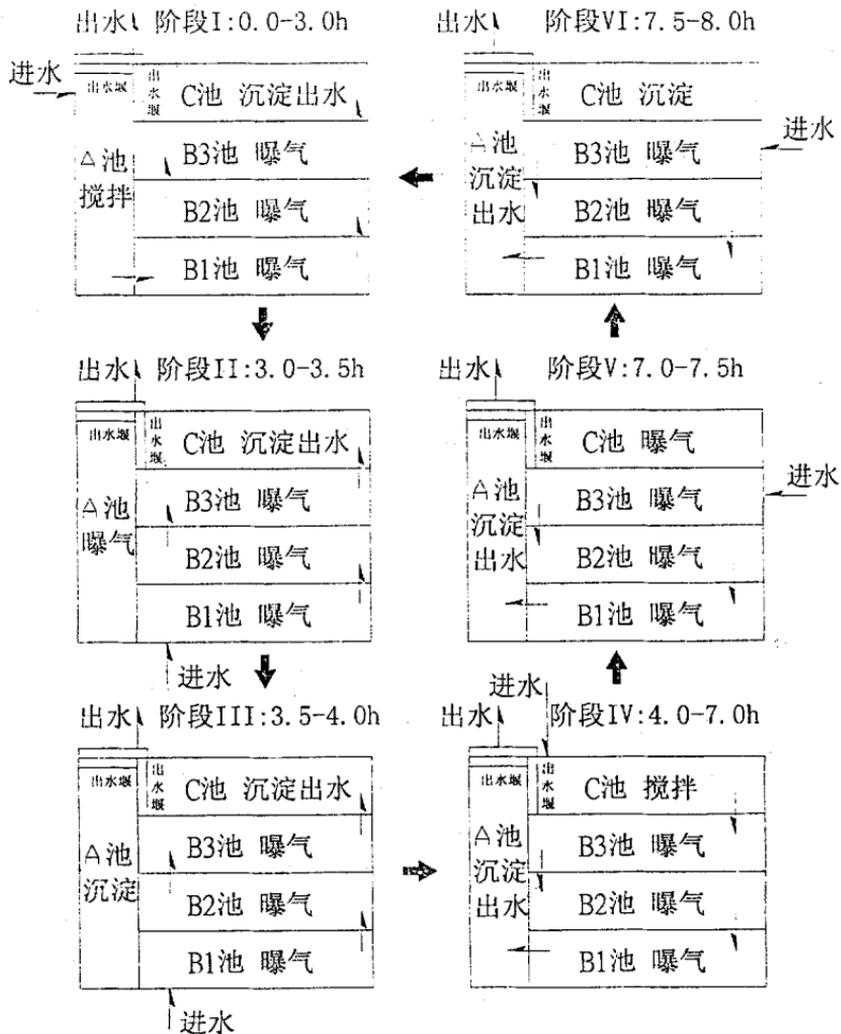


图 4-1 缺氧—好氧处理系统运行方式示意图

4.3 试验结果与分析

4.3.1 对有机物的降解效果与分析

4.3.1.1 对有机物的去除效果

本试验正式运行中,按 COD 污泥负荷率 (N_s) 由小到大顺序进行,表 4-2 为不同污泥负荷下反应器进出水 COD 浓度及去除率。(HRT=12h, Q=9L/h),其他试验参数为:pH 为 6.5~7.5,温度为 18~20℃。

表 4-2 缺氧—好氧运行方式试验结果

编号	进水 COD (mg/L)	出水 COD (mg/L)	去除率 (%)	MLSS (mg/L)	N_s (kgCOD/kgMLSS·d)
1	200.2	15.1	92.5%	2400	0.15
2	144.7	19.3	86.7%	2600	0.10
3	249.2	20.2	91.9%	2500	0.18
4	484.6	32.1	93.4%	3000	0.30
5	421.8	26.5	93.7%	2800	0.28
6	558.2	42.6	92.4%	2600	0.40
7	1007.5	78.9	92.2%	2500	0.74
8	612.6	52.3	91.5%	2600	0.43
9	721.9	59.8	91.7%	2400	0.55
10	621.8	51.6	91.7%	2600	0.44
11	534.4	35.8	93.3%	2500	0.40
12	585.3	34.6	94.1%	2600	0.42

不同 N_s 下的进水平均 COD 浓度和去除率见表 4-3。

N_s (kgCOD/kgMLSS·d)	进水 COD (mg/L)	出水 COD (mg/L)	去除率 (%)
0.1~0.3	300.1	22.6	91.6%
0.3~0.5	582.5	43.4	92.6%
0.5~0.7	864.7	69.4	91.9%

表 4-3 不同 N_s 范围下进出水 COD 平均值及平均去除率

缺氧—好氧运行方式下反应器的进水 COD 浓度、出水 COD 浓度及 N_s 随试验时间变化曲线见图 4-2。

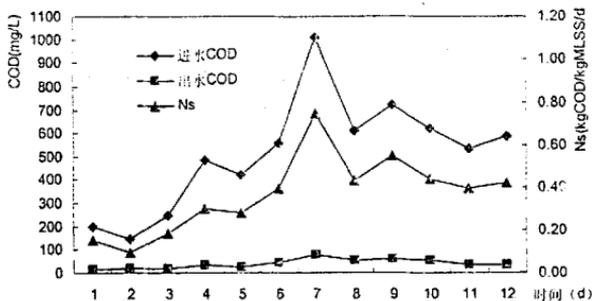


图 4-2 进出水 COD 浓度及 N_s 随试验时间变化曲线

由图 4-2 可以看出，进水 COD 浓度经历了由低到高，再由高到低的过程，而 N_s 随之变化，先由低到高。在中间某时段由于人为原因产生了冲击负荷，进水 COD 大幅度升高， N_s 也有较大提高，随后进出水及 N_s 均呈较稳定状态。在整个试验过程中，出水 COD 一直保持在较低的水平，绝大多数水样的 COD 低于 60mg/L，满足国家《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB18918-2002) 表 1 中一级标准的要求。当出现冲击负荷时，进水 COD 为 1007.5 mg/L， N_s 为 0.74 kgCOD/kgMLSS·d，而出水为 78.9 mg/L，承受住了冲击负荷，污泥沉降性能有变差的迹象，但是污泥并未膨胀。

图 4-3 为不同 N_s 下的 COD 去除率变化曲线，由于缺氧—好氧运行方式的停留时间比好氧运行方式的停留时间要长，所以整体的 COD 去除率较高，绝大多数情况大于 90%。综合考虑，缺氧—好氧运行方式的最佳 N_s 在 0.3~0.5 之间，试验装置在此负荷下运行稳定，污

泥沉降性能良好，COD 去除率都在 90% 以上，出水水质良好。

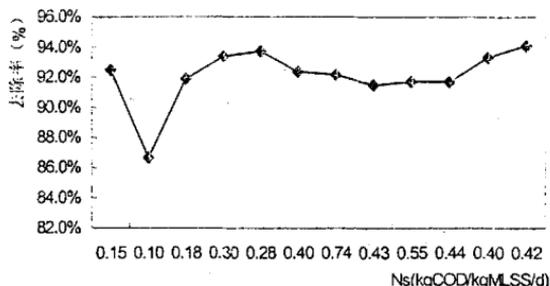


图 4-3 不同 N_s 下的 COD 去除率变化曲线

图 4-4 为 MLSS 随时间变化的曲线图，由图 4-4 可见，试验装置单池的 MLSS 在 2400~3000 之间波动，已经可以维持较高的有机物降解效率。

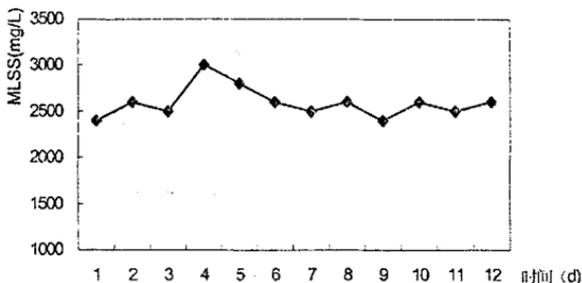


图 4-4 MLSS 随试验时间的变化曲线

4.3.1.2 有机物降解规律

在试验装置的运行过程中，A 池和 C 池对有机物的降解有重要的作用，为此，取 A 池和 C 池缺氧搅拌 2.4h 后，取混合液沉淀后的上清液进行考察，其上清液 COD 浓度及相对于原水 COD 浓度的去除率如

图 4-5 所示。

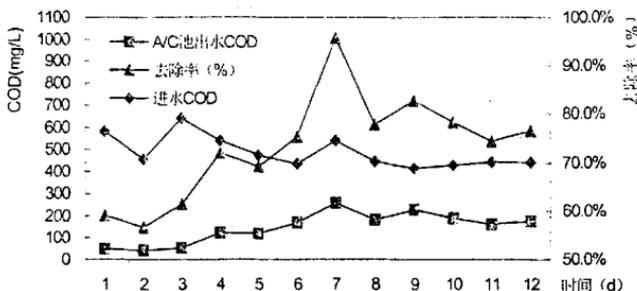


图 4-5 A/C 池的缺氧搅拌的 COD 去除率

由图 4-5 可知，进水 COD 从 144.7mg/L 直至 1007.5mg/L，其缺氧搅拌后的 COD 去除率均保持在 70%左右，即 COD 降至 145mg/L 左右（均值）。产生这一较高 COD 去除率的原因可以从两方面加以分析。

首先是由于 A 池或 C 池在进行进水并加以缺氧搅拌时，池内有很高浓度并经过上一流程再生的活性污泥。已有研究表明，活性污泥在缺氧条件下同样具有大量吸附和储存 COD 的能力^[21]。因此，在污水进入 A 池或 C 池后，混合液沉淀后的上清液的 COD 浓度显著下降。此外，由于此时起吸附作用的主要是可以构成菌胶团的细菌，在进入曝气池（B1 池、B2 池、B3 池）后，这部份细菌可以氧化内源储存物质得到增殖，而丝状菌由于缺少底物得到抑制，从而 A 池或 C 池起到了生物选择器的作用，抑制了丝状菌的过渡增殖，有效改善了污泥的沉降性能^{[22][23][24]}。

其次，A 池或 C 池在进行缺氧搅拌时起到了生物反硝化的作用，

上一流程产生的 NO_2^- -N 和 NO_3^- -N 被反硝化菌代谢作用所还原,在这一过程中需要污水中的含碳有机物作为电子供体,所以反硝化过程中可以降解一部分含碳有机物。

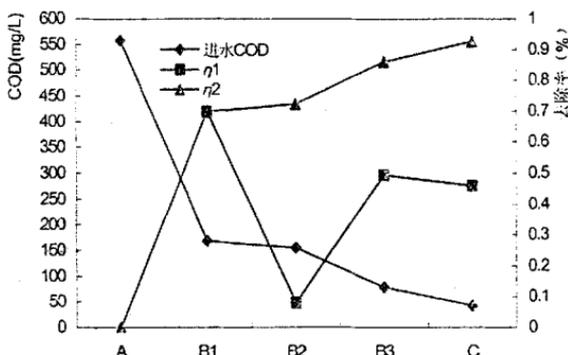


图 4-6 各单元池的 COD 去除效率

各个单元池的 COD 去除效率见图 4-6, 图中数据取自 N_S 为 $0.40 \text{ kgCOD/kgMLSS}\cdot\text{d}$ 的试验运行资料, 于 A 池停止缺氧搅拌前同一时间取各池水样。其中 η_1 为各单元池相对于前一级单元池的 COD 去除率, η_2 为各单元池出水相对于原水的 COD 去除率。由图 4-6 可见, 进水有机物的去除主要集中在 A 池, 这是由于 A 池在系统开始运行时其污泥浓度可达到中间三池污泥浓度 2~3 倍 (详见本章和第三章对污泥流动规律的分析), 由于吸附作用和反硝化作用实现了较高的有机物去除率。B1 池、B2 池和 B3 池在 A 池之后, 进一步去除残留的有机物, 其去除率远远低于 A 池。值得注意的是, 胶体和可溶性的有机物被污泥吸附后有再扩散现象, 这主要是因为固体有机物被吸附并经微生物作用后, 变成可溶性物质而再次扩散到污水中。因此, A 池的出水的上

清液 COD 显著下降并不等于有机物已被活性污泥完全降解,被活性污泥吸附的固体有机物到 B1 池后还有可能再次扩散到污水中,所以, B1 池较低的有机物去除率是可以理解的。

4.3.2 DO 变化规律及污泥流动规律

4.3.2.1 DO 变化规律

本系统采用缺氧—好氧运行方式,试验装置的各单元池 DO 的变化有一定的规律,为此,当 N_s 为 $0.44 \text{ kgCOD/kgMLSS}\cdot\text{d}$ 时,保持各单元池的曝气量为 $0.3\text{m}^3/\text{h}$,考察各单元池在一个运行周期内的 DO 变化,其 A 池和 C 池的 DO 变化曲线见图 4-7。

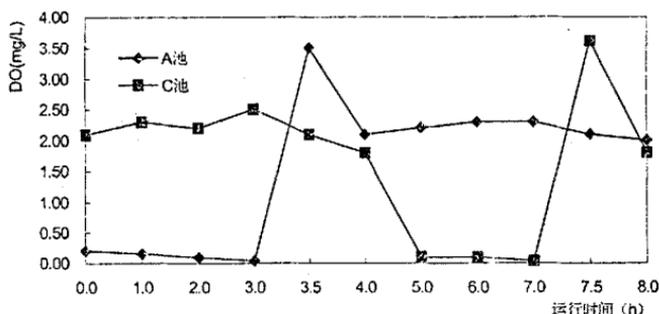


图 4-7 A 池和 C 池在一个运行周期内的 DO 变化曲线

由图 4-7 可见, A 池或 C 池在缺氧搅拌的过程中, DO 一直保持在 0.5mg/L 以下,满足反硝化的要求;随着反应的进行, DO 可降到 0.1mg/L 以下,可以满足厌氧释磷的要求。3 个小时后, A 池或 C 池停止进水,开始曝气,此时 DO 迅速升高,可达到 $3\sim 4\text{mg/L}$,在这半个小时内, A 池或 C 池内的有机底物于活性污泥完全混合,呈时间上的

推流状态，硝化和好氧吸磷等反应随即发生。在随后的沉淀过程中，DO 开始降低，但是由于来自中间池的混合液 DO 较高，A 池或 C 池的 DO 一般维持在 2mg/L 左右。若单独考察 A 池或 C 池，其运行工序与 SBR 工艺有相似之处。

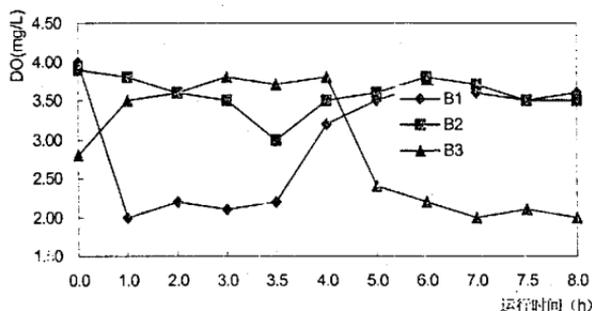


图 4-8 B1 池、B2 池和 B3 池在一个运行周期内的 DO 变化曲线

B1 池、B2 池和 B3 池的 DO 变化见图 4-8，其 DO 一直处于较高水平。B1 池和 B3 池的 DO 受到缺氧池来水和直接进水的影响，有部分时段较低，但是维持在 2mg/L 以上，可以满足降解有机物、硝化和过量吸磷方面的需要。

根据各单元池耗氧的特点，当一体化活性污泥法在应用于较大型的工程时可以针对每个单池设置独立的曝气系统，针对单池的 DO 值来调节其曝气量，从而使得每个池都处于最佳工况成为可能，节省能耗从而降低运行费用^{[25][26]}。

4.3.2.2 污泥流动规律

本试验装置依靠转变水流方向使各池混合液相互流动而达到传统

工艺污泥回流的效果，因此污泥流动规律是一个重要的环节。表 4-4 为 1/2 周期内，水流方向为由 C 池到 A 池时，各池在各时段内的污泥浓度，试验时间的进水流量为 $0.216\text{m}^3/\text{d}$ ，即 $9\text{L}/\text{h}$ 。

表 4-4 1/2 周期中各时段各单元池内 MLSS(mg/L)

	A	B1	B2	B3	C
0h	3200	2000	1980	2200	5500
1h	3700	1850	1960	2400	4500
2h	4200	2100	2100	2300	3900
3h	4800	2180	2000	2200	3400
4h	5600	2300	2100	2400	3100

图 4-9 为各池中 MLSS 的变化曲线。

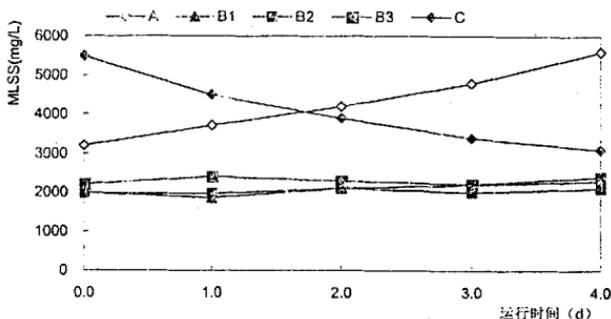


图 4-9 1/2 周期中各单元池内 MLSS 变化曲线

从表 4-4 和图 4-9 中可以看出，MLSS 变化较大的是 A 池和 C 池，变化范围在 $3200\sim 6400\text{mg}/\text{L}$ 之间，B1、B2 和 B3 池中的 MLSS 变化不大，变化范围为 $1850\sim 2500\text{mg}/\text{L}$ ，在平均值为 $2200\text{mg}/\text{L}$ 附近波动，这与其作为中间过渡池的作用是相符的。

A 池和 C 池交替作为沉淀池和厌氧池，所以污泥在两池中有明显的积累和输出的规律，可以通过调整一个周期的时间以使两池中有适量的污泥浓度。从本试验的运行情况看，一个运行周期设为 8h ，曝气

池平均污泥浓度保持在 2500mg/L 左右，系统污泥浓度保持在 3000mg/L 是较为合适的。

4.3.3 有机物降解动力学模型

4.3.3.1 适用数学模型

根据缺氧—好氧处理系统的运行方式可知，本系统的有机物降解仍适用 Monod 方程式及其推论，公式 (4-1) 与公式 (4-2) 为本系统有机物降解适用的数学模型。

$$\frac{S_0 - S_e}{Xt} = v_{\max} \cdot \frac{S_e}{K_s + S_e} \quad (4-1)$$

$$\frac{\Delta X}{XV} = \frac{1}{\theta_c} = Y \cdot \frac{Q(S_0 - S_e)}{XV} - K_d \quad (4-2)$$

4.3.3.2 动力学常数的确定

对于好氧生物处理系统，需要确定的动力学常数为 v_{\max} 、 K_s 、 Y 和 K_d 。

(1) v_{\max} 、 K_s 的确定

取 (4-1) 的倒数可得：

$$\frac{Xt}{S_0 - S_e} = \left(\frac{K_s}{v_{\max}} \right) \cdot \left(\frac{1}{S_e} \right) + \frac{1}{v_{\max}} \quad (4-3)$$

以 $\frac{Xt}{S_0 - S_e}$ 为纵坐标， $\frac{1}{S_e}$ 为横坐标作图，如图 4-10 所示。利用最小

二乘法作线性回归可得：

$$v_{\max} = 2.37 \text{ d}^{-1} \quad K_s = 138.78 \text{ mg/L}$$

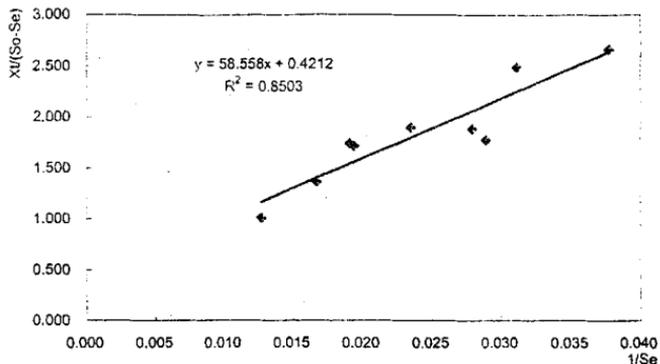


图 4-10 图解法确定 v_{max} 和 K_s

(2) Y 、 K_d 的确定

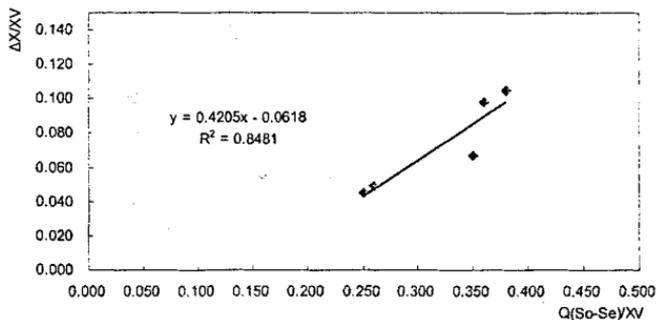


图 4-11 图解法确定 Y 和 K_d

以 $\frac{\Delta X}{XV}$ 为纵坐标， $\frac{Q(S_0 - S_e)}{XV}$ 为横坐标作图 4-11，对 (4-2) 进行线性回归，可得：

$$Y = 0.4205 \text{ mg MLVSS/mg COD}$$

$$K_d = 0.0618 \text{ d}^{-1}$$

4.3.4 氮的去除及转化规律

4.3.4.1 氮的去除效果

国家《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB18918-2002)对氨氮的排放确定了更加严格的一级标准(水温 $>12^{\circ}\text{C}$, $\text{NH}_3\text{-N}\leq 8\text{mg/L}$; 水温 $\leq 12^{\circ}\text{C}$, $\text{NH}_3\text{-N}\leq 15\text{mg/L}$),而且由于富营养化问题在我国乃至全世界呈日益严重的趋势,氮的考核内容也将由单一的氨氮发展到总氮。

对一体化活性污泥法缺氧—好氧处理系统的考察结果说明,本系统对氮的去除效率使令人满意的。表 4-5 为试验装置脱氮效果的试验数据(N_S 为 $0.3\sim 0.5\text{ kgCOD/kgMLSS}\cdot\text{d}$)。

表 4-5 脱氮效果试验数据

编号	进水 $\text{NH}_3\text{-N}$ (mg/L)	出水 $\text{NH}_3\text{-N}$ (mg/L)	去除率 (%)	进水 TN (mg/L)	出水 TN (mg/L)	去除率 (%)
1	38.4	6.5	83.1%	43.6	11.2	74.3%
2	43.2	7.5	82.6%	48.8	16.9	65.4%
3	42.9	6.9	83.9%	44.0	15.8	64.1%
4	44.6	8.3	81.4%	49.4	14.5	70.6%
5	41.7	8.3	80.1%	45.5	16.4	64.0%
6	47.1	8.6	81.7%	51.7	16.6	67.9%
7	56.6	9.2	83.7%	58.8	16.8	71.4%
8	45.9	8.4	81.7%	49.1	13.9	71.7%

由表 4-5 可以看出,本系统对于氨氮的去除率在 80% 以上,出水氨氮基本可以达到 GB18918-2002 一级标准,偶有超标;本系统对总氮的去除效果在 60% 以上,出水总氮浓度在 17 mg/L 以下,脱氮效果良好。

图 4-12 为进出水氨氮浓度及去除率随试验时间变化曲线图。

图 4-13 为进出水总氮浓度及去除率随试验时间变化曲线图。

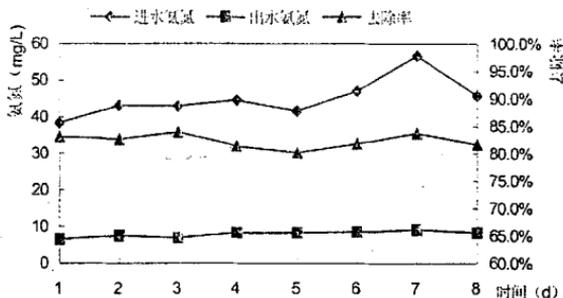


图 4-12 进出水氨氮浓度及去除率随试验时间变化曲线

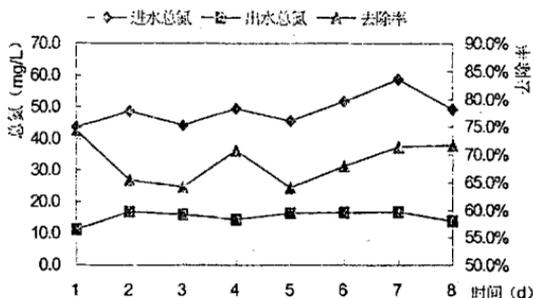


图 4-13 进出水总氮浓度及去除率随试验时间变化曲线

4.3.4.2 氮的转化和去除规律分析

污水生物处理过程中的生物脱氮通常包括以下三个过程^[26]:

- (1)同化过程，即污水中一部分氨氮被同化为细胞物质，以剩余污泥的形式去除；
- (2)硝化过程，即硝化细菌将氨氮氧化为硝态氮；
- (3)反硝化过程，及反硝化细菌将硝态氮转化为氮气释放到大气中。

在设计一体化活性污泥法缺氧—好氧运行方式时，遵循以下的思路：类似倒置的 A/A/O 工艺，将缺氧和厌氧两种状态在同一池内以时间序列分布形成，然后进入好氧池。具体的运行方式为污水首先进入 A 池（或 C 池），在 A 池（或 C 池）进行搅拌，形成缺氧状态，此时 A 池（或 C 池）先将上一过程积累下来的硝态氮进行缺氧反硝化实现脱氮；随后 A 池（或 C 池）进入厌氧状态，上一流程沉淀下来的含磷污泥中的磷开始释放；然后，污水开始进行曝气，在好氧状态下进行有机物的继续降解、硝化和磷的吸收^{[27][28][29]}。实际运行过程达到了以上的目的，4.3.2.1 中归纳出的 DO 变化规律符合要求。

图 4-13 为 A 池（或 C 池）中总氮的去除率情况。由图可知，在 A 池（或 C 池）进水 3 小时混合液上清液的总氮浓度下降了 52.7%~70.2%，考虑由于进水受到稀释浓度下降的影响，反硝化的效果还是比较好的。

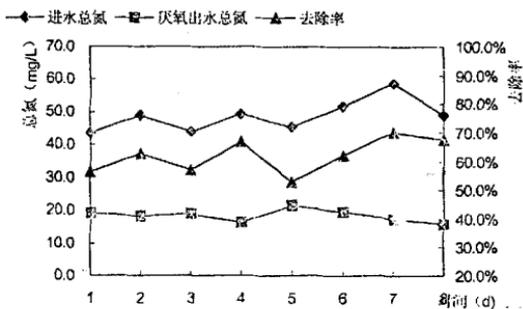


图 4-14 A/C 池缺氧搅拌后总氮去除率

一个值得注意的现象是，反硝化后的混合液进入曝气池后，其总氮浓度依然继续下降，见图 4-14。

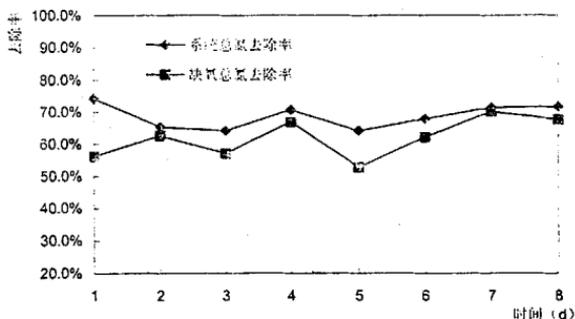


图 4-15 缺氧总氮去除率与系统总氮去除率变化曲线

以上的现象说明本系统在脱氮时存在同步硝化反硝化 (SND) 现象，从而导致在好氧阶段总氮的去除。

传统的脱氮理论认为硝化和反硝化不能同时发生，即硝化反应在好氧条件下进行而反硝化在缺氧条件下进行。然而，最近国内外的一些试验和报道证明有同步硝化反硝化现象的存在^[30]，尤其是在好氧条件下的反硝化现象确实存在于不同的生物处理系统中，如生产规模的连续流工艺、生物转盘^[31]、SBR^[29]、氧化沟^[33]、CAST^[34]工艺等等。SND 现象据现有的研究可以从生物学角度、微环境理论、非平衡增长理论几个方面来探讨其机理^{[35][36]}。

就本试验而言，在系统运行过程中 A 池和 C 池按时间顺序处于缺氧、厌氧和好氧环境中，而且活性污泥在流动的过程中也要不断的处于缺氧、厌氧和好氧环境中，根据非平衡增长理论，当环境条件变化时，微生物具有维持原有细胞合成机制的能力，如果在适应新环境之

前环境条件又转变为原来的状态，原有的细胞合成机制未完全退化，则微生物会进行“超量”合成，以抵御环境的变化。微生物在非平衡增长下的“超量”合成主要表现在：大分子储存、原始基质积累、吸附等。在 4.3.1.2 中关于 A 池和 C 池中 COD 迅速下降的分析中可以看到，污水中的有机碳源有相当部分储存在细胞中，既可以消除有机碳源对硝化过程的抑制，又可以作为反硝化的电子供体。如此则可以产生较明显的 SND 现象。

4.3.4.3 脱氮系统运行的特点

(1)溶解氧

本系统 A 池或 C 池进水时间进行搅拌不曝气，DO 很快降低到 0.5mg/L 以下（见图 4-7），随后由于反硝化的进行，DO 又降至 0.1mg/L 以下，直至为 0。由此可见，在 A 池或 C 池的 DO 变化足以支持反硝化的进行。与 A 池或 C 池相连的曝气池 DO 比较低，各有 1/2 周期的时间在 2mg/L 左右，按传统硝化理论不利于硝化的进行，但是本系统产生的同步硝化反硝化现象支持这一较低低的 DO，即在较低的 DO 时可以在宏观的好氧环境中形成有利与非平衡增长微生物进行反硝化的缺氧微环境，这样可以节省曝气量，又可以提高脱氮效率。在混合液进入随后的曝气池时间，DO 升高到 3mg/L 以上，这使得硝化反应可以顺利进行。

(2)C/N 比

传统理论认为由于产率的不同，以及在活性污泥系统中异养菌和

硝化菌竞争底物和溶解氧,过高的 C/N 比可使硝化菌的生长受到抑制。本系统先经过缺氧反硝化和污泥吸附过程,较高的 C/N 比使得反硝化反应有充足的碳源;而在其后的硝化过程中,由于 C/N 已经大幅度降低,使得硝化反应可以顺利进行。

(3) NO_3^- -N

NO_3^- -N 对厌氧反应有不利的影响,本系统在缺氧反硝化之后进行厌氧释磷,由于 NO_3^- -N 的浓度降低,保证厌氧释磷的顺利进行。

4.3.5 磷的去除

4.3.5.1 生物除磷机理

聚磷菌一类的微生物能够过量的,在数量上超过其生理需要的,从外部环境中摄取磷,并将磷以聚合的形态储存于菌体内,形成富磷污泥排出系统外,达到生物除磷的目的。生物除磷的机理可简述为^[37]:

(1)厌氧状态下的发酵作用:在没有溶解氧和硝态氮存在的厌氧状态下,兼性菌将溶解性 BOD 转化为 VFA (挥发性脂肪酸);

(2)聚磷菌获得 VFA:这类细菌吸收厌氧区产生的或来自原水的 VFA,并将其同化成胞内碳源存储物 (PHB/PHV),所需要的能量来源于聚磷的水解以及细胞内糖的酵解,并导致磷酸盐的释放。

(3)好氧状态下磷的吸收:聚磷菌以聚磷的形式储存的超过生长需要的磷量,通过 PHB/PHV 的氧化代谢产生能量,用于磷的吸收和聚磷的合成,能量以聚磷酸高能键的形式捕集储存,磷酸盐从污水中去除。

(4)合成新的聚磷菌细胞体，产生富磷污泥：在某些调节下，聚磷菌合成和储存细胞内糖；

(5)除磷：通过剩余污泥排放，将磷从系统中去除。

4.3.5.2 磷的去除效果

本系统对磷的去除效果见图 4-15。

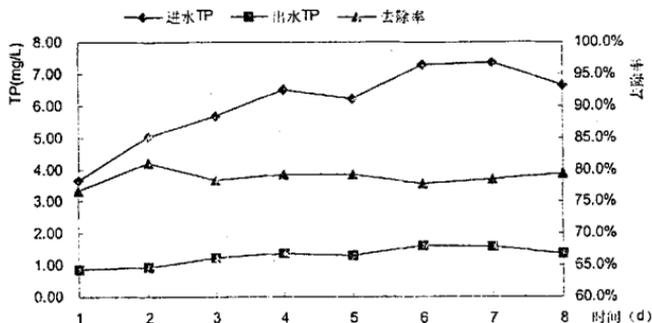


图 4-16 缺氧—好氧运行方式 TP 的去除效果

由图可知，进水 TP 在 3.65~7.37mg/L 之间，出水 TP 在 0.85~1.62 之间，去除率为 76.9%~81.1%，总体除磷效果较好。由于本试验将缺氧环节置于厌氧环节之前，首先降低了 NO_3^- -N 的浓度，避免了 NO_3^- -N 对厌氧环节的不利影响，保证了厌氧释磷地顺利进行^[28]，同时，原水的不断进入可以持续的为聚磷菌提供碳源。充分释磷的聚磷菌在好氧状态下可以更好的吸磷，所以本系统的除磷效果较好。因此，先厌氧、后缺氧是本工艺在除磷方面的特点。

第 5 章 最佳工况、运行方式的选择及经济效益展望

在前面试验研究的基础上，确定了一体化活性污泥法处理生活污水的最佳运行工况及系统运行方式的选择原则，并将本工艺和其它处理工艺相比较，展望其可能取得的经济效益。

5.1 对系统运行方式的选择

本工艺是好氧生物处理工艺，好氧处理部分有两种运行方式：好氧处理系统运行方式和缺氧—好氧处理系统运行方式。一般的说，好氧处理系统运行方式偏重于系统为好氧状态下对有机物的去除，更适合于没有脱氮除磷要求的污水处理；而缺氧—好氧运行方式无疑是针对同时要求去除有机物和脱氮除磷的污水处理。

从试验结果分析，好氧处理系统和缺氧—好氧处理系统两种方式都适合在中、低负荷下运行。试验表明，在负荷持续增高的情况下，好氧处理系统的运行方式其污泥沉降性能首先变差，发生污泥膨胀的可能性更大。缺氧好氧处理系统的运行特点与 A/A/O 工艺较为相似，前段的缺氧或厌氧阶段可以有效的防止丝状菌引起的污泥膨胀，改善污泥的沉降性能，因此 A 池和 C 池可以起到生物选择器的作用，在一定程度上控制污泥膨胀。从这个意义上来说，即使不要求脱氮除磷的工程，出于系统运行稳定性的考虑，选择缺氧—好氧处理系统运行方式也是可行的。

5.2 一体化活性污泥法处理生活污水最佳工况的确定

5.2.1 污泥负荷范围

试验中好氧处理系统运行时 HRT 为 8h, 进水流量为 13.5L/h, 其 N_s 保持在 0.11~0.58 kgCOD/kgMLSS·d 之间, 在此过程中, 出水 COD 浓度始终保持在 100 mg/L 以下。即使在 N_s 为 0.58 kgCOD/kgMLSS·d 的情况下, 出水 COD 浓度为 96.3 mg/L, 仍满足国家《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB18918-2002) 表 1 中二级标准的要求; 当 N_s 低于 0.44 kgCOD/kgMLSS·d 时, 绝大多数的出水 COD 浓度低于 60 mg/L, 达到 GB18918-2002 一级标准的要求。但是, 当 N_s 接近 0.6 kgCOD/kgMLSS·d 时, 污泥沉降性能变差, 有污泥膨胀迹象, 出水趋于超标, 在同一条件下重复此试验过程, 仍可观察到当 N_s 接近 0.6 kgCOD/kgMLSS·d 时, 出现类似现象。因此, 好氧系统运行方式的 N_s 不应超过 0.6 kgCOD/kgMLSS·d, 综合考虑进水浓度和 COD 去除率等方面因素, 最佳负荷宜在 0.3~0.5 kgCOD/kgMLSS·d 之间。

试验中缺氧—好氧系统运行时 HRT 为 12h, 进水流量为 9L/h, 其 N_s 保持在 0.10~0.74 kgCOD/kgMLSS·d 之间, 在此过程中, 出水 COD 一直保持在较低的水平, 绝大多数水样的 COD 低于 60mg/L, 满足国家《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB18918-2002) 表 1 中一级标准的要求, 当出现冲击负荷时, 进水 COD 为 1007.5 mg/L, N_s 为 0.74 kgCOD/kgMLSS·d, 而出水为 78.9 mg/L, 承受住了冲击负荷, 污泥沉降性能有变差的迹象, 但是污泥并未膨胀。因此, 综合考虑进

水浓度、COD 去除率和脱氮除磷效果等方面因素，缺氧—好氧系统的最佳负荷在 $0.3\sim 0.5 \text{ kgCOD/kgMLSS}\cdot\text{d}$ 。

综上所述，本工艺处理生活污水的推荐 N_s 为 $0.3\sim 0.5 \text{ kgCOD/kgMLSS}\cdot\text{d}$ 。

5.2.2 DO 的确定

好氧处理系统运行周期内只有曝气和沉淀两个过程，各单元池有完全混合的效果，因此可以通过对曝气量的调节使得各池的 DO 均值保持在 2 mg/L 以上，以顺利进行有机物的降解。在实际运行过程中单元池会由于进水而导致其 DO 降到 1.0 mg/L 以下，但是到了后续单元池后即 DO 恢复正常，试验表明进水导致的 DO 下降对处理效果没有显著的影响。

缺氧—好氧处理系统运行时，活性污泥要经过缺氧、厌氧和好氧三种状态，其中缺氧和厌氧阶段出现在 A 池和 C 池内，DO 会先降至 0.5 mg/L 以下，再降至 0.1 mg/L 以下。若对后续的 B1 池、B2 池和 B3 池保持同样的曝气量，可保持 B1 池 DO 在 1.0 mg/L 左右，支持同步硝化反硝化反应，而 B2 池和 B3 池的 DO 可保持在 2 mg/L 以上，顺利进行残余有机物降解、硝化和吸磷。

5.2.3 污泥浓度和运行周期的确定

污泥浓度和系统运行周期密切相关。A 池和 C 池的活性污泥交替进行积累和输出，当污泥从 A 池或 C 池向另一侧流动时，其流出量与

进水量和此阶段持续时间有关，一般应使 A 池或 C 池在流向改变时池内仍有一定浓度的污泥。

试验中，好氧处理系统一个周期为 8h，每 4h 改变一次流向，MLSS 为 2400~3400 mg/L；缺氧—好氧处理系统一个周期为 8h，每 4h 改变一次流向，缺氧（厌氧）搅拌时间为 3h，MLSS 为 2400~3000 mg/L。不论哪种运行方式，通常中间三池的 MLSS 能维持在 2000 mg/L 以上，而 A 池或 C 池在停止进水前 MLSS 能维持在 3000 mg/L 左右。

所以，两种运行方式均可采用 8h 为一周期，MLSS 为 3000 mg/L 左右的系统参数。

5.3 经济效益展望

本工艺采用交替运行、曝气、沉淀一体化型式，若应用于实际工程，其经济技术性较高，和传统的 A/A/O 工艺、SBR 工艺、氧化沟等相比具有如下优点：

1) 曝气与沉淀合用一个构筑物，不用另设二沉池，缺氧厌氧在同一空间内完成，不用另设厌氧池，减少了土建投资；

2) 不需要污泥回流，可比需要污泥回流系统的工艺降低能耗 15%~20%；

3) 构筑物一体化，可共壁合建，减少了土建投资和占地面积；

4) 在恒定水位下运行，可充分利用构筑物有效容积，出水堰固定，不需要安装滗水器，减少了设备投资。

5) 自动控制要求简单，可以用时间继电器（或 PLC）、气动隔膜

阀、小型空压机等即可完成自动控制，减少了自控方面的设备投资。

6) 系统整体可设计为地理式，有利于减少臭味外泄和视觉冲击。

从以上的分析可以看出，与其它工艺相比较，一体化活性污泥法处理系统能降低经常性能耗，减少占地面积、减少土建投资和设备投资，具有很好的经济效益。

第 6 章 结 论

1. 本课题研究设计了一种集厌氧、缺氧、好氧、沉淀为一体的活性污泥法污水处理系统,该系统可按好氧和缺氧—好氧两种运行方式运行,工艺流程简单、控制操作容易、工程造价低、动力消耗低,是一种优化的污水处理系统。

2. 处理典型的生活污水 (COD_{Cr} 为 250~400mg/L, BOD_5 为 100~200mg/L), 当一体化活性污泥法处理系统按好氧运行方式运行时,水力停留时间为 8 小时,系统对 COD_{Cr} 的去除率为 89%~92%; 当系统按缺氧好氧运行方式运行时,水力停留时间为 12 小时,系统对 COD_{Cr} 的去除率为 92%~94%。

3. 假设一体化活性污泥法处理系统为完全混合多级反应器,系统按好氧运行方式运行时,其有机物降解符合 Monod 方程式及推论,利用图解法得出系统的有机底物最大比降解速率 v_{max} 为 1.13d^{-1} , 饱和常数 K_s 为 53.39mg/L, 污泥产率系数 Y 为 0.4813mg MLVSS/mg COD, 衰减系数 k_d 为 0.08d^{-1} ; 系统按缺氧—好氧运行方式运行时,其有机物降解同样符合 Monod 方程式及推论,利用图解法得出系统的 v_{max} 为 2.37d^{-1} , K_s 为 138.78mg/L, Y 为 0.4205mg MLVSS/mg COD, k_d 为 0.0618d^{-1} 。

4. 当污水中的氨氮浓度为 38.4~56.6 mg/L, 总磷浓度为 3.65~7.37 mg/L, 缺氧—好氧处理系统的氨氮去除率为 80.1%~83.9%, 总磷去除率为 76.7%~81.1%。一体化活性污泥法处理系统的脱氮除磷功能得到强化。缺氧—好氧处理系统运行时由于活性污泥历经缺氧、

厌氧、好氧不断变化的环境条件，微生物非平衡增长，出现了较明显的同步硝化反硝化现象；厌氧阶段和缺氧阶段倒置，减小了 NO_3^- -N 对厌氧反应的影响，使得聚磷菌释磷更加充分，提高了好氧吸磷效率。

5. 本系统的运行方式可改善污泥沉降性能，在一定程度上控制污泥膨胀，系统在维持较高的有机物去除效率的同时，可以承受一定的冲击负荷。

6. 本系统的建议运行周期为 8h，每 4h 转换流向，建议 N_s 为 $0.3\sim 0.5\text{kgCOD/kgMLSS}\cdot\text{d}$ ，MLSS 为 3000 mg/L 左右。好氧运行方式的 DO 为 2 mg/L 左右为宜，缺氧—好氧运行方式接缺氧搅拌的第一个曝气池的 DO 为 1 mg/L 左右为宜，后续曝气池的 DO 为 2 mg/L 左右为宜。

参 考 文 献

- [1] 国家环境保护总局. 2002 年中国环境状况公报.
- [2] M. Kabacinski, et al. Strategies for Improvement of Sludge Quality and Process Performance of Sequencing Batch Reactor Plant Treating Municipal and Tannery Wastewater. *Wat. Sci. Tech.* 1998.38(4-5): 69~77
- [3] U. Rott, R. Minke. Overview of Wastewater Treatment and Recycling in the Textile Processing Industry. *Wat. Sci. Tech.* 1999, 40(1): 137~144
- [4] 邓荣森等, 城市污水处理与一体化氧化沟技术. *给水排水*, 2000, 26 (11): 28~31
- [5] 周蓓. SBR 工艺的分类和特点. *给水排水*. 2001, 27(2): 31~33
- [6] 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, 1999: 53~60, 110~114
- [7] Goronszy M.C. Cyclic Activated Sludge System Wastewater Treatment Technology. Information Package, Transenviro, Inc
- [8] Goronszy M.C. Industrial Application of Cyclic Activated Sludge Technology. *IAWQ yearbook 1997*: 35~38
- [9] Mervyn C. Goronszy, 朱明权等. 循环式活性污泥法(CAST)的应用及其发展. *中国给水排水*. 1996, 12(6): 4~10
- [10] 李探微, 彭永臻等, 一种新的污水处理技术 -MSBR 法, *给水排水*, 1999, 25(6): 10~12
- [11] 赵忠富, 付忠志, 污水 MSBR 系统工艺设计, *给水排水*, 2000, 26(11): 6~9
- [12] C.F. Forster. The Historical Development of Oxidation Ditch Oxidation Ditches in Wastewater Treatment. Chapter 1
- [13] 邓荣森, 李伟民等, 从运行方式看氧化沟技术的发展, *给水排水*, 2000, 26(3): 19~21
- [14] 汪永红, 双沟式氧化沟技术在城市污水处理中的应用, *中国给水排水*, 1998, 14(6): 20~22
- [15] 杨肇键, 三沟式氧化沟在处理城市污水中的应用, *中国给水排水*, 1992, (3): 18~22
- [16] 周律, 钱易等, 三沟式氧化沟处理城市污水中的效应, *中国给水排水*, 1997, 13(5): 4~7
- [17] 李海, 孙端征, 陈振选等, 城市污水处理技术及工程实例, 2002: 5
- [18] 国家环保局. 水和废水监测分析方法. 第三版. 中国环境科学出版社, 1997.
- [19] 许保玖, 龙腾锐. 当代给水与废水处理原理. 第二版. 高等教育出版社, 2000
- [20] 顾夏声. 废水生物处理数学模式. 第二版. 清华大学出版社, 1993: 54~69
- [21] Randall c w, et al. The case for anaerobic reduction of oxygen requirement Research. 1992, 64(6): 823~821
- [22] 杜英豪. A/O 除磷工艺中的污泥膨胀与控制. *给水排水*. 2000, 26(2): 17~21
- [23] 李彩斌, 汪慧贞. 好氧生物选择器工艺中曝气池运行参数的研究. *给水排水* 2000, 26(2): 17~21

- [24] J Chudoba, J S Cech, J Farkac, P Grau. Control of activated sludge filamentous bulking-Experimental verification of a kinetic selection theory. *Water Research*.1985, 19(2): 191~196
- [25] Stenstrom M K, et al. Effects of oxygen transport limitation on nitrification in the activated sludge process. *Journal of The Water Pollution Control Federation*. 1991,63(3): 208~219
- [26] 郑兴灿,李亚新. 污水除磷脱氮技术.中国建筑工业出版社,1998
- [27] 华光辉,张波.城市污水生物除磷脱氮工艺中的矛盾关系及对策. *给水排水* 2000,26(12):1~4
- [28] 张波,高延耀. 生物脱氮除磷工艺厌氧/缺氧环境倒置效益. *中国给水排水*.2000,16(4): 14~16
- [29] 向仁军,张在峰,李和平.一体化生物除磷脱氮工艺装置. *中国给水排水*.2000,16(4): 14~16
- [30] 吕锡武,李峰,稻森悠平,水落元之. 氨氮废水处理过程中的好氧反硝化研究. *给水排水* 2000,26(4): 17~20
- [31] Maasuda S,Watanabe Y and Ishiguro M. Bio-film properties and simultaneous nitrification and denitrification in aerobic rotating biological contactors. *Wat Sci Tech*.1991,23: 1355~1363
- [32] Elisabeth V Munch, et al. Simultaneous nitrification and denitrification in bench-scale sequencing batch reactor. *Water Res*.1996, 30(2)
- [33] Bruce E Rittmann, Wayne E Langeland. Simultaneous denitrification with nitrification in single-channel oxidation ditches. *WPCF*.1985, 57(4)
- [34] Mervyn C Goronszy, Gunnar Demoulin and Mark Newland. Aerated nitrification in full-scale activated sludge facilities. *Wat Res Tech*. 1997,35(10)
- [35] 高延耀等, 生物脱氮工艺中的同步硝化现象, *给水排水*, 1998, 24 (12): 6~9
- [36] 彭党聪, 王志盈, 袁林江, 任勇翔. 活性污泥系统非平衡增长理论及其应用. *中国给水排水*. 2001, 17 (2): 19~21
- [37] 郑兴灿. 污水生物除磷机理述评. *环境科学*. 1990, 11 (1)