

## 摘 要

水资源短缺是制约我国经济和社会发展的重要因素，而大量的城市污水未经任何处理或略加处理直接排入水域是造成水环境质量在总体上继续恶化的主要原因，因此，研究开发符合我国国情的简易高效低耗城市污水处理新工艺是当务之急，侧向流生物滤池就是解决这一问题的重要技术途径之一。本文对采用酶促生物填料的侧向流生物滤池处理城市污水进行了实验性试验研究，试验内容包括滤池的常温启动、滤池在常温下处理城市污水的性能及相关参数对处理效果的影响等。

本次试验首先在学校采用学生宿舍生活污水作为反应器的进水。进水 COD 为 200~500mg/l, pH 为 7.3~8.2ml/l, SS 为 90~170mg/l 等, 在 HRT 分别为 6.5、7、8、10、12h 下试验, COD、SS 的去除率分别达 80%和 90%以上, 在 HRT 为 6.5 时效果不理想。反应器进行了改良后并将试验移至重庆渝北城南污水处理厂进行, 取初沉池出水作为反应器的进水。进水 COD 为 189~553mg/l, pH 为 7.4~7.8ml/l, SS 为 100~149mg/l 等。取相同的进水流量, 在 HRT 分别为 4.8、6.3、7.7、8.9、11.1 下试验。结果表明改进后的反应器在 HRT4.8、6.3 的工况下 COD、SS 的去除率也能达到 80%和 90%以上。反应器的基本运行参数组合: 厌氧区保持含氧量在 0.15mg/l, 好氧区保持含氧量在 2~4mg/l, HRT 不小于 4.8h。

试验结果表明: 侧向流生物滤池在常温条件下以硝化污泥为接种污泥, 两周左右完成启动过程; 当进水 COD 在 200~500mg/l 范围内变化, 水力停留时间大于 7h, 填料层有机容积负荷小于  $4.954\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$  时, 常温下(11.0~25.0 °C)COD 去除率大于 70%, 出水 SS 小于 10mg/l; 同时, 滤池对 N、P 也有一定的去除效果。

本文研究结果对于中小型污水厂的建立具有积极的参考指导作用。

**关键词:** 侧向流曝气生物滤池, 城市污水

## ABSTRACT

Shortage of water resource is an important restricting-factor of the economy and society development in China, and a great deal of municipal sewage directly draining into water body without any treatment or with little treatment is a main cause why the quality of water environment has been deteriorating as a whole. So it is urgent to research and develop simple, high-efficient, low-consumptive treatment techniques for municipal sewage correspond to the situation of China. Landscape orientation aerated biofilter is one of the important technical approaches to resolve the problem. The study focuses on municipal sewage treatment using a landscape orientation aerated biofilter in which enzyme-promoted media is used. It includes start-up of the filter under condition of natural temperature, and performance of the filter treating municipal sewage under condition of natural temperature, and the effects of the parameters correlated to the filter.

We do the experiment at school from August to December. The inflow COD, SS, pH is 200~500mg/l, 90~170mg/l and 7.3~8.2mg/l. The experiment have five periods. We do it in different HRT, COD and SS removal efficiency is above 80% and 90%, thereafter, the device was been done some progress. And moved to wastewater factory from April to December. The inflow COD, SS, pH is 189~553mg/l, 100~149mg/l and 7.4~7.8mg/l. The experiment also have five periods and have same flux behind the front experiment. HRT is 4.8, 6.3, 7.7, 8.9 and 11.1 hours. Under less HRT (4.8h and 6.3h), the COD and SS removal efficiency also is above 80% and 90%. From this experiment we can draw a conclusion the basic parameter is we should keep the mount of oxygen is less 0.15mg/l in anaerobic area and more 2mg/l in aerobic area. HRT is not less 4.8 hours.

The results demonstrate: It takes about two weeks to complete the start-up under the normal condition with the nitrified sludge as seed. When the COD in influent varies between 200~500mg/l, and HRT is above 7.0h, and organic volume loading rate of media layer is below 4.954KgCOD/(m<sup>3</sup> · d), the COD removal efficiency can stabilize above 70% under the condition of 11.0~25.0°C, and the SS in effluent is below 10mg/l. Besides, N, P in influent can be remove to some degree.

The result of research is active guide effect to middle of small wastewater factory.

**Key words:** Landscape Orientation Aerated Biofilter, Municipal Sewage

## 1 前言

中国是水资源匮乏的国家,人均水资源占有量仅为世界人均占有量的 1/4,在分布上又很不均匀,且逐年有下降趋势。2001 年全国平均年降水量 612 毫米,折合降水总量 58122 亿立方米,比常年(多年平均)少 4.1%。北方五个流域片(松辽河、海河、黄河、淮河、内陆河)降水量比常年少 14.5%,南方四个流域片(长江、珠江、东南诸河、西南诸河)降水量比常年多 1.0%。2001 年全国地表水资源量 25933 亿立方米,折合年径流深 273 毫米,比常年少 0.8%。北方五个流域片地表水资源量比常年偏少 21.4%,南方四个流域片则偏多 3.5%。2001 年全国地下水资源量 8390 亿立方米,大部分与地表水资源量重复,不重复的只有 935 亿立方米。将地表水资源量与地下水资源量中的不重复量相加,全国水资源总量为 26868 亿立方米,比常年少 2.2%<sup>[1]</sup>。

同时我国的水污染问题也非常严重,根据 2003 年环境质量公报:在 2002 年,七大水系 741 个重点监测断面中,29.1%的断面满足 I~III 类水质要求,30.0%的断面属 IV、V 类水质,40.9%的断面属劣 V 类水质。其中七大水系干流及主要一级支流的 199 个国控断面中,I~III 类水质断面占 46.3%,IV、V 类水质断面占 26.1%,劣 V 类水质断面占 27.6%。而在 2002 年,全国工业和城镇生活废水排放总量为 439.5 亿吨,比上年增长 1.5%。其中工业废水排放量 207.2 亿吨,比上年增长 2.3%;城镇生活污水排放量 232.3 亿吨,比上年增长 0.9%。废水中化学需氧量(COD)排放总量 1366.9 万吨,比上年减少 2.7%。其中工业废水中 COD 排放量 584.0 万吨,比上年减少 3.9%;城镇生活污水中 COD 排放量 782.9 万吨,比上年减少 1.8%<sup>[2]</sup>。

环境保护是我国的基本国策,经济发展必须解决好与环境之间的矛盾。随着工农业的发展和人口的增加,人们对水的需求量也日益增加。同时产生的废水量也大大增加,但这也并不意味着水体污染也越来越严重。据统计,2002 年,全国工业废水排放达标率为 88.3%,比上年提高 2.7 个百分点。其中重点企业工业废水排放达标率为 89.4%,比上年提高 2.5 个百分点;非重点企业工业废水排放达标率为 80.3%,比上年提高 6.6 个百分点<sup>[2]</sup>。这也说明近年来我国的污水处理技术也有了长足的进步。

### 1.1 我国污水处理技术现状及发展方向

我国污水处理的历史始于 1921 年,直至改革开放近二十年来才取得迅速的发展。污水生物处理的主要去除对象就是呈溶解态和胶体状态的有机污染物质,利用微生物的新陈代谢作用使之转化成为稳定的无害化物质。按照反应过程中有无

氧气的参与,污水生物处理可分为好氧处理工艺和厌氧处理工艺两大类<sup>[3]</sup>,前者多用于处理中等浓度以下的城市污水,而后者则多用于处理高浓度的有机污水和污水生物处理中产生的污泥。按照污水处理生物反应器中微生物的生长状态,污水生物处理还可以划分为悬浮生长工艺和附着生长工艺(固定膜)前者以活性污泥法为代表,微生物在曝气池内以活性污泥的形式呈悬浮状态,而后者则以生物膜法为代表,微生物以膜状固着在某种载体的表面上<sup>[4]</sup>。

活性污泥法是当今世界内应用最为广泛的一种生物处理工艺,具有处理能力高、出水水质好等优点,但传统活性污泥法的基建与运行费用较高、能耗较大、管理也较复杂、易出现污泥膨胀和污泥上浮等问题,对 N、P 等营养物质去除效果有限,因而近 20 多年来研究者们在对活性污泥法本身改进的同时,又致力于寻找活性污泥法的替代工艺或革新于代用处理技术<sup>[5]</sup>。活性污泥法的主要工艺形式有 AB 污水生物处理技术、ABR 污水生物处理技术、SBR 污水生物处理技术、LINDE 污水生物处理技术、人工湿地污水处理技术、氧化沟污水生物处理技术和 UASB 污水生物处理技术等<sup>[6]</sup>。

生物膜法是使微生物附着在载体表面上,污水在流经载体表面过程中,通过有机营养物的吸附、氧向生物内部的扩散以及在膜中所发生的生物氧化等作用,对污染物进行分解。活性污泥法和生物膜法的区别不仅在于净化微生物固着方式不同,而且重要在于扩散过程在生物膜动力学行为中是一个必须考虑的因素。

生物膜法与活性污泥法比较,具有以下特征:

#### 1、生物相多样化

生物膜是固定生长的,具有形成稳定生态的条件,能够栖息增殖速度慢,世代时间长的细菌和较高级的微型生物,故用生物膜法可获得很高的脱氮能力。在生物膜上出现的生物,在种属上要比在活性污泥中丰富得多,除细菌、原生动物外,而且还能出现在活性污泥中比较少见的真菌、藻类、后生动物以及大型的无脊椎生物等。

#### 2、生物量多、设备处理能力大

生物膜法普遍的特点之一是膜具有较少的含水率,单位体积内的生物量有时可多达活性污泥的 5~20 倍,因此处理构筑物具有较大的处理能力。

#### 3、剩余污泥的产量少

在生物膜中,较多栖息着高次营养水平的生物、食物链较活性污泥的为长、剩余污泥量较活性污泥要少。

#### 4、运行管理比较方便

生物膜法不需要污泥回流,因此不需要经常调整污泥量和污泥排除量,易于维护管理。



活性污泥法普遍存在污泥膨胀问题,对处理效果影响很大,甚至使处理工艺遭到破坏。而生物膜法由于微生物固着生长,故无此问题。丝状菌的大量繁殖,可导致活性污泥膨胀,但另一方面丝状菌又具有相当强的氧化能力。生物膜法可充分利用丝状菌的长处而克服其缺陷。

#### 5、工艺过程比较稳定

有机负荷和水力负荷的波动影响较小,即使工艺遭到较大的破坏,恢复起来也比较快。由于固着生长的特点,处理构筑物还可间歇运行。

#### 6 动力消耗较少

当采用在填料下直接曝气时。由于气泡的再破裂提高了充氧效率,加上厌气膜不消耗氧的特性,故一般动力消耗较活性污泥法要小。

从上面的分析我们可以很清楚的看到生物膜法在更多方面优于活性污泥法,生物膜法也将有广阔的前景。

## 1.2 曝气生物滤池工艺

### 1.2.1 生物膜法

废水的生物膜处理法,简称生物膜法,日本多称生物过滤法.它与活性污泥法并列,既是古老的、又是发展中的污水生物处理技术<sup>[12]</sup>。

在 19 世纪末的 1893 年,英国进行将污水在粗滤料上喷洒进行净化试验取得了良好的净化效果,作为生物膜反应器的生物滤池开始问世,并从此开始用于污水处理的实践。

在 20 世纪 20~30 年代,开始建造了许多生物膜反应器系统,其主要形式就是生物滤池。与微生物处于悬浮生长状态的活性污泥法相比,虽然生物滤池具有生物量高和净化效果较好等优点,但由于水量负荷和 BOD 负荷均较低、环境卫生条件较差、处理构筑物占地面积较大且有可能被脱落的生物膜堵塞等缺点、在 40~50 年代生物滤池也有逐渐被活性污泥法取代的趋势。

在此期间,作为生物膜反应器的生物滤池的填料主要是碎石、卵石、炉渣和焦炭等实心拳装的无机性天然滤料,一般具有比表面积小和空隙率低等缺点。到了 60 年代,新型的有机合成材料开始大量生产,广泛使用的有由聚乙烯、聚苯乙烯和聚酰胺等制成的波纹板状、列管装和蜂窝状等有机人工合成填料,其比表面积和空隙率大大增加。再加上环境保护对水质要求的进一步提高,生物膜反应器获得了新的发展,到了 70 年代,除了普通生物滤池(Trickling Filters,也称滴滤池)外,生物转盘(RBC)、淹没式生物滤池(Submerged Biofilm Reactor)和生物流化(Fluidised Bed)技术都得到了比较多的研究与应用<sup>[7][8][9]</sup>。近年来,生物膜反应器以其独特的优势更受广大研究者和工程师们的关注,又涌现出大量新型单一或

复合式生物膜反应器 (Hybrid bio-reactors), 如微孔膜生物反应器 (Membrane Biofilm Reactor)、气提式生物膜反应器 (Air-lifts)、移动床生物膜反应器 (Moving Bed Biofilm Reactor)、复合式活性污泥生物膜反应器 (Hybrid Activated Sludge-Biofilm Reactor)、序批式生物膜反应器 (Sequencing Batch Biofilm Reactor)、升流式厌氧污泥床-厌氧生物滤池 (UASB-AF) 及附着生长稳定塘 (Attached-growth Ponds), 等等<sup>[10][11]</sup>。

由此可见, 生物膜反应器发展迅速, 由单一到复合, 有好氧亦有厌氧, 逐步形成了一套较完整的污水生物处理工艺系列, 如图 1.1 所示。

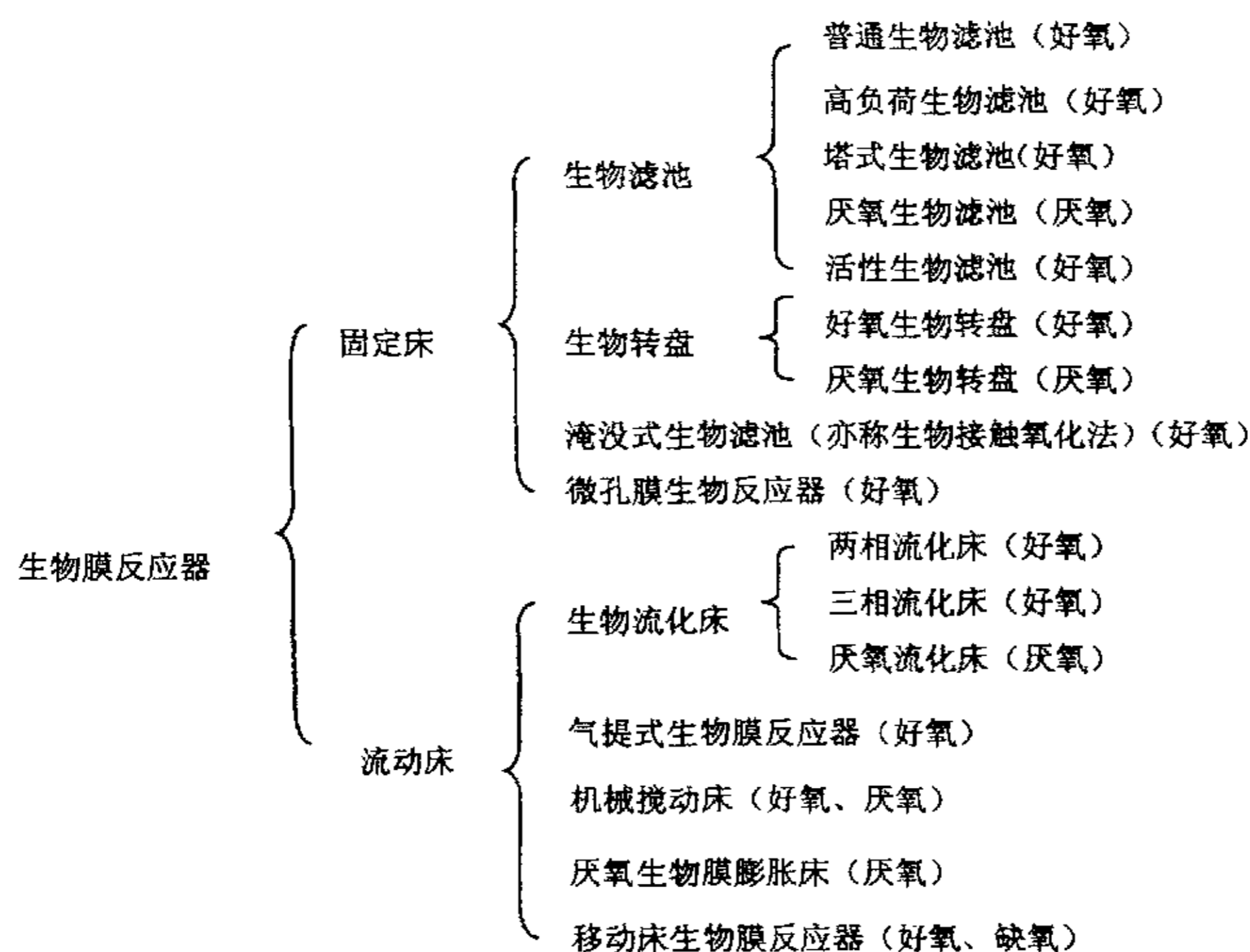


图 1.1 生物膜反应器概述

Fig1.1 Biofilm reactors

根据生物膜反应器内微生物附着生长载体的状态, 生物膜反应器可以划分为固定床和流动床两大类。在固定床中附着生长载体固定不动, 在反应器内的相对位置基本不变; 而在流动床中附着生长载体不固定, 在反应器内处于连续流动的状态。基于操作时是否有氧气的参与, 各生物膜反应器或者处于好氧状态, 或者处于缺氧和厌氧状态<sup>[13]</sup>。

近年来, 生物膜反应器已经渗透和复合到污水生物处理的其他工艺中, 形成各种各样的复合式生物膜反应器, 其主要类型有:

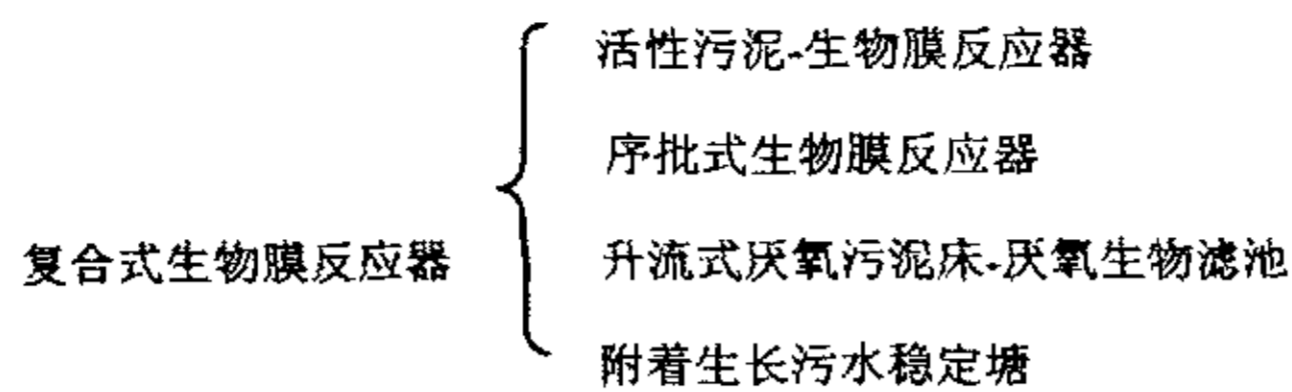


图 1.2 复合式生物膜反应器

Fig 1.2 Hybrid bio-reactors

### 1.2.2 曝气生物滤池

曝气生物滤池是生物膜法中的重要组成部分,是在生物接触氧化工艺的基础上发展起来的一种好氧废水处理工艺,70年代末80年代初出现于欧洲,其突出的特点是在一级强化处理的基础上将生物氧化与过滤结合在一起,滤池后部不设沉淀池,通过反冲洗再生实现滤池的周期运行,由于其良好的性能,应用范围的不断扩大,在经历了80年代中后期的较大发展后,到90年代初已基本成熟,在废水的二级、三级处理中,曝气生物滤池(biological aerated filter)体现出处理负荷高、出水水质好,占地面积省等特点<sup>[14][15]</sup>。

### 1.2.3 现有主要曝气生物滤池工艺及其特点

BAF工艺类型和操作方式有多种,各具特点,但其基本原理是一致的。曝气生物滤池处理污水的原理是反应器内填料上所附生物膜中微生物氧化分解作用,填料及生物膜的吸附阻留作用和沿水流方向形成的生物链分级捕食作用以及生物膜内部微环境和厌氧段的反硝化作用等<sup>[16]</sup>。

国内外曝气生物滤池(BAF)的应用和研究进展<sup>[17]</sup>

#### 1) 上流式曝气生物滤池

上流式曝气生物滤池(up-flow biofiltration reactor)是近年来在欧洲发展起来的新型污水处理技术,能有效地去除SS、COD<sub>Cr</sub>、BOD<sub>5</sub>、NH<sub>3</sub>-N等。其工艺原理是在滤池内部装填粒状陶料,其表面长有生物膜,污水由下至上流过滤料层,池底则提供曝气,气水同为上向流,使废水中的有机物得以降解和硝化<sup>[18][19]</sup>。陶粒粒径为3.5~4mm,密度为1.35~1.42g/cm<sup>3</sup>,堆积密度为0.75~0.9g/cm<sup>3</sup>,比表面积可达3.98m<sup>2</sup>/cm<sup>3</sup>,因此可积累高浓度的微生物量(达10~15g/L),使曝气生物滤池的容积负荷增大到6~10kgBOD<sub>5</sub>/(m<sup>3</sup>·d),池容和占地面积大大降低(是普通活性污泥法或接触氧化法的1/10左右),并起到生物过滤的作用,不需再设二沉池。另外,为避免积累的生物污泥和悬浮固体堵塞生物滤池,只需定期利用处理后出水进行反冲洗。

上流式曝气生物滤池在进水BOD<sub>5</sub>容积负荷为6kgBOD<sub>5</sub>/(m<sup>3</sup>·d)时,出水SS和

BOD<sub>5</sub><20 mg/L, CODCr<60mg/L, 远低于国家《污水综合排放标准》(GB 8978-1996)之一级标准。它采用气水平行上向流,防止了气泡在滤层中的凝结,氧利用率高,能耗低。上向流过滤持续在整个滤池高度上提供正压条件,可更好地避免沟流或短流,即使采用高滤速和高负荷,仍能保证工艺的持久稳定性和有效性,并使空间过滤被更好地运用,即空气将固体物质带入滤床深处,保持高负荷、均衡的运行,延长反冲洗周期,减少清洗时间和清洗时的用水、用气量。

## 2) BIOFOR 曝气生物滤池

BIOFOR 是继滴流滤池(Trickling Filter)和干燥过滤系统之后的第三代污水处理生物膜反应池。它不仅具有生物膜工艺技术的优势,同时也起着有效的空间滤池作用<sup>[20][21]</sup>。

BIOFOR 实际上就是“氧化向上汇流生物滤池”(Oxygenated Cocurrent Upflow Biofilter),在 BIOFOR 中,气、水从滤池底部经滤料平行流出,通过高强度空气扩散器(OXAZUR)进行氧化。

BIOFOR 艺具有下列优点:

①气、水平行流动使得气、水能够充分高效地均分,从而防止了气泡凝结,这样可以在能源上花费较低的成本而得到较高的供氧效率;

②与下向流过滤相反,上向流过滤持续在整个滤池高度上,从而提供了正压条件,这样可避免因产生沟流影响过滤而形成的气阶(GasPockets);

③形成对整个工艺有益的半柱推条件(quasi plug conditions),所以即使采用高过滤速度和负荷,仍保证 BIOFOR 工艺的持久稳定性和有效性;

④由于空气将固体物质带入滤床,空气和污水平行流动从而能使过滤效率高,最终在滤池中可得到高负荷、均匀的固体物质,通过提高反冲洗之前的运行时间,可减少大量的情洁时间。

⑤反应器的高度可达 4m,因而占地较少,对那些可用地皮较小或需要节约用地的单位来说是十分适用的。

⑥BIOFOR 可和其它传统工艺组合使用,可使一些过去的老厂随时随地进行技术改造,避免了资源的浪费。

## 3) 下流式曝气生物滤池

下向流以 OTV 公司的 BIOCARBONE 工艺为代表。在 BIOCARBONE 工艺中,经预处理的污水从滤池顶部进入,在滤池底部进行曝气,气水处于逆流。在反应器中,有机物被微生物氧化分解, NH<sub>3</sub>-N 被氧化成 NO<sub>3</sub>-N,另外由于在生物膜的内部存在厌氧/兼氧环境,在硝化的同时实现部分反硝化<sup>[22]</sup>。在无脱 N 要求的情况下,从滤池底部的出水可直接排出系统,一部分留做反冲洗之用。

## 4) 微污染原水预处理及污水深度处理的新工艺——BIOSMEDI 滤池



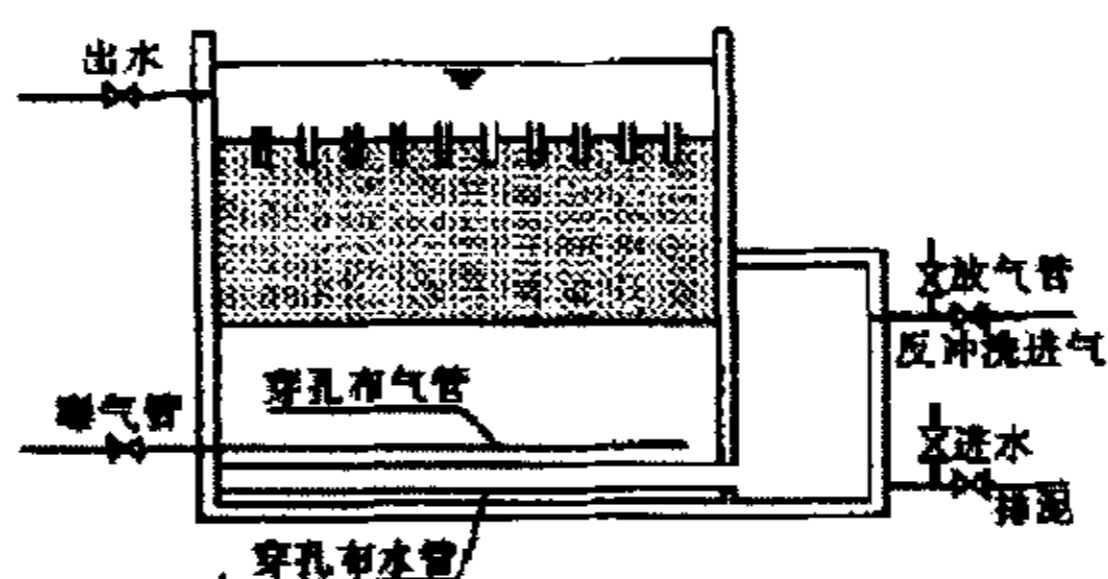


图 1.3 BIOSMEDI 滤池反应器构造图

Fig 1.3 The BIOSMEDI reactors' sketch map

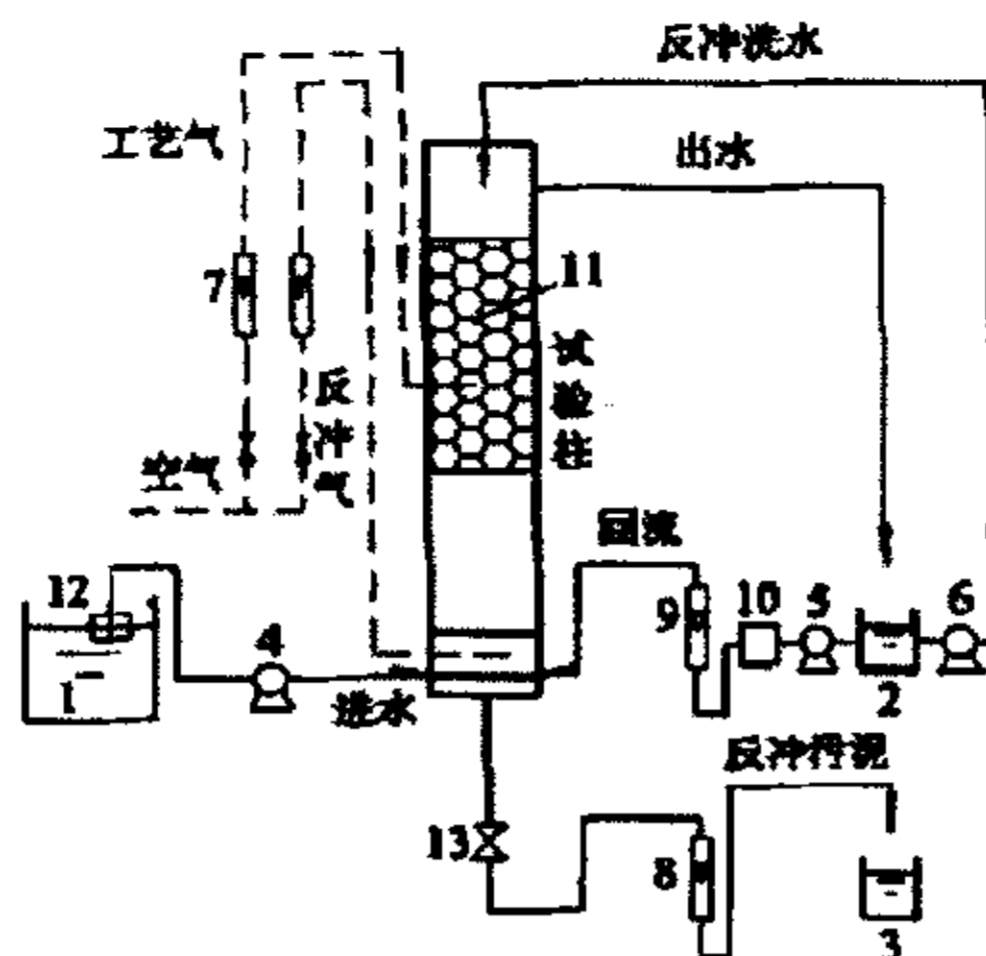
上图即为 BIOSMEDI 滤池构造图。其工作原理如下：

生物滤池为周期运行，从开始到过滤到反冲洗结束为一个周期。正常运行时，原水通过进水分配槽进入滤池下部，在滤料阻力的作用下使滤池进水均匀；穿孔布气管安装在滤层下部，空气通过其进行布气。原水经过滤层后，滤层表面附着的大量微生物和填料中的微生物利用进水中的溶解氧去除一部分有机物及氨氮，同时悬浮物质经过滤层后明显减少，不会造成滤头堵塞，出水由上部清水区排出。随着过滤的进行，滤层中的生物膜增厚，过滤水头增大，此时需要对滤层进行反冲洗。由于滤料密度小，采用常规的水反冲、气水反冲等方法均难以奏效，所以使用脉冲冲洗，反冲洗取自滤池出水<sup>[23][24]</sup>。反冲洗过程为：当某格滤池需要反冲洗时，首先关闭进水阀及曝气管，打开滤池反冲洗气管，排除气室内的水以形成空气垫层，当空气垫层达到一定容积后，此时滤层中从上到下的冲洗水流量瞬时加大，导致滤料层突然向下膨胀，可以对滤层进行有效的脉冲反冲洗，把附着在滤料上的悬浮物质洗脱<sup>[25]</sup>。通过几次脉冲后，打开穿孔排泥阀，利用其他正在运行的生物滤池出水对滤层进行漂洗，可有效地达到清洁滤料的目的。

经过较长时间的运行，表明该生物滤池在 10℃ 以上，进水氨氮、溶解氧等都正常的情况下，氨氮的去除负荷达到  $0.5\text{kgNH}_3\text{-N}(\text{m}^3\cdot\text{d})$  以上，适用于微污染原水预处理及污水的深度处理。

#### 5) A/O 一体式曝气生物滤池

缺氧—好氧一体式曝气生物滤池将生物处理中的缺氧段和好氧段有机地结合起来，利用缺氧段中反硝化菌的反硝化作用实现脱氮作用<sup>[26][27]</sup>，利用好氧段中好氧菌对有机污染物质的高效去除作用实现对有机污染物的去除，具有负荷高、出水水质好、占地省等优点。试验装置如下图：



1—原水水箱;2—回流水箱;3—污泥水箱;4—进水柱塞式  
 计量泵;5—回流隔膜式计量泵;6—反冲洗离心泵;7—空  
 气流量计;8—反冲污泥液体流量计;9—回流液体流量计;  
 10—稳压箱;11—填料;12—洗水器;13—反冲阀门

图 1.4 A/O 一体式曝气生物滤池

Fig 1.4 A/O integrative aerated biofilter reactors

经试验得知:

缺氧—好氧曝气一体式生物滤池对生活污水有着良好的处理效果。原水水力负荷为 1.1m/h、回流比为 2,系统在气水比为 4:1、5:1 和 6:13 个工况下对 SS 的去除率均在 88%以上,对 COD 的去除率大于 75%,对 BOD5 的去除率大于 90%,对氨氮的去除率变化较大,但处理出水均可稳定地达到国家二级排放标准。它具有以下特点。

①微生物相多样化,生物的食物链长,并能存活世代时间较长的微生物

由于生物膜上的微生物没有象活性污泥法中的悬浮生长微生物那样承受强烈的曝气搅拌冲击,生物膜反应器为微生物的繁衍、增殖及生长栖息创造了安稳的环境,除大量细菌生长外,还可能出现大量真菌(丝状菌),线虫类、轮虫类及寡毛虫类出现的频率也较高<sup>[28]</sup>。由此看来,生物膜上能够栖息高次水平的生物,在捕食性纤毛虫、轮虫类、线虫类之上还栖息着寡毛虫和昆虫,因而在生物膜上能形成较长的食物链<sup>[29][30]</sup>。又由于生物膜附着生长在固体填料上,其生物固体平均停留时间(即污泥龄)较长,因此在生物膜上能够生长世代时间较长、增殖速度慢的微生物,如硝化菌等。

②微生物量多,处理能力强,净化功能显著提高<sup>[31]</sup>

由于微生物附着生长并使生物膜具有较少的含水率,单位反应器容积内的生物量可高达活性污泥法的5~20倍,因而曝气生物滤池反应器具有较大的处理能力。又由于有世代时间较长的硝化菌生长繁殖,反应器不仅能有效地去除有机污染物,而且更具有一定的硝化功能,因而其净化功能显著提高。

③污泥沉降性能良好,易于固液分离;剩余污泥产量少,降低污泥处理与处置费用

由生物膜上脱落下来的污泥,因所含动物成分较多和比重大,且污泥颗粒个体较大,因而具有良好的污泥沉降性能,易于固液分离。在生物膜中,因较多栖息着高次营养水平的生物、食物链较长,因而剩余污泥量明显减少,特别是在生物膜较厚时,底部厌氧层的厌氧菌能够降解好氧过程合成的剩余污泥,从而使总的剩余污泥量大大减少,因而可减轻污泥处理与处置的费用。

④耐冲击负荷,对水质、水量变动具有较强的适应性,并能处理低浓度的污水

曝气生物滤池受水质、水量变化而引起的有机负荷和水力负荷波动的影响较小、即或有一段时间中断进水或工艺遭到破坏,反应器的性能亦不会受到致命的影响,恢复起来也较快。再有,生物膜反应器系统可处理进水BOD低于50~60mg/l的污水,使其出水BOD低至5~10mg/l,这点是活性污泥法无可比拟的。

⑤易于运行管理,减少污泥膨胀问题

曝气生物滤池由于具有较高的生物量,一般不需要污泥回流,因而不需要经常调整反应器内污泥量和剩余污泥排放量,易于运行的维护与管理。另外,在活性污泥法中,因污泥膨胀问题而导致的固液分离困难和处理效果降低一直困扰着操作管理者,而生物膜反应器由于微生物附着生长,即时丝状菌大量繁殖,也不会导致污泥膨胀,相反还可以利用丝状菌较强的分解氧化能力,提高处理效果。

除了以上所述优点。它还有一些独到的特征:不仅使用于处理城市污水和低浓度的有机污水,更适用于处理进水BOD浓度高达15000mg/l的高浓度有机污水;勿需曝气充氧设备,因而节省能源;有机物容积负荷率高,一般可达5~10kgCOD/(m<sup>3</sup>.d);去除有机物COD的同时可产生0.35~0.45m<sup>3</sup>/kgCOD的沼气;耐冲击负荷能力强,并可降解多种有机污染物。

### 1.3 问题的提出

除上面所述的曝气生物滤池的好的特征外,当然也有它也存在不足,如需要较多的填料和支撑结构,在不少情况下基建投资超过活性污泥法;出水常常携带较大的脱落的生物膜片,大量非活性细小悬浮物分散水中使处理水的澄清度降低;反应器启动需时较长且处理水有时达不到排放标准等,但综合比较起来,曝气生物滤池还是具有着活性污泥法等其他处理工艺不可代替的优势。

由于曝气生物滤池反应器本身内在的优点,近年来国内外一些专家学者均对此进行更为深入的研究,内容涉及到生物膜载体的开发与改良、微生物在载体表面的固定机理与技术、生物膜增长与对有机物的去除等,因而使得对滤池反应器的研究进一步向纵深发展。

今后,滤池反应器的研究将更趋向于进一步探讨微生物在载体表面的固定机理,开发工程实际中普遍适用的微生物固定技术,优化生物膜结构及各种反应器工艺系统。进一步使各种膜反应器系统的净化功能更为广谱与高效,使其净化功能进一步提高。深入研究生物膜微生物的增长及底物去除动力学和生物膜微生物的能量代谢。生物滤池反应器更朝着节能和自动化控制方向发展。

#### 1.4 主要研究内容

为研究适合三峡库区地理与经济状况的高效低耗污水处理生物滤池工艺与设备,采用自然曝气或间歇曝气方式供氧,采用新型需氧催化生物填料作滤料,使生物曝气滤池具有高效、低耗、投资省、易管理的特点,以便于在三峡库区推广使用。本文对该废水的处理进行试验性研究。主要研究内容(1)曝气生物滤池对氧的需求过程研究;(2)曝气生物滤池的曝气方式研究;(3)新型曝气生物滤池处理城市污水工况研究。



## 2 反应器设计与流态试验

### 2.1 反应器装置设计

大多数曝气生物滤池都存在出水携带较大的脱落的生物膜片,大量非活性细小悬浮物分散水中使处理水的澄清晰度降低的问题。因此我们认为如果在生物处理部分的前后都设置沉淀池就可以一定程度上缓解这个问题。随着处理时间的增长,滤料堵塞问题也会越来越严重,为此我们必须反冲洗。是否我们能省去反冲洗这个必须阶段或将反冲洗的周期尽量延长。我们对反应器做了如下设计。模型曝气生物滤池由有机玻璃加工而成,尺寸为 $1600\text{mm}\times 600\text{mm}\times 1500\text{mm}$ 。由进水区、初沉池、厌氧区、过渡区、好氧区、二沉池和出水区组成。其中厌氧区尺寸为 $500\text{mm}\times 300\text{mm}\times 600\text{mm}$ ,含有4个滤料框( $100\text{mm}\times 270\text{mm}\times 600\text{mm}$ );好氧区尺寸为 $1000\text{mm}\times 300\text{mm}\times 600\text{mm}$ ,含有7个滤料框( $100\text{mm}\times 270\text{mm}\times 800\text{mm}$ )。填料框呈S型摆放,以便能在某一个填料框有堵塞现象时水仍然能从边壁流过,减小堵塞给反应器带来的不利影响。

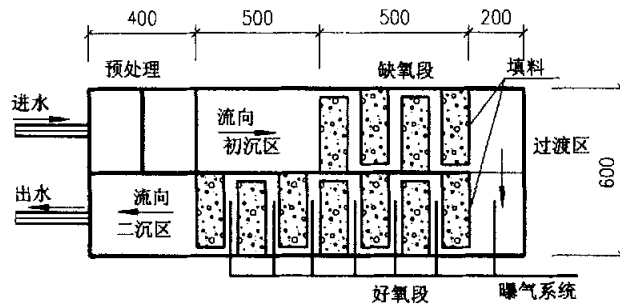


图 2.1 反应器平面布置图

Fig 2.1 The plane of reactor

实验装置如下图(2.2~2.3):

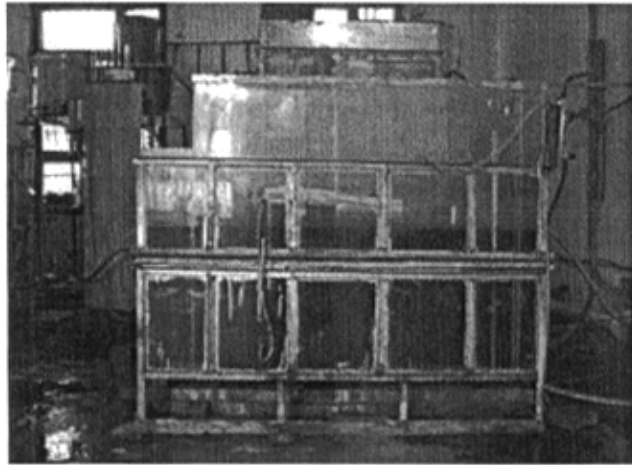


图 2.2 试验装置实物图 1

Fig 2.2 Experiment device 1

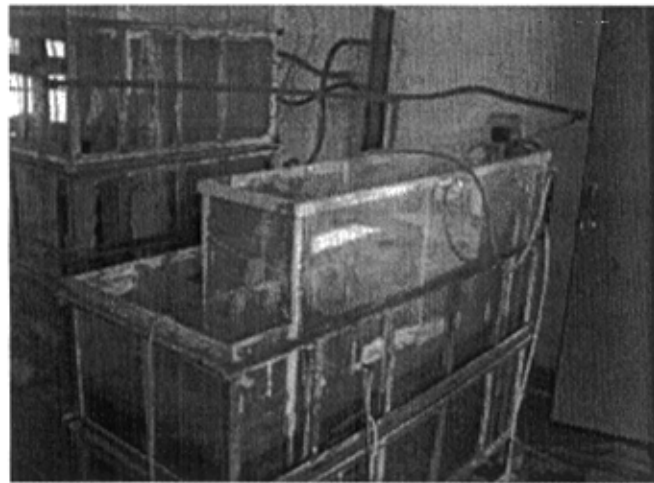


图 2.3 试验装置实物图 2

Fig 2.3 Experiment device 2

## 2.2 试验测试方法及标准

### 2.2.1 测试方法

试验检测项目及检测方法见下表 2.1 及 2.2

表 2.1 检测项目与检测周期

Table 2.1 Test items and periods

序号	检测项目	测试周期
1	COD <sub>Cr</sub>	每天一组
2	BOD <sub>5</sub>	每周一组
3	PH	随时
4	进出水 SS	每天一组
5	温度、DO	随时
6	NH <sub>3</sub> -N	两天一组
7	生物相	每周一组
8	TP	两天一组
9	TN	两天一组

表 2.2 分析项目和方法一览表

Table 2.2 Analyse items and ways

序号	分析项目	分析方法
1	COD <sub>Cr</sub>	重铬酸钾法
2	BOD <sub>5</sub>	稀释接种培养法 <sup>[37]</sup>
3	PH	HACH sension2 精密酸度计
4	进出水 SS	滤纸重量法
5	温度、DO	YSI model 52 溶解氧测定仪
6	NH <sub>3</sub> -N	纳氏试剂分光光度法
7	生物相	显微镜观察
8	TP	钼锑抗分光光度法
9	TN	紫外分光光度法

## 2.2.2 测试标准

表 2.3 城镇二级污水处理厂出水指标最高允许排放浓度

Table 2.3 The highest concentration of available discharged effluent from second stage wastewater plant in city

序号	污染物	一级标准		二级标准	三级标准
		A 标准	B 标准		
1	pH	6-9			
2	悬浮物(SS)(mg/l)	10	20	30	50
3	五日生化需氧量(BOD <sub>5</sub> ) (mg/l)	10	20	30	60
4	化学需氧量(COD) (mg/l)	50	60	100	120
5	氨氮(NH <sub>3</sub> -N) (mg/l)	5 (8)	8 (15)	25 (30)	-
6	总磷(mg/l)	1	1.5	3	5
7	总氮	15	20	-	-

注：①以上数据来源于 GB18918-2002；②括号外数值为水温 > 12℃时的控制指标，括号内数值为水温 < 12℃时的控制指标。

本试验数据的测试按国家环保局编写的《水和废水监测分析方法》一书中规定

的标准方法进行分析测试, 部分采用进口的先进分析仪器测定<sup>[32]</sup>。本次实验的要求也是达到城镇二级污水处理厂的出水一级指标 A 标准。

## 2.3 流态试验过程

### 2.3.1 流态试验理论

对反应器的研究必将对其流态有个定性的了解, 对此液龄分布函数的分析可以得出该反应器的流态。活塞流反应器及 CSTR 的液龄分布等各种函数形式都可以直接推导出来, 相应的曲线可以根据这些函数画出来。但是, 介乎这两个理想模型间的一般反应器, 它们的液龄分布曲线或累积液龄分布曲线却需要通过实验方法才能得出<sup>[37]</sup>。通过在沉淀池进口处在极短时间内加入一定量的食盐或其他示踪剂, 并由出口处得到的示踪剂浓度历时曲线来研究沉淀池的停留时间, 就属于这种称为刺激相应(stimulus-response)的试验方法。刺激响应法的一般概念是, 在反应器进口水流中输入一种用示踪剂显示的给定信号, 同时在出口水流中记录示踪剂所显示的输出信号。由输出信号可以得出  $E(t)$  及  $F(t)$  曲线来。示踪剂的条件是: 不影响反应器本身的水流; 能够进行示踪剂的物料衡算; 分子扩散性低; 不发生反应或被吸收; 易于分析出来。输入信号有多种, 最常用的是脉冲信号(pulse signal)及阶梯信号(step signal), 分别说明如下。

#### 1、脉冲信号

使用脉冲信号的情况如图 2-4 所示。在瞬时内向容积为  $V$  流量为  $Q$  的反应器进水中注入  $mg$  示踪剂所构成的输入信号称为脉冲信号。因为在瞬时内,  $mg$  示踪剂只能注入在体积  $\rightarrow 0$  的进水中, 在这部分水中示踪剂的浓度必然  $\rightarrow \infty$ , 在图 2.3.1 中用箭头表示。只有对闭口反应器, 脉冲信号才能表示如图 2.3.1 的形状。由脉冲信号的输出信号可以绘成浓度  $\rho(t)$  的历时曲线。由浓度历时曲线经归一化(normalization)的数学处理可得出  $C$  曲线,  $C$  曲线与  $E$  曲线完全一样, 见下面的推导。

在  $\rho(t)$  曲线中, 从  $t$  到  $t+dt$  间的出流中所含的示踪剂量为  $Q\rho(t)dt$ 。另外, 由液龄分布曲线的定义, 示踪剂的停留时间在  $t$  与  $t+dt$  的量为  $mE(t)dt$ 。因为两者都同时发生在  $t$  与  $t+dt$  时间内, 按物料衡算关系, 它们应该相等, 否则反应器内将发生示踪剂的累积, 因此得

$$Q\rho(t)dt = mE(t)dt \quad (2-1)$$

上式可转换为

$$E(t) = \frac{Q}{m}\rho(t) = C(t) \quad (2-2)$$

由浓度  $\rho(t)$  乘以  $Q/m$  为纵坐标所得的历时曲线称为  $C(t)$  曲线。(2-2)证明  $C(t)$  曲线与  $E(t)$  曲线完全一样, 因此得



$$\int_0^{\infty} C(t)dt = 1 \tag{2-3}$$

同样，可由 F 函数的定义得出求 F 曲线的公式：

$$F(t) = \frac{Q}{m} \int_0^t \rho(t)dt = \int_0^t C(t)dt \tag{2-4}$$

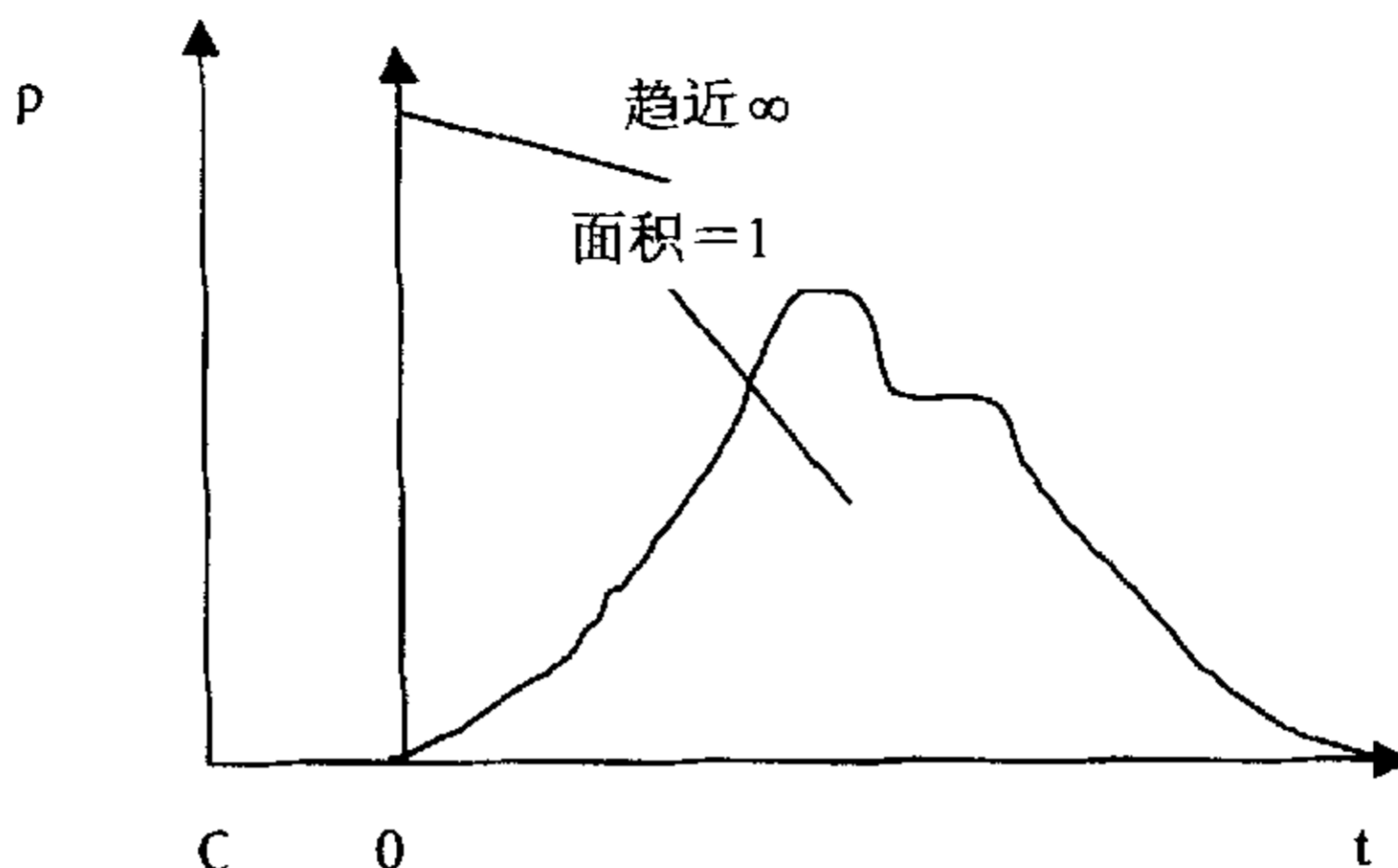


图 2.4 脉冲信号

Fig 2.4 Impulse signal

## 2、阶梯信号

当反应器很接近活塞流时，出口信号会集中在极短时间内出现，不便于取样收集数据。在这种情况下，往往以阶梯信号输入为便。阶梯信号有两种情况，一种是在  $t=0$  时，示踪剂的浓度在瞬时内从 0 猛增为  $\rho_0$ ，以后继续保持不变，如图 2.5 左所示；另一种是  $t<0$  时进口浓度连续保持为  $\rho_0$ ，然后在  $t=0$  时猛然降为 0，如图 2.5 右所示。现仍然以 CSTR 为例，籍阶梯信号的概念来求 E 及 F 的函数形式。这主要说明，可以利用不同的输入信号方法来求反应器的 E 及 F 曲线。

现按第一种阶梯信号进行公式推导，即输入信号如图 2.5 左所示。CSTR 的物料平衡方程可以写成

$$Q\rho_0 = Q\rho_1 + V \frac{d\rho_1}{dt}$$

式中， $\rho_0$  及  $\rho_1$  分别为反应器的进出口浓度，其余符号同前。上面微分方程两边除以 V，并乘以积分因数  $e^{\frac{Q}{V}t} = e^{\frac{Q}{V}t}$  积分后得

$$\rho_1 e^{\frac{Q}{V}t} = e^{\frac{Q}{V}t} \rho_0 + K \tag{2-5}$$

利用条件  $t=0$  时  $\rho_1=0$ ，求得常数  $K=-\rho_0$ ，代入上式整理得

$$\frac{\rho_1}{\rho_0} = 1 - e^{-\frac{Q}{V}t} \tag{2-6}$$

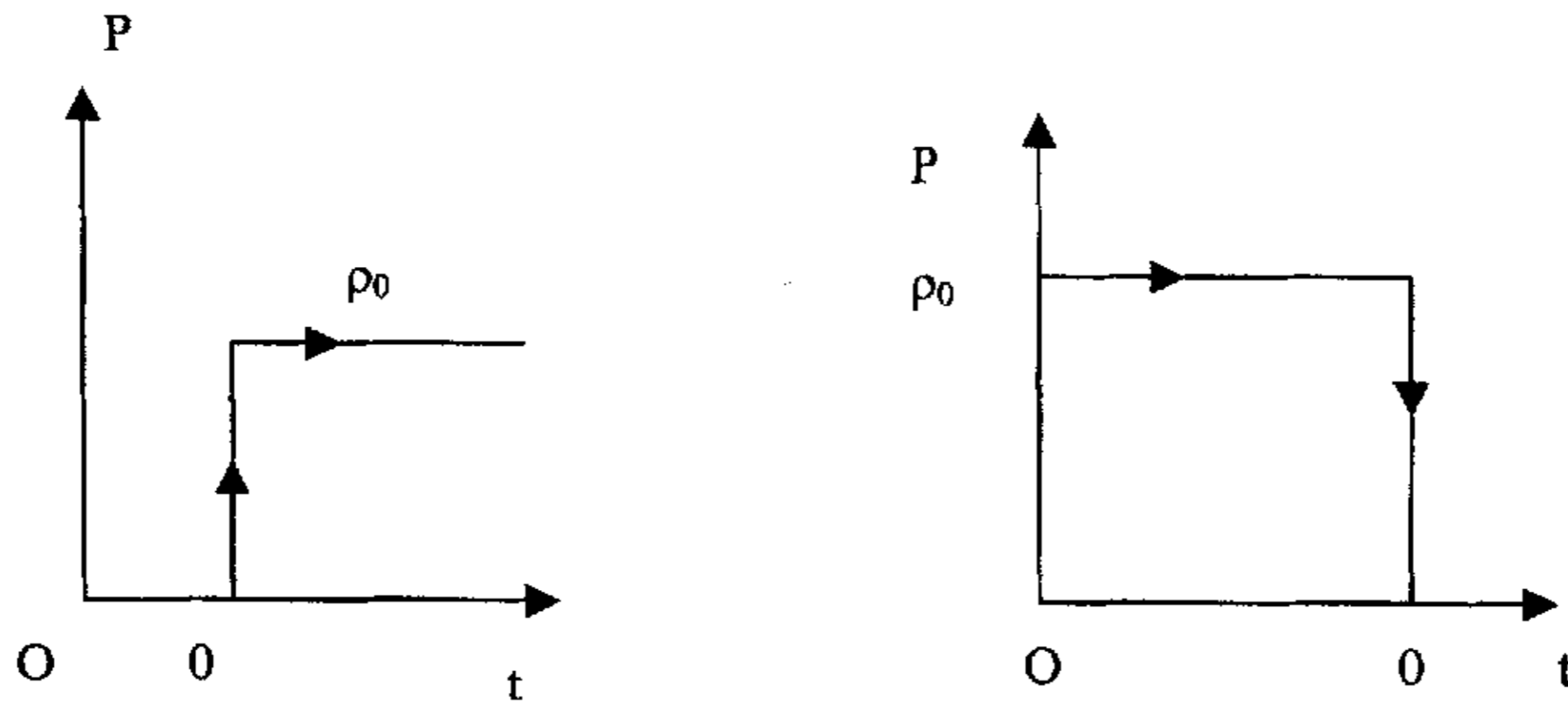


图 2.5 阶梯信号

Fig 2.5 Step signal

由于进口浓度  $\rho_0$  连续不变，出口  $\rho_1/\rho_0$  值按定义应该是累积液龄分布函数  $F(t)$  的值，因此得

$$F(t) = 1 - e^{-\theta/v} \quad (2-7)$$

由  $E(t) = \frac{dF(t)}{dt}$  得

$$E(t) = \frac{dF(t)}{dt} = \frac{Q}{V} e^{-\theta/v} \quad (2-8)$$

可以看出，无论是用脉冲信号或者哪一种阶梯信号，都得出同样的  $E(t)$  及  $F(t)$  函数。

### 2.3.2 流态试验运行

首先介绍本次的流态试验：

容积为 423L（实测容积）的反应器，在进口流量 1.2L/min 中迅速加入 50g 盐（NaCl），首先测试出水电导率，后每隔五分钟测试一次出水电导率，一直到出水的电导率稳定至原水的电导率。

### 2.3.3 主要运行结果

实验数据如下

$Q=20\text{mL/s}$  NaCl 质量=50kg，每隔五分钟由于数据太多，我们取用了其中一部分数据。

表 2.4 流态试验计算表

Table 2.4 the flow experiment calculated table

时间 (分钟)	0	60	120	180	240	300	360	420	480	540	600	660	720
出水电导值	305	423	465	473	465	460	455	449	443	437	431	425	419
相对电导值	0	118	160	168	160	155	150	144	138	132	126	120	114
E (t)	0	0.035	0.048	0.050	0.048	0.047	0.045	0.043	0.041	0.040	0.038	0.036	0.034
F (t)	0	0.053	0.147	0.248	0.345	0.439	0.530	0.617	0.701	0.781	0.858	0.931	1

电导值单位  $\text{cm } \Omega^{-1}$

由此可作出 E(t)和 F(t)曲线

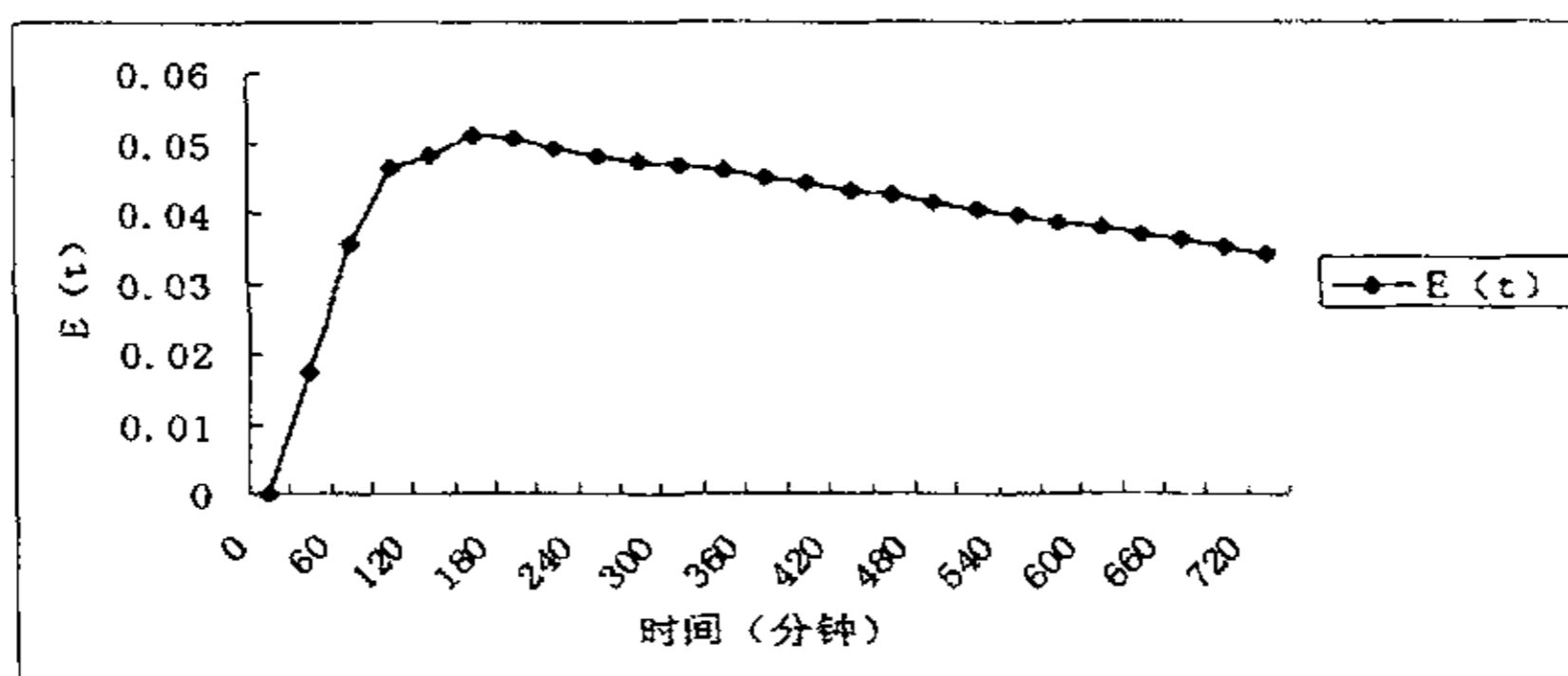


图 2.6 E(t)曲线

Fig 2.6 curve E(t)

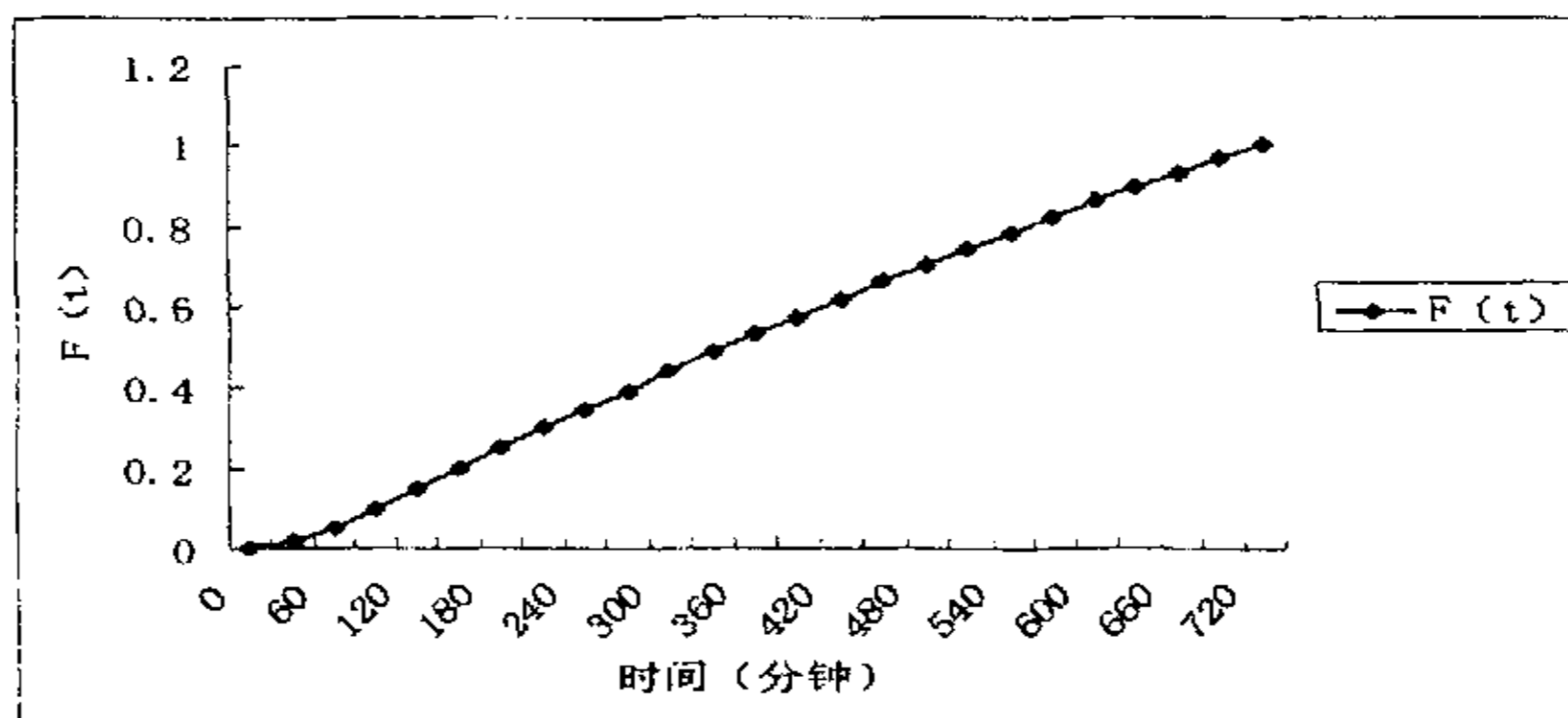


图 2.7 F (t) 曲线

Fig 2.7 curve F (t)

从曲线上可看出该反应器更接近连续搅拌反应器(CSTR)。

### 3 试验过程与试验结果

#### 3.1 侧向流曝气生物滤池处理生活污水试验过程与结果

##### 3.1.1 生活污水试验水质

原水来自于重庆大学学生七八宿舍排污口,主要是生活污水。其数据如下表:

表 3.1 原水进水水质

Table 3.1 Raw water quality

序号	分析项目	数值 (mg/l)
1	COD <sub>Cr</sub>	200~500
3	pH	7.3~8.2
4	SS	90~170
6	NH <sub>3</sub> -N	90~120
8	TP	15~38
9	TN	140~170

##### 3.1.2 水处理试验过程

###### ①驯化启动期

设备的驯化启动直接取用硝化污泥作为接种污泥,其中含有一定活性的微生物,对滤池的挂膜启动十分有利。开始时进水将滤池中滤料完全淹没,作静态培养,两天之后以小流量运行,这样可以避免水的剪切力对即将成型生物膜的破坏作用。运行后对出水水质进行检测,对滤料进行镜检,发现出水水质有了明显的提高,但是滤料并没有挂膜的迹象。10天以后镜检发现已经有了生物膜,同时出水水质较好,COD、SS去除达到75%以上说明滤池已经启动成功<sup>[33][34][35]</sup>。

###### ②运行测试期

滤池的运行测试期分两个阶段,第一阶段从2002年8月30日到2002年10月13日,水温20.6℃~25.6℃。这一阶段比较了滤池在HRT为12、10、8、7、6.5五种水平之下的运行方式的运行效果。第二阶段从2002年10月13日到2002年12月12日,水温11.0℃~20.6℃。在厌氧区保持含氧不超过0.15mg/l,好氧区保持在2mg/l以上。本阶段比较滤池在HRT为8、7、6.5三种流量水平之下各自的运行效果。并分析滤池的工作机理,确定滤池的最佳运行参数。

试验采用控制流量来进行,为了便于分析,特列出工作流量、水力停留时间(HRT)、和水力负荷的对应关系表,见下表3.2。



表 3.2 流量、HRT、水力负荷对照表

Table 3.2 Flux、HRT and water power burthen compare table

工作流量 (m <sup>3</sup> /d)	0.61	0.74	0.92	1.06	1.14
水力停留时间(h)	12	10	8	7	6.5
水力负荷(m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> 滤料·d)	5.30	6.43	8.00	9.22	9.91

试验从 8 月底到 12 月中旬,试验分五个阶段进行,以不同的 HRT 为一个试验阶段。HRT 分别为 12、10、8、7、6.5 五个阶段。每个阶段为从开始到出水达标后稳定一周左右为一个阶段。每个阶段测试保证厌氧区溶氧量不高于 0.15mg/l 及好氧区溶氧量不小于 2mg/l。因为历经夏季和冬季,其最小停留时间(HRT)必然不同<sup>[36]</sup>,我们将从试验中得出最佳工况。

### 3.1.3 试验结果

试验结果详见表 3.3~3.12 和图 3.1~3.11

表 3.3 HRT=12h 生活污水 COD 去除实验数据

Table 3.3 The COD removal experiment data of living waste-water when HRT is 12 hours

日期	Q (ml/s)	水温 (°C)	进水 (mg/l)	过渡区 (mg/l)	厌氧过后去除率	出水 (mg/l)	总去除率
2002-8-31	7.10	25.6	218	124	43.12%	43	80.28%
2002-8-31	9.30	26.5	208	290	-39.42%	169	18.75%
2002-9-1	6.67	26.8	221	208	5.88%	57	74.21%
2002-9-2	6.67	26.5	246	192	21.95%	43	82.52%
2002-9-3	7.00	24.9	206	192	6.80%	53	74.27%
2002-9-4	6.67	26.5	254	169	33.46%	56	77.95%
2002-9-5	6.67	25.9	184	139	24.46%	45	75.54%
2002-9-6	6.00	25.8	260	154	40.77%	58	77.69%
2002-9-7	7.00	26.4	214	124	42.06%	54	74.77%
2002-9-8	7.60	24.9	201	169	15.92%	47	76.62%
2002-9-9	7.60	24.6	209	154	26.32%	53	74.64%
2002-9-10	7.60	24.9	201	169	15.92%	47	76.62%
2002-9-11	7.60	24.6	209	154	26.32%	53	74.64%
2002-9-12	7.80	26.4	214	197	7.94%	50	76.64%
2002-9-13	7.00	24.9	201	169	15.92%	47	76.62%

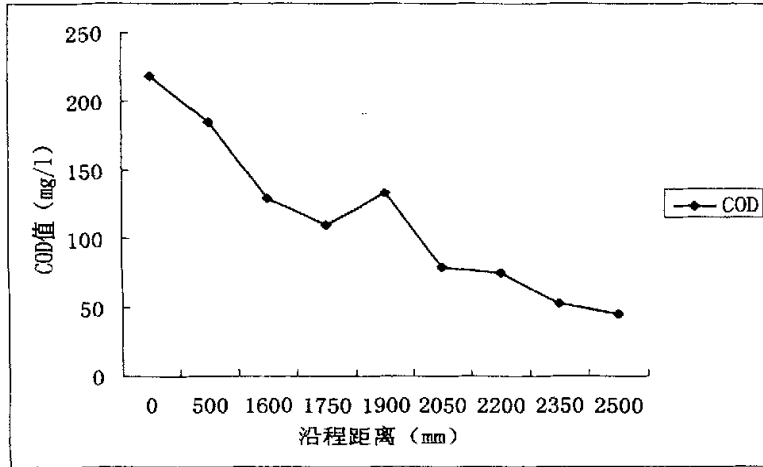


图 3.1 HRT=12h 的生活污水 COD 处理曲线

Fig 3.1 The COD removal curve of living waste-water when HRT is 12 hours

表 3.4 HRT=12h 生活污水 SS 去除实验数据

Table 3.4 The SS removal experiment data of living waste-water when HRT is 12 hours

日期	Q (ml/s)	水温 (°C)	进水 (mg/l)	过渡区 (mg/l)	厌氧过后去除率	出水 (mg/l)	总去除率
2002-8-31	7.10	25.6	99	51	48.48%	1	98.99%
2002-8-31	9.30	26.5	100	62	38.00%	2	98.00%
2002-9-1	6.67	26.8	162	102	37.04%	5	96.91%
2002-9-2	6.67	26.5	110	52	52.73%	4	96.36%
2002-9-3	7.00	24.9	102	49	51.96%	3	97.06%
2002-9-4	6.67	26.5	98	46	53.06%	4	95.92%
2002-9-5	6.67	25.9	125	82	34.40%	1	99.20%
2002-9-6	6.00	25.8	99	46	53.54%	1	98.99%
2002-9-7	7.00	26.4	102	55	46.08%	2	98.04%
2002-9-8	7.60	24.9	108	49	54.63%	3	97.22%
2002-9-9	7.60	24.6	113	60	46.90%	2	98.23%
2002-9-10	7.60	24.9	105	59	43.81%	1	99.05%
2002-9-11	7.60	24.6	145	86	40.69%	2	98.62%
2002-9-12	7.80	26.4	99	51	48.48%	1	98.99%
2002-9-13	7.00	24.9	100	62	38.00%	2	98.00%

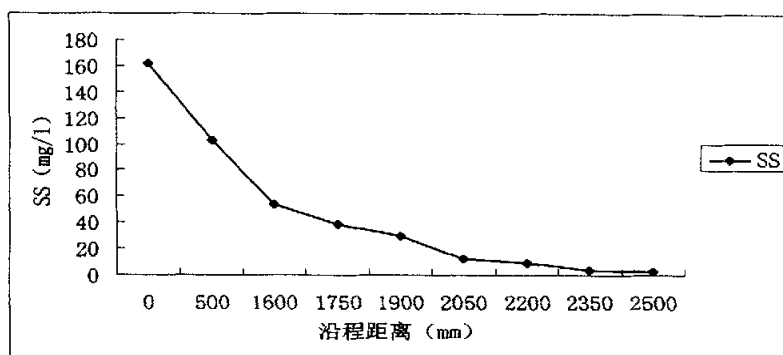


图 3.2 HRT=12h 生活污水的生活污水 SS 处理曲线

Fig 3.2 The living waste-water SS removal curve when HRT is 12 hours

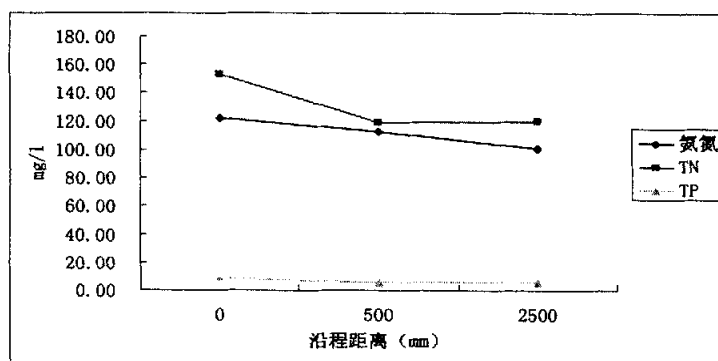


图 3.3 HRT=12h 的生活污水氨氮、TN、TP 处理曲线

Fig 3.3 Ammoniacal nitrogen、TN and TP removal curve

表 3.5 HRT=10h 生活污水 COD 去除实验数据

Table 3.5 The COD removal experiment data when HRT is 10 hours

日期	Q (ml/s)	水温 (°C)	进水 (mg/l)	过渡区 (mg/l)	厌氧过后去除率	出水 (mg/l)	总去除率
2002-9-16	8.60	24.9	201	169	15.92%	47	76.62%
2002-9-17	8.60	24.6	209	154	26.32%	53	74.64%
2002-9-18	8.60	26.4	214	197	7.94%	50	76.64%
2002-9-19	9.20	25.2	196	202	-3.06%	75	61.73%
2002-9-20	8.60	25.8	253	172	32.02%	61	75.89%
2002-9-21	8.00	23.1	259	77	70.27%	64	75.29%
2002-9-22	8.00	24.5	279	303	-8.60%	103	63.08%
2002-9-23	9.30	25.3	365	146	60.00%	60	83.56%
2002-9-24	9.30	26.1	228	134	41.23%	65	71.49%

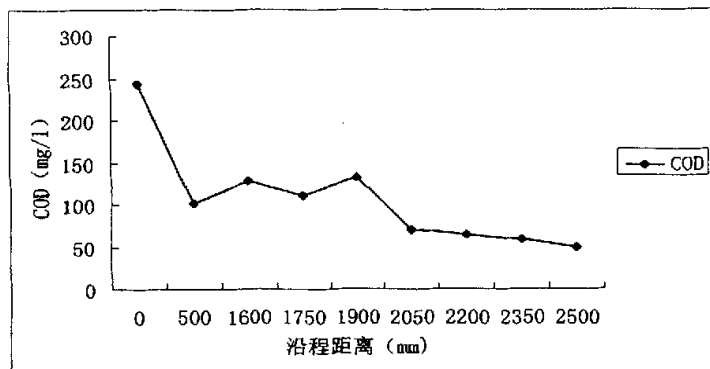


图 3.4 HRT=10h 的生活污水 COD 处理曲线

Fig 3.4 The COD removal curve of living waste-water when HRT is 10 hours

表 3.6 HRT=10h 生活污水 SS 去除实验数据

Table 3.6 The SS removal experiment data when HRT is 10 hours

日期	Q (ml/s)	水温 (°C)	进水 (mg/l)	过渡区 (mg/l)	厌氧过后去除率	出水 (mg/l)	总去除率
2002-9-16	8.60	24.9	108	49	54.63%	3	97.22%
2002-9-17	8.60	24.6	113	60	46.90%	2	98.23%
2002-9-18	8.60	26.4	105	59	43.81%	1	99.05%
2002-9-19	9.20	25.2	145	86	40.69%	2	98.62%
2002-9-20	8.60	25.8	162	120	25.93%	5	96.91%
2002-9-21	8.00	23.1	154	114	25.97%	2	98.70%
2002-9-22	8.00	24.5	149	108	27.52%	1	99.33%
2002-9-23	9.30	25.3	165	135	18.18%	2	98.79%
2002-9-24	9.30	26.1	158	105	33.54%	2	98.73%
2002-9-25	9.70	24.3	169	116	31.36%	2	98.82%
2002-10-4	9.30	24.5	166	124	25.30%	3	98.19%
2002-10-5	9.00	21.0	174	135	22.41%	1	99.43%
2002-10-6	9.00	22.3	125	105	16.00%	2	98.40%
2002-10-7	9.00	21.6	136	103	24.26%	2	98.53%
2002-10-8	9.30	21.6	154	99	35.71%	2	98.70%



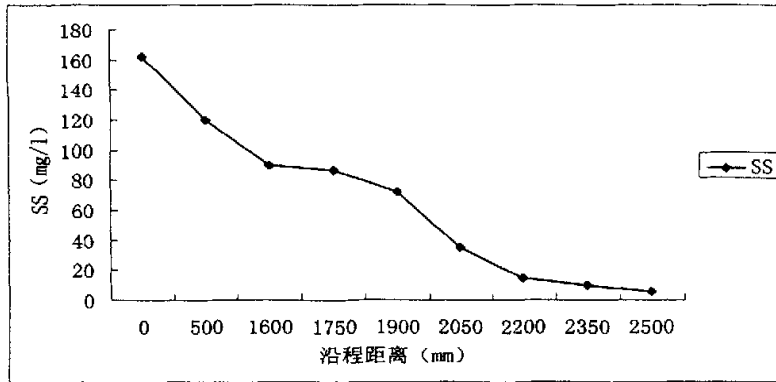


图 3.5 HRT=10h 的生活污水 SS 处理曲线

Fig 3.5 The SS removal curve of living waste-water when HRT is 10 hours

表 3.7 HRT=8h 生活污水 COD 去除实验数据

Table 3.7 The COD removal experiment data when HRT is 8 hours

日期	Q (ml/s)	水温 (°C)	进水 (mg/l)	过渡区 (mg/l)	厌氧过后去除率	出水 (mg/l)	总去除率
2002-10-9	9.00	20.3	279	143	48.75%	66	76.34%
2002-10-10	9.00	20.9	343	83	75.80%	59	82.80%
2002-10-11	9.30	21.3	248	74	70.16%	42	83.06%
2002-10-13	11.00	20.6	235	226	3.83%	76	67.66%
2002-10-14	10.00	19.8	257	223	13.23%	72	71.98%
2002-10-15	10.67	18.9	249	201	19.28%	70	71.89%
2002-10-16	11.33	20.5	279	211	24.37%	71	74.55%
2002-10-17	10.00	19.5	324	196	39.51%	68	79.01%
2002-10-18	10.67	18.5	287	168	41.46%	68	76.31%
2002-10-19	1.67	18.5	263	176	33.08%	67	74.52%

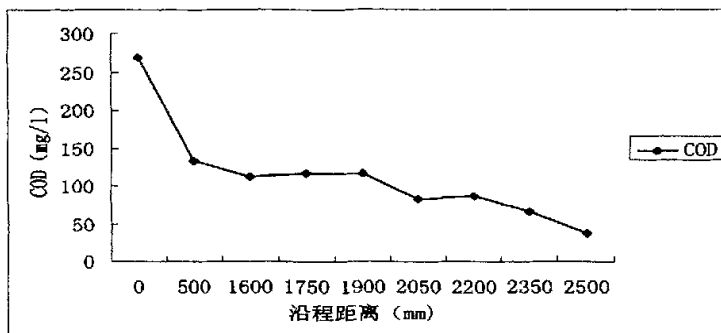


图 3.6 HRT=8h 的生活污水 COD 处理曲线

Fig 3.6 The COD removal curve of living waste-water when HRT is 8 hours

表 3.8 HRT=8 h 生活污水 SS 去除实验数据

Table 3.8 The SS removal experiment data when HRT is 8 hours

日期	Q (ml/s)	水温 (°C)	进水 (mg/l)	过渡区 (mg/l)	厌氧过后去除率	出水 (mg/l)	总去除率
2002-10-9	9.00	20.3	156	121	22.44%	1	99.36%
2002-10-10	9.00	20.9	174	132	24.14%	6	96.55%
2002-10-11	9.30	21.3	135	89	34.07%	5	96.30%
2002-10-13	11.00	20.6	185	104	43.78%	13	92.97%
2002-10-14	10.00	19.8	192	102	46.88%	14	92.71%
2002-10-15	10.67	18.9	185	104	43.78%	12	93.51%
2002-10-16	11.33	20.5	196	135	31.12%	14	92.86%
2002-10-17	10.00	19.5	189	169	10.58%	21	88.89%
2002-10-18	10.67	18.5	168	135	19.64%	14	91.67%
2002-10-19	1.67	18.5	158	128	18.99%	2	98.73%

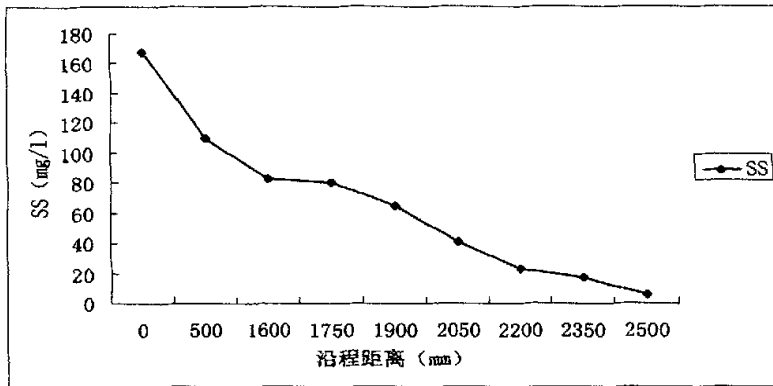


图 3.7 HRT=8h 的生活污水 SS 处理曲线

Fig 3.7 The SS removal curve of living waste-water when HRT is 8 hours

表 3.9 HRT=7h 生活污水 COD 去除实验数据

Table 3.9 The COD removal experiment data when HRT is 7 hours

日期	Q (ml/s)	水温 (℃)	进水 (mg/l)	过渡区 (mg/l)	厌氧过去去除率	出水 (mg/l)	总去除率
2002-10-28	12.00	14.8	359	281	21.73%	135	62.40%
2002-10-29	12.00	15.4	367	253	31.06%	53	85.56%
2002-10-30	12.00	16.4	387	264	31.78%	59	84.75%
2002-10-31	12.00	15.8	354	254	28.25%	54	84.75%
2002-11-1	12.30	15.6	355	213	40.00%	50	85.92%
2002-11-2	12.30	14.9	425	198	53.41%	55	87.06%
2002-11-3	11.67	15.2	358	114	68.16%	58	83.80%
2002-11-4	11.67	15.9	319	105	67.08%	58	81.82%
2002-11-5	11.67	14.6	356	98	72.47%	48	86.52%
2002-11-6	11.67	13.9	364	102	71.98%	52	85.71%
2002-11-7	11.00	14.9	337	88	73.89%	31	90.80%

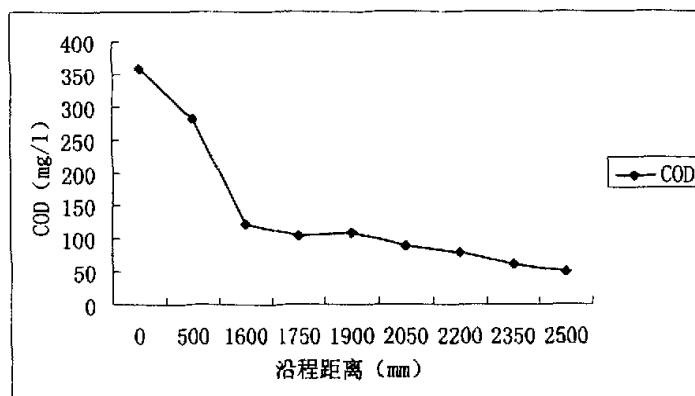


图 3.8 HRT=7h 的生活污水 COD 处理曲线

Fig 3.8 The COD removal curve of living waste-water when HRT is 7 hours

表 3.10 HRT=7h 生活污水 SS 去除实验数据

Table 3.10 The SS removal experiment data when HRT is 7 hours

日期	Q (ml/s)	水温 (°C)	进水 (mg/l)	过渡区 (mg/l)	厌氧过后去除率	出水 (mg/l)	总去除率
2002-10-28	12.00	14.8	102	55	46.08%	2	98.04%
2002-10-29	12.00	15.4	123	76	38.21%	5	95.93%
2002-10-30	12.00	16.4	105	56	46.67%	5	95.24%
2002-10-31	12.00	15.8	101	48	52.48%	3	97.03%
2002-11-1	12.30	15.6	100	50	50.00%	4	96.00%
2002-11-2	12.30	14.9	125	46	63.20%	2	98.40%
2002-11-3	11.67	15.2	134	62	53.73%	1	99.25%
2002-11-4	11.67	15.9	98	42	57.14%	1	98.98%
2002-11-5	11.67	14.6	89	40	55.06%	1	98.88%
2002-11-6	11.67	13.9	101	50	50.50%	1	99.01%
2002-11-7	11.00	14.9	112	60	46.43%	1	99.11%
2002-11-8	11.67	14.3	103	49	52.43%	1	99.03%

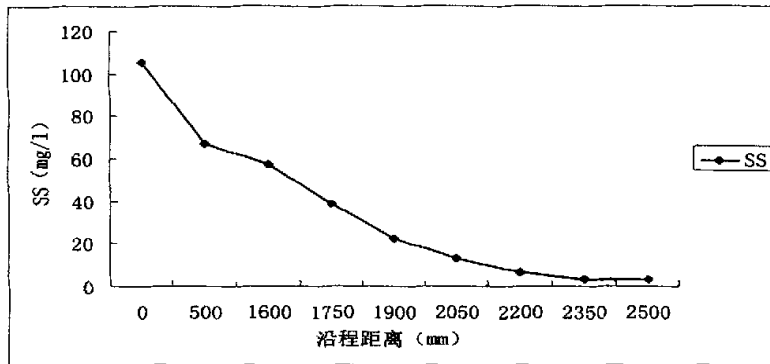


图 3.9 HRT=7h 的生活污水 SS 处理曲线

Fig 3.9 The SS removal curve of living waste-water when HRT is 7 hours

表 3.11 HRT=6.5 生活污水 COD 去除实验数据

Table 3.11 The COD removal experiment data when HRT is 6.5 hours

日期	Q (ml/s)	水温 (°C)	进水 (mg/l)	过渡区 (mg/l)	厌氧过后去除率	出水 (mg/l)	总去除率
2002-11-22	12.00	13.6	314	196	37.58%	120	61.78%
2002-11-23	12.00	13.5	365	289	20.82%	58	84.11%
2002-11-24	12.30	15.1	356	267	25.00%	65	81.74%
2002-11-25	12.00	14.9	352	214	39.20%	69	80.40%
2002-11-26	12.00	15.0	425	251	40.94%	74	82.59%
2002-11-27	12.00	14.4	415	264	36.39%	84	79.76%
2002-11-28	12.33	14.6	426	254	40.38%	76	82.16%
2002-11-29	12.33	15.6	389	214	44.99%	77	80.21%
2002-11-30	12.00	13.8	356	200	43.82%	68	80.90%
2002-12-1	12.00	15.0	425	196	53.88%	70	83.53%
2002-12-2	12.33	11.0	502	205	59.16%	102	79.68%
2002-12-3	12.00	11.4	534	236	55.81%	116	78.28%
2002-12-4	12.00	11.7	525	246	53.14%	101	80.76%
2002-12-5	12.67	11.5	542	187	65.50%	98	81.92%
2002-12-6	12.00	12.4	538	202	62.45%	125	76.77%
2002-12-8	12.00	11.3	498	214	57.03%	103	79.32%

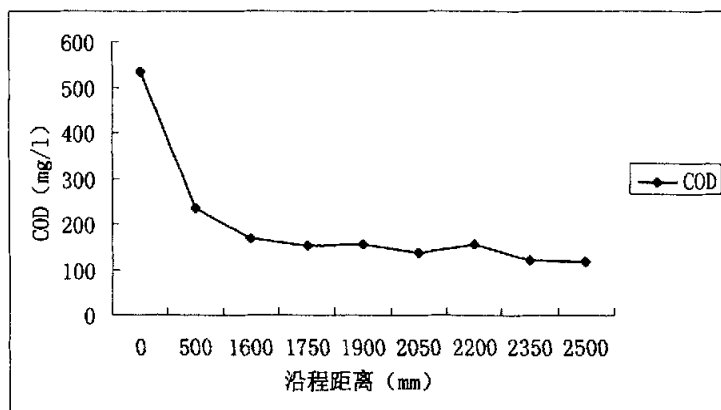


图 3.10 HRT=6.5h 的生活污水 COD 处理曲线

Fig 3.10 The COD removal curve of living waste-water when HRT is 6.5 hours

表 3.12 HRT=6.5h SS 去除实验数据

Table 3.12 The SS removal experiment data when HRT is 6.5 hours

日期	Q (ml/s)	水温 (°C)	进水 (mg/l)	过渡区 (mg/l)	厌氧过后去除率	出水 (mg/l)	总去除率
2002-11-22	12.00	13.6	101	47	53.47%	5	95.05%
2002-11-23	12.00	13.5	123	68	44.72%	5	95.93%
2002-11-24	12.30	15.1	120	56	53.33%	4	96.67%
2002-11-25	12.00	14.9	128	60	53.13%	11	91.41%
2002-11-26	12.00	15.0	135	55	59.26%	13	90.37%
2002-11-27	12.00	14.4	142	71	50.00%	4	97.18%
2002-11-28	12.33	14.6	128	62	51.56%	9	92.97%
2002-11-29	12.33	15.6	148	90	39.19%	10	93.24%
2002-11-30	12.00	13.8	168	105	37.50%	15	91.07%
2002-12-1	12.00	15.0	154	124	19.48%	9	94.16%
2002-12-2	12.33	11.0	165	120	27.27%	8	95.15%
2002-12-3	12.00	11.4	200	152	24.00%	11	94.50%
2002-12-4	12.00	11.7	217	124	42.86%	12	94.47%
2002-12-5	12.67	11.5	220	165	25.00%	11	95.00%
2002-12-6	12.00	12.4	215	187	13.02%	12	94.42%
2002-12-8	12.00	11.3	168	101	39.88%	12	92.86%

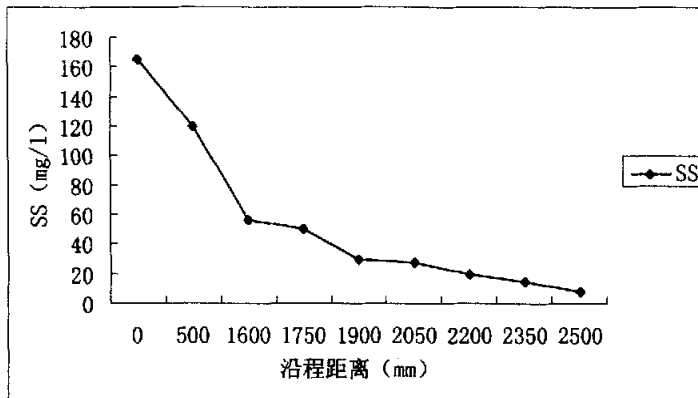


图 3.11 HRT=6.5h 的生活污水 SS 处理曲线

Fig 3.11 The SS removal curve of living waste-water when HRT is 6.5 hours

试验中滤池的性能主要根据 COD、SS 去除率等指标来评定。由上表可知，污水经滤池处理后 COD 去除率约为 80% 左右，出水在 50mg/l 左右。SS 约为 97% 以上，出水一般小于 8mg/l。显然滤池对悬浮物的去除效果远好于有机物的去除效果。



COD 的去除率在初期较高，随着不断地运行有所下降，这是由于一方面滤料的吸附能力初期要高于后期；另一方面生物膜不断成熟使得生物降解能力的提高两方面共同作用的结果。

SS 的去除在整个运行过程都很稳定。

TP 的去除率大约在 50%左右，但厌氧区出水处的去除率占整个去除效果的 70%以上，初步估计沉淀作用除 P 占有主导作用，当然 P 也可通过进入细菌细胞组织而被去除，其去除量取决于微生物机体生长对 P 的需求和污泥净产量。在此工艺中，污泥的净产量较低，因此可以推测微生物合成所消耗的 P 不是滤池去除的存主要途径。所以系统的厌氧区停留时间的增加可增加对 TP 的去除效果。滤池在冬季 TP 的去除率平均要大于夏季 TP 的去除率，一定程度上也可论证在生物除 P 中，其除 P 菌是嗜冷细菌，在一定范围内除 P 速度随温度增加而降低。

滤池对 TN 的去除率约为 30%左右，其中氨氮的去除率约为 20%左右。

#### 3.1.4 生物相镜检结果

生物相镜检如下图

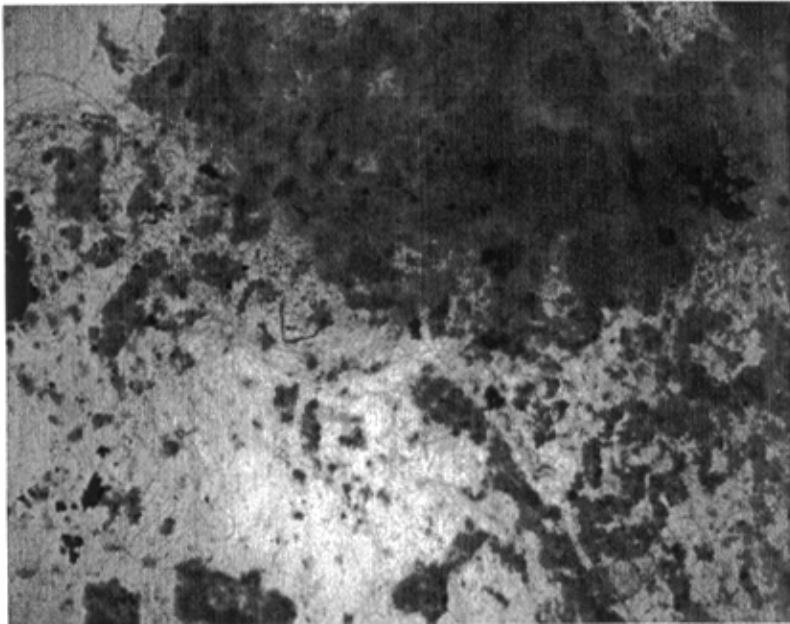


图 3.12 一号好氧滤料框镜检观察

Fig 3.12 Laparoscopic operation in aerobic area NO.1

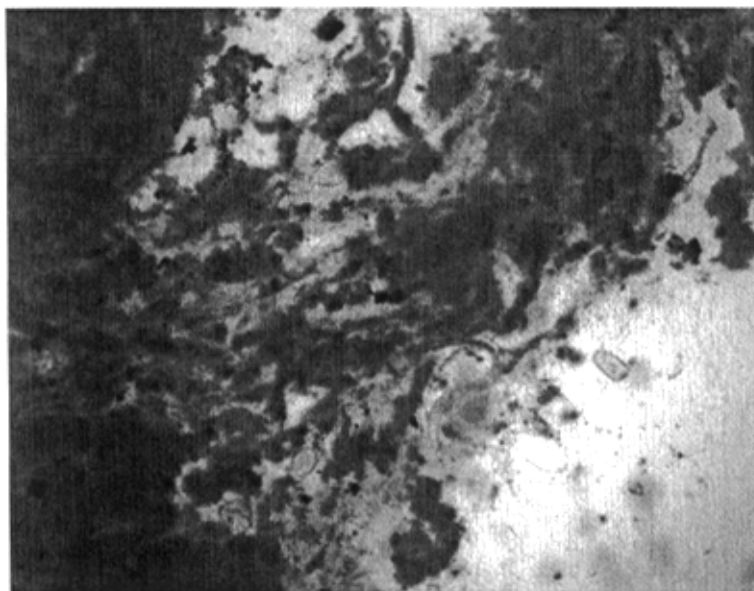


图 3.13 二号好氧滤料框镜检观察

Fig 3.13 Laparoscopic operation in aerobic area NO.2

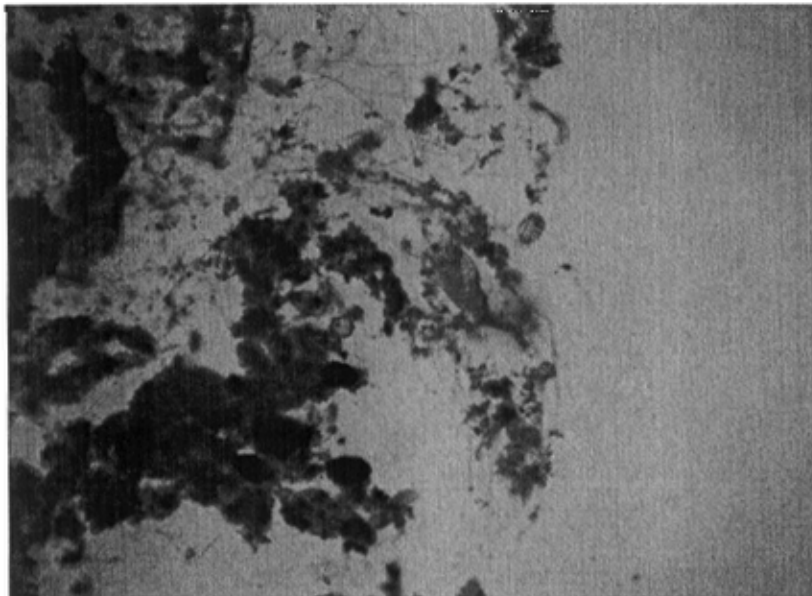


图 3.14 三号好氧滤料框镜检观察

Fig 3.14 Laparoscopic operation in aerobic area NO.3

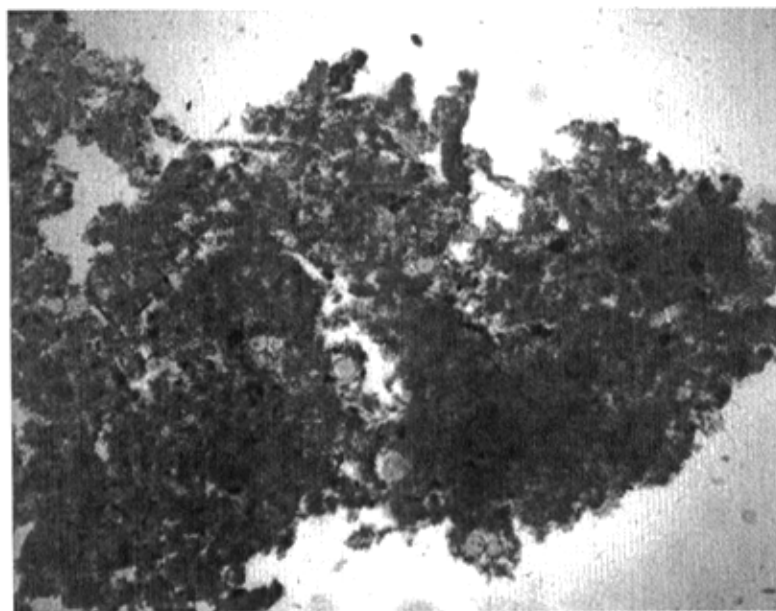


图 3.15 四号好氧滤料框镜检观察

Fig 3.15 Laparoscopic operation in aerobic area NO.4

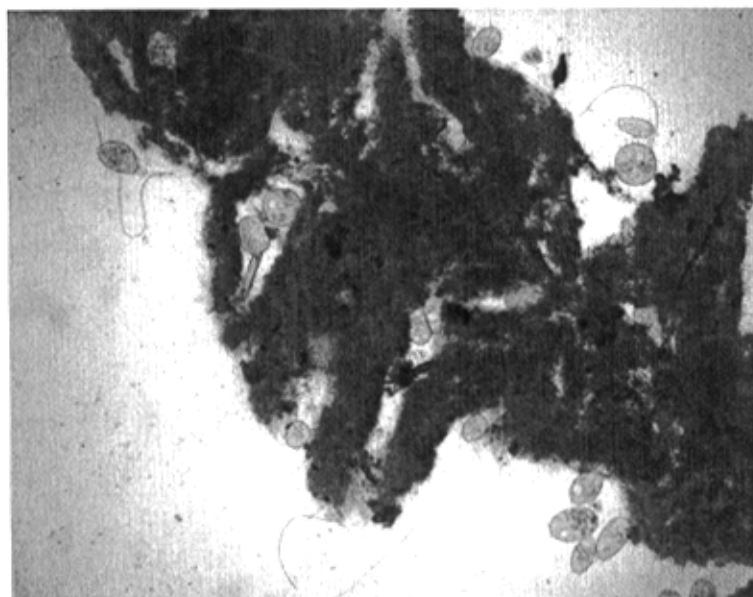


图 3.16 五号好氧滤料框镜检观察

Fig 3.16 Laparoscopic operation in aerobic area NO.5



图 3.17 六号好氧滤料框镜检观察

Fig 3.17 Laparoscopic operation in aerobic area NO.6



图 3.18 七号好氧滤料框镜检观察

Fig 3.18 Laparoscopic operation in aerobic area NO.7

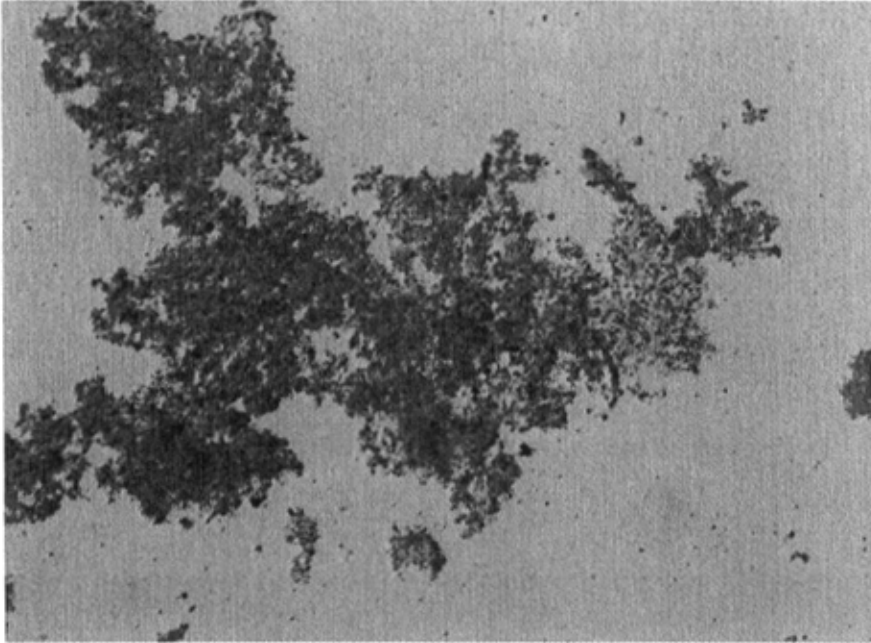


图 3.19 厌氧区镜检观察

Fig 3.19 Laparoscopic operation in anaerobic area

从观察可以看到随着水质的越来越好,生物膜的生长情况也略有不同。在整个过程中,丝状菌都几乎从头之尾均能见。可知丝状菌形成的网状结构可起着维持生物膜的支架和保护作用,还提高了生物膜截留生物固体,吸附氧化有机物的性能。从而加快生物膜的增殖而形成了种类丰富、层次分明,结构致密的微生物体系。填料表面几乎完全被生物膜覆盖,填料空隙中也充满了大量的微生物活性物质。生物膜结构密实,呈黑色絮状,含有各种球菌、杆菌、丝状菌及菌胶团。前几个填料框特别明显。在第六七个填料框中的生物膜颜色相对前面的要淡,也是底物浓度的降低导致的。在夏天处理效果好的情况下可以考虑减少填料框,在冬天再添加。

同时可以观察厌氧区的生物膜情况,相对于好氧区生物膜较松散,几乎观察不到微生物,厌氧微生物由于显微镜的放大倍速的限制无法观察。

## 3.2 侧向流曝气生物处理城市污水试验过程与结果

### 3.2.1 城市污水试验水质

原水来自于重庆市城南污水处理厂的初沉池出水,主要为城市污水。重庆渝北城南污水处理厂位于重庆市渝北区两路镇南部地势较低的一片洼地(与城镇中心落

差高达 50 米左右), 群山环抱, 总占地面积 46 亩, 一期工程投资为三千多万元, 设计规模为日处理污水量 2 万吨, 最大处理能力 3 万吨。目前因城镇排水管网尚不完善而只能以平均每天 6~7 千吨的水量收集处理城南开发区和渝北回兴镇的生活污水。厂区地势不平, 东低西高, 进厂污水根据设计处理流程以自流方式呈自西向东走向。

其数据如下表:

表 3.13 原水进水水质

Table 3.13 Raw water quality

序号	分析项目	数值 (mg/l)
1	COD <sub>Cr</sub>	189~553
3	PH	7.4~7.8
4	SS	100~149
6	NH <sub>3</sub> -N	30~47
8	TP	5.9~8.6
9	TN	45~77

HRT 分别为 11.1h、8.9h、7.7h、6.3h、4.8h 五个阶段。对于氧的控制同原来一样, 在厌氧区控制在 0.15mg/l 以下, 好氧区在 2mg/l 以上。每个阶段为从开始到出水达标后稳定一周左右为一个阶段。为了和前期试验做对比, 采用用相同的流量进水。

表 3.14 流量、HRT、水力负荷对照表

Table 3.14 Flux、HRT and water power burthen compare table

工作流量 (m <sup>3</sup> /d)	0.92	1.06	1.14	1.30	1.73
水力停留时间(h)	11.1	8.9	7.7	6.3	4.8
水力负荷 (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> 滤料·d)	11.36	13.09	14.07	16.05	21.36

### 3.2.2 反应器改进

鉴于对反应器的更高要求,我们对原反应器进行了些小小的变动。主要变动在于对填料框的改进。首先将进水孔径由原来的  $\phi 6$  增大为  $\phi 10$ 。填料框的尺寸由原来厌氧区的 100mm×270mm×600mm 改进为 50mm×280mm×600mm; 好氧区的 100mm×270mm×800mm 改进为 50mm×280mm×800mm。大家也看出来了,就是将宽度减少一半,离反应器壁的距离也减少 1mm。滤料的粒径也统一为  $\phi 9\sim\phi 16$ , 改为大粒径的。这样在厌氧区的填料框由原来四个增加到五个。好氧区的填料框由原来的七个增加到十个,其余不变。

### 3.2.3 试验结果



实验结果详见表 3.15~3.24 及图 3.19~3.29

表 3.15 HRT=11.1h 城市污水 COD 去除实验数据

Table 3.15 The COD removal experiment data when HRT is 11.1 hours

日期	Q (ml/s)	水温 (°C)	进水 (mg/l)	过渡区 (mg/l)	厌氧过后去除率	出水 (mg/l)	总去除率
2003-7-21	8.60	27.6	298	143	52.01%	65	78.19%
2003-7-22	8.60	28.6	288	145	49.65%	35	87.85%
2003-7-23	8.60	29.0	362	118	67.40%	36	90.06%
2003-7-24	8.60	28.5	325	135	58.46%	45	86.15%
2003-7-25	8.60	27.9	300	133	55.67%	34	88.67%
2003-7-26	8.60	28.0	312	138	55.77%	29	90.71%
2003-7-27	8.60	27.6	287	146	49.13%	45	84.32%
2003-7-28	8.60	28.1	362	134	62.98%	36	90.06%
2003-7-31	8.60	28.0	287	148	48.43%	60	79.09%
2003-8-1	8.60	28.0	256	154	39.84%	67	73.83%
2003-8-2	8.60	28.0	351	143	59.26%	68	80.63%

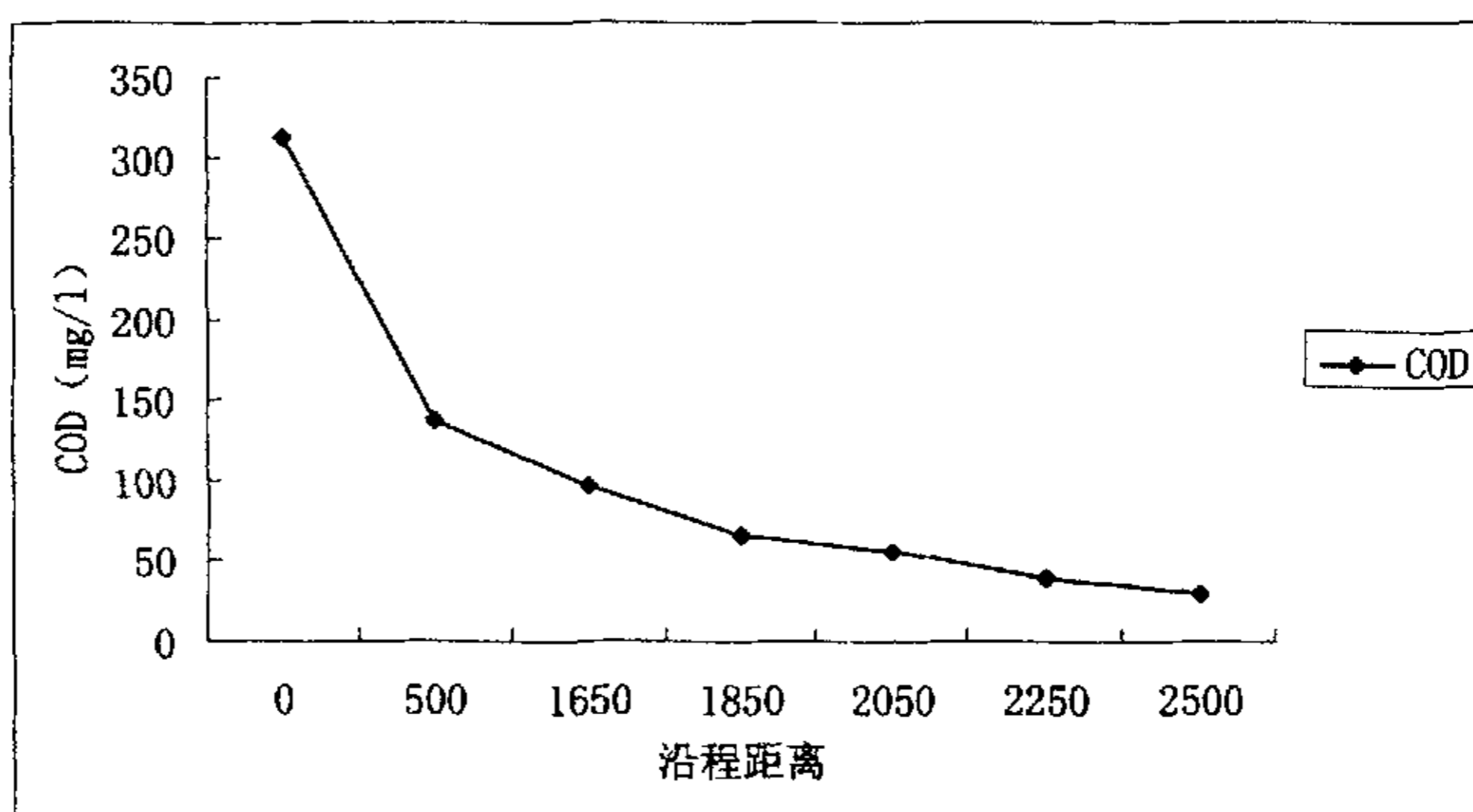


图 3.19 HRT=11.1h 的城市污水 COD 处理曲线

Fig 3.19 The COD removal curve of living waste-water when HRT is 11.1 hours

表 3.16 HRT=11.1h 城市污水 SS 去除实验数据

Table 3.16 The SS removal experiment data when HRT is 11.1 hours

日期	Q (ml/s)	水温 (°C)	进水 (mg/l)	过渡区 (mg/l)	厌氧过后去除率	出水 (mg/l)	总去除率
2003-7-21	8.60	27.6	99	49	50.51%	2	97.98%
2003-7-22	8.60	28.6	97	60	38.14%	5	94.85%
2003-7-23	8.60	29.0	89	59	33.71%	2	97.75%
2003-7-24	8.60	28.5	89	86	3.37%	1	98.88%
2003-7-25	8.60	27.9	79	62	21.52%	2	97.47%
2003-7-26	8.60	28.0	156	102	34.62%	2	98.72%
2003-7-27	8.60	27.6	82	52	36.59%	2	97.56%
2003-7-28	8.60	28.1	95	49	48.42%	3	96.84%
2003-7-31	8.60	28.0	120	46	61.67%	1	99.17%
2003-8-1	8.60	28.0	105	82	21.90%	2	98.10%
2003-8-2	8.60	28.0	150	46	69.33%	2	98.67%

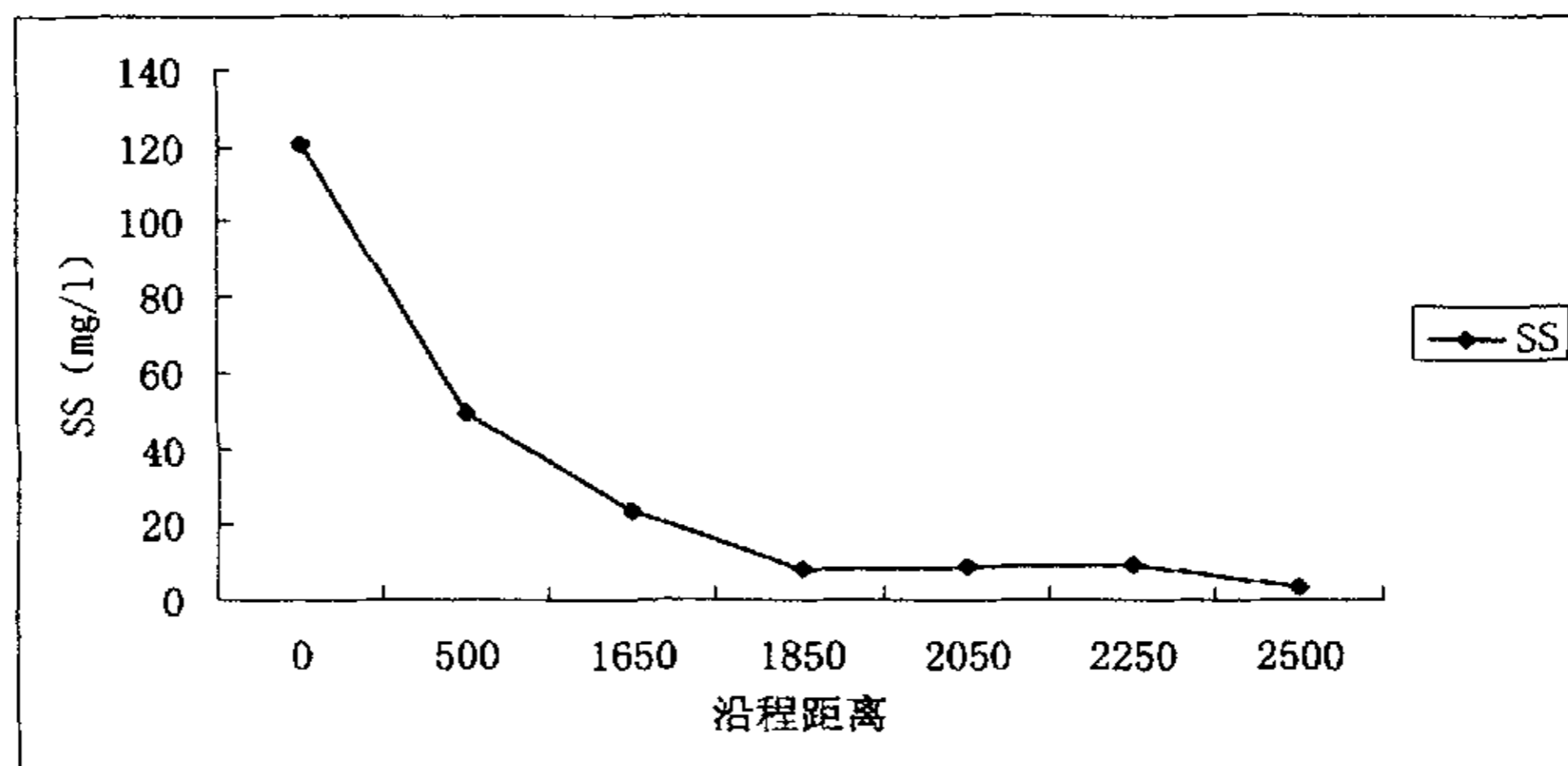


图 3.20 HRT=11.1h 的城市污水 SS 处理曲线

Fig 3.20 The SS removal curve of living waste-water when HRT is 11.1 hours

表 3.17 HRT=8.9h 城市污水 COD 去除实验数据

Table 3.17 The COD removal experiment data when HRT is 8.9 hours

日期	Q (ml/s)	水温 (°C)	进水 (mg/l)	过渡区 (mg/l)	厌氧过后去除率	出水 (mg/l)	总去除率
2003-8-11	9.30	28.2	361	139	61.50%	62	82.83%
2003-8-12	9.30	27.6	269	144	46.47%	56	79.18%
2003-8-13	9.30	29.1	312	119	61.86%	45	85.58%
2003-8-14	9.30	27.0	347	138	60.23%	52	85.01%
2003-8-15	9.30	27.9	328	122	62.80%	46	85.98%
2003-8-16	9.30	28.2	340	132	61.18%	38	88.82%
2003-8-17	9.30	28.6	298	119	60.07%	40	86.58%
2003-8-18	9.30	28.5	331	150	54.68%	38	88.52%
2003-8-19	9.30	27.8	298	152	48.99%	45	84.90%
2003-8-20	9.30	27.7	342	139	59.36%	52	84.80%

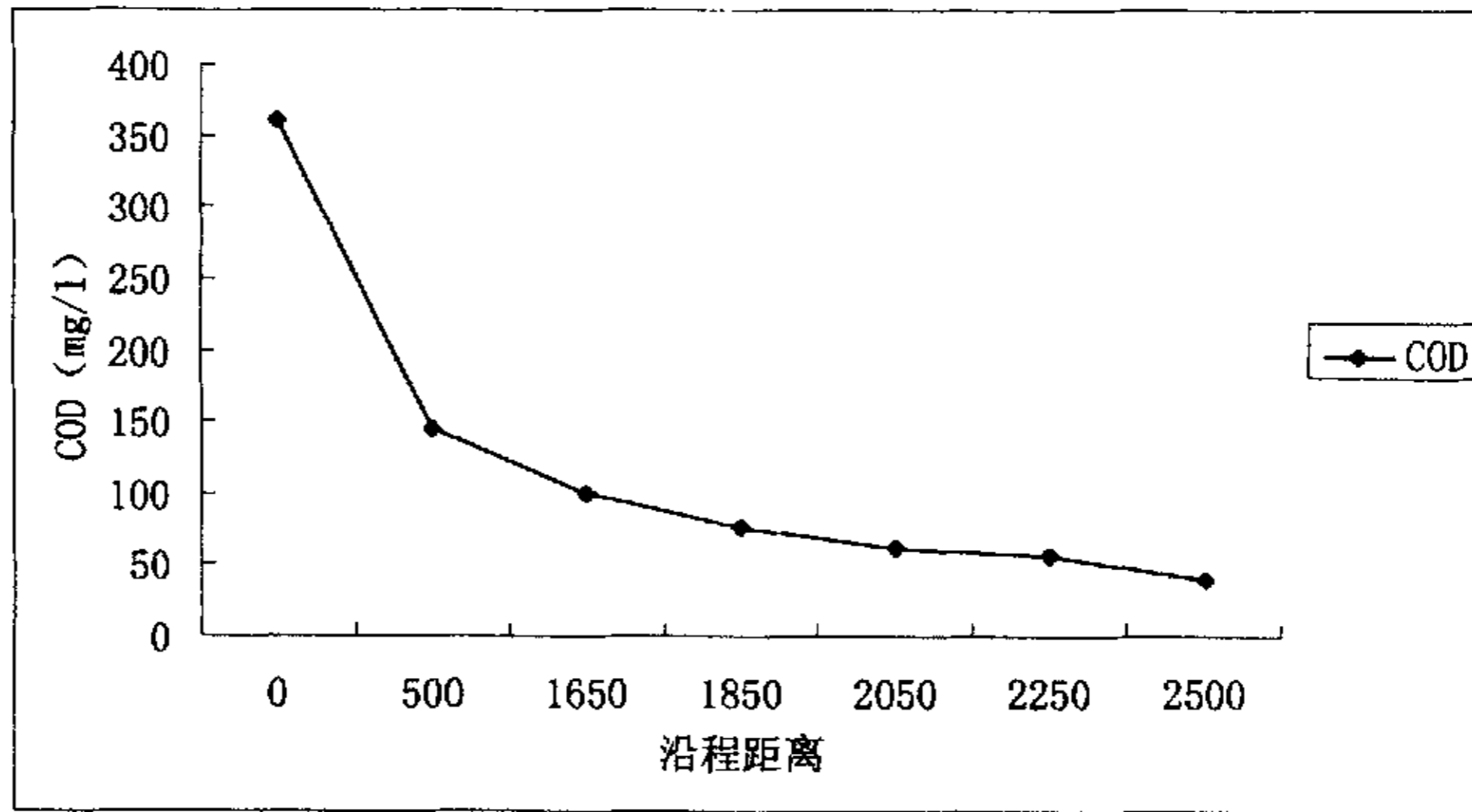


图 3.21 HRT=8.9h 的城市污水 COD 处理曲线

Fig 3.21 The COD removal curve of living waste-water when HRT is 8.9 hours

表 3.18 HRT=8.9h 城市污水 SS 去除实验数据

Table 3.18 The SS removal experiment data when HRT is 8.9 hours

日期	Q (ml/s)	水温 (°C)	进水 (mg/l)	过渡区 (mg/l)	厌氧过后去除率	出水 (mg/l)	总去除率
2003-8-11	9.30	28.2	98	75	23.47%	21	78.57%
2003-8-12	9.30	27.6	99	72	27.27%	14	85.86%
2003-8-13	9.30	29.1	163	135	17.18%	4	97.55%
2003-8-14	9.30	27.0	148	105	29.05%	3	97.97%
2003-8-15	9.30	27.9	135	105	22.22%	4	97.04%
2003-8-16	9.30	28.2	112	82.3	26.52%	1	99.11%
2003-8-17	9.30	28.6	142	99	30.28%	20	85.92%
2003-8-18	9.30	28.5	97	69	28.87%	2	97.94%
2003-8-19	9.30	27.8	123	90	26.83%	3	97.56%

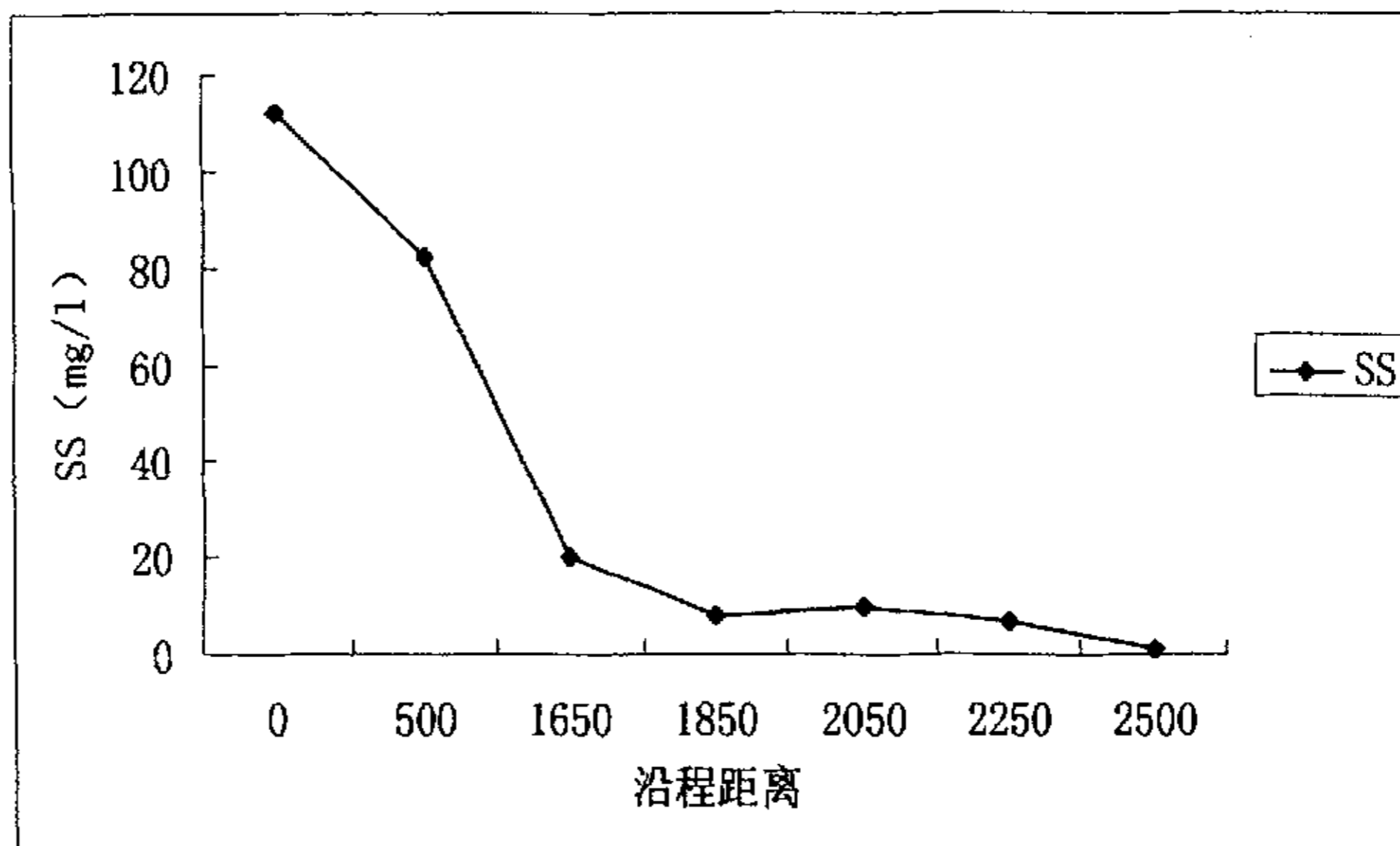


图 3.22 HRT=8.9h 的城市污水 SS 处理曲线

Fig 3.22 The COD removal curve of living waste-water when HRT is 8.9 hours

表 3.19 HRT=7.7h 城市污水 COD 去除实验数据

Table 3.19 The COD removal experiment data when HRT is 7.7 hours

日期	Q (ml/s)	水温 (°C)	进水 (mg/l)	过渡区 (mg/l)	厌氧过后去除率	出水 (mg/l)	总去除率
2003-8-25	13.00	27.4	364	156	57.14%	75	79.40%
2003-8-26	13.00	28.3	358	139	61.17%	65	81.84%
2003-8-27	13.00	28.4	368	137	62.77%	55	85.05%
2003-8-28	13.00	27.9	343	179	47.81%	52	84.84%
2003-8-29	13.00	28.2	355	183	48.45%	56	84.23%
2003-8-30	13.00	28.6	365	159	56.44%	49	86.58%
2003-8-31	13.00	29.0	263	168	36.12%	56	78.71%
2003-9-1	13.00	28.6	352	176	50.00%	49	86.08%
2003-9-2	13.00	27.9	349	195	44.13%	45	87.11%
2003-9-3	13.00	28.2	338	182	46.15%	52	84.62%
2003-9-4	13.00	28.6	340	178	47.65%	49	85.59%

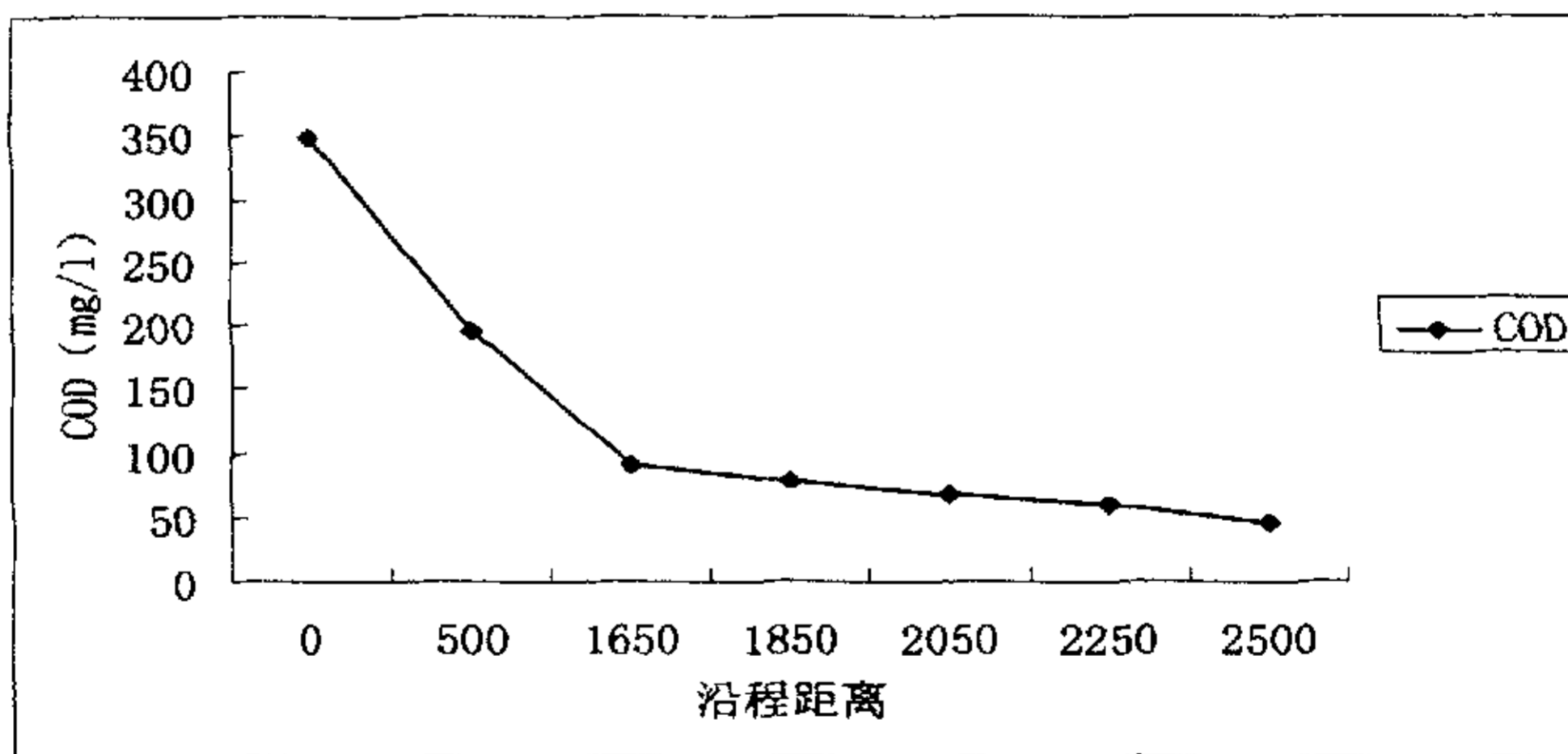


图 3.23 HRT=7.7h 的城市污水 COD 处理曲线

Fig 3.23 The COD removal curve of living waste-water when HRT is 7.7 hours

表 3.20 HRT=7.7h 城市污水 SS 去除实验数据

Table 3.20 The SS removal experiment data when HRT is 7.7 hours

日期	Q (ml/s)	水温 (°C)	进水 (mg/l)	过渡区 (mg/l)	厌氧过后去除率	出水 (mg/l)	总去除率
2003-8-25	13.00	27.4	140	46	67.14%	5	96.43%
2003-8-26	13.00	28.3	103	82	20.39%	2	98.06%
2003-8-27	13.00	28.4	120	46	61.67%	1	99.17%
2003-8-28	13.00	27.9	96	55	42.71%	2	97.92%
2003-8-29	13.00	28.2	98	46	53.06%	2	97.96%
2003-8-30	13.00	28.6	99	55	44.44%	2	97.98%
2003-8-31	13.00	29.0	123	49	60.16%	3	97.56%
2003-9-1	13.00	28.6	125	60	52.00%	1	99.20%
2003-9-2	13.00	27.9	105	59	43.81%	2	98.10%
2003-9-3	13.00	28.2	124	86	30.65%	2	98.39%
2003-9-4	13.00	28.6	140	120	14.29%	2	98.57%

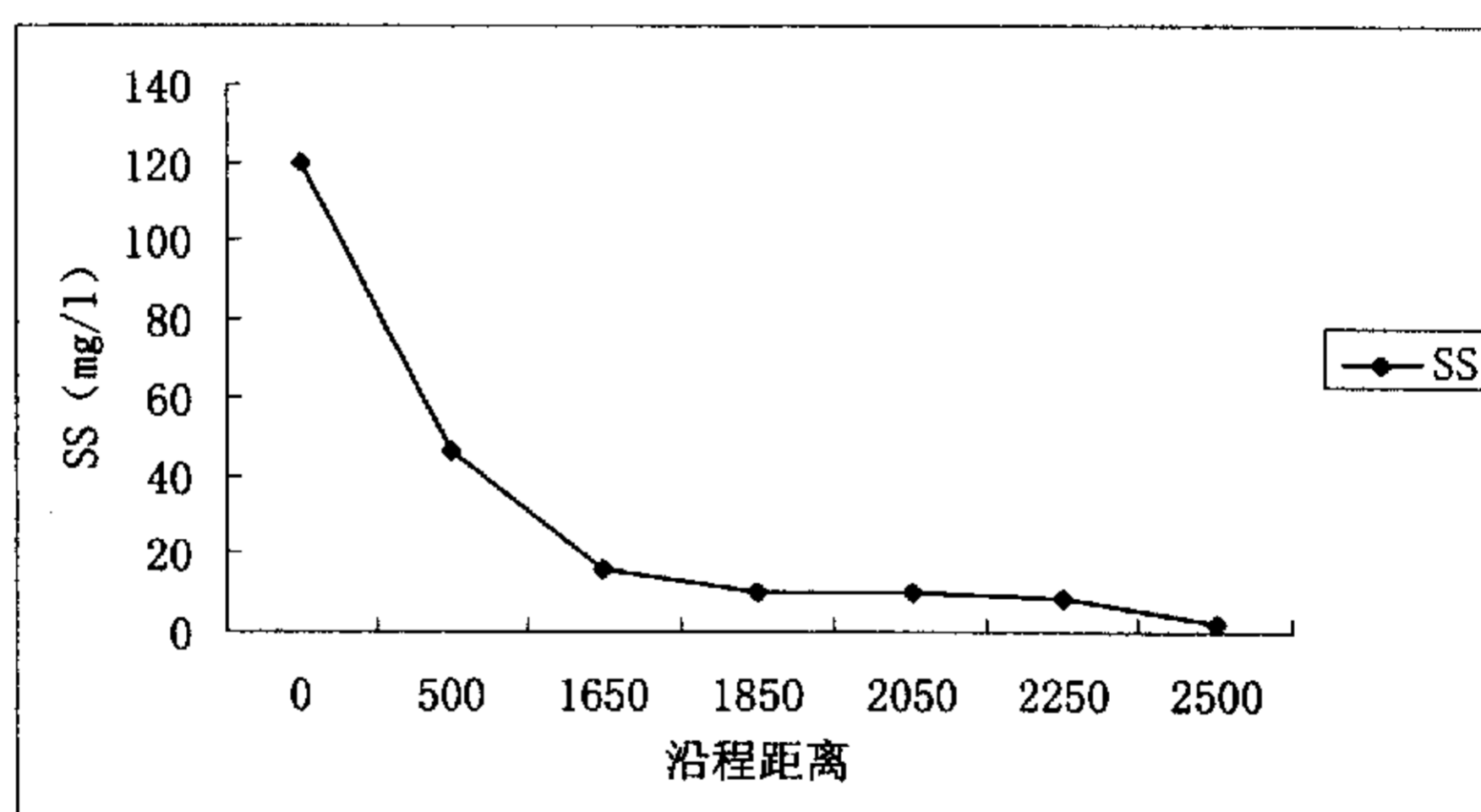


图 3.24 HRT=7.7h 的生活污水 SS 处理曲线

Fig 3.24 The SS removal curve of living waste-water when HRT is 7.7 hours

表 3.21 HRT=6.3h 城市污水 COD 去除实验数据

Table 3.21 The COD removal experiment data when HRT is 6.3 hours

日期	Q (ml/s)	水温 (°C)	进水 (mg/l)	过渡区 (mg/l)	厌氧过后去除率	出水 (mg/l)	总去除率
2003-9-18	15.00	27.4	357	159	55.46%	54	84.87%
2003-9-19	15.00	26.2	354	167	52.82%	59	83.33%
2003-9-20	15.00	26.8	364	165	54.67%	52	85.71%
2003-9-21	15.00	25.1	357	163	54.34%	45	87.39%
2003-9-22	15.00	25.5	254	162	36.22%	49	80.71%
2003-9-23	15.00	26.3	361	147	59.28%	52	85.60%
2003-9-24	15.00	27.1	355	150	57.75%	48	86.48%
2003-9-25	15.00	26.3	342	182	46.78%	56	83.63%
2003-9-26	15.00	26.5	339	172	49.26%	50	85.25%
2003-9-27	15.00	25.0	365	169	53.70%	47	87.12%
2003-9-28	15.00	24.3	358	167	53.35%	52	85.47%

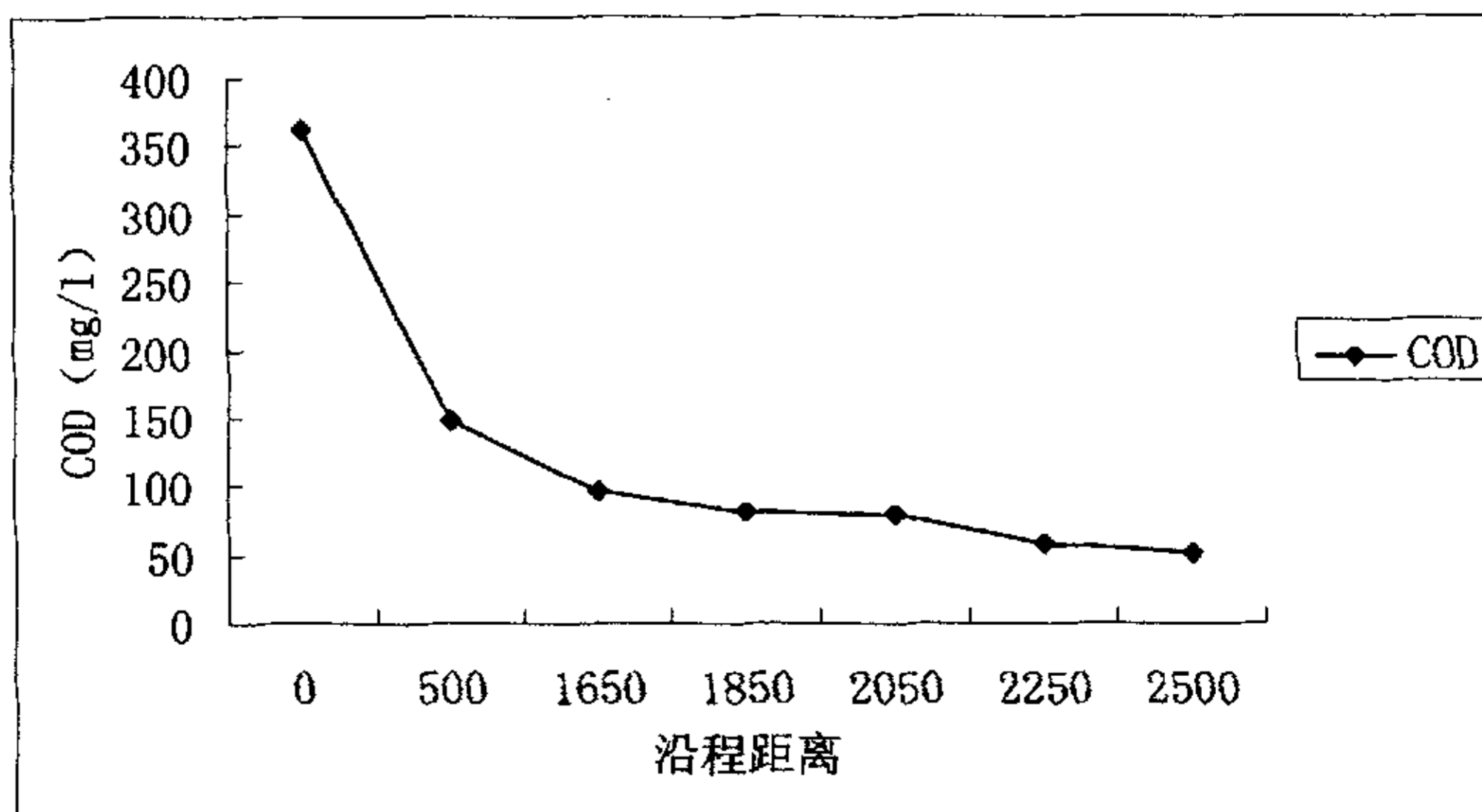


图 3.25 HRT=6.3h 的城市污水 COD 处理曲线

Fig 3.25 The COD removal curve of living waste-water when HRT is 6.3 hours



表 3.22 HRT=6.3h 城市污水 SS 去除实验数据

Table 3.22 The SS removal experiment data when HRT is 6.3 hours

日期	Q (m <sup>3</sup> /s)	水温 (°C)	进水 (mg/l)	过渡区 (mg/l)	厌氧过后去除率	出水 (mg/l)	总去除率
2003-9-18	15.00	27.4	121	59	51.24%	7	94.21%
2003-9-19	15.00	26.2	101	76	24.75%	2	98.02%
2003-9-20	15.00	26.8	123	90	26.83%	1	99.19%
2003-9-21	15.00	25.1	120	74	38.33%	7	94.17%
2003-9-22	15.00	25.5	128	49	61.72%	3	97.66%
2003-9-23	15.00	26.3	124	60	51.61%	14	88.71%
2003-9-24	15.00	27.1	140	59	57.86%	21	85.00%
2003-9-25	15.00	26.3	103	86	16.50%	14	86.41%
2003-9-26	15.00	26.5	120	93	22.50%	4	96.67%
2003-9-27	15.00	25.0	96	89	7.29%	3	96.88%
2003-9-28	15.00	24.3	98	89	9.18%	4	95.92%

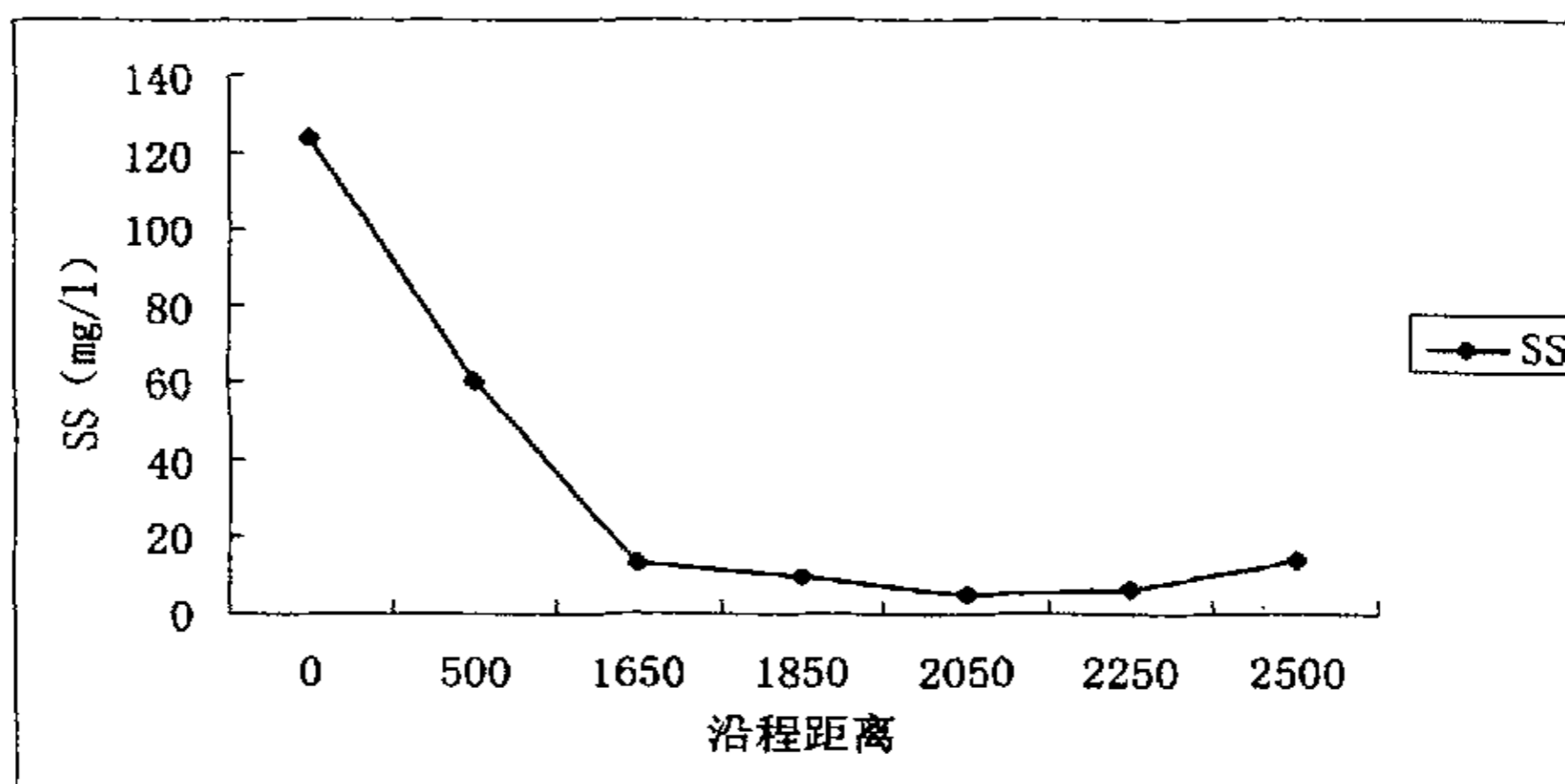


图 3.26 HRT=6.3h 的城市污水 SS 处理曲线

Fig 3.26 The SS removal curve of living waste-water when HRT is 6.3 hours

表 3.23 HRT=4.8h 城市污水 COD 去除实验数据

Table 3.23 The COD removal experiment data when HRT is 4.8 hours

日期	Q (ml/s)	水温 (°C)	进水 (mg/l)	过渡区 (mg/l)	厌氧过后去除率	出水 (mg/l)	总去除率
2003-11-14	20.00	13.5	355	165	53.52%	68	80.85%
2003-11-15	20.00	13.1	357	149	58.26%	65	81.79%
2003-11-16	20.00	13.2	255	169	33.73%	58	77.25%
2003-11-17	20.00	13.4	357	158	55.74%	56	84.31%
2003-11-18	20.00	14.8	353	139	60.62%	60	83.00%
2003-11-19	20.00	13.5	333	149	55.26%	49	85.29%
2003-11-20	20.00	13.3	349	159	54.44%	53	84.81%
2003-11-21	20.00	13.5	399	168	57.89%	52	86.97%
2003-11-22	20.00	14.0	355	132	62.82%	48	86.48%
2003-11-23	20.00	13.6	342	200	41.52%	56	83.63%
2003-11-24	22.00	13.5	354	159	55.08%	67	81.07%

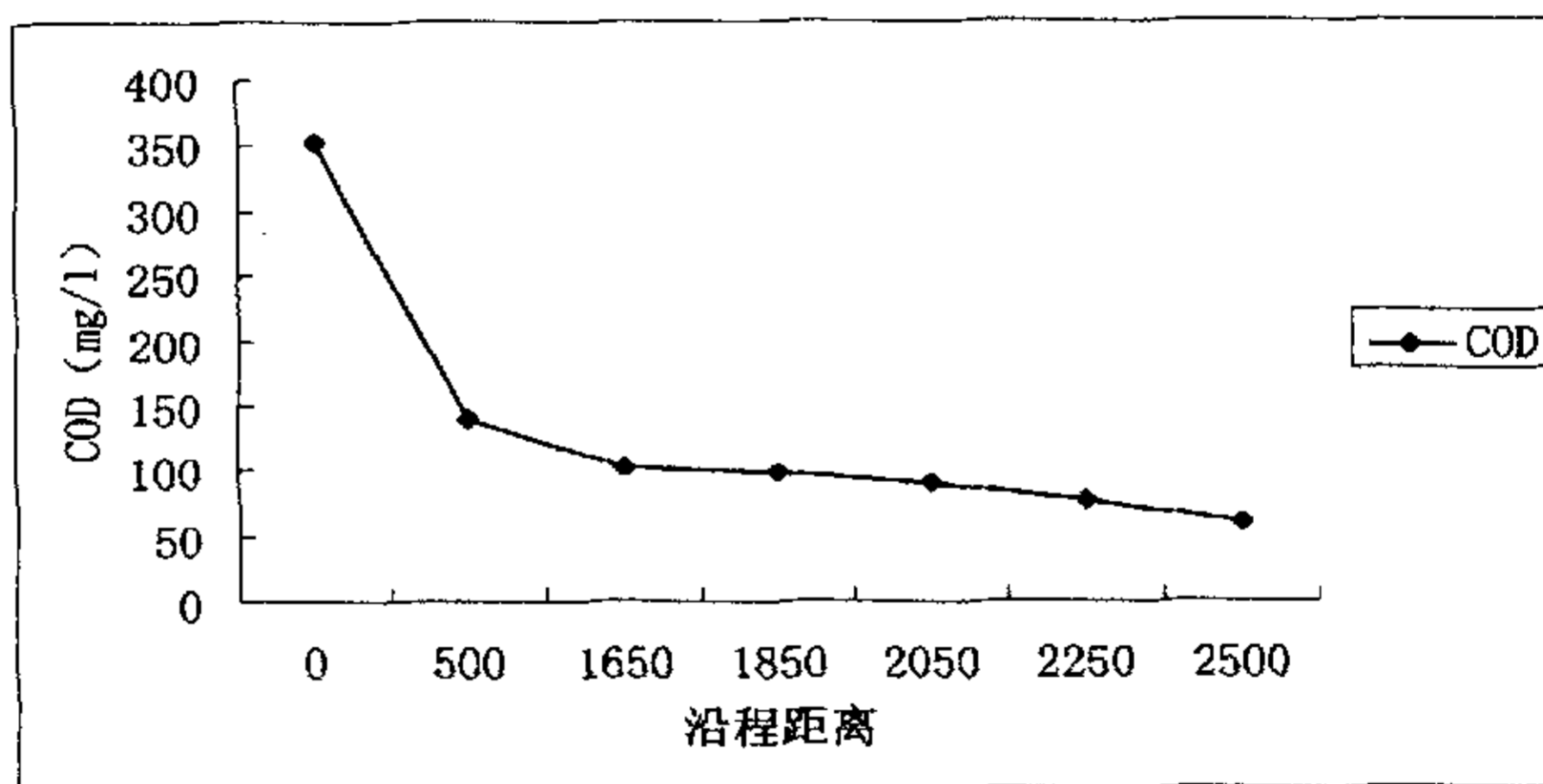


图 3.27 HRT=4.8h 的城市污水 COD 处理曲线

Fig 3.27 The COD removal curve of living waste-water when HRT is 4.8 hours

表 3.24 HRT=4.8h 城市污水 SS 去除实验数据

Table 3.24 The SS removal experiment data when HRT is 4.8 hours

日期	Q (ml/s)	水温 (°C)	进水 (mg/l)	过渡区 (mg/l)	厌氧过后去除率	出水 (mg/l)	总去除率
2003-11-14	20.00	13.5	105	75	28.57%	14	86.67%
2003-11-15	20.00	13.1	99	58	41.41%	12	87.88%
2003-11-16	20.00	13.2	91	60	34.07%	14	84.62%
2003-11-17	20.00	13.4	95	60	36.84%	21	77.89%
2003-11-18	20.00	14.8	102	55	46.08%	14	86.27%
2003-11-19	20.00	13.5	123	71	42.28%	9	92.68%
2003-11-20	20.00	13.3	102	62	39.22%	2	98.04%
2003-11-21	20.00	13.5	98	67	31.63%	7	92.86%
2003-11-22	20.00	14.0	126	95	24.60%	15	88.10%

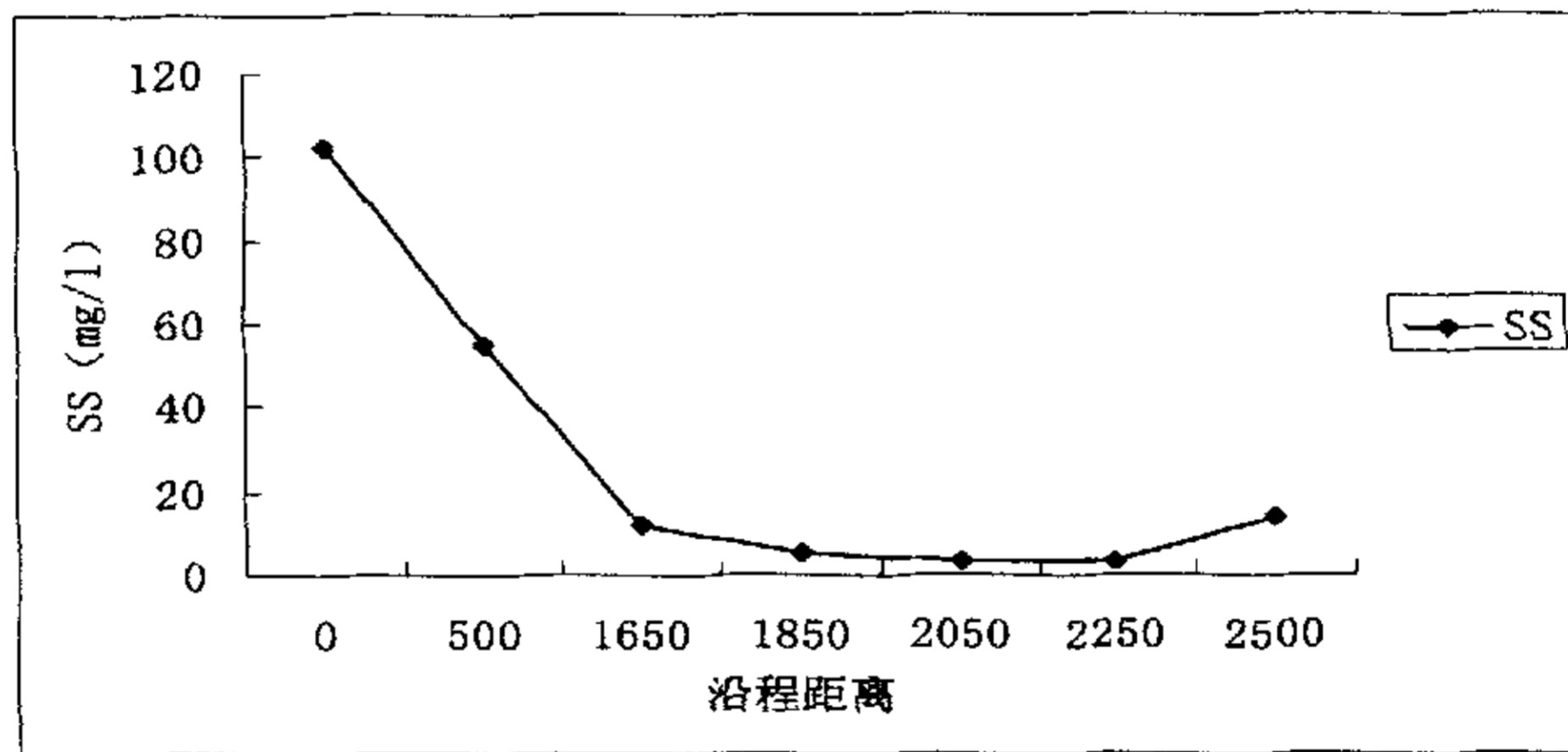


图 3.28 HRT=4.8h 的城市污水 SS 处理曲线

Fig 3.28 The SS removal curve of living waste-water when HRT is 4.8 hours

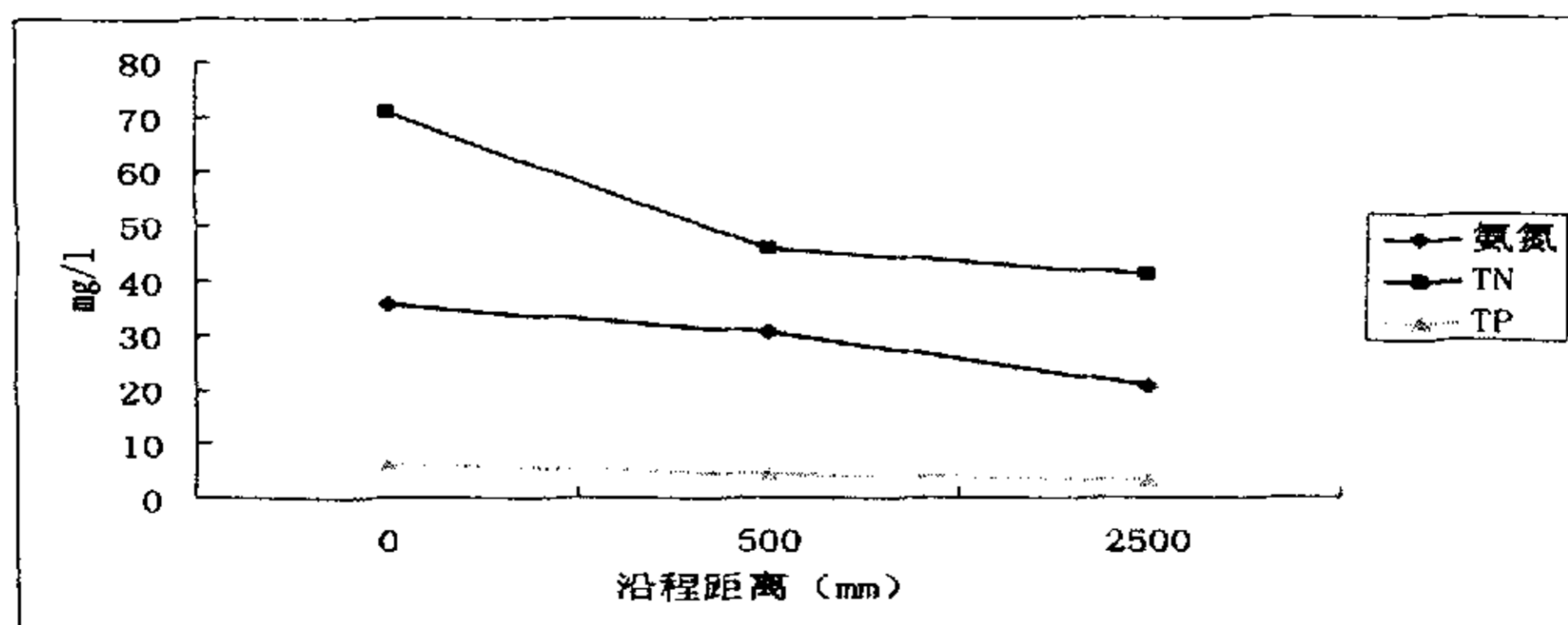


图 3.29 氨氮、TN、TP 处理曲线

Fig 3.29 Ammoniacal nitrogen, TN and TP removal curves

## 4 侧向流曝气生物滤池处理污水结果分析

### 4.1 侧向流曝气生物滤池对碳源污染物去除分析

从反应器改经前后的试验数据可以得出，改进后反应器 COD 的去除得到了较大的提高。在 HRT 为 4.8h、6.3h 的工况下仍然有较好的去除效果。

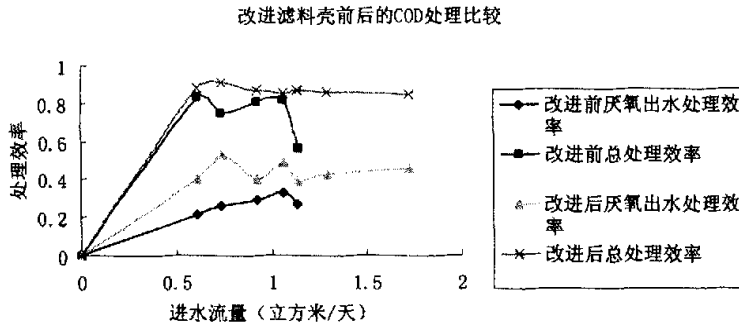


图 4.1 改进滤料框前后 COD 处理比较

Fig 4.1 Compare the COD removal quality

生物滤池采用的是生物膜处理法对污水中的有机物进行处理，这种处理方法是细菌和菌类一类的微生物和原生动、后生动一类的小型动物在滤料或某些载体上生长繁殖，形成膜状生物性污泥——生物膜，通过与污水的接触，生物膜上的微生物摄取污水中的有机污染物作为营养，从而使污水得到净化<sup>[38]</sup>。

污水长期与滤料或某种载体流动接触，在后者的表面上即将形成生物膜，并逐渐成熟。生物膜是高度亲水的物质，在污水不断流动的条件下，在其外侧总是存在着一层附着水层。生物膜又是微生物高度密集的物质，在膜的表面上和一定深度的内部生长繁殖大量的各种类型的微生物和微型动物，并形成有机污染物、细菌、原生动物（后生动）的食物链。在氧较充足的情况下靠近水层的生物膜为好氧性膜，其内部氧不能深入的部分则为厌氧性膜，在缺氧或厌氧状态下，其生物膜多

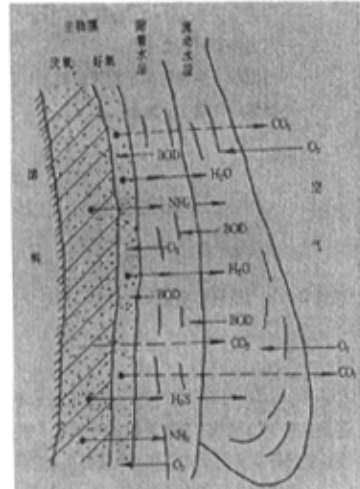


图 4.2 曝气生物滤池滤的表面生物膜构造

Fig 4.2 The structure of biofilm

为缺氧或厌氧性膜。生物膜内外层、生物膜与水层之间进行着多种物质的传递过程。在好氧状态下溶解于水中的氧通过附着水层传递给生物膜，供微生物呼吸；污水中的有机污染物，由流动水层传递给附着水层，然后再进入生物膜，并通过细菌的代谢活动而被降解。若在厌氧或缺氧状态下则不存在氧的传递。这样就使流动水层在其不断地流动过程中逐步得到净化。微生物的代谢产物如  $H_2O$  等通过附着水层进入流动水层，并随其排走，而  $CO_2$  及厌氧层分解产物如  $H_2S$ 、 $NH_3$  及  $CH_4$  等气态代谢产物则从水层逸出进入空气中<sup>[39]</sup>。

进入滤池的有机物质有溶解性的有机物和非溶解性的有机物，生物滤池可以依靠滤料表层附着生物膜的生物降解作用对污水中的有机物进行降解，还可以利用滤料的拦截和吸附作用将一些颗粒物质从水中加以去除。 $BOD_5$  和  $COD_{Cr}$  是用来表示水中有机物含量的检测指标，本试验采用这两种指标的变化来分析滤池对有机物的去除情况。

加大进水孔径和减少填料框的宽度等等措施都是为了增加污水与微生物的接触面积。进入微生物的底物浓度也相对于改进前要高，且由于进水孔径的增大，微生物接触氧的几率也有所增加，在底物浓度和溶解氧都有所提高的情况下对  $COD$  的去除也就效果明显。从图表可得出改进前的最低  $HRT$  是 7h，改进后缩短到 4.8h。

从前面的数据和图上可以清楚看出该反应器对有机物的去除达到国家城镇二级污水处理厂的出水一级指标 A 标准。厌氧区过后  $COD_{Cr}$  的去除率为 30% 以上，同时我们还发现在第一个好氧滤料框后的去除效率达到 50% 以上，在  $HRT$  较短的时候可以达到 60%~70%，而总去除效率一般不超过 90%。我们分析在经过厌氧区后以  $SCOD$  为主，而进入第一个好氧区滤料框之前此时的有机物浓度为最高，导致生物膜上微生物大量繁殖，其处理能力也应为最大，在沿程上  $SCOD$  去除率也呈现逐渐降低的趋势，有机物浓度也越来越低，微生物也越来越少，这点从镜检也可很清楚看出。在前面几个滤料框中的生物膜结构密实，呈黑色絮状，含有各种球菌、杆菌、丝状菌及菌胶团。在进入二沉池前的几个填料框中的生物膜颜色相对前面的要淡的多，微生物也少的多。相对于厌氧区滤料框中的生物膜观察，几乎看不到微生物，这和  $SCOD$  去除不明显的事实是符合的。在进入好氧区到进入好氧区 500cm 滤层是去除有机物的主要区域。影响因素主要包括水力停留时间 ( $HRT$ )、 $DO$ 、温度及污泥龄 ( $SRT$ ) 等。

#### ① $HRT$

水力停留时间指的是待处理污水在反应器内的平均逗留时间，也是污水与生物反应器内微生物作用的平均反应时间。对于一定的反应器容积和进水底物浓度来讲，延长水力停留时间，反应器对反应物的去除率都会有所提高。但实际工程中

我们也不能无限地延长水力停留时间,对于一定流量的污水来讲,延长水力停留时间,无疑是在增加反应器容积,会增加基建投资。由此可见,在生物反应器容积计算中,一个重要的参数就是水力停留时间(反应时间)的确定,而这个反应时间应根据进入反应器的底物浓度所需要达到的底物去除率来确定。

水力停留时间常常和负荷率有密切联系,对于一定的进水底物浓度来讲,显然水力停留时间长负荷率小,反之水力停留时间短则负荷率大。

应该指出作为生物滤池的主要优点之一是抗冲击负荷。所谓冲击负荷指的是在短时间内因反应器接受的水量的突然增大和/或有机底物浓度的骤然提高使反应器的运行超出正常的负荷率范围。于悬浮生长的活性污泥相比,生物滤池能够在一定程度上承受这样的变化。

对于该反应器我们通过试验得出其水力停留时间不小于 4.5h,最优控制在 7h,当 HRT 小于 4.5h(夏季)或 7h(冬季)出水 COD 常常可以发现处理质量不佳甚至不符合出水标准。

## ②DO

溶氧多少也是影响反应器运行的主要因素之一。在厌氧区,起净化作用的主要是专性厌氧微生物,它们生长在氧化还原电位 ORP 较低(如产酸菌和产甲烷菌适宜的 ORP 范围分别为-200~300mV 和-300mV 以下)的无氧环境中。如果反应器中引入分子态的  $O_2$  或溶解氧,则由于大多数厌氧微生物可能产生  $H_2O_2$  或氧的游离基形式  $O_2$  而使自身杀死,或者由于  $O_2$  改变了微生物生活活动的较低的氧化还原电位条件而使自身失去活性。

在好氧区,起净化作用的主要是专性好氧微生物及兼性微生物,他们生长在氧化还原电位较高的有氧环境中。为使反应器内有足够的溶解氧供好氧微生物所需,必须设法从外部供给氧气。如果溶氧不足,轻则好氧微生物的活性受到影响,新陈代谢能力降低,重则微生物的生长规律遭到影响甚至被破坏。在溶解氧不足条件下,对溶氧要求较低的微生物将滋生繁殖,这样正常的生化反应过程将会受到影响。污水中有机物的氧化不能彻底进行,出水中有机物(如  $BOD_5$ )浓度将升高,反应器处理效果下降。若在溶解氧严重不足条件下,厌氧微生物将大量繁殖,好氧微生物受到抑止而大量死亡,这时反应器中的生物膜将恶化变质,发黑发臭,处理水水质显著下降。

由以上可见,溶解氧对反应器处理中的生物种群有很大的影响,我们控制在厌氧区溶解氧在  $0.15mg/l$  以下,好氧区在  $2\sim 4mg/l$  之间,氧的供应量过高亦不足取,因为这样不仅造成能源浪费或经济上的不合理,而且也会因微生物代谢活动增强、营养供应不足而使生物膜自身发生氧化。很显然当好氧区溶解氧在  $2mg/l$  以上时常发生处理水质不理想的情况,也是该反应器要定时清洗曝气装置的主要原因。

### ③温度

温度对滤池的影响是多方面的温度改变,参与净化的微生物(主要是细菌)的种属与活性以及生化反应速率都将随之而变化。对该反应器而言,气体转移速率也会随温度的变化而变化。

尽管不同种属的细菌都能在较宽的温度范围内生存,但一般来讲都有其活性最大或生长速度最快的最适温度范围,据此可将细菌分为嗜冷性、适温性和嗜热性三类(Metcalf & Eddy, 1991)。嗜冷性菌(低温菌)可在-10~30℃的条件下生长,其最适温度为12~18℃,水中多数细菌均属于此类;适温性菌(中温菌)可在20~50℃的条件下生存,其最适温度为25~40℃,大多数腐生性细菌及所有寄生性细菌均属此类;嗜热性菌(高温菌)可在37~75℃的条件下生长,其最适温度为55~65℃,堆肥、温泉或火山口区均可发现此类细菌。在污水好氧生物处理中,以中温菌为主,其生长繁殖的最适温度为20~37℃;而在污水的厌氧生物处理中,参与净化的细菌有产酸菌及产甲烷菌两大类,其中中温菌的最适温度范围在20~40℃之间,而高温性菌的最适温度范围在50~60℃之间。

温度对滤池性能的影响还表现在对生化反应速度的影响方面。生化反应速率于温度之间的关系式为(Metcalf&Eddy,1991):

$$r_T = r_{20} \theta^{(T-20)} \quad (4.1)$$

式中  $r_T$ ——水温为  $T^\circ\text{C}$  时生化反应速率;

$r_{20}$ ——水温为  $20^\circ\text{C}$  时生化反应速率;

$\theta$ ——温度系数,如对生物滤池来讲  $\theta=1.02\sim 1.08$ ,其典型值为 1.035;

而对活性污泥来讲  $\theta=1.00\sim 1.08$ ,典型值为 1.04;

$T$ ——温度,  $^\circ\text{C}$ 。

由式(6.1)可以看出,在取  $\theta=1.035$  时,如果温度由  $20^\circ\text{C}$  增加  $10^\circ\text{C}$ ,生物滤池内的反应速率可提高 40%;反之如果温度由  $20^\circ\text{C}$  降低  $10^\circ\text{C}$ ,生物滤池内反应速率就会降低 30%。由此可见温度对生化反应速率影响的显著性。

在好氧状态下,温度的影响还体现在氧向污水中转移速率方面,水温上升,水的粘滞性降低,氧的扩散系数提高。表示氧的总传递性的氧总转移系数与温度的关系式为(Metcalf & Eddy,1991):

$$K_L \alpha_{(T)} = K_L \alpha_{(20)} \theta^{(T-20)} \quad (4.2)$$

式中  $K_L \alpha_{(T)}$ ——水温为  $T^\circ\text{C}$  时氧总转移系数,  $\text{S}^{-1}$ ;

$K_L \alpha_{(20)}$ ——水温为  $20^\circ\text{C}$  时氧总转移系数,  $\text{S}^{-1}$ ;

$\theta$ ——温度系数,其范围为 1.015~1.040,典型值为 1.024。

由式 (6.2)可以看出,在取  $\theta=1.024$  时,如果温度由  $20^\circ\text{C}$  增加到  $30^\circ\text{C}$ ,氧总转移系数可提高 27%;反之如果温度由  $20^\circ\text{C}$  降低到  $10^\circ\text{C}$ ,氧总转移系数就会减少



22%。由此可见温度对生化反应过程中氧传递影响的显著性。

综上所述, 温度影响细菌的生长与繁殖, 影响生化反应速率, 同时对本反应器氧的传递产生较大影响。

一般来讲, 由于人们生活和生产行为排出热水, 污水的温度通常高于供水的温度; 又由于水的比热比空气的比热高得多, 因而一年中大部分时间所观测得到的污水水温都比当地空气的温度要高, 而仅在炎热夏季的几个月里水温低于气温。

根据此次试验经验得出反应器处理有机物的温度范围是  $11\sim 28^{\circ}\text{C}$ , 最优温度在  $20^{\circ}\text{C}$  以上。因此和夏季的处理效果远好于冬季的事实是相符合的, 为了减少低温对该反应器造成的负面影响, 我们将反应器建于室内, 可以减少室外的低温对室内的影响, 尽量减少热能的损耗。

#### ④SRT

污泥龄是指微生物在系统中的平均停留时间。生物处理系统不可能长期稳定不变, 随着水温、负荷等外界影响因素而变化, 但对于一定的进水底物和某一较长时期其污泥龄也较为稳定。在本实验中随着污泥龄的增长的同时有机物的去除率呈下降趋势, 污泥龄的太短会对生物膜上的微生物生长带来不利的影响, 不符合滤池运行周期长这一特点。污泥龄过长时就会出现出水 COD 不达标甚至发黑等现象, 试验得出本反应器的污泥龄大约为 15d 左右。

## 4.2 侧向流曝气生物滤池对悬浮物去除分析

该滤池的进水带有大量悬浮物, 这些物质悬浮于水中, 影响水的透明度, 同时这些物质在水中也是微生物的载体, 甚至本身就是微生物, 我们必须要将它们加以去除。颜色也是出水要控制的水质指标之一, 因为有颜色的水总给人一种不舒服的感觉, 这会影响水的某些用途, 也将降低其利用价值。

自从滤池被应用于给排水工程以来, 它对于悬浮物质高效的去除效果得到了人们广泛的肯定。在滤池的过滤过程中, 滤层空隙中的水流一般属层流状态。被水流挟带的悬浮物颗粒将随水流流线运动。它之所以会脱离流线而与滤料表面接近, 完全是一种物理力学作用。一般认为由拦截、沉淀、惯性、扩散和水动力等作用引起<sup>[40]</sup>。当颗粒尺寸较大是会在重力作用下脱离流线, 产生沉淀作用; 颗粒具有较大惯性时也可以脱离流线与滤料表面接触产生惯性作用; 颗粒较小、布朗运动较剧烈时会扩散至滤料表面而产生扩散作用; 在滤料表面附近存在速度梯度, 非球体颗粒由于在速度梯度作用下, 会产生转动而脱离流线与颗粒表面接触产生水动力作用。但经过众多研究者的研究, 认为过滤主要是悬浮颗粒与滤料颗粒之间粘附作用的结果。粘附作用是一种物理化学作用。当水中颗粒迁移到滤料表面上时, 则在范德华引力的和静电引力的相互作用下, 以及某些化学键和某些特殊的

化学吸附力作用下, 被粘附于滤料颗粒表面上, 或者粘附在滤料表面上原先粘附的颗粒上<sup>[41]</sup>。此外, 絮凝颗粒的架桥作用也会存在。粘附过程与澄清池中的泥渣所起的粘附作用基本相似, 不同的是滤料为固定介质, 排列紧密, 效果更好。因此, 粘附作用主要决定于滤料和水中颗粒的表面物理化学性质。未经脱稳的悬浮物颗粒过滤效果很差, 这就是证明。不过, 在整个过滤过程中, 特别是过滤后期, 由于滤层中孔隙尺寸逐渐减小, 表层滤料的筛滤作用也不能完全排除, 但这种现象在滤速较快的滤池中并不希望发生。

本试验中滤池的进水, 也就是污水厂初沉池的出水, 悬浮物浓度 SS 比较高, 所以对 SS 的检测也是检测滤池反应周期的一个重要手段。

从前面的数据和图上可以清楚看出厌氧过后其 SS 的去除在 50% 以上, COD 的去除也在 30% 以上而 SCOD 去除不明显。也就是厌氧区的截留作用非常明显, 经过过渡区的部分沉淀也大大减轻了后续处理的符合, 同时发现 SS 大量去除的同时水的色度大大减轻, 可以表明水中的色度也主要是由于水中的溶解性颗粒和大量非溶解性颗粒造成的。而同样在好氧区的滤料框的数量比厌氧区的滤料框多, 但去除效率却小于厌氧区, 是因为在好氧区有大量的气体对悬浮污泥的搅动和对生物膜的冲刷。会使一部分已被滤料吸附的 SS 再次进入水体, 但同时可以使滤料中不至于截留过多的 SS, 使之在二沉池中沉淀排出。当我们发现出水 SS 偏大的时候, 此时常常出水稍显黄色, 这是厌氧区的 SS 截留达到饱和, 处理 SS 效率降低, 增加了好氧区的处理负荷, 此时也是标志滤池一个运行周期的结束<sup>[42]</sup>。

在本次 SS 的试验过程中 HRT 对其的影响不大, 在 HRT 小于 4.5h 时去除率仍然在 90% 以上。随着温度的下降和 SRT 的增加 SS 去除率有逐步下降的趋势, 但常常出水 SS 达标的情况下出水 COD 开始逐渐不合格, 对于反应器周期的估算应根据出水 COD 的情况来及时控制。

### 4.3 侧向流曝气生物滤池对 N、P 去除分析

由于传统的污水二级生物处理技术氮和磷的去除能力低, 而氮和磷含量较高的再生污水回用与城市水体、工业冷却水、工业生产性用水或市政杂用水时会造成城市水体的富营养化, 还可能导致输水管道、用水设备繁殖生物垢、霉菌等, 造成堵塞或影响效率。因此污水的再生利用往往离不开除磷脱氮<sup>[43][44]</sup>。

生物脱氮法若从反应类型分类, 可分为氮的硝化作用和硝酸(或亚硝酸)的反硝化作用两种。硝化作用以氨为电子给体, 以分子氧为电子受体, 是氮从负三价( $\text{NH}_4^+$ )转变为正三价( $\text{NO}_2^-$ )和正五价( $\text{NO}_3^-$ )。因此, 这一反应是需氧条件下进行的。但硝化作用只是改变了氮在水中的化合态, 并没有降低水中氮的含量, 这对于防止水体富营养化, 并没有解决根本问题<sup>[52]</sup>。反硝化作用则是以硝酸盐为电子受体,

以其它有机物（例如甲醇）为电子给体，使硝酸盐中的氮逐渐从正五价降到零价，形成氮气从废水中释放出来。其还原代谢途径如图所示。

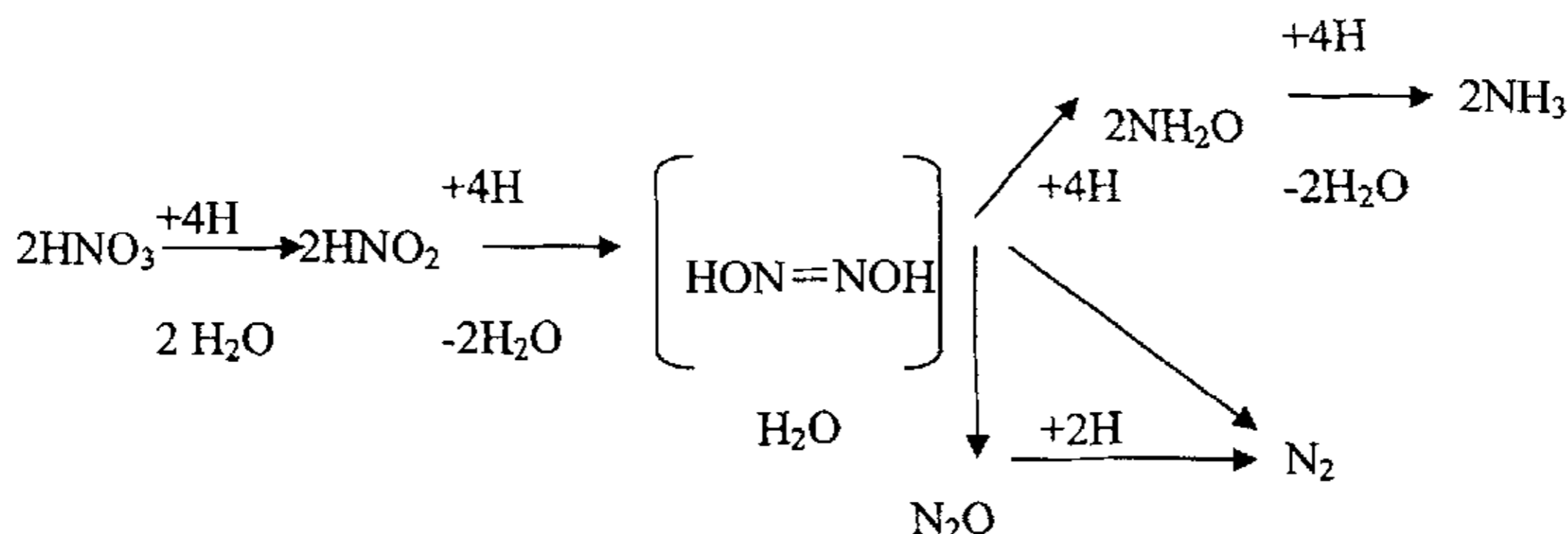


图 4.2 硝酸还原及脱氮的代谢途径

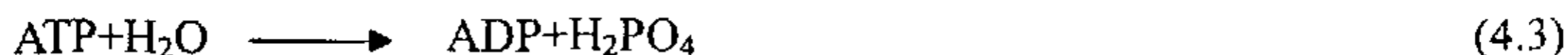
Fig 4.2 the way of nitric acid deoxidization and denitrogenation

从图中可以看出，脱氮过程不需要分子氧，但需要供给反应过程所需要的氢<sup>[45]</sup><sup>[46]</sup>。因此反硝化过程反应器的运行机理与通常废水处理系统正好相反，在通常的废水处理中，废水中需要去除的有机物（包括硝化系统去除的氮）是电子给体，电子受体是外加的分子氧（需氧系统）或反应过程中产生的二氧化碳（厌氧系统）。在反硝化废水处理系统中，需要去除的硝酸盐氮是电子受体，电子给体是外加的有机物。所以，通常的废水处理系统是为了去除电子给体，而反硝化废水处理系统是为了去除电子受体。

生物除磷主要利用聚磷菌（属于不动杆菌、气单胞菌属和假单胞菌属等）在厌氧条件下释放磷和在需氧条件下蓄积磷的作用<sup>[47]</sup><sup>[48]</sup>。根据 Holmers 提出的活性污泥化学组成经验式  $\text{C}_{118}\text{H}_{170}\text{O}_{51}\text{N}_{17}\text{P}$  和 Sherrard 提出的经验式  $\text{C}_{60}\text{H}_{87}\text{O}_{23}\text{N}_{12}\text{P}$  估算，磷在活性污泥中的含量为 2% 左右，但在厌氧—需氧活性污泥中，污泥含磷量达 3%~8%。活性污泥对磷过量吸收的原因，至今尚无定论。有人（例如 Bargman 等人）认为主要在细菌细胞内形成了磷酸钙晶体沉淀，这是化学原因。另一些人（例如 Levin、Yall 等人）认为主要是生物学原因，是聚磷菌的代谢特性决定的<sup>[49]</sup>。Yall 等人用磷和钙进行实验发现，即使磷发生了过量吸收，细胞内的钙含量也几乎未变。从生物学角度对聚磷菌过量吸收磷的解释如下。

在厌氧条件下，聚磷菌在分解体内聚磷酸盐的同时产生三磷酸腺苷(ATP)，聚磷菌利用 ATP 以主动运输方式将细胞外的有机物摄入细胞内，以聚  $\beta$ -羟基丁酸(PHB)及糖原等有机颗粒的形式储存在细胞内<sup>[50]</sup><sup>[51]</sup>。聚磷菌在厌氧条件下释放出的磷，是利用 ATP 时的水解产物，反应式如下：





应当说明, 这里所谓的厌氧(anaerobic)条件是指既无分子氧也无氧化态氮( $\text{NO}_x$ ), 以区别于只无分子氧的厌氧或缺氧(anoxic)条件<sup>[52][53]</sup>。

在需氧的条件下, 储存有有机物的聚磷菌在有溶解氧和氧化态的条件下进行有机物代谢, 同时产生大量的 ATP, 产生的 ATP 大部分当然是供给细菌合成和维持生命活动, 一部分则用于合成磷酸盐蓄积在细菌细胞内<sup>[54]</sup>。

由于生物脱氮除磷都是通过微生物的生命活动实现的<sup>[55]</sup>, 所以影响这些微生物活性的参数, 如温度、pH 值、溶解氧、毒物浓度等, 都对其去除效率产生重要影响。

#### ①温度

生物活性与温度密切相关, 温度过低, 生物处于休眠状态, 过高则使之变性失活。温度对硝化与反硝化速率的影响遵从 Arrhenius 方程, 但温度对反硝化速率的影响与反应器类别及硝酸盐负荷有关, 附着生长型反应器和负荷低的系统受温度的影响较小。

温度对除磷速率的影响, 有资料认为, 因为除磷菌是嗜冷细菌, 所以除磷速率在一定范围内随温度增加而降低。朱还兰等人在 SBR 反应器中对污泥厌氧放磷速率进行研究, 在 17~37℃ 范围内, 温度每增加 10℃, 放磷速率增加一倍左右, 这表明在低温下, 系统的厌氧区停留时间应当长一些更有利。

一般讲, 生物脱氮除磷系统在 5~40℃ 温度范围内都能成功地运行。

#### ②pH 值与碱度

硝酸菌、亚硝酸菌和反硝化菌的最适宜 pH 值分别是 6.0~7.5、7.0~8.5 和 7.0~7.5, 超出这些范围其活性迅速下降<sup>[56]</sup>, 特别是硝化菌对 pH 值的变化十分敏感, 因此生物脱氮系统最好是在 6.5~8.0 之间运行。在硝化反应中, 理论上每氧化 1g 氨氮需消耗碱度 7.14g (以  $\text{CaCO}_3$  计), 对于一般的废水, 硝化所需碱度往往不够, 必须补充以防止 pH 值降低。在反硝化过程中, 理论上每还原 1g 的  $\text{NO}_3^-$ -N 产生 3.5g (以  $\text{CaCO}_3$  计) 的碱度, 这可以补充硝化过程消耗的部分碱度。

生物除磷的适宜 pH 值大致为 6.0~8.0。pH 值的升高会引起吸磷量的少量增加, pH 值的降低则会引起磷的释放, 不是聚磷菌本身对 pH 值变化的生理生化响应, 而是一种纯化学的酸溶效应。

#### ③溶解氧

硝化反应必须在需氧条件下进行<sup>[57]</sup>, 一般建议硝化反应时的环境溶解氧浓度为 2.0mg/l。溶解氧的浓度不仅影响硝化反应速率, 而且影响其代谢产物。在低溶解氧条件下, 亚硝化毛杆菌将大量产生  $\text{N}_2\text{O}$  等代谢产物。反硝化过程需要较为严格的缺氧条件, 溶解氧含量不宜大于 0.5mg/l, 因为分子态氧不仅与硝酸盐竞争电

子供体，而且会抑止硝酸盐还原酶的合成与活性。

控制生物除磷系统中厌氧段的溶解氧浓度极为重要，因为这不仅影响聚磷菌的释磷能力及其利用有机底物合成 PHB 的能力，而且由于氧的存在，促成了非聚磷菌的需氧生长消耗有机底物，使发酵产酸菌得不到足够的营养来产生短链脂肪酸供聚磷菌使用，造成聚磷菌的生长受到抑止。所以厌氧段的溶解氧浓度应控制在 0.2mg/l 以下。在需氧段，为供给足够的溶解氧以维持聚磷菌的需氧呼吸，一般溶解氧浓度应控制在 1.5~2.5mg/l。

#### ④C/N 和 C/P

生物脱氮除磷都是利用生物生长过程中的生化作用，因此必须有足够的碳源<sup>[58]</sup>。所需碳源量一般以废水的 COD 或 BOD<sub>5</sub> 与氮、磷的比值表示。通常认为，为了保证脱氮除磷效果，脱氮系统的 BOD<sub>5</sub>/TKN 应在 4~6 以上，下表为参考资料所推荐的比值。脱磷系统中进水的 BOD<sub>5</sub>/TP 至少应在 15 以上，一般应在 20~30。

表 4.1 不同 C/N 比的脱氮效果

Table 4.1 the denitrogen effect in different C and N rate

脱氮效果	COD/TKN	BOD <sub>5</sub> /NH <sub>3</sub> -N	BOD <sub>5</sub> /TKN
差	<5	<4	<2.5
一般	5~7	4~6	2.5~3.5
好	7~9	6~8	3.5~5
优	>9	>8	>5

#### ⑤污泥龄(SRT)

为使脱氮过程中的硝化细菌能在反应器中的存活并维持一定的数量，微生物在反应器中的停留时间，即污泥龄必须大于硝化细菌的最小世代时间。硝化细菌的能量利用能力较差，一般只能利用氧化 NH<sub>3</sub>-N 和 NO<sub>2</sub><sup>-</sup>-N 所产生能量的 5%~14%，因此其生长率比异养型细菌低一个数量级。理论上，污泥龄比 3d 大的多，通常要有 10~25d，脱氮率才不受污泥龄的影响。

有人考查了污泥龄与除磷效果的关系，当污泥龄从 30d 降到 5d 时，脱磷率从 40% 上升到 87%。这可能是污泥龄过长而发生污泥的“自溶”，使聚磷菌已吸收的磷又重新进入液相的缘故。一般建议以脱磷为主要目的的系统的污泥龄宜控制在 3.5~7d。

#### ⑥废水水质的组成

废水中有机底物的组成成分，特别是生物可降解性的成分，对生物脱磷系统的性能影响很大<sup>[59]</sup>。在脱磷系统的厌氧区，聚磷菌传输短链挥发性脂肪酸，如乙酸、甲酸、丙酸等，进入细胞并储存它们合成乙酸盐。供给厌氧区聚磷菌的挥发性脂

肪酸的来源有两个：一是入流废水中原有的，一是其他可生物迅速降解底物的发酵产生的。聚磷菌对挥发性脂肪酸的吸收是一个很快的过程，而可迅速降解底物的发酵过程相对较慢。因此，要提高脱磷系统的除磷效率，就要提高原水中挥发性脂肪酸在总有机底物中的比例，至少应提高可迅速降解有机底物的含量。有资料介绍，废水中每增加 7mg/l 的挥发性脂肪酸可增加 1mg/l 磷的去除量。资料介绍，为保证除磷系统的除磷功能，原废水中至少应含有 25mg/l（以 COD 计）的可迅速生物降解底物量。

由于聚磷菌中的气单胞菌具有将复杂高分子有机底物转化为挥发性脂肪酸的能力，所以在脱磷系统中存在“气单胞菌属——→发酵产酸——→聚磷”的连锁关系。但气单胞菌属能否充分发挥这种发酵产酸的能力，取决于废水的水质情况。气单胞菌也是一类能利用  $\text{NO}_3^-$ -N 作为最终电子受体的兼性反硝化菌，只要存在  $\text{NO}_3^-$ -N，气单胞菌属对有机底物的发酵产酸作用就会受到抑止，从而破坏聚磷菌的释磷和 PHB 的合成，使脱磷系统的除磷效果下降甚至遭到破坏。因此必须控制厌氧区的  $\text{NO}_3^-$ -N 含量，有资料认为应在 0.2mg/l 以下。

#### ⑦其他影响因素

生物脱氮和除磷系统都涉及厌氧和缺氧过程<sup>[60]</sup>，系统中的厌氧区或缺氧区不需要供氧，但使污泥处于悬浮态（悬浮生长系统）的搅拌是必需的。搅拌所需要的功率密度，对竖向搅拌器一般为 12~16W/m<sup>3</sup>；对水平向搅拌器一般为 8 W/m<sup>3</sup>

此外，因为是利用微生物脱氮和除磷，所以废水中不能含有超过容许的有毒有害物质。

系统中硝化菌与聚磷菌间的矛盾主要在于泥龄。由于硝化菌世代周期较长，而聚磷菌多为短世代微生物，在泥龄上存在着矛盾。针对此矛盾，在污水处理工艺的系统设计及运行中，一般将泥龄控制在较窄的范围内，以兼顾除磷与脱氮的需要。另外为了能够充分发挥脱氮菌与聚磷菌的各自优势，有的研究者提出了改良的工艺流程以使两种菌的泥龄矛盾得以解决。近几年有很多研究提出将活性污泥法与生物膜法相结合以缓解这一矛盾，这时系统中就存在两种菌群：短泥龄悬浮态活性污泥菌群和长泥龄的生物膜上附着的菌群，这样就很好地解决了硝化菌与聚磷菌间的泥龄矛盾。

由于快速生物降解 COD 理论的发展，人们逐渐认识到反硝化菌与聚磷菌间的矛盾主要是由基质竞争引起的，因而现今有很大一部分研究者将工作的重点转移到了对碳源需求的研究上。

脱氮和除磷过程中的反硝化菌和聚磷菌间的矛盾主要是由基质竞争引起的。传统生物除磷机理认为：在厌氧环境下，聚磷菌只能利用污水中的易生物降解物质，其他都要经水解/发酵后转化为乙酸等 VFA 后才能被聚磷菌利用。而在缺氧环境



下,反硝化菌先于聚磷菌利用这类有机物进行脱氮,导致 PAO 释磷程度降低,细胞内 PHB“库存量”减少。同时厌氧条件下磷释放的充分程度和合成的 PHB 量是随后好氧条件下过量摄磷的充分条件和决定性因素。因此系统的除磷效率取决于污水中易生物降解的溶解性有机物(RBCOD)的多少,一般进水溶解性 BOD/TP $\geq$ 15 时才能保证出水磷含量 $<$ 1mg/L,而实际上污水中这类有机物有限,这部分碳源相对不足导致整个系统脱氮除磷效率不佳。为此,国外自 20 世纪 80 年代以来进行了大量的研究,提出了向污水中投加甲醇(称外加有机碳源),并应用于工程实践。然而,虽然外加有机碳源使反硝化速率加快,脱氮效率提高,但运行成本也相应大幅度增加,因而这种方法很少采用。基于以上原因,研究者们进行了大量的工艺改进。

①改进工艺以将除磷和脱氮在空间或时间上分开,即在不同反应器或同一反应器的不同时间段,分别设置厌氧、缺氧、好氧环境来满足脱氮与除磷要求,这样做一方面是为了使 PAO 能够优先摄取到污水中的 VFA,尽可能充分地释放磷,聚积 PHB(如 A<sup>2</sup>/O 工艺);另一方面尽量避免脱氮过程中从好氧段回流来的混合液中的硝酸盐与 PAO 接触,以消除硝酸盐对除磷过程所造成的不良影响(如 Bardenphor 工艺)。

②快速可替代有机碳源的研究。进入 20 世纪 90 年代后,寻找快速可替代有机碳源已经成了污水生物除磷脱氮的研究热点之一。在城市污水中颗粒态有机物(占污水 COD 组成的 60%)可通过沉淀去除,其中一般初沉池对其去除率可达 60%。这些颗粒态有机物再加上初沉池中的脂肪、蛋白质等就构成了大量的有机碳源,如果能将这些慢速降解有机碳源的一部分转化为快速降解碳源再投加到污水中去,则该部分转化来的快速有机碳源将使污水的生物除磷脱氮效率大大提高。基于这一设想,有些污水处理厂设立初沉污泥发酵池,利用发酵池上清液来补充原水 VFA 含量之不足,但由于初沉污泥水解发酵需要较长停留时间,发酵池所需体积较大,而且有机物降解过程也不易控制在水解发酵阶段,同时部分非聚磷苷糖元积累菌(GAO)和产甲烷菌的增殖也会消耗掉相当一部分由厌氧水解发酵菌产生的 VFA,使得这一弥补碳源不足的方法难于收到预想的效果。所以国内有部分学者正在研究如何采用生物技术将初沉污泥这种潜在的碳源高速、高效地转化为快速有机碳源,以达到提高污水除磷脱氮效果和废物利用的双重目的。

根据以上分析,我们不难看出该反应器并不具备除磷的外部条件,仅仅是前为厌氧后好氧,受进水水质的影响很大,根据多次试验除磷的效率大概为厌氧过后 30%,出水不到 40%,而且进水磷含量高达 7mg/l,在理论上已超过了生物除磷的能力,而且泥龄过长可能也是导致除磷效果不佳的原因之一。但还有一些处理效果也是因为经过厌氧区大分子的磷被截留下来的结果而不是去除的原因,它仍然



存在于滤料中并随时有可能被水流带出,和目前所公认的原理也是相符合的。

脱氮是本试验研究所关心的一个主要方面。本侧向流曝气生物滤池主要分为厌氧区、过渡区、好氧区、沉淀区等,它们依次连通。在厌氧区,污水穿流于填料之间,污水中的有机污染物得到厌氧水解及厌氧反硝化。在好氧区,填料框之间的间隙内布置曝气系统,污水在间隙内曝气充氧,然后进入填料框,在填料框的两侧(沿水流方向)生物膜中的好氧细菌起主导作用,在填料框的中间部分生物膜中的缺氧细菌起主导作用,由此往复多次处理。在好氧区,污水经过充氧→好氧(氧化、硝化)→缺氧(反硝化)→充氧→好氧(氧化、硝化)的多级反应,不但碳源类污染物得到很好的降解,而且能够有效进行生物脱氮处理。污水通过好氧区降解后,进入沉淀区,进行泥水分离。但从试验所测得的氨氮、硝态氮和总氮数据来看,该滤池的脱氮效果不十分理想。氨氮基本达标,这也是因为在好氧区大量的氧导致氨的硝化作用非常明显,硝态氮和亚硝态氮的大量产生。填料框中存在的少量厌氧反硝化菌也由于与水中硝酸盐和亚硝酸盐没有足够的作用时间导致效果的不明显。从对氨氮、硝态氮和总氮的测试可以看出对于硝态氮几乎没有去除,而进水在经过厌氧区应该有部分硝态氮被转化为氨气排入大气,在好氧区氨以更为稳定的形式在水中得以保留。因而出现氨氮处理明显, TN 略微减少(完全归因于厌氧区的反硝化作用和好氧区部分反硝化作用)的现象。在污水厂该反应器进水中氨氮在 30mg/l 左右, TN 为 70mg/l 左右,其硝态氮亚硝态氮占了较大的比例,而厌氧区的 HRT 较短,硝态氮亚硝态氮没有足够的时间进行反硝化作用,在好氧区有足够的时间和氧进行硝化作用,从而导致 TN 的去除没有足够的效果,因此对于该反应器的脱氮除磷反面仍然有较大的发展空间。

## 5 侧向流曝气生物滤池反应动力学模型研究

废水生物处理动力学模型主要包括基质降解动力学、微生物增长动力学、基质降解与微生物增长和营养要求等因素的关系 3 部分。其中，基质降解动力学具有更重要的意义。这是因为基质降解动力学主要讨论的是有机物降解速率与有机物浓度、生物量等因素之间的定量关系，而有机物去除是生物处理的根本任务，微生物的增长只是有机物去除结果。

所以本论文主要研究有机物去除动力学模型。

### 5.1 模型建立

在废水生物处理领域中，常用的动力学模型主要有 Eckenfelder 模式、Lawrence-McCarty 模式和 McKinney 模式等。Eckenfelder 模式将有机物的降解和微生物的增长分为高有机物浓度和低有机物浓度两种情况而加以数学模型化。因本试验中城市污水浓度低，符合 Eckenfelder 模式要求的入流  $BOD_5$  小于  $300\text{mg/l}$  的低基质浓度条件，故采用 Eckenfelder 模式来拟合试验数据和求解基质降解动力学参数。

在基质浓度较低时，基质的降解速率与残存的基质浓度呈一级反应关系，因而：

$$\frac{dS}{dt} = -k_2 S \quad (5.1)$$

考虑到微生物浓度的影响，如以比基质反应速度表示，则

$$\frac{1}{X} \frac{dS}{dt} = -K_2 S \quad (5.2)$$

$$\frac{dS}{dt} = -K_2 X S \quad (5.3)$$

式中  $S$  ——  $t$  时刻后基质浓度；

$S_0$  —— 起始基质浓度；

$X$  —— 反应器中  $t$  时刻污泥浓度；

$K_2$  —— 减速增长速度常数， $K_2 = k_2/X$ ；

在推导本试验基质降解动力学模型之前，首先作如下假设：

1. 真实的反应器的行为介于活塞流反应器与 CSTR 之间。
2. 建立填料框基质降解动力学模型，故进水为 1 号水样，厌氧出水（也为好氧进水）为 2 号水样，进入最后一个好氧滤料框为 3 号水样，出水为 4 号水样。
3. 填料层内污泥浓度的分布不是均匀的，但为简化计算，将填料框中的污泥浓度视为均匀的。由于基质浓度低，微生物处于生长率下降阶段，增长量小，故假定  $X$  不变，这在计算中不会引起显著的误差。

4. 为回避滤池过滤作用去除有机物的作用, 本文采用溶解性 COD 推导基质降解动力学模型。

5. 滤池在稳态下运行。

由以上假设, 可建立侧向流生物滤池的工作状态模型。

按反应器填料层基质物料平衡, 可得到:

$$S_0 Q + V \frac{dS}{dt} = S_e Q \quad (5.4)$$

将式 (6-3) 代入得:

$$\frac{Q(S_0 - S_e)}{V} = K_2 X S_e \quad (5.5)$$

$$\text{即: } \frac{S_0 - S_e}{Xt} = K_2 S_e \quad (5.6)$$

如果考虑有不可生物降解物质存在, 则:

$$\frac{S_0 - S_e}{Xt} = K_2 (S_e - S_n) \quad (5.7)$$

式中  $S_0$  —— 填料层进水基质浓度(mg/l);

$S_e$  —— 填料层出水基质浓度(mg/l);

$t$  —— 填料层中水力停留时间(d);

$X$  —— 填料层中污泥浓度(gSS/l);

$S_n$  —— 填料层不可生物降解基质浓度(mg/l);

$K_2$  —— 减速增长速度常数(1/(gSS·d))

式(5.7)为一直线方程, 以 $(S_e - S_n)$ 为横坐标,  $(S_0 - S_e)/(Xt)$ 为纵坐标, 所得回归直线方程的斜率可确定相应的  $K_2$  值。

基质降解动力学参数的确定

为滤池不同水力停留时间下各取样管水样的 SCOD 值。

滤料框中污泥浓度的计算:

经过实验测得滤料框中生物膜量平均为 2.3mg/g。填料堆积容重以 760kg 填料/m<sup>3</sup> 计, 且经实验又测得滤料含水率约为 50%, 即为一方滤料中含水一方。则假如滤料和水共一方。则滤料重量为 760kg, 含有生物膜量 = 760 × 2.3 = 1748mg, 则  $X = 1.748\text{g/L}$ 。

表 5.1 填料层 COD 试验数据表

Table 5.1 COD experiment data table

序号	HRT(d)	1号水样 $S_1$ (mg/l)	2号水样 $S_2$ (mg/l)	3号水样 $S_3$ (mg/l)	4号水样 $S_4$ (mg/l)
1	0.556	176	145	41	32
2	0.556	185	150	38	30
3	0.463	203	135	40	32

(续上表)

4	0.463	198	138	39	29
5	0.371	177	126	43	40
6	0.371	191	136	46	38
7	0.321	220	129	50	45
8	0.321	208	136	60	49
9	0.263	192	142	60	50
10	0.263	200	139	52	48
11	0.200	193	153	53	52
12	0.200	189	142	55	56

表 5.2 填料层 SCOD 降解动力学参数求解计算表

Table 5.2 calculation table of reducing SCOD

序号	$S_1(\text{mg/l})$	$S_2(\text{mg/l})$	$S_1 - S_2$ (mg/l)	污泥浓度 $X(\text{gSS/l})$	$t(\text{d})$	$X \cdot t$	$(S_1 - S_2) /$ $(X \cdot t)$
1	176	32	144	1.748	0.556	0.97188	148.165
2	185	30	155	1.748	0.556	0.97188	159.483
3	203	32	171	1.748	0.463	0.80932	211.287
4	198	29	169	1.748	0.463	0.80932	208.816
5	177	40	137	1.748	0.371	0.64850	211.254
6	191	38	153	1.748	0.371	0.64850	235.926
7	220	45	175	1.748	0.321	0.56110	311.882
8	208	49	159	1.748	0.321	0.56110	283.367
9	192	50	142	1.748	0.263	0.45972	308.881
10	200	48	152	1.748	0.263	0.45972	330.633
11	193	52	141	1.748	0.2	0.3496	403.318
12	189	56	133	1.748	0.2	0.3496	380.434

根据表 5.2 中数据计算出的回归直线见图 5.1, 直线方程、相关系数和各填料层  $K_2$  值如下:

$$\text{整个反应器中} \quad y = 0.1048x + 13.854 = 0.1048(x + 132.195)$$

$$R = 0.9188 \quad (5.8)$$

给定显著性水平  $\alpha=0.01$ , 按自由度  $12-2=10$  在相关系数检验表上验证得出所建立的回归方程在 99% 的可信度下显著。

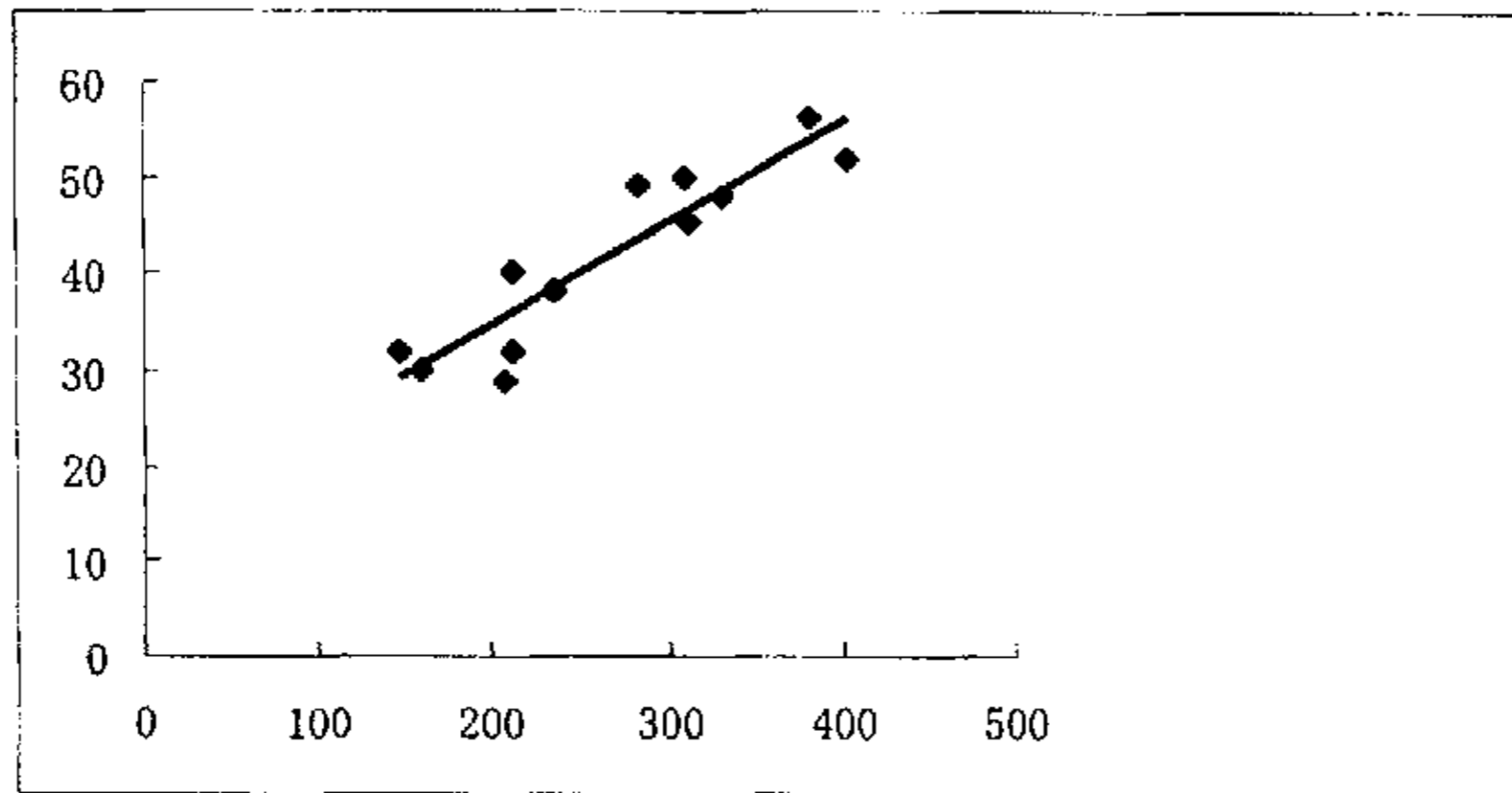


图 5.1 回归直线图

Fig 5.1 regression curve

从公式和图可知  $K$  为 0.1048,  $S_n$  不可知。

## 5.2 动力学模型预测性分析

为评价动力学模式预测准确程度, 现分别列出试验测定值与预测值以比较其差异, 如表 5.3 所示。

表 5.3 COD 试验测定值与模型计算值对照表

Table 5.3 Model calculation and test data

序号	HRT(d)	进水	原出水	计算出水	相对误差
1	0.556	176	32	18.2364	0.430113
2	0.556	185	30	18.4605	0.38465
3	0.463	203	32	18.9087	0.409103
4	0.463	198	29	18.7842	0.352269
5	0.371	177	40	18.2613	0.543468
6	0.371	191	38	18.6099	0.510266
7	0.321	220	45	19.332	0.5704
8	0.321	208	49	19.0332	0.611567
9	0.263	192	50	18.6348	0.627304
10	0.263	200	48	18.834	0.607625
11	0.200	193	52	18.6597	0.64116
12	0.200	189	56	18.5601	0.66857

从表中的数据来看, 预测值与实测值的差别较大, 预测的准确性较差。造成这一结果的原因可能在于侧向流生物滤池的厌氧区 and 好氧区的工况相差太大而生化降解的有效部分主要为好氧区, 而在厌氧区仅仅是有一定的降解作用, 但由于我

们只是取进水出水作为我们动力学模型的建立，所推导出的动力学模式必然会与滤池的实际情况有差异。根据这一推测，若仅仅是好氧区或厌氧区水样数据，则以这些数据推导出的动力学模式预测性应高于上面所得的动力学模式。



## 6 结论与建议

经过上述实验我们得出以下结论：

①曝气生物滤池对有机物的去除效果良好。在 HRT 为 4.8~12h 的工况下 COD 平均去除率在 80%以上。随着 HRT 递减，水力负荷递增，该滤池对有机物的去除有逐步下降的趋势。为此曝气生物滤池的水力停留时间(HRT)应不低于 4.5h。

②曝气生物滤对悬浮物(SS)有很强的去除性能。在水力负荷从  $11.36(\text{m}^3/\text{m}^3 \text{滤料}\cdot\text{d})$  增加到  $21.36(\text{m}^3/\text{m}^3 \text{滤料}\cdot\text{d})$ ，进水 SS 在 90~170mg/l 之间变化，SS 的去除率没有较大的变化，平均去除率在 95%以上。

③曝气生物滤池对 TP 有一定的去除效果，从反应器本身看并不具备除磷的外部条件。进水磷含量高达 7mg/l，在理论上已超过了生物除磷的能力，而且泥龄过长可能也是导致除磷效果不佳的原因之一，主要以沉淀为主。可以考虑在滤池的运行前投加化学药剂，将化学处理和生物处理同时应用于系统中。对氨氮的去除效果较好，硝态氮的去除效果不理想。

④曝气生物滤池在运行期间的 pH 值始终保持在 7.3~7.8 之间，表明系统缓冲性能良好。

⑤曝气生物滤池将厌氧滤池和好氧滤池有机的组合一起，占地省，可以通过调整厌氧和好氧区中的填料框的数量来控制滤池的出水水质。

⑥生物滤池好氧区采用空气鼓风曝气，在兼顾处理效果与运行能耗的同时，夏季溶解氧控制在 2~2.5mg/l，冬季控制在 2.5~3.mg/l。

⑦有关曝气生物滤池的硝化反硝化的运行效果及其影响规律尚需进一步深入，因此如何将如何更好的脱氮除磷，又能保证出水 COD、SS 等的优化研究将具有更重要的工程意义和应用价值。

本次实验过程主要存在以下问题：

①对氮磷的去除未达到预想结果；  
②实验好氧区采用连续曝气的充氧方式，间歇曝气对处理水质具有较大的影响；

③厌氧区对有机物的处理效果相对于好氧区的处理较差。

对本次试验有以下几点建议：

①设置灵活多变的填料框形式，夏天用较少的填料框，冬天增加填料框数量，能更经济的利用填料，甚至采用不同的填料形式，在好氧区采用适用于好氧微生物生长的填料而在厌氧区采用适合厌氧微生物生长的填料；

②逐步增加曝气量，逐渐向间歇曝气转变，使在停曝时水中依然保持活性微生物



物所需的溶氧，使得反应器更加节能；

③设置污水预处理，加强脱氮除磷措施，比如加入回流设施或投加化学药剂等。

## 致 谢

首先感谢恩师何强教授，在已度过的三年的研究生学习期间，不论是在学业上还是在生活中，恩师都给予我诸多的指导和帮助，尤其是论文选题、试验研究和论文撰写的全过程中均凝聚了恩师的许多心血。除此之外恩师正直的品格、严谨求实的治学态度以及对我的谆谆教诲，必将对我今后的工作和生活产生巨大的影响，使我终身受益。在此谨向恩师致以最诚挚的敬意和衷心的感谢，希望恩师身体健康、全家幸福美满。

师兄翟俊、李惠鹏在试验研究和论文写作过程中给予了许多无私的帮助和指导，在此表示深深的感谢。同时还要特别感谢城南污水厂全体职工的大力支持与帮助。

衷心感谢邓晓莉老师在实验上给予的指导和帮助。

感谢师弟刘海舰、徐建斌、王祥勇、王胤、师妹康岷春给予的帮助。

感谢程志鹏、冯亚兵、白占伟、杜成银等同学和朋友给予的帮助、关心和鼓励。

感谢评委会的各位老师百忙之中抽出时间来参加我的论文答辩，感谢各位老师对我的论文提出宝贵意见。

感谢我的父母，正是他们长期以来的理解、关心和支持，才使我在学习和生活上能够克服重重困难不断进步。

感谢几年来给予我指导、帮助和关心的师长、同学和朋友。

黄咏洲

2004年4月于重庆

## 参 考 文 献

- [1] 国家环保局. 2001 年环境公报. <http://www.zhb.gov.cn/>. 2003.
- [2] 国家环保局. 2001 水资源公报. <http://www.zhb.gov.cn/>. 2003.
- [3] 张忠祥, 钱易. 城市可持续发展与水污染防治对策. 北京: 中国建筑工业出版社, 1998.
- [4] 高从培. 膜科学—可持续发展技术的基础. 水处理技术, 1998, 24 (1): 14-19.
- [5] 汪大羣等. 水处理新技术及工程设计. 北京: 化学工业出版社. 2001.
- [6] 严煦世. 水和废水技术研究. 北京: 中国建筑工业出版社. 1992.
- [7] Characklis W.G.(1990)Biofilm processes, In:Characklis W.C. and Marshall C.G.(ed)Biofilm, John Wiley and Sons Inc, 195-231.
- [8] Daniels S.L.(1980) Mechanisms involved in adsorption of microorganisms to solid surface. In:Bitton Gand Marshall K.G(eds.)Adsorption of Micoorganisms to Surfaces, John Willey&.Sons Inc, 8-58.
- [9] Mashall K.C. Stout R. and Mitchell S.R.(1971)Mechanism of initial events in the adsorption of marine bacteria to surface. J.General Microbiol, 68: 337-348.
- [10] Busscher H.J. er al(1984)Measurement of the surface free energy of bacterial cell surface and its relevance for adhesion. Applied and Environmental Microbiol, 48: 980-983.
- [11] Busscher H.J. er al(1986)Reversibility of adhesion of oral streptococci to solids. FFMS Microbiology Letters, 35: 303-306.
- [12] 顾夏声. 废水处理生物模式. 北京: 清华大学出版社. 1982.
- [13] Parker D., Jacobs T., Bower E., Stowe D. and Fenner G.(1997)Maximizing nitrification rates through biofilm control: research review and full-scale application, Wat. Sci, Technol., 36(1):255.
- [14] Palstottir G. and Bishop P.(1997)Nitrifying biotower upsets due to snails and their control, Wat. Sci Technol, 36 (1): 247.
- [15] Vayenas D.V., Pavlous S. and Lyberatos G.(1997)Initial adhesion of methanogenic bacteria to polymers, Biotechnol. Lett, 9:735-740.
- [16] Schramm A., Larsen L., Revsbech N. and Amann R.(1997)Structure and function of a nitrifying biofilm as determined by microelectrodes and fluorescent oligonucleotide probes, Wat. Sci. Technol, 36(1):263.
- [17] 彭跃莲等. 膜生物反应器在在废水处理中的应用. 水处理技术. 1999, 25 (2): 63-69.
- [18] Gupta S.K., Raja S.M. and Guta A.B.(1994)Simultaneous nitrification-denitrification in a rotating biological contactor, Environ, Technol, 15(2):145-153.
- [19] Su J.L. and Ouyang C.F.(1997)Advanced biological enhanced nutrient removal processes by

- the addition of rotating biological contactors, *Wat.Sci.Technol.*,35(8):153-160.
- [20] d' Antonio G.,Mendia L.,Pirozzi F.and Polese A.(1997)Rotating biological contactor-solid contact system for the treatment of wastewater from small communities, *Wat.Sci.Technol.*
- [21] 余金申编著.生物接触氧化处理技术.北京: 中国环境科学出版社.1991.
- [22] Renolds S.L.,Kalluri R. and Schultz T.E.(1997)Down under. Submerged system provides better biological treatment ,*Ind.Wastewater.*, 5 (5): 43.
- [23] Smith S.P.(1995)Submerged filter biotreatment of hazardous leachate in aerobic,anaerobic and anaerobic/aerobic systems,*Hazardous Waste&Hazardous Materials*, 12 (2): 167-183.
- [24] Villaverde S.,Garcia-Encina P.A.and Fdz-Polanco F.(1997)Influence of pH over nitrifying biofilm activity in submerged biofilters, *Wat.Res.*, 31: 1180.
- [25] Sakai Y.,Nitta Y. and Tadahashi F.(1994)A submerged filter system consisting of magnetic tubular support media covered with a biofilm fixed by magnetic force, *Wat.Res.*, 28 (5): 1175-1179.
- [26] Lazarova V.and Manem J.(1994)Advances in biofilm aerobic reactors ensuring effective biofilm activity control, *Wat.Sci.Technol.*, 29 (10-11): 319-327.
- [27] Garrido J.,Campos J.,Mendez R.and Lema J.(1997)Nitrous oxide production by nitrifying biofilm in a biofilm airlift suspension reactor, *Wat.Sci.Technol.*, 36 (1): 157.
- [28] Stronach S.M.,Rudd T.and Lester J.N.(1986)Anaerobic digestion processes in industrial wastewater treatment, *Springer-Verlag Berlin Heidelberg*.
- [29] Pavasant P.,Santos L.M.F.D.,Pistikopoulos E.N.and Livingston A.G.(1996)Prediction of optimal biofilm thickness foe membrane-attached biofilms growing in an extractive membrane bioreactor, *Biotechnol.Bioeng*,52 (3): 373-386.
- [30] 严煦世主编. 水和废水技术研究. 北京: 中国建筑工业出版社. 1992.
- [31] 韩继刚,孟颂东,等. 藻类污染生物防治新策略. *微生物学报*. 2001, 41 (3): 382-383.
- [32] 国家环保局编写. 水和废水监测分析方法(第三版). 北京: 中国环境科学出版社, 1989.
- [33] 龙腾锐等. 一种废水处理新型填料的研究. 第三届海峡两岸环境保护学术研讨会论文集.
- [34] 成一知. 废水生物处理酶促填料试验研究. 重庆建筑大学硕士学位论文. 1999.
- [35] 龙腾锐, 郭劲松. 一种废水处理新型填料的研究. *环境、发展与保护*. 中国环境科学出版社. 1995.
- [36] Bungay H.R.,Whalen C.W.J.and Sanders W.M.(1969)*Biotechnol.Bioeng.*,11:765.
- [37] 许保玖, 龙腾锐. 当代给水与废水处理原理(第二版). 北京: 高等教育出版社. 2000.
- [38] 张自杰等编. 排水工程下册(第三版). 中国建筑工业出版社. 1996.
- [39] 王凯军等. 低能耗城市污水处理工艺研究. *中国给水排水*. 1988 (5) .
- [40] Metcalf&Eddy(1991 ) , *Wasterwater Engineering:Treatment,Disposal and Reus*(3rd

- Ed.), McGraw-Hill Inc.
- [41] 王彩霞主编. 城市污水处理新技术. 北京: 中国建筑工业出版社. 1990.
- [42] 钱易, 米祥友主编. 现代废水处理新技术. 北京: 中国科学技术出版社. 1993.
- [43] Hoehn R.C. and Ray A.D. (1973) Effects of thickness on bacterial film, *J. Wat. Pollut. Control Fed.*, 45: 2302-2320.
- [44] Capdeville B., Nguyen K.M. and Rols J.L. (1992) Biofilm modeling: Structural, reactional and diffusional aspects. In: *Biofilms-Science and Technology*, Ed. by Melo L.F., Bott T.R., Fletcher M. and Capdeville B., Kluwer Academic publisher. 251-276.
- [45] Belkhadir R., Capdeville B. and Roques H. (1988) Fundamental descriptive study and modelization of biological film growth. *Wat. Res.*, 22: 59-69.
- [46] Acangelis J. and Arvin E. (1992) Toluene biodegradation and biofilm growth in an aerobic fixed-film reactor, *Appl. Microbial. Biotechnol.*, 37: 10-517.
- [47] Rittmann B.E. and McCarty P.L. (1980), Model of steady state biofilm kinetics, *Biotechnol. Bioeng.*, 24: 501-506.
- [48] 郑元景, 沈光泛等编著. 生物膜法处理污水. 北京: 中国建筑工业出版社. 1986.
- [49] C.P. 小莱斯利. 格雷迪. 废水生物处理理论与应用. 北京: 中国建筑工业出版社. 1989.
- [50] 邱立平, 马军. 曝气生物的短程硝化反硝化机理研究. *中国给水排水*. 2002, 18 (11): 1-4.
- [51] 高廷耀等. 城市污水生物脱氮除磷机理研究进展. *上海环境科学*. 1999, 18 (1).
- [52] 刘雨等. 富底物条件下污泥微生物合成能量代谢分离研究. *环境科学*. 1998, 19.
- [53] 贺延龄编著. 废水的厌氧生物处理. 中国轻工业出版社. 1998.
- [54] 崔玉川等编著. 废水处理工艺设计计算. 水力电力出版社. 1994.
- [55] 郑兴灿、李亚新编著. 污水除磷脱氮技术. 北京: 中国建筑工业出版社. 1998.
- [56] 左剑恶. 厌氧消化过程中酸碱平衡及 pH 控制的研究. *中国沼气*. 1998, 16 (1): 3-7.
- [57] 顾国维编著. 水污染治理技术研究. 同济大学出版社. 1997.
- [58] 邹联沛等. 膜生物反应器中化学除磷的研究. *中国给水排水*. 2002, 18(11): 19-21.
- [59] 秦麟源. 废水生物处理. 上海: 同济大学出版社. 1998.
- [60] 姜金生等编著. 水污染治理新工艺与设计. 北京. 海洋出版社. 1999.
- [61] 城市污水生物脱氮除磷技术. 2000 年国际孔子文化节中国专利高新技术产品博览会. <http://www.stijn.net.cn>. 2000.

# 独创性声明

本人声明所呈交的学位论文是本人在导师指导下进行的研究工作及取得的研究成果。据我所知，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，也不包含为获得重庆大学或其他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谢意。

学位论文作者签名：黄咏洲 签字日期：2004 年 6 月 1 日

## 学位论文版权使用授权书

本学位论文作者完全了解重庆大学有关保留、使用学位论文的规定，有权保留并向国家有关部门或机构送交论文的复印件和磁盘，允许论文被查阅和借阅。本人授权重庆大学可以将学位论文的全部或部分内 容编入有关数据库进行检索，可以采用影印、缩印或扫描等复制手段保存、汇编学位论文。

保密 ( )，在    年解密后适用本授权书。

本学位论文属于

不保密 (  )。

(请只在上述一个括号内打“√”)

学位论文作者签名：黄咏洲 导师签名：何 斌

签字日期：2004 年 6 月 1 日

签字日期：2004 年 6 月 1 日