

摘要

中药生产废水中含有大量的有机物、难生物降解物质和氮物质，要使其达到回用水标准，则需要进行深度处理。对中药废水人们常用的处理方法是生物处理法，但中药废水经过二级生物处理后，难生物降解物质相对比例提高，难降解性加大，且 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 浓度相对较高。

对于这种低有机物浓度、高含氮量的二级生物处理出水，本研究采用上向流与下向流相结合的前置反硝化二段曝气生物滤池（BAF）工艺进行深度净化，显示出较好的处理效果。二段 BAF 的上流段内设厌氧段，下流段为好氧段。通过生产性试验，研究了前置反硝化二段 BAF 的启动规律，确定了 BAF 的运行控制参数以及考察了运性条件的变化对 BAF 处理效能的影响。

BAF 启动阶段，以直接的二级生物处理出水作为进水，采用自然接种连续培养的挂膜方式。试验结果表明，前置反硝化二段 BAF 最佳气水比为 3:1，最佳回流比为 2:1，稳定运行时出水 COD 平均值在 50mg/L 以下，污染物的平均去除率分别为 COD 85.5%、 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 95.18%、TN 83.73%、SS 79.57%。前置反硝化二段 BAF 工艺具有很强的深度处理功能，可以较好地去除可生物降解物质。滤池最终出水中 COD、氮、SS、pH 等各项指标都符合回用水要求，经适当的消毒工艺后即可回用。

回流比变化引起的水力负荷变化对 BAF 处理效能有很大的影响。水力负荷为 $4.02 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 时，是污染物去除的最佳水力负荷。二沉池污泥膨胀、污泥上浮等异常现象对二段 BAF 运行有一定的冲击影响。研究表明，二段 BAF 具有一定的抗冲击负荷能力。当污染物负荷（以 COD 容积负荷计）在 $3.98 \sim 10.05 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 范围内时，各种异常现象不会影响最终出水水质。

BAF 进水温度在 $19 \sim 25^\circ\text{C}$ ，在这一范围内，温度不是影响污染物去除率的限制性因素。每日投加约 80kg 纯碱可以满足硝化过程对碱度的需求，同时保证最终出水 PH 值在 7.2 左右。本试验中采用气水联合形式进行 BAF 反冲洗。试验中发现，反冲洗状况对 BAF 的 COD、SS 去除能力有一定影响，但是反冲洗过后重新运行很快就可恢复到正常水平。

关键词 深度处理； 中药废水； 前置反硝化； 二段 BAF

Abstract

The content of organic matters, hard biodegradable matters and nitrogen in the wastewater of Chinese traditional medicine is high. So, the advanced treatment is needed for water reuse. The biological treatment is adopted for the Chinese traditional medicine wastewater, but the proportion of organic matter which is of hard-biodegradation is large and the concentration of $\text{NH}_4^+\text{-N}$ is relatively high.

As to this wastewater through secondary biological treatment, the two-stage BAF with pre-denitrification give good effect for advanced treatment. The two-stage BAF take running mode that the upflow stage is followed with the downflow stage, and an anaerobic stage is set in the first stage. By the full scale study, we investigate the startup rule, confirm the running parameters of the two-stage BAF and inspect the influence on the BAF by the change of running condition.

The effluent of the secondary biological treatment is taken immediately as the influent of the BAF, and we adopted the film-hanging method with naturally inoculation and continuing cultivation. The study result show that the optimal air/water ratio is 3: 1, the optimal reflux ratio is 2: 1, the average value of COD is 25.52mg/L, the average removal rate of COD is 85.5%, and $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 95.18%, TN 83.73%, SS 79.57% when the run is stable. the two-stage BAF with pre-denitrification show strong function of advanced treatment, and on the whole it could remove the biodegradable matters totally. Every index such as COD, nitrogen, SS, pH in the effluent of the BAF meet the standard of reuse water, and the water can be reused completely by proper disinfection.

The effect of BAF treatment is strongly influenced by the change of hydraulic load caused by the change of reflux ratio. It is the optimum hydraulic load for contaminant remove when it is $4.02 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$. The abnormal phenomena such as sludge bulking, sludge rising in the second sedimentation give some impact influent for the running of the two-stage BAF. The study show that the two-stage BAF have some capacity anti-impact-load. All abnormal phenomena will not influence the water quality in effluent when the contaminant load (COD

volumetric load) range from $3.98 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ to $10.05 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$.

The water temperature of influent is in the range of $19\sim 25^\circ\text{C}$, and thus the temperature is not the restrictive factor for contaminant removal rate. About $80 \text{ kg Na}_2\text{CO}_3$ is added every day in order to meet the need of nitrification for alkalinity, to ensure the pH of final effluent is about 7.2. It is found that there is some effect on the ability of the BAF for removing COD、SS, however the filter recover at normal level soon after the backwash.

Keywords advanced treatment; Chinese traditional medicine wastewater; prepositive denitrification; two-stage BAF.

第1章 绪论

1.1 研究背景

1.1.1 水资源短缺

水是生命活动中重要的物质基础，水资源是人类文明社会赖以存在的基本条件。地球上约有 $18.36 \times 10^{18} \text{m}^3$ 的水，其中淡水资源仅有 $3.5 \times 10^{16} \text{m}^3$ ，仅占全球水的总储量的2.53%。在淡水资源中，深层地下水、两极及高山冰川、永久积雪和永冻层底冰占淡水总储量的97.01%，而与人类生产生活密切且较易开发利用的湖泊、河流、浅层地下水等淡水储量仅为 $1.046 \times 10^{14} \text{m}^3$ ，只分别占地球水总储量的0.0091%和淡水总量的2.99%^[2]。近年来，由于世界人口增长和社会经济发展，人类的用水量激增，加上浪费和水资源的污染，使水资源日益短缺。1992年初，有156个国家代表参加的“世界水资源与环境大会”向人类提出警告：“水资源短缺已成为当今人类面临的最严峻的挑战之一”^[7]。

我国是一个水资源短缺的国家。首先，我国的水资源并不丰富，是世界13个贫水国之一，年均降水量只有630mm，低于全球陆地面积年均降水量(880mm)，虽年均水资源总量为 $2.81 \times 10^{14} \text{m}^3$ ，居世界第六位，但按1998年12.48亿人口计算，人均占有水资源量仅为 2251m^3 ，是世界人均水平的四分之一，居世界149个国家的第110位。其次，水资源在时空上分布的不均匀，更使一些地区处于严峻的缺水状态，华北地区显得尤为突出。随着我国经济的发展和城市化进程的加快，城市缺水问题日益突出。据资料统计，目前全国669个城市中，400个城市常年供水不足，其中110个城市严重缺水，日缺水量达1600万 m^3 ，年缺水量60亿 m^3 。由于缺水，每年都将影响工业产值2000多亿元，水资源短缺已成为制约我国经济发展的重要因素^[3,4]。

1.1.2 水环境污染

水资源短缺的原因不仅是由于供水水源的不足，还在于我国现有的河流湖泊大多受到不同程度的污染，导致整个水生态环境质量急剧恶化。具体

表现为：全国主要河流普遍受到不同程度的有机污染，主要湖泊水库等水体富营养化严重，流经城市的河段大多受到严重污染，水质低劣，而近岸海域受到了一定程度的污染，水质逐年下降。

根据国家环保总局《中国2003年环境状况公报》^[5]，2003年我国大部分江河湖水受到不同程度的污染，除个别水系支流和部分内陆河流外，总体呈上升趋势，七大水系407个重点监测断面中，38.1%的断面满足Ⅰ～Ⅲ类水质要求，32.2%的断面属Ⅳ、Ⅴ类水质，29.7%的断面属劣Ⅴ类水质。其中七大水系干流的118个国控断面中，Ⅰ～Ⅲ类水质断面占53.4%，Ⅳ、Ⅴ类水质断面占37.3%，劣Ⅴ类水质断面占9.3%。重点监测的28个湖库中，满足Ⅱ类水质的湖库有1个，占3.6%；Ⅲ类水质湖库有6个，占21.4%；Ⅳ类水质湖库有7个，占25.0%；Ⅴ类水质湖库有4个，占14.3%；劣Ⅴ类水质湖库有10个，占35.7%。2003年地下水水质在基本稳定的基础上有恶化趋势。

各种生活废水和工业废水排放量逐渐增多。2003年，全国工业和城镇生活废水排放总量为460.0亿吨，比上年增加4.7%；其中工业废水排放量212.4亿吨，比上年增加2.5%。废水中化学需氧量(COD)排放总量1333.6万吨，其中工业废水中COD排放量511.9万吨。废水中氨氮排放总量129.7万吨，比上年增加0.7%。其中工业废水中氨氮排放量40.4万吨，城镇生活污水中氨氮排放量89.3万吨，比上年增加3.0%。

1.2 中药废水的来源、水质及污染特征

1.2.1 中药废水的现状

随着我国医药事业的飞跃发展，中成药产品越来越受到国内外有识之士的重视和喜爱。为了使中成药更好地为现代医学服务，提高疗效，方便患者，各地中成药生产厂家纷纷利用自身优势，以国内原料为基础、积极新增先进技术设备、并按医药行业 GMP 各项要求，扩大再生产。中成药生产过程中会产生相当量的废水，对水环境造成一定程度的影响。

1.2.2 中成药生产和排污特点

中药厂生产方式与一般生产厂家不同，其主要生产品种和数量随季节变化较大。随着市场需求量的变化，产品也会不断变更。中成药生产是间歇投

表现为：全国主要河流普遍受到不同程度的有机污染，主要湖泊水库等水体富营养化严重，流经城市的河段大多受到严重污染，水质低劣，而近岸海域受到了一定程度的污染，水质逐年下降。

根据国家环保总局《中国2003年环境状况公报》^[5]，2003年我国大部分江河湖水受到不同程度的污染，除个别水系支流和部分内陆河流外，总体呈上升趋势，七大水系407个重点监测断面中，38.1%的断面满足Ⅰ~Ⅲ类水质要求，32.2%的断面属Ⅳ、Ⅴ类水质，29.7%的断面属劣Ⅴ类水质。其中七大水系干流的118个国控断面中，Ⅰ~Ⅲ类水质断面占53.4%，Ⅳ、Ⅴ类水质断面占37.3%，劣Ⅴ类水质断面占9.3%。重点监测的28个湖库中，满足Ⅱ类水质的湖库有1个，占3.6%；Ⅲ类水质湖库有6个，占21.4%；Ⅳ类水质湖库有7个，占25.0%；Ⅴ类水质湖库有4个，占14.3%；劣Ⅴ类水质湖库有10个，占35.7%。2003年地下水水质在基本稳定的基础上有恶化趋势。

各种生活废水和工业废水排放量逐渐增多。2003年，全国工业和城镇生活废水排放总量为460.0亿吨，比上年增加4.7%；其中工业废水排放量212.4亿吨，比上年增加2.5%。废水中化学需氧量(COD)排放总量1333.6万吨，其中工业废水中COD排放量511.9万吨。废水中氨氮排放总量129.7万吨，比上年增加0.7%。其中工业废水中氨氮排放量40.4万吨，城镇生活污水中氨氮排放量89.3万吨，比上年增加3.0%。

1.2 中药废水的来源、水质及污染特征

1.2.1 中药废水的现状

随着我国医药事业的飞跃发展，中成药产品越来越受到国内外有识之士的重视和喜爱。为了使中成药更好地为现代医学服务，提高疗效，方便患者，各地中成药生产厂家纷纷利用自身优势，以国内原料为基础、积极新增先进技术设备、并按医药行业GMP各项要求，扩大再生产。中成药生产过程中会产生相当量的废水，对水环境造成一定程度的影响。

1.2.2 中成药生产和排污特点

中药厂生产方式与一般生产厂家不同，其主要生产品种和数量随季节变化较大。随着市场需求量的变化，产品也会不断变更。中成药生产是间歇投化较大。随着市场需求量的变化，产品也会不断变更。中成药生产是间歇投

表现为：全国主要河流普遍受到不同程度的有机污染，主要湖泊水库等水体富营养化严重，流经城市的河段大多受到严重污染，水质低劣，而近岸海域受到了一定程度的污染，水质逐年下降。

根据国家环保总局《中国2003年环境状况公报》^[5]，2003年我国大部分江河湖水受到不同程度的污染，除个别水系支流和部分内陆河流外，总体呈上升趋势，七大水系407个重点监测断面中，38.1%的断面满足Ⅰ～Ⅲ类水质要求，32.2%的断面属Ⅳ、Ⅴ类水质，29.7%的断面属劣Ⅴ类水质。其中七大水系干流的118个国控断面中，Ⅰ～Ⅲ类水质断面占53.4%，Ⅳ、Ⅴ类水质断面占37.3%，劣Ⅴ类水质断面占9.3%。重点监测的28个湖库中，满足Ⅱ类水质的湖库有1个，占3.6%；Ⅲ类水质湖库有6个，占21.4%；Ⅳ类水质湖库有7个，占25.0%；Ⅴ类水质湖库有4个，占14.3%；劣Ⅴ类水质湖库有10个，占35.7%。2003年地下水水质在基本稳定的基础上有恶化趋势。

各种生活废水和工业废水排放量逐渐增多。2003年，全国工业和城镇生活废水排放总量为460.0亿吨，比上年增加4.7%；其中工业废水排放量212.4亿吨，比上年增加2.5%。废水中化学需氧量(COD)排放总量1333.6万吨，其中工业废水中COD排放量511.9万吨。废水中氨氮排放总量129.7万吨，比上年增加0.7%。其中工业废水中氨氮排放量40.4万吨，城镇生活污水中氨氮排放量89.3万吨，比上年增加3.0%。

1.2 中药废水的来源、水质及污染特征

1.2.1 中药废水的现状

随着我国医药事业的飞跃发展，中成药产品越来越受到国内外有识之士的重视和喜爱。为了使中成药更好地为现代医学服务，提高疗效，方便患者，各地中成药生产厂家纷纷利用自身优势，以国内原料为基础、积极新增先进技术设备、并按医药行业 GMP 各项要求，扩大再生产。中成药生产过程中会产生相当量的废水，对水环境造成一定程度的影响。

1.2.2 中成药生产和排污特点

中药厂生产方式与一般生产厂家不同，其主要生产品种和数量随季节变化较大。随着市场需求量的变化，产品也会不断变更。中成药生产是间歇投

料，成批流转。在生产过程中，一批投料量的多少一般由关键设备的处理能力所决定。根据所用原料特性和历年对中成药行业监测资料表明，中药厂废水属有机型污染物多、可生化性通常较差的废水^[1]。

中成药生产废水为间歇式排放，较高浓度的废水主要来自设备清洗，即每个工序完成一个工作日的任务后，需要对本工序的设备做一次清洗工作。这样，就产生一次性的排污。

中成药生产通常分为3个工序，即原料的前处理、有效成分的提取、分离浓缩以及制剂的成型和包装。

1.2.2.1 原料前处理工序 在浸润淋洗过程中有废水产生，大约 1.5t 水/t 药材，COD 一般在 144—167mg/L，属于轻污染废水。

1.2.2.2 提取工序 中成药生产的核心工艺是有效成分的提取、分离和浓缩。提取工艺一般采用静态法，该工艺通用性强，投资省。在大批量连续化生产时也有采用动态法。提取过程按使用溶剂的不同，可分为水提取和乙醇提取两类。在水提取法制造口服液时，水提后通常还经过一个醇沉析过程，也许可以视作混合溶剂法。提取过程消耗部分水，但过程中并无直接排放的废水。提取车间的废水主要来自各设备的清洗和地面冲洗。由于提取、分离、浓缩的环节和设备多，因而废水较多，污染物浓度也偏高，这是中成药生产重点污染源。尤其在“醇沉”过程中产生一定量的下脚料，数量不多，浓度极高，通常转化成废水，是重要污染源。

1.2.2.3 中成药制剂成品工序 中成药制剂大体有口服液、片剂、胶囊、冲剂等，后三种都是固体制剂。口服液灌装使用安瓶，洗瓶产生部份污水，COD_{Cr} 浓度约 44—144mg/L。三种固体制剂从干浸膏(粉)出发，加上适当比例辅料，经压片成型或灌装胶囊而成，过程中不直接产生废水，制剂车间的生产废水主要是地面冲洗水。综上所述，中成药厂主要生产废水有前处理药材冲淋(浸泡)废水、提取工段煎煮、储罐等容器设备、厂脚料废液清洗水、地面冲洗水、辅助工段冲洗水以及生活污水等。生产耗用水主要用于提取生药中的有效药汁成分，除前处理冲淋(浸泡)药材带走约 20%水分外，其余为药汁提取中产品所带走的水分。每一味中草药的有机成分相当复杂，生产过程有多为间歇式操作，从而造成了浓度较高，成分复杂多变的油价废水，这是中药生产废水的一大特点。

1.3 污水深度处理的研究及应用现状

1.3.1 污水深度处理的必要性与迫切性

随着经济建设的快速发展,城市人口不断增加,城市污水排放量逐渐加大,水体环境容量已不能满足水体自净的要求。为了有效的保护水资源,必须将排污控制在环境容量允许范围内,对污水进行深度处理。在张杰的《我国水环境恢复工程方略》^[6]中指出,社会循环污染了的水是可以净化的,污水通过处理和深度净化可以达到河流、湖泊各种水体保持自净能力的程度,从而上游城市的排水会成为下游城市的合格水源。环境恢复和维持的基础是建立健康的社会水循环。所谓健康水循环,就是上游地区的用水循环不影响下游水域的水体功能;水的社会循环不损害水自然循环的客观规律。水环境恢复重要方略之一就是城市污水深度处理与有效利用。水生态环境正日益受到另外一种严重污染:水体富营养化。富营养化现象,或叫水体植物营养丰富化,是一个全球化现象,对许多水体如湖泊、河流、蓄水池塘以及近海都有影响。虽然数世纪以来的自然过程可能导致这一现象,但现在在世界范围内不断加剧的富营养化现象是与人类活动紧密相关的。淡水体和近海水体不断增加的营养负荷来自未经深度处理的城市废物(包括洗涤剂的输入)、农业废物和肥料的沥滤,以及含营养成分的工业废物(特别是来自氮磷生产过程的废物)。面对水体富营养化的严重问题,应重新考虑传统废水处理中的重点,在许多情况下,应把所谓的三级处理优先考虑^[8]。根据二级处理技术净化功能对城市污水所能达到的处理程度,在它的处理水中,在一般情况下,还会含有相当数量的污染物质,如: BOD_5 20~30mg/L; COD 60~120mg/L; SS 20~30mg/L; NH_4^+-N 15~25mg/L; P 6~10mg/L,此外,还可能含有细菌和重金属等有毒有害物质。含有以上污染物质的处理水,如排放湖泊,水库等缓流水体水导致水体的富营养化;排放具有较高经济价值的水体,如养鱼水体,会使其遭到破坏。如欲达到以上的目的,就必须对其进一步进行深度处理^[7]。

1.3.2 国外污水深度处理现状

当今世界各国都在寻求解决水资源短缺的有效途径,把二级处理出水再深度处理进行回用是解决这一难题的重要手段。在国外对污水深度处理回用

已有相当长的历史，并取得了显著的成果，各种工程实例表明，污水深度处理是解决水资源短缺的最有发展前途的途径。

目前，再生水作为一种合法的替代水源，在美国正在得到越来越广泛的利用，成为城市水资源的重要组成部分。20世纪80年代美国污水回用量已达260万 m^3/d ，其中62%用于农业灌溉，31.5%用于工业，5%用于地下水回灌，其余用于城市市政杂用等^[9]。

以色列是严重缺水的国家，以色列政府规定城市的每一滴水至少应回收利用一次。目前城市污水再生利用率已达90%，再生水主要用于农业灌溉，回灌地下，工业冷却用水等，在最南部地区甚至将它作为饮用水源^[10]。

日本国内并不缺水，但是它创造了中水道系统，在建筑物内设置双供水系统。室内可用于冲厕，室外则可用于绿化、消防、冲洗马路等多个方面。1982—1996年用再生的污水排放在城市河流中，复活了150余条小河，达到“清源复活”、修复与保护水资源^[11]。1996年日本有162处污水厂有再生水设备，再生水利用量为 $48 \times 10^4 m^3/d$ 。西欧各国远早于日本就达到了相当高的普及率，见表1-1^[12]。

表 1-1 发达国家的深度处理普及率 %

类别	日本 1997	英国 1993	德国 1993	加拿大 1993	美国 —	芬兰 1993	瑞典 1993
二级处理普及率	55	96	90	75	71	77	95
深度处理普及率	5	12	48	28	30	67	88

国外依靠先进的技术及大量的资金投入，污水深度处理已由理论上技术研究发展到广泛应用。许多发达国家把对水环境的污染治理的战略目标与技术路线作了很大调整，水污染治理的战略目标已经由传统意义上的“污水处理、达标排放”转变为“深度处理、循环再用”。

1.3.3 我国污水深度处理现状

我国废水回用起步较晚。由于近几年来城市严重缺水，引起了中央到地方各级领导对解决水资源问题的重视。七十年代，随着污水产生量的日益增多，我国开始着手进行水污染防治。当时将重点放在工业废水污染的控制上，

提出了“三同时”的方针，但处理率不过1%~2%。“六五”期间进行了城市污水以回用为目的的污水深度处理小试，工作重点主要停留在开发单元技术上。这时开发的深度处理技术如传统的絮凝沉淀消毒工艺等，为以后污水回用工程的实践提供了理论依据。从八十年代开始，污水回用的科技开发与工程实践相继在大连、青岛等地开展起来。特别是废水回用的课题被列入了国家“七·五”、“八·五”和“九·五”重点科技攻关计划，投入了可观的人力和物力，对一些关键技术进行攻关，取得了一批国际先进水平的科技成果^[13]。

真正将城市污水回用于工业和市政用水是从大连春柳深度处理和回用工程开始的。该工程经过“六·五”、“七·五”、“八·五”三个五年的技术攻关后，对大连春柳污水厂进行技术改造，建成 $1 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ 回用水量的深度处理示范工程^[14]。在此之后，天津太原青岛等缺水城市相继开展了污水回用技术的研究，也进行了部分的工程示范。

我国城市污水年排放量已经达到414亿 m^3 ，目前，已建污水处理设施400余座，城市污水处理率达到30%，二级处理率达到15%。根据“十五”规划纲要要求，2005年城市污水集中处理率达到45%。这就给污水回用创造了基本条件，凡是污水处理厂都可将污水再次适当处理后回用^[15]。全国污水回用率如果平均达到20%（南水北调要求到2030年要达到30%）。到“十五”末期，年回用量可达40亿 m^3 ，是正常年份年缺水60亿 m^3 的67%，即通过污水回用，可解决全国城市缺水量的一多半，回用规模回用潜力之大，足可以缓解一大批缺水城市的供水紧张状况^[16]。

最近几年，一些单位还开展了城市污水再生处理后地下回灌的研究。

总体看来，我国污水深度处理回用技术的研究与实际应用取得了一定的进展，但较发达国家普及率还很低，还远不能满足水资源短缺对污水回用的要求。因此说，我国的污水深度处理与回用还处于起步与发展阶段。

1.3.4 污水深度处理及资源化回用技术

根据受纳水体和再生回用水水质对处理出水的要求，污水深度处理及再生回用技术的具体工艺各有不同，每一种工艺形式都有不同的水质要求，也对应着不同的处理水平。表 1-2 针对二级处理水的处理目的、去除对象列出了不同处理技术^[2]。

如表 1-2 所示，以去除无机物营养盐类防止受纳水体富营养化以及进

一步去除二级出水的有机物目的深度处理工艺，多采用生物处理法。近年来，生物法深度处理工艺层出不穷，各有千秋。常用的深度处理生物法工艺有：

(1) 氧化沟系列：ORBAL 氧化沟工艺、CARROUSEL-2000 氧化沟工艺、双沟式 DE 氧化沟工艺、三沟式 T 型氧化沟工艺。

(2) A/O 系列：A²/O 工艺、改良 A²/O 工艺、UCT 工艺改良、UCT 工艺、VIP 工艺、倒置 A²/O 工艺。

(3) 序批式反应器(SBR)系列：CAST 工艺、SBR 工艺、CASSMG 工艺、MSBR 工艺、Unitank 工艺。

(4) 曝气生物滤池系列：降流式 BIOCABNE、升流式 BIOFOR、升流式 BIOSTYR、BIOPUR、DEEPBED 等。

表 1-2 二级处理水深度处理的目的去处对象和所采用的处理技术与工艺流程

处理目的	去处对象		有关指标	采用的主要处理技术
排放水体再用	有机物	悬浮状态	SS VSS	快滤池、微滤机、混凝沉淀 混凝沉淀、活性炭吸附、臭氧氧化
		溶解状态	BOD ₅ COD TOC COD	
防止富营养化	植物性营养盐类	氮	T-N K-N	吹脱、折点氯化脱氨、生物脱氮
			NH ₃ -N	
			NO ₂ -N	
			NO ₃ -N	生物脱氮
防止富营养化	植物性营养盐类	磷	PO ₄ -P	金属盐混凝沉淀、石灰混凝沉淀 晶析法 生物除磷
			T-P	
再用	微量成分	溶解性无机物 无机盐类	电导度 Na、Ca、Cl 离子	反渗透、电渗析、离子交换

在众多生物法深度处理技术中，曝气生物滤池法（BAF）以占地面积小、投资少、能耗低、高脱氮除磷效率备受业内人士青睐。

1.4 曝气生物滤池污水处理技术

1.4.1 曝气生物滤池的产生与发展

最早的曝气生物滤池出现于 20 世纪初期，其发展可以追溯到早期的淹没石片滤池以及后来的德国出现的 EMSCHER 滤池^[17]。现代意义的曝气生物滤池在二十世纪 70 年代末 80 年代初出现于欧洲大陆^[18]。曝气生物滤池是普通生物滤池的一种变形形式，也可以看成是生物接触氧化法的一种特殊形式。与其它生物膜法不同，曝气生物滤池将生物氧化过程与固液分离集于一体，在同一个单元反应器中完成碳源去除、固液过滤和硝化过程，并且对池结构进行改进增加厌氧区的前置反硝化的生物滤池还可以进行反硝化脱氮除磷。BAF(Biological Aerated Filter)技术最早由法国 CGE(Compagnie Generale des Eaux)公司所属的 OTV(Omnium de Traitement et de Valorisation)公司开发^[19]。曝气生物滤池发展过程中依次出现过 3 种不同的形式 BIOCARBONE^[20]、BIOSTYR^[21]和 BIOFOR^[22]，90 年代以来有关曝气生物滤池的技术方法、工艺流程不断的完善，在填料的选择、反冲洗技术研究以及滤速对曝气生物滤池的影响研究等方面取得了一定的进展^[23]。

曝气生物滤池现在在全球范围内被广泛应用，主要分布在法国、德国、英国等欧洲国家和北美地区，以曝气生物滤池作为主体工艺的污水处理厂已达到 100 余座。曝气生物滤池在国内的应用尚处于起步阶段，大连市利用世界银行贷款，正在兴建 12 万 m³/d 马栏河城市污水处理厂，采用了 BAFs 工艺；在北京等城市有 5 个 BAFs 工程已完成或正在实施^[24]。目前，我国对曝气生物滤池的研究较少，清华大学环境工程系对曝气生物滤池处理生活污水、啤酒废水的工艺和污染物净化机理进行了初步研究^[25-27]，哈尔滨工业大学对二段曝气生物滤池的工艺、特点和去污效果也进行了研究^[28]。马鞍山市华骐环保科技有限公司等单位也尝试了采用曝气生物滤池处理生活污水与工业废水^[29-30]。

1.4.2 曝气生物滤池工艺的原理及特点

1.4.2.1 曝气生物滤池的工艺原理 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。BAF 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

形成的食物链分级捕食作用^[31]，以及生物膜内部微环境和厌氧段的反硝化作用。BAF 水流流向主要分为下向流和上向流，其中下向流以 OTV 公司的 BIOCARBONE 工艺为代表；上向流以 OTV 公司的 BIOSTYR、BIOFOR 工艺为代表。近年来又出现了多种 BAF 组合形式，如二段 BAF 可以更有效的同时完成对有机物的深度处理和硝化脱氮过程。如果利用 A/O 思想，加设前置反硝化段可以达到高效去除 TN 的效果。

1.4.2.2 曝气生物滤池的工艺特点

(1) 具有更高的生物浓度和更高的有机负荷。BAF 中采用的粗糙多孔的粒状填料为微生物提供了更佳的生长环境，易于挂膜及稳定运行，可在填料表面保持较多的生物量，单位体积内微生物量远远大于活性污泥中的微生物量（可达 10—15g/L）。高浓度的微生物量使得 BAF 的容积负荷增大，进而减少了池容积和占地面积，使基建费用大大降低^[24]。

(2) 占地面积小。由于在 BAF 反应器中，处理效果与填料高度成正比^[27]，因此可以通过增加填料高度来减少占地面积。

(3) 工艺简单，基建费用低。由于填料的机械截留作用以及滤料表面的微生物和代谢中产生的粘性物质形成的吸附架桥作用^[32]，因此，可省去二沉池，进而降低基建费用，在稳定运行情况下，去除 SS 的机理类似于普通快滤池，只要没有发生穿透，出水 SS 均较为理想。

(4) 受气温影响小。由于 BAF 滤池为半封闭或全封闭构筑物，其生化反应受外界温度影响较小，因此适合于寒冷地区进行污水处理。

(5) 菌群结构合理。传统的活性污泥法，微生物的分布相对均匀，而在 BAF 中从上到下形成了不同的优势生物菌种^[24]，因此使得除 C、硝化/反硝化能在同一个池子中发生，简化了工艺流程。

(6) 耐冲击能力强。BAF 滤池对有机负荷、水力负荷、温度的变化不像活性污泥法那么敏感。而且由于高水力负荷与高滤速使得填料、生物膜、底物溶液三相充分混合有利于传质作用和提高氧转移效率，使得 BAF 有更高的硝化作用和对氨氮的高去除率。

1.5 课题来源及研究内容、方法、目的和意义

1.5.1 课题来源

本生产性研究在黑龙江省某大型中药企业进行，该制药厂地处五常市，

五常市有两条主要的区域河流：拉林河、牯牛河。五常市没有完整的排水系统，市排水管网正在修建中。五常市的排水体系自净功能弱，污水对拉林河和周边环境污染严重。因此市环保局对各企业都有着严格的污水排放标准，特别是对大型典范的企业有着更严格的深度处理要求。

本课题研究对象属制药车间排水处理系统改进工程，该企业为达到 GMP 要求，要求对车间排出水深度处理，高效去除可能对受纳水体造成富营养化的氮磷物质，同时对部分废水进行中水回用处理，以节约水资源、缓解用水紧张的现状。

该工程于 2003 年年中完成，系统启动与调试工作在 2003 年 12 月初至 2004 年 2 月期间进行。污水经水解酸化—复合生物处理后进行深度处理，深度处理的核心设施为前置反硝化二段 BAF。试验期间对前置反硝化二段 BAF 工艺的运行特点进行了深入系统的研究。

1.5.2 主要研究内容

- (1) 曝气生物滤池的启动与生物挂膜规律研究；
- (2) 确定前置反硝化二段曝气生物滤池的最佳运行参数：BAF 气水比、回流比以及研究它们对 BAF 处理效果的影响；
- (3) 考察稳定运行期间曝气生物滤池对有机物、 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 、TN、SS 的去除效果；
- (4) 运行条件变化对曝气生物滤池处理效能影响研究；
- (5) 反冲洗规律研究。

1.5.3 研究的目的与意义

(1) 本课题以黑龙江某中药厂为主要试验基地，该厂是我国中药制造行业的重点骨干企业，在该厂取得的深度回用处理研究成果，不仅具有较普遍的指导意义，而且有很好的示范作用。

(2) 中药生产废水属高浓度难降解有机废水，含有大量的高氮物质，其深度处理研究对其它高浓度有机废水处理研究以及中水回用研究具有很好的借鉴意义。

(3) 曝气生物滤池作为一种新型的污水生物处理技术，在试验研究方面开展的较多，但目前在实际工程中应用于的还较少，对中药废水处理而言，尚无可靠的设计和运行参数。本课题的研究为曝气生物滤池技术的设计与运行

控制提供了宝贵的实际经验。

第2章 中药废水处理工程概况

2.1 试验研究基地概况

本课题的主要研究在黑龙江某药业新厂区进行,该厂是在老厂区的基础上扩建起来的。该厂是有几十年历史的大型企业,数十年来为我国的经济建设做出了重大贡献,工厂也在生产中得到了发展,新厂区就是为了扩大生产规模而建立的。

与国内大多数企业一样,随着企业规模的发展和壮大,中药在生产过程中所引起的环境问题也日益突出,给工农业生产和人民的日常生活带来了很大的影响。本研究基地所排放的制药废水污染物浓度高、难生物降解、抑制微生物生长物质含量大、水量变化幅度大,已成为拉林河的重要污染源。因此,为消除对河流环境的污染,达到药厂 GMP 要求,对新厂区建立了比较完善的废水处理系统。

在药品的生产过程中,要排放出大量的高浓度下脚料废水和设备清洗废水。这种污水浓度高,间歇排放,排放流量变化幅度大。其废水的主要成分有残余药汁、发酵残渣、醇类有机物有机溶媒、及各种悬浮固体和无机盐类。

2.2 现场水质特点分析

2.2.1 废水特点分析

本研究基地是一所中药制药厂,其产品绝大部分是中成药,具有普遍的中药厂排污特点。间歇排污使得废水流量变化大,各种药罐清洗水、下加料废水、浸洗水等造成了废水的 COD 浓度高、难生物降解多。

2.2.1.1 水量特点 图 2-1 给出本研究基地新厂废水水量逐时变化情况,图 2-2 为连续十日所测废水流量变化情况。从废水排放的得时变化来看,其排水量的变化与工厂的生产情况密切相关,白天的废水流量要明显大于夜间的流量。流量最大值出现在 12 时,可达 $24.5\text{m}^3/\text{h}$,流量最小时可达 $11.7\text{m}^3/\text{h}$,平均流量值为 $18.7\text{m}^3/\text{h}$,变化幅度大,时变化系数为 1.31。

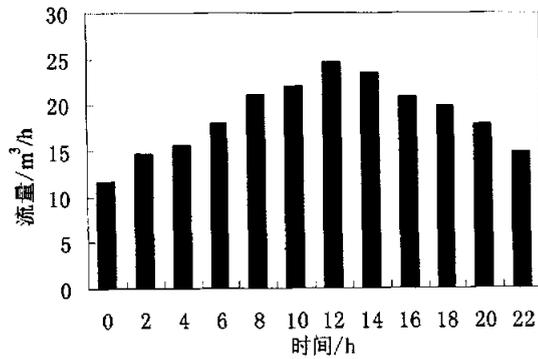


图 2-1 废水水量逐时变化

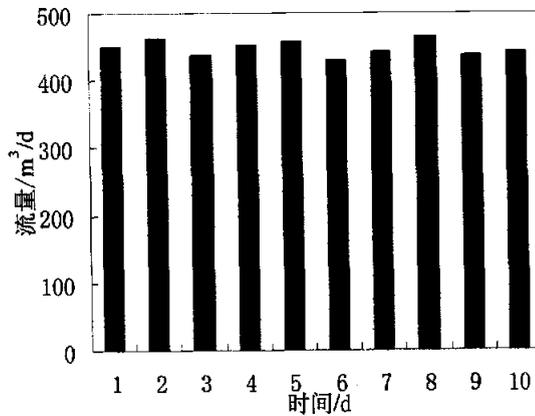


图 2-2 废水水量十日变化

从总的来看，其排水量日变化不大，日废水排放量范围在 $427.7 \sim 463.7 \text{ m}^3/\text{d}$ ，平均值为 $450 \text{ m}^3/\text{d}$ ，其日变化系数仅为 1.04。

2.2.1.2 水质特点 图 2-3 给出了新厂区废水水质逐时变化情况。从图中可知，废水水质变化幅度较大，在上午下午工作时断出现了两个明显的波峰，瞬时浓度可达 6780 mg/L ，而夜间浓度则相对低得多，平均浓度为 2600 mg/L ，变化系数为 2.60。

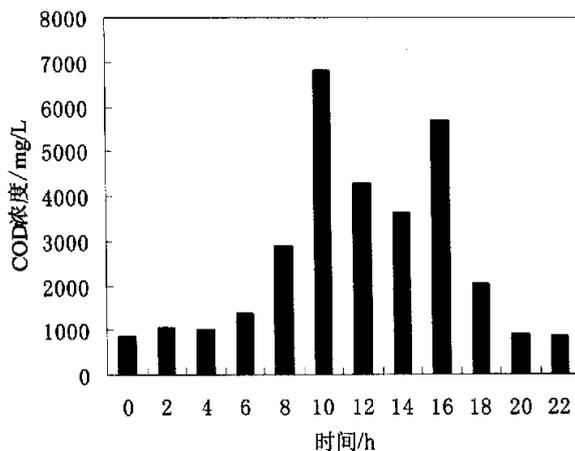


图 2-3 废水 COD 逐时变化图

表 2-1 列出了车间出水的水质水量情况。

表 2-1 车间排出废水水质水量情况表

项目	单位	范围	平均值
COD	mg/L	1500~6000	2600
BOD	mg/L	720~2800	1330
SS	mg/L	512~654	600
TN	mg/L	86~112	103
TP	mg/L	4~10	8
PH	—	4.3~7.5	6.0
水量	m ³ /d	420~480	450

从实际测试中还可知，该厂废水中的有机溶媒含量变化幅度较大，对生物处理构成了直接危害，如不能将其进行有效的预处理，则对后续主体生物处理工艺的稳定性运行产生了不利影响。

2.2.2 排放标准与处理要求

由于五常市现在没有城市污水处理厂，各生产企业和居民排放的污水直接排放到拉林河，并且拉林河作为集中式生活饮用水水源，属 GB3838—83 III类水域，因此，对本制药厂的出水要执行一级排放标准（GB8978-1996），如表 2-2。

本研究基地为当地的大型工业企业，废水的排放量较大，进行废水净化后的回用是十分必要的。同时，工厂的用水点较多，对水质要求不同，有条

件实现废水经过深度处理后的回用，因此，应按照回用的水质标准来考虑废水深度处理水平。

表 2-2 污水综合排放标准（部分）GB8978-1996

指 标	中药制药
COD(mg/L)	100
BOD ₅ (mg/L)	30
NH ₃ -N(mg/L)	15
SS(mg/L)	70
PH	6~9
色度	50
总磷(mg/L)	0.1

为了节省水资源减轻对用水开支，污水处理系统常采用三级生物处理法对普通活性污泥法的二级生物处理出水进行深度处理回用，根据建设部 1989 年颁发的《生活杂用水水质标准》(CJ 251-89)，生活杂用水水质要求如表 2-3。

表 2-3 生活杂用水水质标准

水质指标	冲洗卫生间 / 绿化用水	洗车、清扫用水
COD(mg/L)	<50	<50
BOD ₅ (mg/L)	<10	<10
PH	6.5~9	6.5~9
SS(mg/L)	<10	<5
浊度	<10	<10
氨氮(mg/L)	<20	<10

2.3 废水处理工艺简介

新厂区污水处理系统以生物法处理工艺为核心，分三级处理：初沉、水解酸化、活性污泥法组成了二级处理系统；前置反硝化二段曝气生物滤池为三级处理系统，工艺流程如图 2-4。

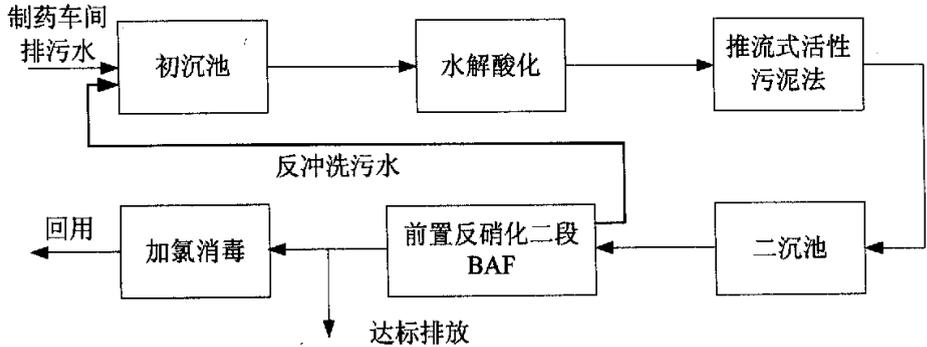


图 2-4 中药废水处理工艺流程图

该工艺中初沉池与水解酸化池设于地下，有效地利用了空间，节省了占地面积。该处理工艺具有流程紧凑、占地面积小、工艺简洁、管理方便等优点。该工艺融合了各种生物处理法的优点，每个处理单元都具有典型的特点。水解酸化池采用曝气搅拌，池中存在微氧状态，具有微氧/厌氧水解的双重作用。复合式生物处理工艺的前端为推流式活性污泥法，工艺成熟，易于掌握运行条件和控制运行参数。二段 BAF 工艺采用前置反硝化，可高效地去除氮磷物质，出水浊度小；作为深度处理单元，占地面积小、操作管理方便，能满足厂区对回用水质的要求。

2.3.1 前置反硝化二段曝气生物滤池池体结构

新厂区污水处理工艺后端采用前置反硝化二段曝气生物滤池法进行深度处理。一级 BAF 采用上流式设计，气水逆流属 BIOFOR 类型曝气生物滤池，二级 BAF 采用下流式设计，气水同向流动属 BIOCARBONE 类型曝气生物滤池。BAF 的构造为：第一级 BAF 设有前置反硝化段，在第一级 BAF 内好氧段与厌氧段比例为 2:1。填料下面有砾石承托层承载，承托层内设曝气装置，采用穿孔管进行连续曝气。两滤池结构示意图见图 2-5、图 2-6。

深度处理单元采用上向流和下向流组合的曝气生物滤池，有利于氧化有机物和硝化分别进行，根据国内外的试验研究，此种二段曝气生物滤池即具有高效的去除 COD 的功能，具有较强的硝化能力，加之前置反硝化段可以保证出水中总氮的达标要求。

两池的池体尺寸完全相同，滤层高度为 2.1m，池体总高度为 4.5m。在

第一级 BAF 内设置反硝化段，曝气管设置在滤池的中部（位置为好氧段比厌氧段为 2:1 处）。

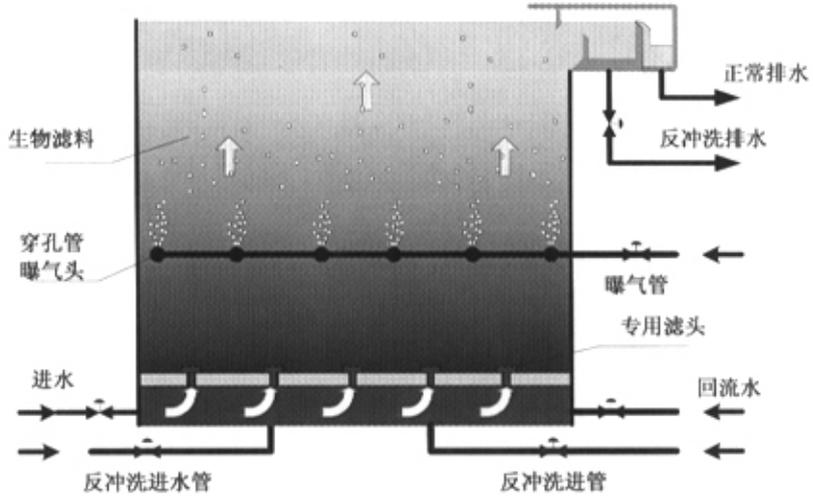


图 2-5 上流式曝气生物滤池结构示意图

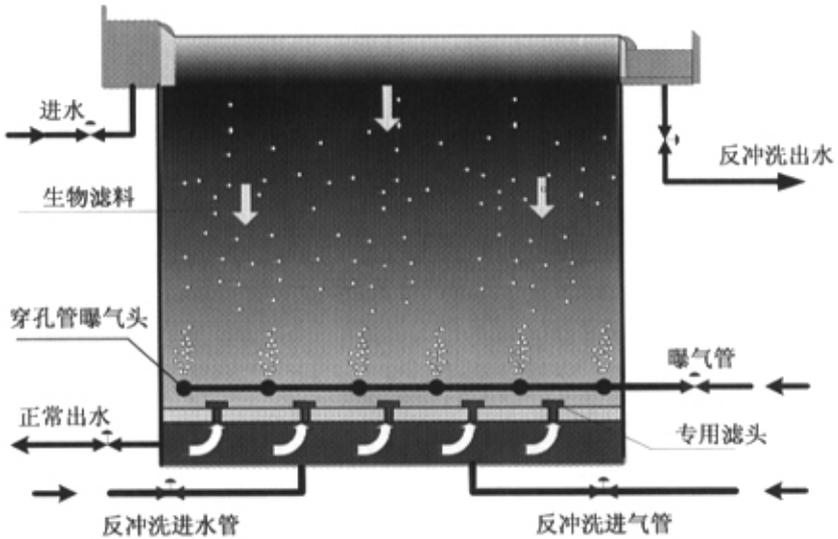


图 2-6 下流式曝气生物滤池结构示意图

2.3.2 填料介绍

生物膜生长在载体（填料）上，生物填料的性能好坏直接影响污水处理设施的净化污染物的效能，因此，生物填料的选择成为了曝气生物滤池反应器的重要内容之一。随着对曝气生物滤池反应器的不断深入研究与开发，对生物填料的研制和改进也在不断的进行。先前国内外通常采用的填料形状有蜂窝管状、束状、波纹状、圆形辐射状、盾状、网状、桶状、规则粒状与不规则粒状等。由于制作加工和价格原因，国内目前采用的接触填料主要有玻璃钢或塑料蜂窝填料、立体波状填料以及不规则粒状填料等。一般来讲，曝气生物滤池生物填料应符合：①有较好的生物膜附着力，同时具有较大的比表面积；②孔隙率大，截污能力强；③水流流态好，有利于发挥传质效应；④阻力小，强度大，化学和生物稳定性好，经久耐用；⑤形状规则，尺寸均一，使之在滤料间形成均一的流速；⑥货源充足，价格便宜，运输和安装施工方便。

根据各种生物填料的工程使用情况，综合分析其挂膜状态、比表面积、使用寿命、经济指标和运行管理情况，轻质陶粒填料具有更大的优势。经过充分的分析与比较，厂区污水处理系统设计中滤池填料采用轻质陶粒。其外形及性能参数如表 2-4。

表 2-4 滤池填料主要尺寸性能参数

项目	粒径/mm	堆积密度 (g/cm ³)	比表面积 (m ² /g)	密度 (g/cm ³)	内部孔隙 率	外部孔隙 率
数值	4~6	1.05	> 1.50	5.23	0.012	0.45

该填料具有以下优点：

- (1) 球形轻质陶粒强度大、孔隙率大、比表面积大、化学稳定性好，与玻璃钢、聚氯乙烯、聚丙烯、维纶等滤料相比，具有生物附着性强、挂膜性能良好、水流流态好、反冲洗容易进行、截污能力强等优点；
- (2) 形状规则，粒径可大可小，密度适宜，克服了不规则粒状滤料水流阻力大，易引起氧化池堵塞，反冲洗强度大，易冲刷破碎的缺点；
- (3) 以球形轻质陶粒作接触填料，采用淹没式曝气生物滤池处理污水，可以起到深度处理的作用，处理后的水能重新利用并节约用地。
- (4) 尽管在很高的滤速(6.5—8m/h)下，其处理水质仍然很高，而且曝气量

小，氧利用率高。

(5) 该曝气生物滤池系统水头损失增加缓慢，反冲洗周期长，节约了能源和操作费用。

在此设计中，曝气生物滤池除采用颗粒陶粒作填料外还有生物活性炭。此种滤料利用活性炭的物理吸附和炭床中大面积附着微生物的生化降解作用，将水中的有机污染物分解去除，达到净化目的。活性炭孔隙率高，是微生物生长繁殖的良好载体，微生物附着其上，可以很好地分解吸附在活性炭表面上的有机物和氨氮。只要合理运作，生物活性炭的协同作用对提高水处理效果，特别是延长活性炭使用周期都会起到积极作用。因而，正常运行的生物活性炭滤池去除污染物效率高，出水水质好。由于经济的原因，刚开始生物活性炭工艺在我国使用较少，但随着我国的水污染日趋严重和中水回用的提倡，该法在我国的研究与应用也不断的深入和发展，它是去除低浓度难生物降解有机物的有效生物处理方法。

2.4 项目测定与试验方法

2.4.1 项目测定与分析方法

本课题只研究对二级生物处理出水的深度处理阶段,试验分析项目及采用的标准分析方法见表 2-5。

表 2-5 分析项目与分析方法

试验分析项目	分析方法
COD	重铬酸钾法
BOD	五日培养法
PH	玻璃电极法
DO	YSI 便携式溶解氧仪
氨氮(NH ₄ ⁺ -N)	纳氏试剂分光光度法
亚硝酸盐氮(NO ₂ ⁻ -N)	N-(1-萘基)-乙二胺分光光度法
硝酸盐氮(NO ₃ ⁻ -N)	酚二磺酸分光光度法
总氮(TN)	过硫酸钾氧化-紫外分光光度法
总磷(TP)	钼酸盐分光光度法
碱度(以 CaCO ₃ 计)	酸碱指示剂滴定法
固体悬浮物(SS)	滤纸重量法
微生物	光学显微镜

所有的分析项目均采取定时定点具有代表性的水样进行测试，以保证整个试验期间分析数据的准确性和代表性。

测试频率：

- (1) COD、SS、TN、 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 、碱度：每日一次；
- (2) BOD_5 、TP：每周两次；
- (3) DO、pH、生物相观察：每日两次以上；
- (4) $\text{NO}_2^-\text{-N}$ 、 $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 在滤池挂膜启动时测试。

此外，每日通过三角堰流量计测量流量，用温度计测量废水温度等运行参数。

2.4.2 试验方法

本课题为生产性试验课题，所有的试验与测试项目均在废水处理工地现场进行。试验主要通过调整曝气量（气水比）、出水回流比、pH 值、碱度、进水流量和改变曝气池中氮磷水平等手段进行。另外，为准确的考察运行参数的变化对处理工艺处理效果的影响及保证系统定期完成调试任务，每次调整运行参数后尽量将该运行工况保持一定长的时间。由于车间出水含磷量特别低，因此在曝气池中需要外加磷源；系统出水含磷量能达到回用要求，不需要考虑系统对含磷物质的处理状况。

第3章 滤池运行启动与填料生物挂膜

3.1 挂膜方法

挂膜是生物膜法污水处理反应器的运行启动的关键，一般有接种、间歇培养和连续培养等几种方式。完整的 BAF 单元反应器的挂膜启动分为接种闷曝、间歇进水和连续进水三个阶段。闷曝阶段，即反应器注入污水后，关闭所有阀门，采用污水厂曝气池混合液为接种污泥，另外加入一定量污水厂化粪池上清液以增加有机物浓度，为微生物提供足够的有机底物、氮磷以及其它微量元素等营养物质，化粪池上清液与城市污水的投加比例逐渐减小，直至第二阶段末期，由初期的 1:1 减为不投加。间歇进水阶段是从闷曝阶段到持续近水阶段的过渡，进水间隔逐步缩减，连续曝气，直至连续流进水阶段，开始以小流量进出水，连续曝气，而后水力停留时间逐步缩短，最终达到设计负荷运行。由于本课题中曝气生物滤池作为二级出水的后续工艺，受到前端二级生物处理过程的制约，因此只能采用直接的二级生物处理出水作为进水，自然接种连续培养的方式。根据 Allan T. Mann 等人的研究^[33]，这几种启动挂膜方式达到稳定处理阶段所需时间几乎相同，下面的试验结果也证明了这一点。

3.2 挂膜期间污染物去除效果监测

挂膜就是生物膜的培养和形成的过程。从 12 月 2 日开始，对陶粒滤池采用自然挂膜。挂膜期间水温为 19—25 °C，流量达到 450m³/h，滤速 2.95m/h，气水比分别为 3:1。

生物处理装置挂膜成熟的标志，一般由氨氮、COD 的去除率来判断，当去除率分别稳定在 60%和 80%左右时，即认为挂膜成功^[35]。本试验采用氨氮、COD 来从宏观上判断生物膜成熟的程度与挂膜是否成功，同时结合取样镜检来判断。

挂膜期间曝气生物滤池对二沉池出水中 COD 的去除率见图 3-1，对二沉池出水中 NH₄⁺-N 的去除率见图 3-2。由图可见，在挂膜第二天生物快滤池即对有机物表现出一定的去除效果，这是因为滤层可以截留一部分颗粒

性有机物的缘故。随后生物陶粒滤池对水中 COD 的去除率逐渐增加，至 12 月中旬，进水 COD 为 254—271mg/L 时，出水 COD 达 51—63mg/L，平均去除率达 78%。启动中 COD 去除率在出现几次起伏波动后趋于稳定，这说明填料上异养微生物在生长初期繁殖速度很快，但易流失。经过一段时间的培养驯化后，填料上异养微生物的种类、数量趋于稳定^[49]。

在反应器启动过程中，第一级 BAF 的 NH_4^+-N 去除率很低，低于 10%，这主要是由于这个时期生物膜量少、异养菌所占比重大、硝化作用小。在挂膜阶段的后期 NH_4^+-N 去除率有所增加，说明硝化细菌繁殖加快。第二级 BAF 的 NH_4^+-N 去除率随着生物膜量的增加快速增加，硝化作用增加明显，几乎线性上升。同样由于微生物生长初期繁殖速度快，易流失， NH_4^+-N 去除率出现波动。经过一段挂膜时间，微生物趋于稳定， NH_4^+-N 去除率也稳定在 60%左右，表示生物挂膜成熟。运行期间 3 次生物镜检结果，由表 3-1 可以看出，12 月 10 日取样镜检还未发现形成生物膜，12 月 18 日镜检发现已有膜生成，膜上有原生动物和后生动物。通过对数据的分析，结合镜检结果，可认为 12 月中旬挂膜完成。本试验在水温 30℃左右的情况下，挂膜持续了近 20 天。

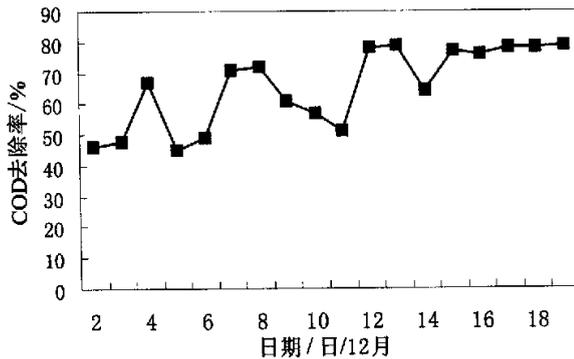


图 3-1 挂膜期间 COD_{Cr} 去除效果

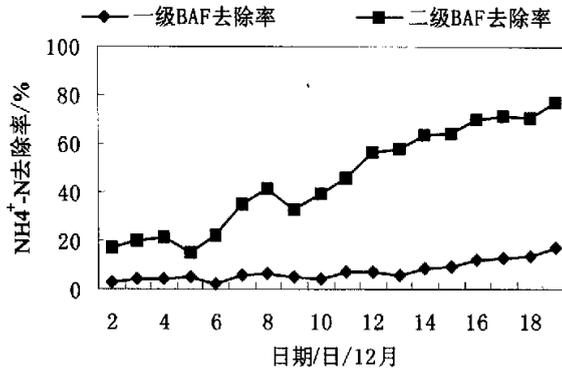


图 3-2 挂膜期间 NH₄⁺-N 去除效果

表 3-1 填料表面附着生物膜镜检结果

采样时间	细菌 (菌落) 数 (×10 ⁵ 个)	菌胶团的形态
12 月 10 日	0.5	大、小菌胶团都有, 但较疏松, 没有发现原生动物和后生动物
12 月 18 日	0.8	大、小菌胶团都有, 但较疏松, 有少量的原生动物和后生动物
12 月 29 日	0.8	大、小菌胶团都有, 但较疏松, 有原生动物和后生动物

注:取 2g 陶粒滤料进行测定。

3.3 挂膜期间水质处理效果对菌群时间分布的研究

对于第一级 BAF 滤池 (可认为碳化段), 整个挂膜阶段如图 3-3 所示, 可分为三个阶段:

(1) 在挂膜的两周之内, 异养菌大量出现, 出水 COD 逐渐降低到 50mg/L 左右, 出水 pH 略有升高。此时氨氮基本上没有去除, 说明亚硝化细菌的出现较异养菌来说有一定的滞后性。前置反硝化段厌氧反硝化菌慢慢成熟, 对滤池进水中的 NO₃⁻-N 有一定的去除;

(2) 第二阶段出水 COD 保持缓慢减少趋于稳定, 说明异养菌的增殖速度和死亡速度近乎相等, 碳化段生物滤池内亚硝化菌的出现使氨氮得到降解, 由于硝化细菌的滞后生长, 使亚硝酸盐存在短暂积累。此时由于碱度的消

耗，水中 pH 降低，为保证氨氮的净化效果，根据需要试验通过投加纯碱使滤池进水 pH 保持在 8.0~8.4 范围内。

(3) 在 $\text{NO}_2^- - \text{N}$ 存在的前提下，硝化细菌出现并大量繁殖，此时出水中 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 含量较高，出现一峰值，同时 $\text{NO}_2^- - \text{N}$ 含量降低；随着前置反硝化段反硝化菌进一步生长繁殖，加强了反硝化脱氮作用，使得出水中 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 再次降低。由此可看出，启动过程中的生物膜滤池存在异养菌和自养亚硝化菌、硝化菌，从而能够在污水深度处理中实现有机物和少量氨氮的同时去除。

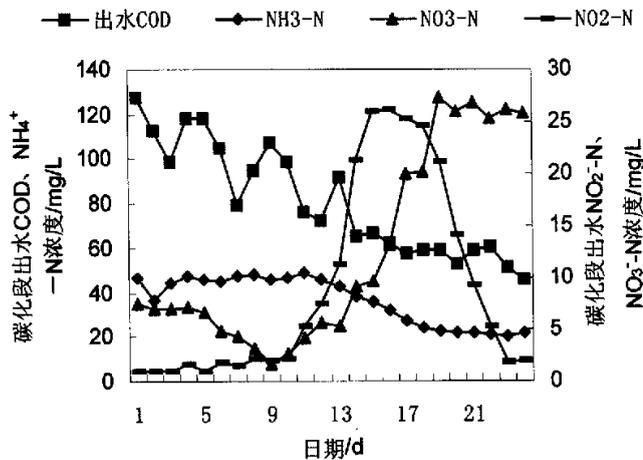


图 3-3 挂膜期间不同菌种降解性能比较

从挂膜过程来看，异养菌、亚硝化和硝化自养菌并不同时出现。异养菌的比增值速率为 4.8/d，亚硝化细菌和硝化细菌的比增值速率为 0.76/d，0.84/d^[34]。二者较大差异决定了异养菌更容易利用水中的有机底物以及溶解氧，从而在生物滤池中大量繁殖。随着挂膜时间的延长，亚硝化细菌和硝化细菌才得以生长积累，氨氮逐渐得到去除。生物膜滤池中亚硝化细菌、硝化细菌虽然比异养菌启动慢，但一旦形成之后，稳定性较强，正常的反冲洗并不能使其净化效果受到严重影响。根据出水中 COD、 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 、 $\text{NO}_2^- - \text{N}$ 、 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 所遵循的上图变化规律，可以判断同时具有去除有机物、硝化反硝化功能的生物滤池挂膜是否成功。曝气生物膜滤池启动阶段异养菌及自养菌的依次快速形成对于稳定运行是非常关键的。

3.4 挂膜期间出现的问题及解决

在反应器启动运行期间曾发现挂膜初期出现曝气布气不均匀的问题，经分析判断是由于曝气生物滤池中的填料装载不均匀所致，以至于造成滤池中出现了气水短流的现象，对滤池挂膜前期的运行造成了很大的影响。通过对填料重新装载以解决此问题，并在滤池启动挂膜期间利用提高曝气量、加大回流比的办法来强化滤池内部填料上生物膜与污水间的传质过程，使得滤池内部传质不均匀的问题得到了解决。

3.5 本章小结

(1) 二段 BAF 以直接的二级生物处理出水作为进水，采用自然接种连续培养的方式。

(2) 挂膜期间水温为 27—33 °C，滤速 2.95m/h，气水比分别为 3: 1 挂膜持续了近 20 天。COD 平均去除率达 78%， NH_4^+-N 去除率也稳定在 60% 左右，镜检发现已有膜生成，膜上有原生动动物和后生动物。此时认为，滤料已经挂膜成功。

(3) 通过挂膜期间水质处理效果对菌群时间分布的研究可以看出启动过程中的生物膜滤池存在异养菌和自养亚硝化菌、硝化菌，从而能够在污水深度处理中实现有机物和少量氨氮的同时去除。根据出水中 COD、 NH_4^+-N 、 NO_2^--N 、 NO_3^--N 所遵循的变化规律，可以判断同时具有去除有机物、硝化和反硝化功能的生物滤池挂膜是否成功。

第4章 前置反硝化二段 BAF 深度处理效能研究

4.1 前置反硝化二段 BAF 单元运行参数的优化选择

BAF 单元挂膜启动成功后,于 2003 年 12 月 25 日开始正式运行。为了使 BAF 单元能够取得高效稳定的运行效率,减少运行成本,更好地对二级生物处理出水进行深度处理,必须对 BAF 单元的运行参数进行选择优化。为此考察了曝气量(气水比)、出水回流比对滤池处理效能的影响情况。试验从 2003 年 12 月下旬开始,到 2004 年 1 月中旬结束,期间污水的温度变化范围为 19~25℃,pH 值始终控制在 6.5~8 之间。

4.1.1 气水比对前置反硝化二段 BAF 单元处理效能的影响

氧的充足供应是好氧生物处理的基本前提条件之一。而曝气生物滤池单元无论是碳化过程还是氨氮的氧化都是严格的需氧过程,因此供氧效率的高低将对其处理效率具有显著的影响。根据前期研究和资料分析,BAF 单元的一般气水比在 3:1 即可保证生物氧化过程对氧的需求。为进一步优化处理单元的运行效果和降低运行成本,试验中分别对前置反硝化二段 BAF 单元的两极滤池在气水比分别为 1:1~5:1 的运行工况下对 COD、氨氮和总氮的去除效能进行了研究。

4.1.1.1 气水比对 BAF 单元 COD 去除效果的影响 图 4-1 为第一级 BAF 在不同气水比下对 COD 的去除率变化情况,第一级 BAF 在每个工况点稳定运行 4d。

图 4-1 的试验结果表明,第一级 BAF 对 COD 的去除效率随着气水比的升高而呈上升的趋势,说明增加供氧量可以促进 BAF 对有机物的去除。气水比在 1:1 的工况条件下,COD 的平均去除率仅为 58.46%,供氧量相对不足。随着气水比的不断增大,COD 的去除率明显增加,当在气水比为 4:1 的工况条件下,COD 的平均去除率为 82.51%,当气水比为 5:1 时,COD 的平均去除率为 82.97%,此时 COD 的去除率增加不明显。这可以从好氧生化反应的性质和传质特点加以解释:气水比小时,随着曝气量的增加,空气鼓泡引起的液体湍动程度增大,有利于气相中氧向水中及填料表面的传递,反应体系中氧的浓度提高,为好氧微生物氧化有机污染物及自身进

行内源呼吸提供了充足的氧，故 COD 去除率随曝气量增大而提高。但曝气量过大，反应体系中氧的浓度受平衡溶解度限制，溶解氧不再增加，过强的湍流反而造成水中溶解氧的解析及填料上生物膜脱落，降低了固定化微生物的浓度，导致 COD 去除率的降低。另外，曝气量过大，动力会消耗增加不利经济运行。因此，气水比应适当选择，在本试验条件下，使第一级 BAF 的气水比维持在 3:1 即可使 COD 的去除率保持在较高的水平。

图 4-2 为二段 BAF 在不同气水比下对 COD 的去除率变化情况，第一级 BAF 在每个工况点稳定运行 4d。由图 2-4 可以看出第二级滤池中的 COD 去除几乎不随曝气量的变化而变化，去除率基本保持在 51%左右。这可能是由于第二级滤池的进水 COD 已经很低，不可生物降解有机物的比重很大，造成了很大气水比的条件下 COD 的去除率不高，变化不大。

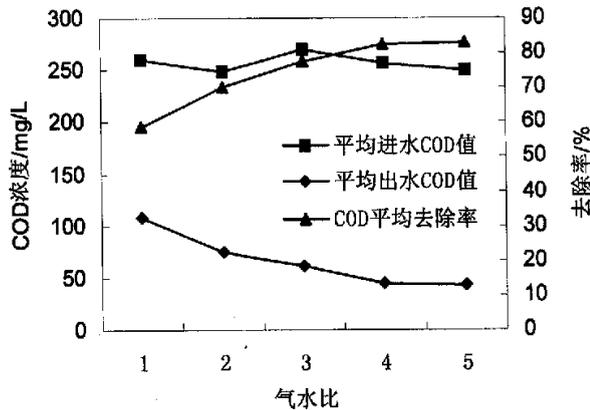


图 4-1 不同气水比下第一级 BAF 对 COD 处理效果

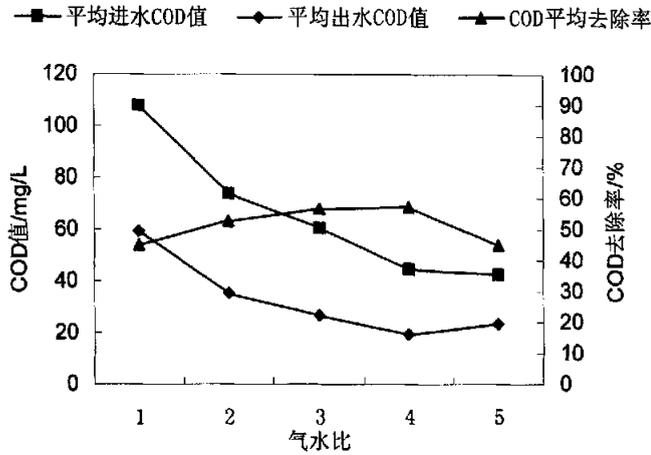


图 4-2 不同气水比下第二级 BAF 对 COD 处理效果

4.1.1.2 气水比对 BAF 单元氨氮去除效果的影响 根据 Monod 动力学方程式表达^{[37][57]}:

$$\mu_N = \mu_{N,max} \times \frac{[NH_4^+-N]}{K_N + [NH_4^+-N]} \times \frac{[DO]}{K_O + [DO]}$$

μ_N 为硝化菌比生长速率, 1/d; $\mu_{N,max}$ 为硝化菌的最大比生长速率, 1/d; K_N 为氮的半速率常数; K_O 为氧的半速率常数。

由公式可知, 硝化菌的比生长速率随着 NH_4^+-N 、DO 浓度增高而增大, 但 DO 对硝化菌的比生长速率的影响比 NH_4^+-N 大得多。不考虑传质因素的影响, 当 NH_4^+-N 浓度有 20 mg/L 增大到 30 mg/L 时, 硝化菌的比增长速率理论上只增高 0.8%; 当 DO 由 1.5mg/L 增加到 2.5mg/L 时, 硝化菌的比增长速率理论上增高了 7%。BAF 采用连续鼓泡曝气, 氧气的传输主要通过界面转移途径, 即气泡中的氧气与生物膜表面接触而被微生物直接利用。BAF 填料比表面积大, 气泡在填料孔隙内滞留时间长, 与生物膜接触充分, 氧气转移效率很高, 硝化菌容易得到较充分的氧, 利用硝化进行, 因而采用较低气水比即取得良好的处理效果。由于生物膜厚度、氧的渗透率、氧的利用率等因素的影响, 对于曝气生物滤池而言, DO 的浓度通常应控制在 2~3 mg/L, 当 DO 浓度大于 3mg/L 时, DO 浓度对硝化作用的影响可不

予考虑^[36]。不同气水比对 NH_4^+-N 的去除效果如图 4-3 所示。如上面分析，当气水比大于 3:1 时，氨氮去除率随气水比的升高不增反减。另外，当气水比不太高时，有利于保持滤池微环境厌氧区的作用，通过自养反硝化菌的作用对氨氮有进一步的氧化作用，气水比的增高会抑制这种作用。二段 BAF 气水比分别控制在 3:1 时，氨氮去除率高达 94.4%。

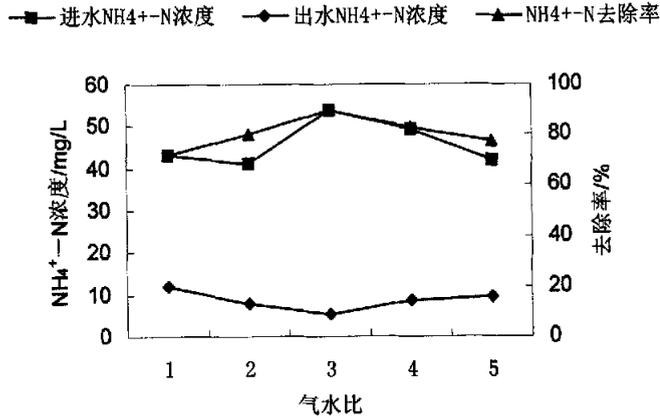


图 4-3 不同气水比下二段 BAF 对 NH_4^+-N 处理效果

4.1.1.3 气水比对 BAF 单元 TN 去除效果的影响 不同气水比条件下 TN 的变化规律见图 4-4，显而易见当气水比在 3:1 时，总氮的去除效果最好，去除率达 88.3%。气水比低时，氨氮硝化不彻底，总氮去除效果不好。但是当气水比过大时会导致下列两种情况：①由于高气水比使得回流水中溶解氧过高，致使缺氧区的溶解氧增加，反硝化作用受到抑制；②高气水比使得硝化段的微缺氧环境受到破坏，抑制了同步硝化反硝化作用。

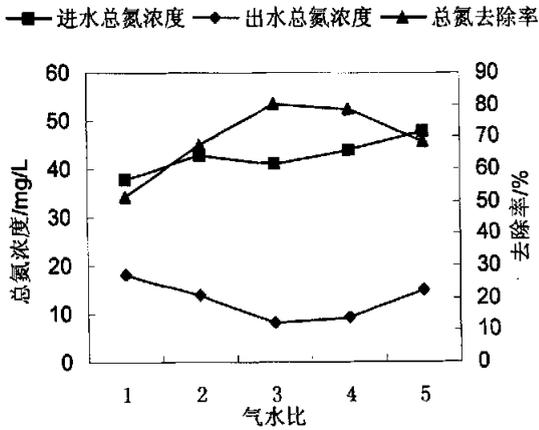


图 4-4 不同气水比下总氮的去除效果

4.1.2 回流比对 BAF 单元处理效能的影响

在本实验中，对回流比的优化试验是保持前置反硝化二段 BAF 具有较高的脱氮功能、确定稳定运行时回流比的最佳工况点的重要一步。本实验步骤是在稳定的进水负荷 $1.34\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ，气水比二段分别为 3:1 的条件下进行的。在不同回流比下，考察 BAF 单元对 COD、 NH_4^+-N 、TN 的去除效果的变化，系统回流比分别采用 1:1、2:1、3:1 和 4:1。

4.1.2.1 回流比对 BAF 单元 COD、 NH_4^+-N 去除效果影响 不同回流比下前置反硝化二段 BAF 对 COD 的去除效果见图 4-5，对 NH_4^+-N 的去除效果见图 4-6。可知，COD 去除率随回流比增加只有稍微的增高，当回流比为 2:1 时，COD 去除率为 90.38%，当回流比超过 2:1 时，COD 去除率的略有下降，表明大回流比对 COD 去除率有负影响。分析认为由于增加回流比的同时使得滤池的水力负荷增加，降低了 COD 去除率。 NH_4^+-N 去除率随回流比的增高，略有升高，当回流比为 2:1 时， NH_4^+-N 去除率为 95.65%。根据实验结果，回流比控制在 2:1 就能满足 BAF 单元对 COD 和 NH_4^+-N 去除效果的要求。

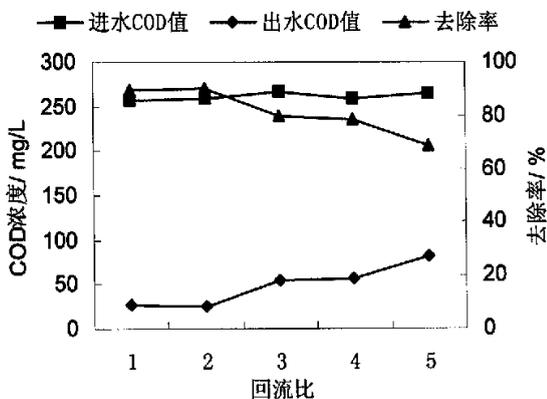


图 4-5 不同回流比下 BAF 的 COD 去除效果

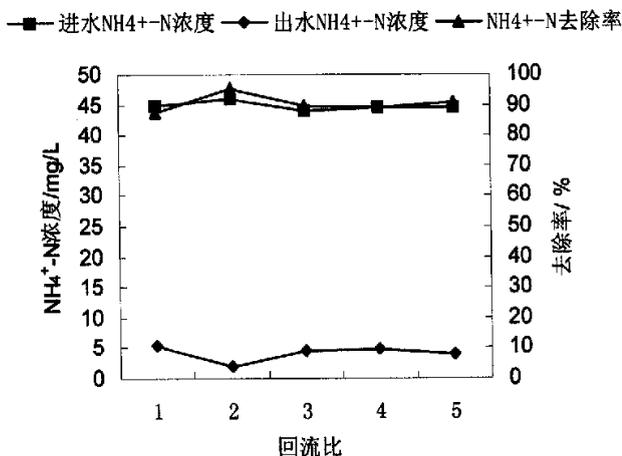


图 4-6 不同回流比下 BAF 的 NH_4^+-N 去除效果

4.1.2.2 回流比对 BAF 单元 TN 去除效果影响 不同回流比下前置反硝化二段 BAF 对 TN 的去除效果见图 4-7。当回流比从 1: 1 上升到 2: 1 时, TN 去除率随着回流比的增加而快速增加, 由 77.02% 上升到 85.24%。若假定氨氮在好氧段内氧气充足、硝化反应彻底, 且反硝化作用只有在厌氧段进行, 则理论上总氮去除率由下式计算:

$$\eta = \frac{R}{R+1} \times 100\% \quad (4-1)$$

η —总氮去除率 ; R —出水回流比

由式 4-1 可知，当回流比 $R=1$ 时，厌氧段内总氮去除率 $\eta=50\%$ ，当回流比 $R=2$ 时，厌氧段内总氮去除率 $\eta=67\%$ 。这两个值明显低于由实验得出的最终出水中总氮去除率 77.02%、85.24%。这说明除了在厌氧段内有反硝化反应，在好氧段内也存在着同步硝化反硝化作用。但当回流比超过 2:1 时，TN 去除效率缓慢下降。分析有以下两种原因：①由于生物膜量增长受到载体滤料，水力条件等因素的影响存在一个极限值，加之硝酸盐氮的反硝化去除受到进水的内碳源有机物浓度的限制，因此反硝化段存在一个脱氮负荷极限值。当回流比大于一定值时，回流水中的硝酸盐总量已经超过了缺氧段的脱氮负荷，全部缺氧反应段的出水中都出现了硝酸盐，再进一步加大回流量对系统的硝酸盐下降就不会再有影响；②当回流比达到一定界限后，回流比的增加导致回流

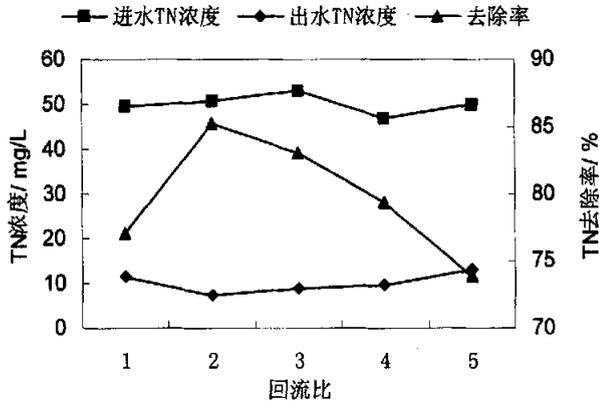


图 4-7 不同回流比下 BAF 的 TN 去除效果

液携带至缺氧区的溶解氧增加，反硝化反应受到限制；③回流比的增加会导致厌氧段内污水停留时间变短，不利于反硝化菌的生长繁殖以及对 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 的反硝化去除。

总结起来，气水比与回流比两个参数的控制对前置反硝化二段 BAF 的去污效果有着决定性的影响。根据本系统的设计特点与水质特点以及调试阶段的试验结果分析，把二段 BAF 气水比分别控制在 3:1，回流比控制为 2:1。此为最优化运行参数，确保了后续调试阶段的稳定性以及达到系统调试的预期效果。

4.2 稳定运行期间前置反硝化二段 BAF 去污效能研究

本废水处理站采用的 BIOFOR C/N 段与 BIOCARBONE N 段组成的二级曝气生物滤池系统，是先进的技术工艺组合，目前国内采用这种工艺设计的工程实例很少。本系统在选定的运行参数工况条件下进行调试，对这一组合工艺进行污染物处理效能分析有着很重要的研究意义。在气水比和回流比对 BAF 的去污效果的研究以及对这两参数的控制的基础上，考察研究前置反硝化二段 BAF 单元对 COD、BOD₅、NH₄⁺-N、TN、SS 等污染物的去除效能。BAF 单元在选定的参数下稳定运行 20 多天，从 2004 年 1 月中旬至 2 月初，处理效果见表 4-1。从表 4-1 可以看出，BIOFOR C/N 段与 BIOCARBONE N 段组成的二级曝气生物滤池系统对 COD 有较高的去除率，可达到 90.38%；对 NH₄⁺-N 的去除相当明显，去除率达到了 96.65%，TN 去除率也达到 84.31% 的高效率；对 BOD、SS 同样有较高的去除率，分别达到 93.04% 和 79.17%，为设计值的 95% 和 98%。

表 4-1 稳定运行下 BAF 单元去污效果

项目	COD	BOD ₅	NH ₄ ⁺ -N	TN	SS
滤池进水(mg/L)	260	115	46	51	24
滤池出水(mg/L)	25	8	2	8	5
去除率(%)	90.38	93.04	95.65	84.31	79.17

4.2.1 BAF 单元的 COD、BOD₅ 去除效果

图 4-8、图 4-10 为稳定运行时期 COD、BOD₅ 去除效果，进水水温为 20℃。

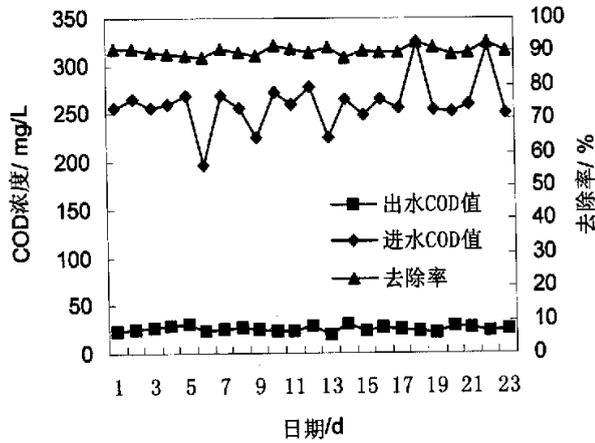


图 4-8 稳定运行期间 COD 去除效果

进水 COD 平均值为 260.43mg/L,出水 COD 平均值为 25.52mg/L, 平均去除率为 90.12%。在本工程项目前期试验阶段以同样滤料同样结构比例的二段 BAF 进行该制药厂出水 COD 去除速率小试, 试验样品为不同稀释程度的制药车间出水。试验结果如图 4-9 所示。由图 4-9 可知,在低进水浓度时,有机物的去除遵循一级反应关系,与 Monod 模型^[37]有关在低基质浓度时,基质去除速率近似于线性关系的规律相吻合。由此看出两点: ①在低进水负荷下 BAF 依然表现出它的高去除速率,达到 $1.1\sim 4.98\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$,是普通活性污泥法的 4~8 倍; ②在图 4-9 的线性方程式 $y=0.0083x-0.1572$ 中,如果令 $y=0$,解得: $x=18.94\text{mg/L}$,这个数值可以认为是该厂中药废水中不可生物降解物质浓度的平均值;从最终的二段 BAF 出水 COD 平均值为 25.52mg/L 可知,前置反硝化二段 BAF 工艺不仅具有较高的 COD 去除速率,而且具有很强的深度处理功能,可以基本去除可生物降解的物质。

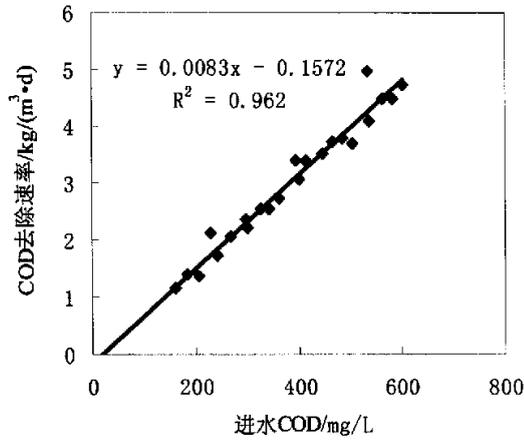


图 4-9 COD 去除速率随进水 COD 浓度变化

进水 BOD₅ 平均浓度为 114.84mg/L，出水 BOD₅ 平均浓度为 8.06mg/L，平均 BOD₅ 去除率为 92.96%。

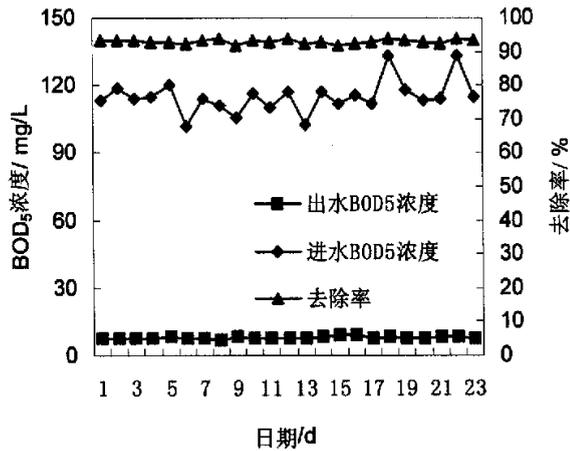


图 4-10 稳定运行期间 BOD₅ 去除效果

4.2.2 BAF 单元的 NH₄⁺-N、TN 去除效果

图 4-11、图 4-12 为稳定运行时期 NH₄⁺-N、TN 去除效果，进 waters

温为 19~25℃。

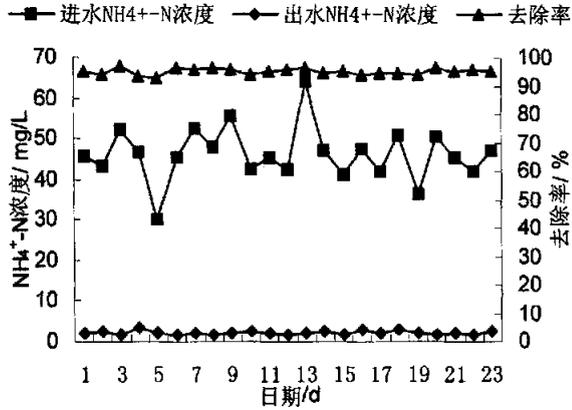


图 4-11 稳定运行期间 NH₄⁺-N 去除效果

进水 NH₄⁺-N 平均浓度为 46.24mg/L，出水 NH₄⁺-N 平均浓度为 2.23mg/L，平均 NH₄⁺-N 去除率为 95.18%，远远高于传统活性污泥法。由于曝气生物滤池内菌群结构合理，与传统的活性污泥法微生物的分布相对均匀特点相比，在 BAF 中从上到下形成了不同的优势生物菌种；其次，曝气在填料上进行，气泡停留时间延长，使溶氧效率提高，供氧能耗降低；另外，生物膜与污水分离，污泥停留时间长，泥龄高，有利于硝化作用的进行，因此使得除碳、硝化能同时高效率的实现。

二段 BAF 的第一级被认为是碳化段，第二级为硝化段，第一级 BAF 出水 COD 值已经相当低，可达 34 mg/L，为第二级 BAF 消化作用提供了低 COD 值条件。硝化段中硝化菌为优势菌种，硝化作用很彻底。因此，二段 BAF 的硝化功能不但远高于传统活性污泥法，而且与单级 BAF 相比，硝化作用更彻底，NH₄⁺-N 去除率更高。

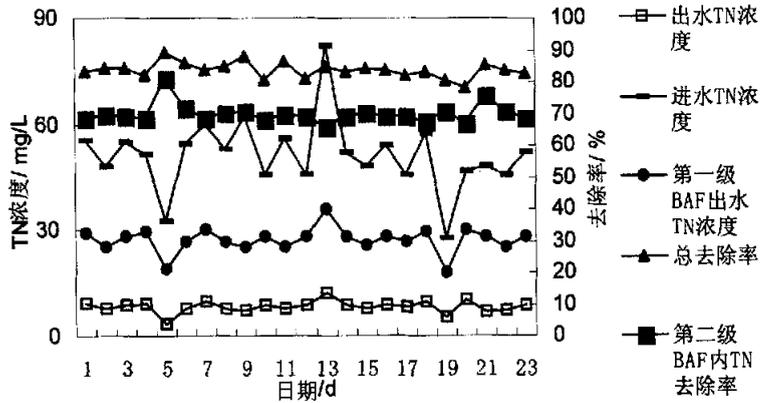


图 4-12 稳定运行期间 TN 去除效果

进水 TN 平均浓度为 51.13mg/L，出水 TN 平均浓度为 8.23mg/L，平均 TN 去除率为 83.73%。前置反硝化曝气生物滤池这么高的 TN 去除率是由于这种工艺融合了曝气生物滤池工艺与 A/O 工艺的优点。填料易于挂膜，使得滤池内（包括厌氧段）生物膜量大，生物浓度高，具有高容积负荷。因此前置反硝化曝气生物滤池比其它 A/O 工艺具有更高反硝化脱氮性能。若假定氨氮在好氧段内氧气充足、硝化反应彻底，则由式 4-1 可得出回流比 $R=2$ 的条件下理论上厌氧段的总氮去除率为 66.7%，远低于总去除率 83.73%。如果认为好氧段内同步反硝化总氮去除发生在第二级 BAF 内，则总氮总去除率可由式 4-2 得出：

$$\eta = [1 - (1 - \eta_1) \times (1 - \eta_2)] \times 100\% \quad (4-2)$$

η —总氮总去除率；

η_1 —总氮厌氧段去除率；

η_2 —总氮好氧段去除率。

当理论上厌氧段的总氮去除率 η_1 为 66.7%时，总氮总去除率 $\eta=90.17\%$ ，略高于实验得出的 TN 去除率 83.73%。

前置反硝化曝气生物滤池的 TN 去除效果明显优于普通曝气生物滤池，普通曝气生物滤池的脱氮作用是通过滤料上的生物膜对底物同步硝化反硝化的作用实现的。徐亚明、吴浩汀^[38]对上流式 BAF 的反硝化脱氮研究得出的脱氮率仅为 31.6%；由哈尔滨工业大学环境工程学院的邱立平、杜茂安^[28]等人对二段 BAF 处理生活污水的试验得出 TN 平均去除率仅为 27.97%，最高时 45.31%；李汝琪、孔波等人^[25]通过曝气生物滤池处理生活污水试验总

氮去除率为 85.1%，表现出了在滤料以及生物膜内存在着很好的厌氧兼氧微环境，而且生活污水能提供充足的生物降解性能好的 BOD。与普通的曝气生物滤池相比，前置反硝化曝气生物滤池确实有较高的 TN 去除率。

4.2.3 BAF 单元的 SS 去除效果

图 4-13 为稳定运行时期 SS 去除效果，进水水温为 19~25℃。

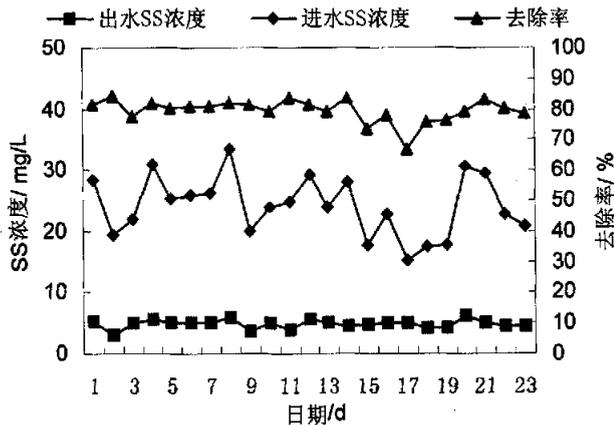


图 4-13 稳定运行期间 SS 去除效果

进水平均 SS 值为 24.20 mg/L，出水平均 SS 值为 4.82mg/L，平均去除率为 79.57%。由此可以看出二段 BAF 保持着高 SS 去除率。从图 4-13 可以看出，BAF 进水 SS 值波动很大，分析为二沉池出水 SS 值受到系统水力负荷、传统曝气池处理效果等多种因素的影响而不稳定所导致。即使在进水 SS 值不稳定、波动大、甚至瞬时值很高，出水 SS 值都很稳定，保持很低出水 SS 值水平和较高的 SS 去除率。粒状填料过滤悬浮物能力强，且填料表面生长有大量生物膜，对悬浮物有很强的吸附作用。污水在通过滤层时，污水中的悬浮固体被过滤和吸附，进而部分 SS 被微生物分解。生物膜长厚脱落后滞留在滤料间，改进填料的过滤性能，更有利于滤池对 SS 的截流过滤。填料有两个作用，一是提供微生物生长的场所，二是可以截留污水中的 SS，省去二沉池。随着 BAF 滤池的运行，填料间被截流吸附的悬浮物不断增加，导致过流水头损失逐步增大，必须定期对滤池进行反冲洗。

试验得出较高的 SS 去除率是本课题中 BIOFOR 与 BIOCARBONE 组成

的二段曝气生物滤池组合工艺的一大特点。在第一级 BAF 中, 污水由下向上流动与污水中的悬浮物及脱落的生物膜形成逆向, 更加有利于悬浮物和脱落生物膜被截流在陶粒中, 完成固液分离过程。上向流曝气生物滤池由于气水同向, 水流速度较快, 使悬浮物和脱落的生物膜能够向滤层深处移动, 提高了滤层的纳污能力。同时上向流的污水使得滤料层有小幅的膨胀, 滤料间隙增大, 有利于氧在附着生物膜及脱落在滤料间的生物膜的传质能力, 加强了对可生物降解的 SS 的降解与去除。至于第二级 BAF 中, 水流由上向下流动, 滤料层被水流压实, 滤料颗粒间间隙变小, 有利于滤料对 SS 的截流与吸附。特别是本工艺中采取球形陶粒与颗粒活性炭混合填料, 对不同粒径的 SS 可以达到分级去除的效果, 能高效的同时去除大粒径和小粒径的 SS。

4.3 本章小结

(1) BAF 单元挂膜启动成功后, 对 BAF 单元的运行参数进行选择优化。考察了为此考察了曝气量(气水比)、出水回流比对滤池处理效能的影响情况。分别对 BAF 单元的两极滤池在气水比分别为 1:1~5:1 的运行工况下对 COD、氨氮和总氮的去除效能进行了研究。当在气水比为 3:1 的工况条件下, 第一级 BAF 的 COD 的平均去除率为 78.5%, 当气水比为 4:1 时, COD 的平均去除率为 82.51%, 此时 COD 的去除率增加不明显; 第二级 BAF 的 COD 的去除率随气水比的变化不大, 保持在 51%左右。溶解氧对硝化菌的比生长影响比 NH_4^+-N 浓度的影响大得多。对于曝气生物滤池, DO 浓度通常控制在 2~3 mg/L, 当 DO 浓度大于 3 mg/L 时, DO 浓度对硝化作用的影响可不予考虑。气水比控制在 3:1 时, 二段曝气生物滤池 NH_4^+-N 去除率可达 94.4%。气水比在 3:1 时, 前置反硝化二段曝气生物滤池总氮的去除效果最好, 去除率达 88.3%。

(2) 在稳定的进水负荷, 气水比二段滤池分别为 3:1 的条件下, 考察了不同回流比对 BAF 单元的 COD、 NH_4^+-N 、TN 的去除效果。系统回流比分别采用 1:1、2:1、3:1、4:1。回流比在 2:1 时对 COD 的去除率达到最大, 约为 90.38%, 当回流比超过 1:1 时, COD 去除率的略有下降。 NH_4^+-N 去除率随回流比的增高, 略有升高, 当回流比为 2:1 时, NH_4^+-N 去除率为 95.65%。当回流比从 1:1 上升到 2:1 时, TN 去除率随着回流比的增加而快速增加由 77.02%上升到 85.24%。但当回流比超过 2:1 时, TN 去除效率变化不大, 甚至有所下降。因此, 把本工艺出水回流比确定在

2: 1。

(3) 在气水比和回流比确定之后, 考察了稳定运行时期前置反硝化二段 BAF 对 COD 的去污效能。进水 COD 平均值为 260.43mg/L, 出水 COD 平均值为 25.52mg/L, 平均去除率为 85.5%。该厂中药废水中不可生物降解物质浓度的平均值约为 18.94mg/L, 从最终的二段 BAF 出水 COD 平均值为 25.5mg/L 可知, 前置反硝化二段 BAF 工艺不仅具有较高的 COD 去除速率, 而且具有很强的深度处理功能, 可以基本完全去除可生物降解的物质。

(4) 考察了稳定运行时期前置反硝化二段 BAF 对 NH_4^+-N 、TN 的去污效能。进水 NH_4^+-N 平均浓度为 46.24mg/L, 出水 NH_4^+-N 平均浓度为 2.23mg/L, 平均 NH_4^+-N 去除率为 95.18%。二段 BAF 的硝化功能不但远高于传统活性污泥法, 而且与单级 BAF 相比, 硝化作用更彻底, NH_4^+-N 去除率更高。进水 TN 平均浓度为 51.13mg/L, 出水 TN 平均浓度为 8.23mg/L, 平均 TN 去除率为 83.73%。与普通的曝气生物滤池相比, 前置反硝化曝气生物滤池确实有较高的 TN 去除率。

(5) 考察了稳定运行时期前置反硝化二段 BAF 对 SS 的去污效能。进水平均 SS 值为 24.2 mg/L, 出水平均 SS 值为 4.82mg/L, 平均去除率为 79.57%。在进水 SS 值不稳定、波动大、甚至瞬时值很高, 出水 SS 值都很稳定, 保持很低出水 SS 值水平和较高的 SS 去除率。

(6) 滤池最终出水中 COD、氮、磷、SS 等各种污染物含量低而稳定, 经适当的消毒工艺后完全满足中水回用的要求。

第5章 运行条件对滤池深度处理效能的影响

在前置反硝化二段曝气生物滤池稳定运行后, 由于在回流比运行参数优化控制阶段改变了滤池的水力负荷, 对滤池的处理效果有很大的影响。同时, 由于制药车间出水水质水量不稳定(高浓度、低 pH 值、水温变化大等)以及传统活性污泥法的二级生物处理工艺受进水影响出现二沉池污泥上浮甚至污泥外流的异常现象, 造成对曝气生物滤池的污染物冲击负荷, 极大地影响了滤池的处理效能。因此, 对这些影响因素的考察与研究将有利于滤池更好地运行, 为更多实际工程中对前置反硝化二段曝气生物滤池的运行参数与运行条件的控制提供参考。反冲洗过程是曝气生物滤池运行的关键步骤, 对反冲洗条件进行了研究以及考察了反冲洗对处理效能的影响。

5.1 水力负荷对处理效能的影响

水力负荷是反应曝气生物滤池处理能力的一个重要指标, 其大小变化直接关系到反应器对污染物质的去除效果和系统运行成本投资, 因此研究水力负荷变化对曝气生物滤池处理效能的影响具有把握工艺运行规律、降低运行成本以及为二段 BAF 工艺提供具有参考价值运行参数的重要意义。制药车间为间歇式排水, 车间出水变化波动大, 不过由于进水通过初沉池、水解酸化池等预处理构筑物后水量得到调节, 因此传统活性污泥法二沉池出水水量相对稳定, 对滤池造成的进水水力负荷(二沉池出水流量与滤池表面积的比值)大约为 $1.34 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, 有小幅波动。在回流比对前置反硝化二段 BAF 的去污效能影响的研究阶段, 不同的回流比造成了二段 BAF 的不同进水实际水力负荷。因此, 滤池的水处理特点是, 滤池内水流量增大, 水力冲刷强度提高, 但微生物反应底物浓度却降低了。回流比提高时, 底物浓度与水力条件就成为微生物生殖、污染物降解降解的限制因子。本节从实际水力负荷的角度考察了水温 $19\sim 25^\circ\text{C}$, 二级 BAF 气水比分别为 3:1 条件下, 水力负荷大约在 2.68 、 4.02 、 5.36 、 6.7 、 $8.04 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 左右时, 滤池对 COD、BOD、 NH_4^+-N 、TN 和 SS 去除效能的变化情况。

5.1.1 对 COD 去除能力的影响

水力负荷对二段 BAF 滤池 COD 去除能力的影响见图 5-1。由图 5-1 可见, COD 去除率随着水力负荷的增加呈现出先增大后减小的趋势, 存在一个最佳滤速。水力负荷由 $2.68 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 左右增至 $4.02 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 左右, COD 去除率缓慢上升, 最大去除率为 88.4%, 对应水力负荷为 $4.02 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$; 随着水力负荷增大, COD 去除率急剧下降。分析原因认为, 水力负荷小, 即滤速低, 气、水在滤池中的传输阻力大, 容易造成气、水分布不均, 另外水力负荷小, 有机物容积负荷也低, 微生物生长所需营养不足, 从而使得反应器的 COD 去除率偏低; 随着水力负荷的增加, 滤池中气、水的传质条件得到改善, 加大了对陶粒表面生物膜的冲刷, 有利于生物膜的更新, 同时有机物容积负荷也增大, 微生物可利用的营养物质相应增加, 此时表现为 COD 去除率的逐渐上升; 但是大幅度提高水力负荷, 会提高滤层间的水流速度和水力剪切力, 使生物膜易于脱落, 也使出水的 COD 有所增加, 进而使 COD 去除率下降。同时, 水力负荷的增加亦即缩短了滤池的水力停留时间, 当水力负荷超过一定限度时, 废水中的污染物质与生物膜的接触时间过短, 部分污染物质还来不及降解就被水流带出滤池, 因此 COD 去除率的逐渐下降, 当水力负荷太大时, 一些污染物质有可能直接穿透滤池, 导致 COD 去除率急剧下降。本试验中得到的 COD 去除最佳滤速与杨青, 赵玉华^[39]的曝气生物滤池对 COD 去除效果的试验研究中指出曝气生物滤池在流速 3 m/h 至 5 m/h 运行阶段, COD 处理效果较好且稳定, 生物膜内各生物已经成熟。同时, 武江津, 孙长虹^[40]在 BAF-BAC 工艺在炼油厂二级出水深度处理中的应用的说明中也说明了 BAF 滤速的增加将导致 BAF 出水水质恶化, BAF 的滤速宜控制在 4.24 m/h 以下。这些试验条件下的实验结果与本实验中得到的 COD 去除最佳滤速相一致。在二沉池出水流量稳定的条件下, 通过滤池出水回流的方法改善了滤池内水力条件, 提高了滤池 COD 去除率。

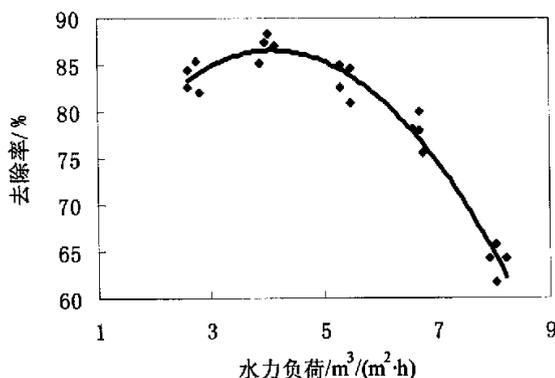


图 5-1 水力负荷变化对 COD 去除率的影响

5.1.2 对 NH_4^+-N 去除能力的影响

水力负荷对二段 BAF 滤池 NH_4^+-N 去除能力的影响见图 5-2。污水生物处理单元的硝化脱氮能力也是评价其处理效能的主要指标之一，尤其是作为深度回用处理单元。曝气生物滤池由于其空间梯度特征，可以实现不同污染物的渐次去除，具有较好的硝化脱氮能力。从图 5-2 可见， NH_4^+-N 去除率随着水力负荷的增加几乎直线上升，水力负荷由 $2.68 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 左右增至 $4.02 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 左右时， NH_4^+-N 去除率由 86.58% 上升到 88.97% 。当水力负荷大于 $5.36 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 时， NH_4^+-N 去除率增加缓慢，甚至有回落的趋势。Pujol^[23,41] 等人认为，在其它硝化条件（温度、曝气量、反冲洗等）不受限制的情况下，硝化生物滤池在提高水力负荷、缩短停留时间可以促进氨氮的氧化效率。本实验数据规律显示，水力负荷对 NH_4^+-N 去除率的影响基本和 Pujol 的观点相符。然而邱立平等人研究认为减少水力停留时间、增加水力负荷会使 NH_4^+-N 去除率迅速降低。本实验的水力负荷变化是通过改变回流比来实现的，与邱立平等人研究条件不同。邱等人实验条件下的水力负荷增加会对反应器生物膜内微生态环境带来两个方面的冲击，即有机物浓度和水力及气流剪切力的增加所带来的冲击，将导致异养菌生长迅速，生物膜更新速度加快，系统的生态震荡性加强，使生长缓慢，对底物溶解氧和 PH 值条件要求比较苛刻的氨化细菌及硝化细菌在与异养菌的竞争中处于极不利的地位，总体活性下降。本实验条件与上述去除规律完全相反，分析有以下几点原因：①由于是通过回流比达到水力负荷的增加，同时起到

对有机底物及 NH_4^+-N 物质的稀释作用，使得异养菌生长受到限制及降低 NH_4^+-N 对硝化菌生长抑制作用；②一定气水比的条件下，增大水力负荷必然增大曝气量，有利于硝化作用对溶解的需求从而促进硝化作用；③水力负荷的增加，加强了对生物膜的水力冲刷，有利于生物膜的更新；④水力负荷的增加会造成滤料间水流紊乱程度的增加，有利于 NH_4^+-N 物质传递与溶解氧传输。至于在高负荷条件下 ($> 5.36 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$) 去除率不增反降，分析认为高水力负荷导致反冲洗频繁，而氨氧化细菌及硝化细菌的比增长速率远低于异养菌，使其在反冲洗过程中更容易被洗脱出去，从而降低了整个滤池得硝化能力。

由以上分析可知，对于具有回流特征的前置反硝化二段曝气生物滤池在 NH_4^+-N 去除方面优于普通曝气生物滤池的去除效果。当前置反硝化二段曝气生物滤池的进水流量变化波动较大时，由于出水回流的放大作用使得滤池实际水力负荷变化波动更大以及回流水对底物浓度的稀释作用使得进水底物对硝化抑制影响变弱，因此本工艺具有保持高 NH_4^+-N 去除率的能力。

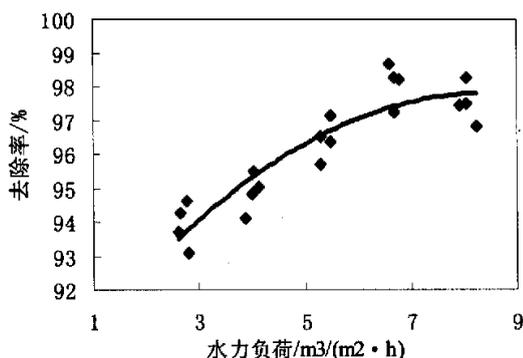


图 5-2 水力负荷变化对 NH_4^+-N 去除率的影响

5.1.3 对 TN 去除能力的影响

水力负荷对前置反硝化二段 BAF 滤池 TN 去除能力的影响见图 5-3。

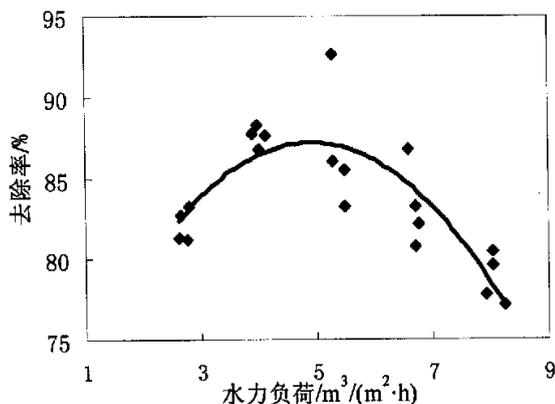


图 5-3 水力负荷变化对 TN 去除率的影响

由于图中水力负荷的变化是由回流比的变化实现的，因此水力负荷对 TN 去除率的影响与回流比对 TN 去除率的影响相似。同时回流比对进水量变化具有放大作用，流量增大时水力负荷增加强度剧烈，增加了剪切强度，提高了生物膜更新速度，使部分生物膜变薄，厌氧层厚度减小，有利氨氧化作用，为反硝化段提供充足的 $NO_3^- - N$ ，进而加强 TN 去除效果。相反，对于以同步硝化反硝化作用去除 TN 为主的曝气生物滤池，水力负荷的增高、生物膜变薄、厌氧层厚度减小迫使其其中的一些兼性反硝化细菌的生态学择泛化，转而在有氧时利用有机物为底物，进而在总体上降低了反应器的脱氮能力。

5.1.4 对 SS 去除能力的影响

水力负荷对滤池 SS 去除能力的影响见图 5-4。由图 5-4 可以看出，滤池对 SS 的去除率随着水力负荷的增大而减小。这主要是因为增加水力负荷，提高了滤速，导致水力剪切作用加强，加大了对填料表面生物膜的冲刷，生物膜更新速度加快，必然有部分脱落的生物膜以及截留在填料空隙中的悬浮物在高速水流冲击作用下穿过滤池，使得出水 SS 浓度升高，反应器对 SS 的去除能力下降。

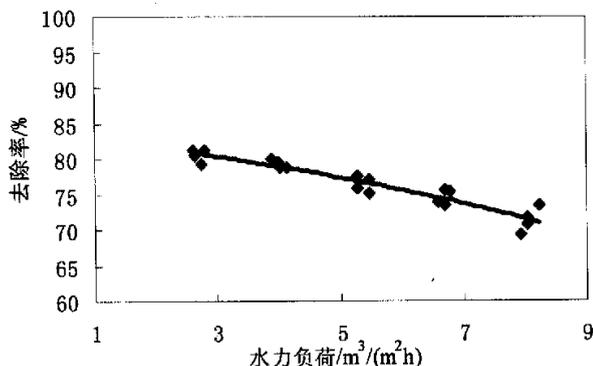


图 5-4 水力负荷变化对 SS 去除率的影响

综上所述，水力负荷的影响对曝气生物滤池技术而言至关重要。水力负荷低，限制了反应器容积负荷的提高，降低了反应器去除污染物质的能力，同时滤速低也不利于发挥滤池末段填料截留污染物质的能力，造成生物膜集中在前段表层生长，截留的悬浮物也集中在表层，表层填料很快被堵塞，水头损失迅速增加，因而缩短了滤池的运行周期；水力负荷高，也会造成滤池水头损失的增加，导致反冲洗频繁，加大了滤池运行的资金投入。前置反硝化二段曝气生物滤池的回流作用使得进水流量变化波动得到放大，增强了对滤料及对生物膜的冲刷作用。回流水同时还起到对进水底物的稀释作用，有利于污染物的快速降解。从这个意义上讲，对水力负荷的监测、控制与对回流比的控制属同一步骤。从图 5-1 到图 5-4 的试验结果可以看出，水力负荷在 $4.02m^3/(m^2 \cdot h)$ 左右时，滤池对 COD、 NH_4^+-N 、TN、SS 的平均去除率分别为 95.18%、88.97%、87.72%和 78.8%，与前面的试验结果一致，处理后出水完全达到排放要求，并且该水力负荷范围较高，满足实际工程的需要，因此确定滤池在 $19\sim 25^\circ C$ 下运行时，水力负荷控制在 $4.02m^3/(m^2 \cdot h)$ 左右。

5.2 污染物负荷对处理效能的影响

废水中大部分有机物和部分无机物均可作为生物膜反应器中微生物的营养物质加以利用，进入反应器的废水水质的变化必然导致微生物生长形式的改变，其结果必然会影响到滤池的处理效能。在对本课题的前置反硝化二段

曝气生物滤池调试以及运行阶段，常出现前端二级生物处理出水水质不稳定，偶尔出现二沉池污泥膨胀的现象，这就造成了对曝气生物滤池的污染物负荷冲击。研究了水温 19~25℃条件下，曝气生物滤池处理效能以及出水 COD、 NH_4^+-N 、TN、SS 分别受到进水负荷的影响。

5.2.1 对 COD 去除效能的影响

图 5-5 为前置反硝化二段曝气生物滤池进水容积负荷的变化对滤池 COD 去除率的变化影响。

由图 5-5 可以看出，在本试验条件下，当进水 COD 容积负荷在 $3.0\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d}) \sim 7.3 \text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 之间时对 COD 去除率没有明显的影响，保持在 92%左右。PojuI 通过对不同 BAF 污水处理厂的研究发现尽管当进水 COD 容积负荷增加到 $10 \text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 以上时会使出水水质稍有下降。而 Payraudeau^[42]等的研究也证实了同样的结果。在图 5-5 中，COD 去除率低的点大多集中在 COD 容积负荷较低的区域，这主要是受进水 COD 较低的缘故。当活性污泥法的二级生物处理效果好时，进入曝气生物滤池的 COD 就较低，二段生物滤池的 COD 主要是脱落的生物膜残体、不可生物降解物质及惰性代谢产物形成的，一般比较稳定，但是仍保持大于 75%的高去除率。当进水 COD 容积负荷在 $7.31 \text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 以下时，系统出水 COD 值在 $35\text{mg}/\text{L}$ 以下，第一级 BAF 出水 COD 值在 $100 \text{mg}/\text{L}$ 以下。不过，由图可以看出，当 COD 容积负荷高达 $16.32 \text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 时，COD 去除率下降，最终出水 COD 值在 $50 \text{mg}/\text{L}$ ，最高可超过 $100 \text{mg}/\text{L}$ ，超标排放，第一级 BAF 出水 COD 值更是大幅度提高，甚至超过 $300 \text{mg}/\text{L}$ 。更由此可见，二级生物处理出现异常现象时，滤池进水的高 COD 浓度造成了滤池的高 COD 容积负荷，较高的底物浓度有利于异养菌的生长繁殖，使得生物膜厚度增加，异养菌向滤池深处挂膜，增大了滤池的纳污能力，出水 COD 浓度低而稳定，二级曝气生物滤池有一定的抗冲击负荷的能力。但是当 COD 容积负荷超过一定限制 ($10.2 \text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$) 时，出水 COD 将会大幅上涨，部分污染物得不到降解即穿透滤池，使出水不能达标排放。

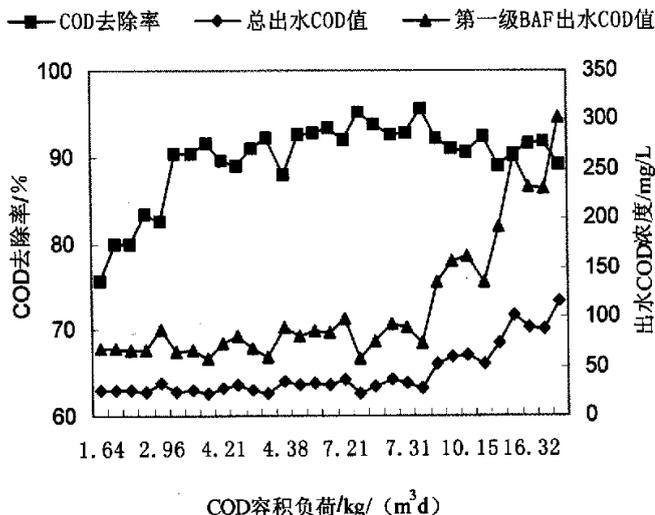


图 5-5 COD 容积负荷对二段 BAF 有机物去除效能的影响

5.2.2 对 NH_4^+-N 去除效能的影响

图 5-6 考察了上流段 BAF 的 NH_4^+-N 去除率、下流段 BAF 的 NH_4^+-N 去除率以及二段滤池的 NH_4^+-N 总去除率随污染物容积负荷（以 COD 容积负荷表示）而变化的规律。图 5-6 显示，随着 COD 容积负荷的增加，上流段一级 BAF 的氨氮去除率呈明显的下降趋势：当 COD 容积负荷小于 $7.3 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 时上流段氨氮去除率在 20% 以上，最高为 36.42%；而当 COD 容积负荷大于 $7.3 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 时，氨氮去除率急剧下降，甚至降至 0.2%。需要说明的是，图 5-6 中部分离散数据似乎与总体趋势有悖，即出现当 COD 容积负荷在 $10 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 左右时，氨氮去除率变化波动大，某些点的氨氮去除率高于 COD 容积负荷在 $7.3 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 时的氨氮去除率。导致出现这些离散数据的原因可能是这些点出现在气水比变化阶段，当曝气量增大时，第一级滤池内 COD 降解快且硝化细菌能得到充足的氧而使得氨氮去除率增高。对于第二级下流段曝气生物滤池，氨氮去除率与总去除率相近，表明第一级滤池内氨氮去除率的变化对氨氮总去除率的变化影响比重不大。同时从图 5-5 可以看出，COD 容积负荷的变化影响未能波及到第二级滤池。对二段 BAF 滤池的氨氮总去除率的研究发现，COD 容积负荷的变化不

是氨氮总去除率变化的限制因素,可以推测,如果氨氮负荷没有变化,

■ 上流段NH₄⁺-N去除率 ▲ 下流段NH₄⁺-N去除率 ◆ 滤池NH₄⁺-N总去除率

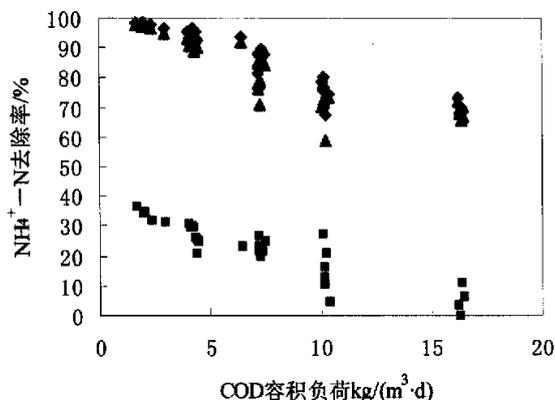


图 5-6 污染物负荷对二段 BAF 的 NH₄⁺-N 去除效能的影响

随着 COD 容积负荷的增大氨氮总去除率只有稍微的降低,这可以说明二段曝气生物滤池具有较强的抗有机物冲击负荷的能力。因此,氨氮总去除率的降低主要是受到氨氮负荷变化的影响。

进水氨氮容积负荷对氨氮去除率的影响见图 5-7。

由图可以看出,滤池进水的高氨氮容积负荷下氨氮去除率明显下降:当氨氮容积负荷小于 1.22kg/(m³·d)时,氨氮去除率较高,可达 95%以上,最高时可达 99%,二段 BAF 出水氨氮浓度在 5mg/L 以下,满足中水回用要求;氨氮容积负荷在 1.22kg/(m³·d)以上时,氨氮去除率在迅速降低,当氨氮容积负荷在 3.0kg/(m³·d)左右时,氨氮去除率降至 60%左右,出水氨氮浓度迅速增加,高达 65mg/L 左右。本实验中 NH₄⁺-N 容积负荷的突然增高可以认为是由于二沉池污泥膨胀外流等异常现象导致的。等人^[43]在其论文中指出:对于两段曝气生物滤池,当氨氮容积负荷在 0.6 kg/(m³·d)时,滤池有较高氨氧化作用效果,并且氨氧化作用不受水力负荷的影响。当进水氨氮容积负荷超过此值时,随着氨氮容积负荷的增高硝化效果会下降,尤其是在高有机负荷条件下。钟华文^[44]等人的研究认为,在高 NH₄⁺-N 浓度进水条件下, NH₄⁺-N 去除速率曲线不符合 Monod 一级反应模型的原因,认为硝化菌在降解 NH₄⁺-N 时,基质本身会抑制这种硝化作用,在 NH₄⁺-N 浓度超过 60 - 70 mg/L, NH₄⁺-N 的去除率已经大大降低,去除速率也有所

下降，到 NH_4^+-N 浓度达到 180-200 mg/L，去除率已极低，去除速率也已很小，几乎随浓度增加成零级反应模型，硝化过程基本停止。图 5-7 数据规律与上述两观点相符，可以认为，氨氮容积负荷对氨氮去除率影响很大，远远大于 COD 负荷对氨氮去除的影响，氨氮氧化作用在高氨氮容积负荷下效果极差，出水不能达标。因此，在滤池运行时要注意对氨氮容积负荷的控制，当出现异常现象导致滤池进水氨氮浓度增加，氨氮容积负荷增大时，可以通过调节、增大回流比降低氨氮浓度来减少容积负荷冲击对氨氮去除效果的影响，保证滤池出水达标。

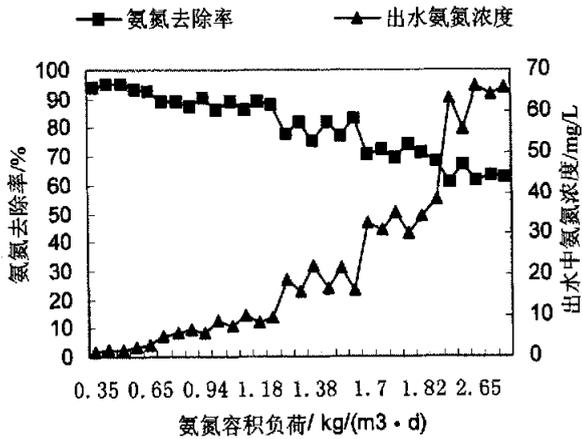


图 5-7 氨氮容积负荷变化对氨氮去除效能的影响

5.2.3 对总氮去除效能的影响

前置反硝化二段曝气生物滤池对总氮的高去除率主要是通过对得到充分硝化的滤池出水进行回流，回流水中的 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 于前置厌氧段被反硝化细菌转化为 N_2 得以实现的。滤池对总氮的去除能力同样也受进水污染物容积负荷的影响，如图 5-8 所示：

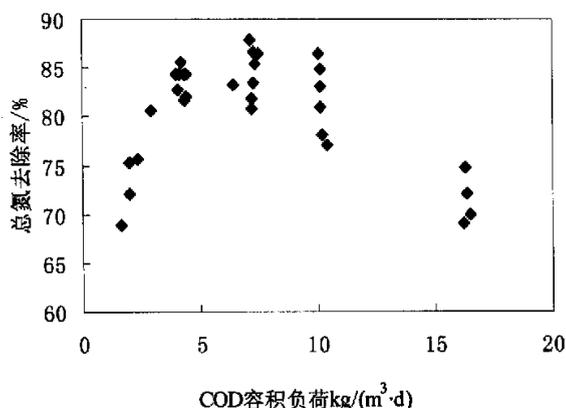


图 5-8 污染物容积负荷对前置反硝化二段 BAF 总氮去除效能的影响

由图可以看出，当 COD 容积负荷小于 $3.98\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 时，总氮去除率相对很低，在 80% 以下。而当 COD 容积负荷大于 $3.98\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 时，总氮去除率随 COD 容积负荷增大而提高。这是因为，当 COD 容积负荷小时，进水中的 COD 浓度偏低，达不到反硝化细菌对碳原的需求，抑制了反硝化细菌的脱氮作用，这是造成总氮去除率偏低的主要原因。当 COD 容积负荷大于 $10\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 时，氨氮容积负荷也随之增加，由图 5-7 可以得知，氨氮硝化作用大幅降低，直接导致了总氮去除率的降低。因此，前置反硝化二段曝气生物滤池不管是在较低的污染物负荷下还是还高污染物负荷下都不利于总氮的去除，在脱氮意义上前置反硝化二段曝气生物滤池存在一个最佳进水污染物负荷，本实验条件下确定的这一最佳容积负荷（以 COD 容积负荷表示）为 $3.98\sim 10.05\text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。

5.2.4 对 SS 去除效能的影响

图 5-9 为悬浮物容积负荷对悬浮物去除能力的影响。从图可以看出悬浮物去除率随容积负荷的增加去除率下降。当悬浮物容积负荷在 $0.3\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 以下时，悬浮物去除率集中在 80%~85% 范围内；当悬浮物容积负荷在 $0.4\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 左右时，悬浮物去除率在 74% 左右；当悬浮物容积负荷大于 $0.75\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 时，悬浮物去除率快速下降，低于 70% 之间，最低时可达 34%。由此可知，当悬浮物容积负荷低时二段滤池保持着较高而稳

定的去除率。对于当容积负荷高时悬浮物去除率波动较大，出现震荡效果，分析认为，悬浮物高容积负荷是二沉池污泥膨胀等异常现象造成的，滤池进水中的悬浮物易生物降解，基本上可以完全被生物降解转化为生物膜；当悬浮物容积负荷持续保持较高水平时，生物膜更新脱落加快，部分脱落的生物膜会流出滤池造成悬浮物去除率下降，同时滤池很快被堵塞，缩短了滤池的运行周期，增加了反冲洗次数，导致滤池产水率下降。曝气生物滤池对原水有严格的预处理要求，本实验条件下二级生物处理后的出水悬浮物容积负荷较低且很稳定。

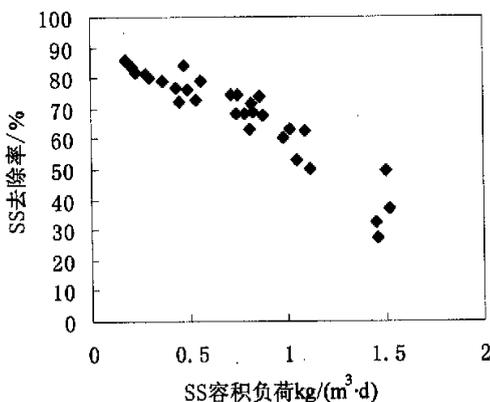


图 5-9 悬浮物容积负荷对二段 BAF 的 SS 去效能的影响

综上所述，由于二级生物处理出水的异常现象而造成的污染物容积负荷对前置反硝化二段曝气生物滤池的处理效能有一定的影响。在本试验条件下，进水 COD 容积负荷的增加对 COD 去除率没有明显影响；随着 COD 容积负荷的增加，上流段一级 BAF 的氨氮去除率呈明显的下降趋势，对于第二级下流式曝气生物滤池，COD 容积负荷的变化对氨氮去除率没有明显的影响，对氨氮总去除率的影响不如氨氮容积负荷影响大；低 COD 容积负荷反而不利于前置反硝化曝气生物滤池的脱氮，高污染物容积负荷对总氮去除率同样不利。氨氮容积负荷对氨氮去除效率影响很大，氨氮氧化作用在高氨氮容积负荷下效果极差。同样，随着总氮负荷的增加，总氮去除率显著下降。悬浮物去除率随悬浮物容积负荷的增加变化幅度增大，呈现震荡性的效果。

5.3 进水水温对处理效能的影响

整个处理系统在厂房室内，车间出水水温有时很高，但经过一级物理处理、二级生物处理后，温度基本稳定在 20℃左右。滤池进水温度变化不大，因此滤池内污染物去除效率受温度的影响不大。温度是影响生物活性和代谢能力的关键因素，其对硝化反应过程的影响主要在于硝化细菌的生长率^[45,46]及生物活性上^[47]。温度与硝化细菌的最大比增长速度有如下关系：

$$(\mu \max)_N = (\mu \max)_{N20^\circ\text{C}} \times 20^{0.033(T-20)} \quad (5-1)$$

式中 $(\mu \max)_{N20^\circ\text{C}}$ ——为 20℃时的硝化细菌最大比增长速率 d^{-1} ；

$(\mu \max)_N$ ——为 T℃时的硝化细菌最大比增长速率 d^{-1} ；

T——为运行温度℃。

从式 5-1 中我们就可以了解到，高温硝化细菌生长、代谢速度相对较快，在相同的水力停留时间下，滤池的效率就好，去除率高，表现为出水水质较好；低温时硝化细菌生长、代谢速度相对较慢，在相同的水力停留时间下，滤池的效率就差，去除率低，表现为出水水质较差。由前面研究可知，进水水温在 20℃时，污染物的去除效果就能达到要求，此时温度不是影响污染物去除率的限制性因素。

5.4 进水 pH 值及碱度对脱氮效能的影响

5.4.1 pH 值对脱氮效能的影响

二段曝气生物滤池进水 pH 值在 6~9 之间，对有机物及悬浮物的去除几乎没有影响。硝化细菌对 pH 值的变化非常敏感，不同的作者对于 pH 值对硝化细菌的最佳范围有不同的报道^[48,49,50]，有资料表明^[51]，pH 值对硝化效果的影响主要通过以下三个方面实现：①影响硝化细菌的自身活性；②pH 值可以限制改变底物中的碱度，从而影响硝化细菌对碱度及碳源的需求；③pH 值较高时游离氨态氮增加，固定氨态氮减少，不利于硝化作用的进行。

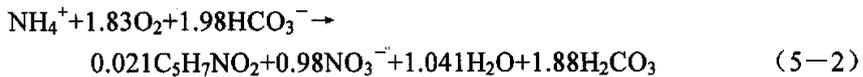
据研究报道，当游离氨浓度大于 1.0mg/L 时就会对硝化细菌产生抑制作用，会出现亚硝酸盐积累现象，当今水当游离氨浓度大于 10.0mg/L 时，会

对亚硝化细菌产生抑制作用。为了保证硝化反应的正常进行，并且硝化产物为硝酸盐氮，则进水 PH 值不能超过 8.0。S. VILLAVERDE 等人^[51]的研究结果为，当 PH 值在 5.0~8.5 范围内变化时，每增加一单位的 PH 值，硝化效果就有 13% 的增长，并且最佳硝化 PH 值范围为 7.5~8.2。反硝化最佳 PH 值范围为 6.5~7.5。

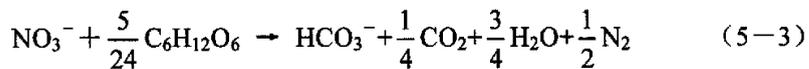
滤池进水 PH 值在 7.0 左右，回流水（最终出水）PH 值在 7.2 左右，因此在反硝化段内底物溶液 PH 值在 7.0~7.2 范围内，第一级 BAF 出水 pH 值在 8.0 左右，符合氨氮氧化对 pH 值的要求。

5.4.2 碱度对脱氮效能的影响

污水中碱度(酸容量)、pH 值和缓冲能力相互影响，相互制约。碱度对硝化效果的影响主要体现在两个方面：①中和硝化过程中释放出的 H^+ ，保持污水中 pH 不变，起到缓冲剂的作用；② HCO_3^- 碱度可以满足硝化细菌对碳源的需求。本试验条件下二沉池出水 PH 值在 6~9 范围内，污水中碱度以强碱弱酸盐（重碳酸盐）碱度为主。硝化过程可以用式 5-2 表示：



反硝化过程可以用式 5-3 表示：



由上两式可知在硝化过程中将吸收 HCO_3^- 并产生 CO_2 ，消耗水中的碱度，而在反硝化过程中会生成碱度。可以计算出每氧化 1mg NH_4^+-N 理论上会消耗约 7.14mg 碱度（以 $CaCO_3$ 计），每还原 1mg $NO_3^- - N$ 将会生成 3.574mg 碱度，反硝化过程能对硝化过程给予约 50% 的碱度补偿。

滤池进水 PH 值在 7.0 左右， HCO_3^- 碱度值不高，满足不了 NH_4^+-N 氧化对碱度的需求，因此需要外加碱度。对于低碱度污水可以采用投加药剂方法调节^[52]，在第二级 BAF 进水堰处以滴灌方式加入纯碱浓溶液，经污水稀释后 PH 值在 9.0 左右，每日投加纯碱约 80kg。实验得出，正常运行时各参数数值如表 5-1 示：

表 5-1 正常运行时 PH、碱度值

项目	滤池进水		第一级 BAF 出水		第二级 BAF 进水		最终出水	
	PH	碱 度 (mg/L)	PH	碱 度 (mg/L)	PH	碱 度 (mg/L)	PH	碱 度 (mg/L)
数值	7.0	8.6	8.0	25.5	9.0	80.24	7.2	9.4

5.5 前置反硝化二段 BAF 的反冲洗

曝气生物滤池随着运行时间的延长，反应器内生物膜厚度和填料内截留的悬浮颗粒物不断增加，导致滤床的空隙率下降，水头损失增大，反应器的处理能力明显降低，此时必须对滤池实行反冲洗，以除去截留在滤床中的悬浮物质和老化脱落的生物膜，恢复滤池的过滤截污能力，同时反冲洗后整个滤床应保留足够具有生物活性的生物膜，以维持其去除有机污染物质的能力。因此反冲洗是保证曝气生物滤池稳定且高效运行的关键，反冲洗效果的好坏对整个反应器的处理效能、运行周期等影响很大。初步探讨了曝气生物滤池的反冲洗机理，并确定了反冲洗方式及反冲洗条件。

5.5.1 反冲洗机理

曝气生物滤池的运行特征基本上属于深床过滤的范畴，因此其反冲洗机理与深床过滤的反冲洗机理相似，主要是利用与过滤水流方向相反的高速水流或气流将滤床颗粒填料上所附着的生物膜和悬浮固体物质清除并携带出滤床，其作用机理是通过处于流化状态时颗粒填料的接触摩擦碰撞作用和气水流剪切力作用清除颗粒填料上所附着的多余生物膜和所沉积的悬浮固体^[53]。

反冲洗滤床的运动状态可分解为 3 个阶段：反冲洗开始的滤层变速膨胀阶段、滤层悬浮平衡阶段和后期的悬浮滤层沉降阶段。由于第一阶段的特征是滤层变速膨胀，颗粒拥挤上升，碰撞摩擦剧烈，再加上气/水的剪切、摩擦作用使滤料净化效率最高；而第二和第三阶段颗粒碰撞摩擦的机会极少使碰撞摩擦作用减弱，而且反冲洗气/水对滤料的剪切和摩擦强度也会由于滤层处于平衡状态而有所降低，因此反冲洗效果主要取决于第一阶段^[54]。

5.5.2 反冲洗方式

目前曝气生物滤池的反冲洗方式主要有高速水流反冲洗和气水联合反冲洗两种方式。

高速水流反冲洗即单一水反冲洗，一般在给水快滤池中用的较多。单一水反冲洗难以清除滤料表面污泥层，随着运行时间的延长，整个滤层板结，反应器逐渐丧失处理能力，且反冲洗过程耗水量极大。曝气生物滤池内部填料上粘附的污泥层结构复杂，附着能力强，比一般的给水快滤池更加难于清洗，因此曝气生物滤池的反冲洗技术一般不采用单一水反冲洗。

气水联合反冲洗是目前曝气生物滤池常采用的反冲洗方式。气洗和水洗相结合不仅节省了反冲洗用水量，而且可取得比单一水洗的更好的反冲洗效果^[55]。研究表明，气泡高速浮升产生的泡振作用和气泡尾迹的混掺作用以及气泡在浮升过程中出现的危迹效应是气水反冲洗效果较佳的主要原因^[56]。目前曝气生物滤池采用气水联合反冲洗主要有下面几种方式：气—水；气—气+水—水；气+水—气。其中气—气+水—水的方式比较常用。本试验采用气水联合反冲洗方式对曝气生物滤池进行反冲洗。

5.5.3 反冲洗条件

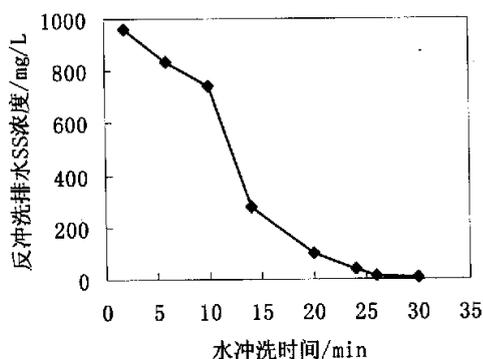
曝气生物滤池的反冲洗条件包括反冲洗时气洗和水洗的先后顺序、反冲洗强度、反冲洗时间、反冲洗周期等。目前，曝气生物滤池反冲洗条件的确定主要通过经验和试验数据参考而定。

5.5.3.1 反冲洗顺序的确定 本试验采用气水联合反冲洗，按照气—气+水—水的先后顺序进行，气泡振动先使污泥层破碎、脱落，然后再借助反冲洗水流的作用排出池外。

5.5.3.2 反冲洗强度的确定 反冲洗强度是指反冲洗过程中单位面积滤池上所分布的反冲洗流量，包括气冲强度和水冲强度，单位为 $L/(m^2 \cdot s)$ 。反冲洗强度的大小要适中，强度太小滤层膨胀度不够，滤层中截留的杂质洗不干净；强度太大容易造成滤料流失和生物膜脱落，严重时损坏滤池布水布气系统。根据试验结果并结合相关经验，确定曝气生物滤池的反冲洗强度为：气冲强度 $15 L/(m^2 \cdot s)$ ，水冲强度 $10 L/(m^2 \cdot s)$ 。

5.5.3.3 反冲洗时间的确定 按照气冲强度 $15 L/(m^2 \cdot s)$ ，水冲强度 10

L/(m²·s)的条件,先气冲 5min,再气水联合反冲 10min,考察了反冲洗排水中悬浮物浓度随时间的变化情况,结果见图 5-10。图中显示,当水洗进行到 30min 时,反冲洗排水中的 SS 浓度已相当稳定,说明此时滤层已清洗干净,故确定水洗时间为 30min,即气+水 10min,单独水洗 20min。



5-10 反冲洗排水 SS 浓度与水冲洗时间的关系曲线

5.5.3.4 反冲洗周期的确定 反冲洗周期主要受进水有机物浓度、悬浮物浓度和水力负荷等因素影响。进水有机物浓度高,曝气生物滤池所承受的有机负荷高,滤池内微生物代谢活跃,生物膜增长速度快,填料空隙容易堵塞,滤层过滤阻力增大,缩短了滤池的反冲洗周期;进水悬浮物浓度高,绝大部分悬浮物被滤池表层填料截获,表层填料很快被阻塞,水头损失迅速上升,增加了反冲洗的频率。此外反冲洗周期还与滤料级配等因素相关。试验中,当曝气生物滤池的水头损失增至 0.5m 时,出水水质恶化,出水中悬浮物含量明显升高,滤池处理能力下降,此时需要对滤池进行反冲洗。从图 5-11 可以看出,滤池的运行周期随水力负荷的提高迅速降低,当水力负荷提高到 4m³/(m²·h)时,滤池只能稳定运行半天左右。当滤池运行不稳定时,就需要适度的反冲洗,考虑到运行的经济性和操作的方便,一般要控制滤池的运行周期不小于 1d。滤池的运行周期也不宜过长,从图 5-11 可以看出,运行周期长对应的水力负荷都很低,这就降低了滤池的处理负荷以及限制了滤池出水的回流比,会使得前置反硝化二段曝气生物滤池脱氮功能降低以及对进水中污染物浓度的稀释稳定作用被弱化,使前置反硝化二段曝气生物滤池沦为一般的生物滤池。这样可以每天反冲洗一次保证系统的稳定,由此确定曝气生物滤池的反冲洗周期为 1d。

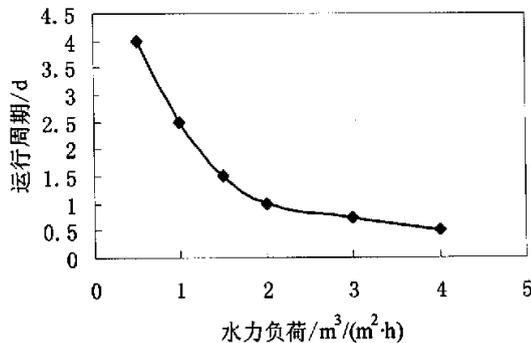


图 5-11 水力负荷对运行周期的影响

综上所述，确定曝气生物滤池的反冲洗条件为：采用气水联合反冲洗，先气冲 5min，再气水联合反冲 10min，最后水冲 20min；气冲强度 $15 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ，水冲强度 $10 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ；反冲洗周期 1d。

5.6 反冲洗对处理效能的影响

曝气生物滤池反冲洗后，一般都会存在出水水质下降的现象，需要运行一段时间才能恢复其处理能力，这是由于反冲洗造成滤池内微生物量减少和滤床空隙率产生变化所致。为了探讨反冲洗过程对前置反硝化二段曝气生物滤池处理效能的影响，考察了反冲洗后出水 COD、SS 浓度随滤池运行时间的变化情况。

5.6.1 对 COD 处理效能的影响

反冲洗后出水 COD 浓度恢复曲线如图 5-12 所示。图 5-12 表明，反冲洗后滤池出水 COD 浓度暂时上升，反冲洗后开始运行的前 15min，滤池处理出水 COD 浓度上升至 $180 \sim 190 \text{ mg/L}$ ，以后随着运行时间的延长而逐渐下降，运行 4~5h 即可恢复到反冲洗之前的处理水平。这是由于反冲洗使得滤池内生物量有所减少，导致生物膜的生物氧化和生物絮凝作用减弱，反应器对有机物的处理能力下降。然而这种影响在滤池稳定运行一段时间后即可消除，滤池的处理能力得已恢复，这也说明曝气生物滤池系统稳定性较高，对运行条件变化的适应能力强。

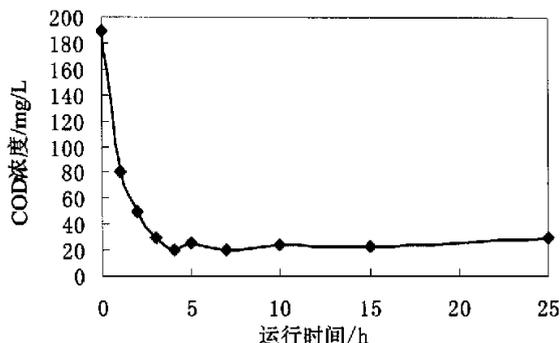


图 5-12 反冲洗后 COD 浓度恢复曲线

5.6.2 对 SS 处理效能的影响

反冲洗后出水 SS 浓度恢复曲线如图 5-13 所示。

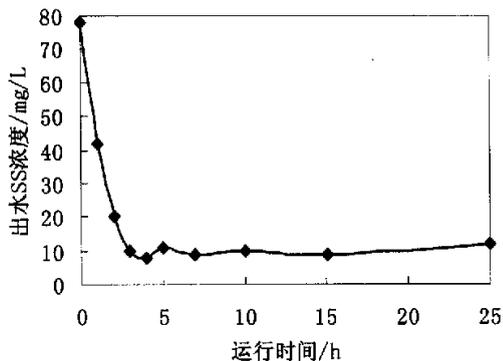


图 5-13 反冲洗后出水 SS 浓度恢复曲线

图 5-13 表明，反冲洗过程对滤池 SS 去除能力的影响是暂时的，反冲洗后开始运行的前 15min 内，处理出水 SS 浓度较高，运行 4~5h 即可恢复到正常水平。曝气生物滤池主要是通过填料的过滤截留和生物膜、滤料间生物絮体的生物絮凝作用去除悬浮物。反冲洗过程降低了滤床的空隙率，减少了填料的吸附表面积，削弱了对悬浮物的过滤截留作用；同时反冲洗将部分生物膜以及大量的生物絮体带出滤池，减少了滤池内的微生物数量进而减弱了生物膜和生物絮体对悬浮物的生物絮凝作用。因此，反冲洗过后一段时间内

滤池的悬浮物去除能力将下降，但很快便可恢复，这进一步验证了曝起生物滤池工艺的系统稳定性。

5.7 本章小结

(1) 研究了回流比变化引起的水力负荷变化对处理效能的影响。水力负荷为 $4.02 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 时，COD 去除率最佳为 88.4%； NH_4^+-N 去除率随水力负荷的增加而增加，回流水能改善 NH_4^+-N 去除的水力条件；对 TN 的去除存在一最佳水力负荷，在 $4.02 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 左右；SS 的去除率随水力负荷的增大几乎呈直线下降趋势。

(2) 考察了二沉池污泥膨胀、污泥上浮等异常现象对二段曝气生物滤池运行的冲击影响。研究表明，二段曝气生物滤池对 COD 的去除具有一定的抗冲击负荷的能力，但当 COD 容积负荷过高（超过 $10.2 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ）时，出水 COD 将会大幅上涨，使出水不能达标排放； NH_4^+-N 去除效果受污染物冲击负荷影响较大，主要是 NH_4^+-N 容积负荷的变化影响，远远大于 COD 容积负荷对氨氮去除的影响；对 TN 去除存在一最佳污染物负荷范围，当污染物负荷（以 COD 容积负荷计）在 $3.98 \sim 10.05 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 范围内是，TN 去除率达到最高；在较低的悬浮物负荷下，SS 去除率较高，随负荷增高，去除率大幅下降。试验结果表明，二段曝气生物滤池对污染物冲击负荷有一定抗冲击能力，当二级生物处理出水各项指标都在上述最佳范围内时，各种异常现象不会影响最终出水水质。

(3) 阐明了温度对二段曝气生物滤池处理效能的影响，滤池进水水温在 20°C 左右，此时温度不是影响污染物去除率的限制性因素。

(4) 解决了 PH 值变化及碱度不足对前置反硝化二段曝气生物滤池的脱氮效能的影响。每日投加约 80kg 纯碱可以满足硝化过程对碱度的需求，同时保证最终出水 PH 值在 7.2 左右。

(5) 确定了曝气生物滤池采用气水联合反冲洗，反冲洗条件为：先气冲 5min，再气水联合反冲 10min，最后水冲 20min 左右；气冲强度 $15 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ，水冲强度 $10 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ；反冲洗周期 24h。试验中发现，反冲洗对曝气生物滤池的 COD、SS 去除能力有一定影响，但是反冲洗过后重新运行很快就可恢复到正常水平。

结论

(1) 本课题以中药废水处理生产性工程为依托, 研究了对二级生物处理出水的深度处理过程。二级生物处理出水水质水量稳定, 有机物浓度偏低, 可生物降解性差, 难生物降解物质含量高, 氨氮含量高。针对这样的水质特点, 设计中采用了前置反硝化二段 BAF 深化处理工艺, 上流段 BAF 与下流段 BAF 组合运行, 并在上流段 BAF 内设有厌氧反硝化段。

(2) 二段 BAF 启动阶段研究表明, 以直接的二级生物处理出水作为进水, 采用自然接种连续培养的方式, 挂膜期间水温在 19—25 °C 范围内, 滤速 2.95m/h, 气水比分别为 3: 1 的条件下, 挂膜持续 20 天左右, COD_{Cr} 平均去除率就可达 78%, NH₄⁺-N 去除率也稳定在 60%左右, 成熟的生物膜形成, 膜上有原生动物和后生动物, 滤料挂膜成功。通过挂膜期间水质处理效果对菌群时间分布的研究可以看出启动过程中的生物膜滤池存在异养菌和自养亚硝化菌、硝化菌, 从而能够在污水深度处理中实现有机物和少量氨氮的同时去除。根据出水中 COD、NH₄⁺-N、NO₂⁻-N、NO₃⁻-N 所遵循的变化规律, 可以判断同时具有去除有机物、硝化反硝化功能的生物滤池挂膜是否成功。

(3) BAF 单元挂膜启动成功后, 对 BAF 单元的运行参数进行选择优化。通过改变气水比以及对滤池 COD、NH₄⁺-N、TN 的处理效果研究, 最终确定二段滤池气水比分别控制在 3: 1, 此时, 二段曝气生物滤池 COD 去除率可达 91%, NH₄⁺-N 去除率可达 94.4%., 去除率达 88.3%。在稳定的进水负荷, 气水比二段滤池分别为 3: 1 的条件下, 确定了前置反硝化二段曝气生物滤池的最佳回流比为 2: 1。回流比在 2: 1 时 COD 去除率约为 90.38%, TN 去除率约为 85.24%。但当回流比超过 2: 1 时, TN 去除效率变化不大, 甚至有所下降。因此, 把本工艺出水回流比确定在 2: 1。

(4) 气水比在 3: 1、回流比在 2: 1 的条件下, 进水 COD 平均值为 260.43mg/L, 出水 COD 平均值为 25.52mg/L, 平均去除率为 85.5%。该厂中药废水中不可生物降解物质浓度的平均值约为 18.94mg/L, 从最终的二段 BAF 出水 COD 平均值为 25.5mg/L 可知, 前置反硝化二段 BAF 工艺不仅具有较高的 COD 去除速率, 而且具有很强的深度处理功能, 可以基本完全去除可生物降解的物质。平均 NH₄⁺-N 去除率为 95.18%., 二段 BAF 的硝化功能不但远高于传统活性污泥法, 而且与单级 BAF 相比, 硝化作用更彻

底, NH_4^+-N 去除率更高。平均 TN 去除率为 83.73%。与普通的曝气生物滤池相比, 前置反硝化曝气生物滤池确实有较高的 TN 去除率。平均 SS 去除率为 79.57%, 出水中 SS 值很低。滤池最终出水中 COD、氮、磷、SS 等各种污染物含量低而稳定, 经适当的消毒工艺后完全满足中水回用的要求。

(6) 回流比变化引起的水力负荷变化对处理效能有很大的影响。水力负荷为 $4.02 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 时, COD 去除率最佳为 88.4%; NH_4^+-N 去除率随水力负荷的增加而增加, 回流水能改善 NH_4^+-N 去除的水力条件; 对 TN 的去除存在一最佳水力负荷, 在 $4.02 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 左右; SS 的去除率随水力负荷的增大几乎呈直线下降趋势。

(7) 二沉池污泥膨胀、污泥上浮等异常现象对二段曝气生物滤池运行有一定的冲击影响。研究表明, 二段曝气生物滤池对 COD 的去除具有一定的抗冲击负荷的能力; NH_4^+-N 去除效果受污染物冲击负荷影响较大, 主要是 NH_4^+-N 容积负荷的变化的影响; 对 TN 去除存在一最佳污染物负荷范围, 当污染物负荷 (以 COD 容积负荷计) 在 $3.98 \sim 10.05 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 范围内是, TN 去除率达到最高; 在较低的悬浮物负荷下, SS 去除率较高, 随负荷增高, 去除率大幅下降。试验结果表明, 二段曝气生物滤池对污染物冲击负荷有一定抗冲击能力, 当二级生物处理出水各项指标都在上述最佳范围内时, 各种异常现象不会影响最终出水水质。

(8) 滤池进水水温在 20°C 左右, 此时温度不是影响污染物去除率的限制性因素。每日投加约 80kg 纯碱可以满足硝化过程对碱度的需求, 同时保证最终出水 PH 值在 7.2 左右。

(9) 确定了曝气生物滤池采用气水联合反冲洗, 反冲洗条件为: 先气冲 5min, 再气水联合反冲 10min, 最后水冲 20min 左右; 气冲强度 $15 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$, 水冲强度 $10 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$; 反冲洗周期 24h。试验中发现, 反冲洗对曝气生物滤池的 COD、SS 去除能力有一定影响, 但是反冲洗过后重新运行很快就可恢复到正常水平。

参考文献

1. 周章悟. 中成药生产废水排放基本规律及防治对策.
- 2 张自杰. 废水处理理论与设计. 北京: 中国建筑工业出版社.2003, 2-7.
- 3 肖羽堂. 中国的水资源与水工业的可持续发展. 长江流域资源与环境. 1999, 8 (1): 50-54
- 4 国家经济和社会发展九五计划和 2010 年远景目标纲要. 八届全国人大四次会议通过. 1996: 3-6
- 5 中国 2003 年环境状况公报. 国家环保总局. 2003
- 6 张杰. 我国水环境恢复工程方略. 中国工程科学. 2002,14(8):44-49.
- 7 张自杰. 排水工程 (下册) (第四版). 中国建筑工业出版社. 2000.292~327
- 8 UNEP EARTHWATCH. Chemical Pollution: A Global Review, pp. 68~74.
- 9 张杰等. 污水深度处理与水资源可持续利用. 中国工程科学. 2002,14(8):44-49
- 10 John Anderson. 国际回用水的应用实例研究. 21 世纪国际城市污水处理及资源化发展战略研讨会于展览会.北京, 2001.
- 11 安鼎年等. 污水回用技术国内外现状及发展远景. 中国环保产业. 2003, 3: 34-38.
- 12 张杰等. 城市污水深度处理与水资源可持续利用. 中国给水排水. 2001, 17 (3): 20-21
- 13 李圭白. 水的社会循环和水资源可持续利用给水排水. 1998, (9) :2-3.
- 14 陈立学. 城市污水深度净化与利用方略及工艺技术. 哈尔滨工业大学硕士学位论文. 2000:2-3
- 15 董辅祥, 董欣东. 城市与工业节约用水理论. 中国建筑工业出版社. 2000:11~13
- 16 李云等. 我国管道分质供水现状中国给水排水. 1999 (1):14~15.
- 17 A.T.Mann,T.Stephenson . Modeling Biological Aerated Filters for Wastewater Treatment. Water Research. 2000,51(10):2443-2448
- 18 R.Pujol,M.Hamon,X.kandel. Bioloilters: Flexible, Reliable Biological Reactors. Water Science & Technology. 1994,29(10-11):33-38.

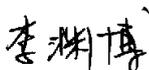
- 19 徐丽华, 李亚新. 一种好氧生物处理有机废水的新工艺设备—曝气生物滤池. 给水排水. 1999, 25(11):1-4
- 20 朱乐辉. 污水处理新工艺—曝气生物滤池[J]. 世界环境. 2000. (1):34-37.
- 21 张忠波, 陈吕军, 胡纪萃. 新型曝气生物滤池— Biostyr[J]. 给水排水. 2000, 26(6):15-19.
- 22 P Chudoba, R Pujol. A three-stage biofiltration process: performances of a pilot plant[J]. Wat Sic Tech. 1998: 38(8-9):257-265.
- 23 R. Pujol. Process Improvements for Upflow Submerged Biofilters. Water21. April.2000:25-29.
- 24 李汝琪. 污水处理新技术—BAFs[®] 曝气生物滤池. 中国环保产业. CEPT 1999, 12: 38-39
- 25 李汝琪, 孔波, 钱易. 曝气生物滤池处理生活污水试验. 环境科学. 1999, 20 (5): 69-71.
- 26 李汝琪, 钱易, 孔波等. 曝气生物滤池处理啤酒废水的研究. 环境科学. 1999, 20 (4): 83-85.
- 27 李汝琪, 孙长虹, 钱易. 曝气生物滤池去除污染物的机理研究. 环境科学. 1999, 20 (6): 49-52.
- 28 杜茂安, 邱立平, 冯琦. 曝气生物滤池处理生活污水的试验研究. 哈尔滨建筑大学学报. 2001, 4: 22-24.
- 29 郑俊, 王晓焱. 水解酸化-曝气生物滤池处理啤酒废水. 给水排水. 2001, 27(1): 48-49.
- 30 郑俊, 程寒飞, 王晓焱. 上流式曝气生物滤池工艺处理生活污水. 中国给水排水. 2001, 17 (1): 313-321.
- 31 邱立平, 杜茂安, 冯琦二段曝气生物滤池处理生活污水的试验研究[J]. 环境工程. 2001, 19(2) :22-24.
- 32 王占生, 刘文君. 微污染水源应用水处理[M]. 北京:中国建筑工业出版社, 1999:145-146.
- 33 Allan T.Mann, Leopoldo Mendoza-Espinosa and Tom Stephenson. Performance of Floating and Sunken Media Biological Aerated Filters Under Unsteady State Conditions. Water Research. 1998, 33(4):1108~1113.
- 34 刘雨, 赵庆良, 郑兴灿. 生膜法污水处理技术[M]. 北京:中国建筑工业出版社, 2000.

- 35 朱亮, 张文妍, 王占生. 生物陶粒滤池预处理黄浦江上游水的生产性试验研究. 河海大学学报. 2003, 31 (4): 382~385.
- 36 郑俊, 吴浩汀. 曝气生物滤池工艺的理论及工程应用. 化学工业出版社.
- 37 顾夏声. 废水生物处理数学模式(第 2 版) [M]. 北京:清华大学出版社. 1993, 55-60
- 38 徐亚明, 吴浩汀. up-BAF 同步硝化反硝化工艺去除污染物的机理研究. 环境污染与防治. 26 (6) 2004, 409-413.
- 39 杨青, 赵玉华等. 曝气生物滤池对 COD_{Cr} 去除效果的试验研究. 沈阳建筑大学学报(自然科学版). 2005, 21 (2) 138-141.
- 40 武江津, 孙长虹等. BAF-BAC 工艺在炼油厂二级出水深度处理中的应用. 环境科学. 2003, 24 (6) 135-138.
- 41 R. Pujol. H.Lemmel and M.Gousailles. A Keypoint of Nitrification in An Upflow Biofiltration Reactor . Wat. Sci. Tech. 1998, 38(3) 43-49.
- 42 M. Payraudeau, C.Paffoni, M.Gousailles. Tertiary Nitrification in an Upflow Biofilter on Floating Media:Influence of Temperature and COD Load. Water Science & Sechnology Soural. 1997,65: 165-174.
- 43 K.R.Gilmore, K.J.Husovitz, T.Holst and N.G.Love. Influence of organic and ammonia loading on nitrifier activity and nitrification performance for a two-stage biological aerated filter system. Wat.Sci.Tech 1999 39(7) 227-234.
- 44 钟华文, 廖艳, 张钧正, 何东升. 二段 BAF 工艺处理炼油废水研究. 环境科学与技术. 2004 ,27(2): 123-127.
- 45 Songming Zhu, Shulin Chen. The impact of temperature on nitrification rate in fixed film biofilters . Aquacultural Engineering . 2002 , 26(10) :221-237.
- 46 Antoniu P, Hamilton J, Koolloway B, lyberatoa G and Svoronos S.A. Effect of temperature and PH on the effective maximum specific growth rate of nityfying bacteria. Wat.Res. 1990, 24(8): 97-101.
- 47 Jones G.l. and Paskins A.R. Influence of high partial pressure of carbon dioxide and/or oxygen on nitrification. J.Chen..Technol.Biotechnol.1982, 32(7): 213-223.
- 48 Anthonisen, A.C,Loehr, R.C,Prakasam,T.B.S and Srinath,E.G. Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid. Water Pollution Fedn.1973, 8(5):845- 852.

- 49 Camilla Grunditz, Gunel Dalhanmmar. Development pf nitrification inhibition assays using pure cultures of nitrosomonas and nitrobacteria. *Wat.Res.* 2000,5(2): 433-440.
- 50 Suthersan S, Ganczareczyk J. Inhibition of nitrite oxidation during nitrification. Some observation. *Water pollutant res.* 1986, 21(2):257-266.
- 51 S. Villaverde P. A. Garcia-encina and F.Fdz-Polandco Influence of PH over nitrifying biofilm activity in submerged biofilters. *Wat. Res.* 1997, 31(5): 1180-1186.
- 52 徐乐中. pH 值碱度对脱氮除磷效果的影响及其控制方法. *给水排水.* 1996,22(1):10-14.
- 53 刘荣光, 罗辉荣. 滤池气水反冲洗机理综述与初探. *重庆建筑大学学报.* 1998,20(6):7~11.
- 54 张杰, 陈秀荣. 曝气生物滤池反冲洗的特性. *环境科学.* 2003,24(5):86-91.
- 55 严煦世, 范瑾初. *给水工程 (第三版)*. 中国建筑工业出版社. 1995:327~332.
- 56 David Hall, Caroline S, B Fitzpatrick. Research Note—Specitral Analysis of Pressure Variations during Combined Air and Water Backwash of Rapid Gravity Filters. *Wat. Sci. Tech.* 1999,33(17): 3666-3672.
- 57 崔康平等. 上流式曝气生物滤池深度处理炼油厂外排水. *环境科学.* 2002, 22(4):36-41.

哈尔滨工业大学硕士学位论文原创性声明

本人郑重声明：此处所提交的硕士学位论文《前置反硝化二段 BAF 法深度处理中药废水研究》，是本人在导师指导下，在哈尔滨工业大学攻读硕士学位期间独立进行研究工作所取得的成果。据本人所知，论文中除已注明部分外不包含他人已发表或撰写过的研究成果。对本文的研究工作做出重要贡献的个人和集体，均已在文中以明确方式注明。本声明的法律结果将完全由本人承担。

作者签字 

日期：2005年12月24日

哈尔滨工业大学硕士学位论文使用授权书

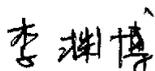
《前置反硝化二段 BAF 法深度处理中药废水研究》系本人在哈尔滨工业大学攻读硕士学位期间在导师指导下完成的硕士学位论文。本论文的研究成果归哈尔滨工业大学所有，本论文的研究内容不得以其它单位的名义发表。本人完全了解哈尔滨工业大学关于保存、使用学位论文的规定，同意学校保留并向有关部门送交论文的复印件和电子版本，允许论文被查阅和借阅。本人授权哈尔滨工业大学，可以采用影印、缩印或其他复制手段保存论文，可以公布论文的全部或部分内容。

保密□，在 年解密后适用本授权书。

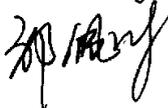
本学位论文属于

不保密。

(请在以上相应方框内打“√”)

作者签名： 

日期：2005年12月24日

导师签名： 

日期：2005年12月24日

致谢

衷心地感谢我的指导教师祁佩时老师！在我攻读硕士学位期间，我的导师倾注了大量的心血！在我的论文的选题、实验和撰写的过程中，老师总是对我悉心地指导！两年多来，老师严谨的治学态度，渊博的知识，谦和的为人态度，积极的创新精神是我永远学习的榜样。值此论文完成之际，我要对我的导师表示最衷心的感谢和最崇高的敬意，并祝愿我的导师身体健康，生活愉快，工作顺利。

在两年多的学习期间，我还要特别感谢我的师母刘云芝老师。刘老师在我课题研究过程中以及学习生活上给予了无微不至的关怀。衷心祝愿刘老师工作顺利，身体健康，事事如意。

同时还要感谢我的同课题组成员夏晓寒同学，他在实验研究及论文编写过程中给了我很大帮助。

最后我要特别感谢我的父母，是他们的默默支持才让我有了今天的一点点成绩，才让我走到了今天。没有他们的支持，我想我不会坚持下来。我会继续努力，成为他们的骄傲。祝愿他们幸福，平安。