

文章编号:1671-6833(2008)03-0095-04

味精工业废水 SBR 生物脱氮实验研究

王 莉, 吴连成, 于鲁冀

(郑州大学 水利与环境学院, 郑州 河南 450001)

摘 要:在脱氮要求条件下,选择脱氮型 SBR 运行模式,采取相应强化脱氮措施,研究味精废水 SBR 生物脱氮的效果。结果表明:进水阶段采用限制性曝气方式,运行工况为进水曝气 8 h、厌氧搅拌 1 h、后段曝气 1 h、沉淀 1 h、排水 0.5 h;硝化反应过程 pH 值宜控制在 8 左右;硝化阶段、反硝化阶段溶解氧浓度宜分别控制在 2.0 mg/L 和 0.5 mg/L 左右; $\text{NH}_3\text{-N}$ 污泥负荷宜控制在 0.01~0.02 kg/(kg MLSS·d)。当进水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 浓度为 18.2~269.1 mg/L 时,出水浓度为 8.0~38.4 mg/L, $\text{NH}_3\text{-N}$ 的去除率范围为 51.1%~87.7%,出水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 指标能满足 GB19431-2004《味精工业污染物排放标准》中 50 mg/L 的限值要求。

关键词:味精废水;序批式生物反应器;生物脱氮

中图分类号: X 32 **文献标识码:** A

0 引言

随着人民生活水平的不断提高,味精工业得到了飞速发展,但味精工业废水排放量大、污染重,味精废水是造成水体污染尤其氮污染的重要工业污染源之一,对人类健康和水生态环境带来了严重的危害和潜在的威胁,对味精废水进行有效的脱氮处理对减轻地表水环境的氨氮污染程度具有较为重要的作用。

由于味精废水所具有的“三高”(高 SO_4^{2-} 、高 COD、高 $\text{NH}_3\text{-N}$) 特性,采用某一独立的处理工艺很难使该废水做到达标。目前味精废水的处理多采用不同方法和工艺的组合^[1-2],物化法大多作为生化法的预处理工序^[3-6]。多数味精生产企业采用生化法主体工艺能够做到 COD 达标排放^[7-8],但由于发酵尾液氨氮浓度高达几万 mg/L,其它各股废水的氨氮混合浓度也在几百 mg/L,较高的氨氮浓度对生化处理单元会产生较大的影响,导致氨氮的去除效率往往较低。因此,开展味精废水脱氮技术研究具有重要的应用价值和意义。

1 实验材料和方法

1.1 废水来源及废水水质

实验所用废水取自某味精生产企业污水处理

厂。该企业味精生产废水处理工艺路线为:味精生产过程产生的离交尾液经菌体蛋白提取、多效蒸发浓缩,浓缩液进行喷浆造粒生产复混肥;淀粉、制糖、消罐等生产过程所产生高浓度有机废水经 UASB 厌氧处理,厌氧出水与离交洗柱水、精制废水、蒸发浓缩冷凝水等较低浓度废水混合进入好氧 SBR(序批式生物反应器)处理后排放。该企业在正常生产情况下,SBR 好氧调节池废水 COD、 $\text{NH}_3\text{-N}$ 浓度分别在 1 500~2 500 mg/L,450~850 mg/L,pH = 6.9~7.4(以实际取水样监测为准)。实验所用废水为 SBR 好氧调节池废水经水解酸化及沸石吸附预处理后的出水。

1.2 实验装置

实验所用 SBR 生化实验装置采用有机玻璃制做,如图 1 所示。反应器尺寸为:400 mm × 200 mm × 350 mm,有效容积为 20 L。反应器底部放置砂芯曝气头 12 个,通过气泵供给空气。反应器由储水箱自流进水,并用转子流量计控制流量,通过自制滗水器出水,用虹吸法排除剩余污泥。

1.3 分析项目与方法

COD:采用重铬酸钾法(GB11914-89)及广东韶关科力实验仪器有限公司生产的微波闭式消解仪快速测定法。

$\text{NH}_3\text{-N}$:采用纳氏试剂法(GB7497-87)及上海罗素科技公司生产的氨气敏电极测试法。

收稿日期:2008-05-09;修订日期:2008-07-10

作者简介:王 莉(1973-),女,河南开封人,郑州大学工程师,硕士,主要从事环境工程、环境监测等研究。

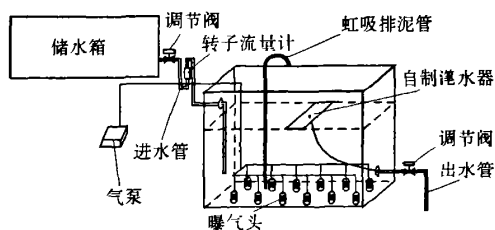


图1 SBR生化处理实验装置示意图

Fig.1 The hint chart of SBR biochemical treatment experiment device

pH:采用意大利HANNA公司生产的PH211酸度计。

1.4 实验内容与方法

本实验研究取该企业污水处理站SBR反应池污泥5 L,作为种泥在实验室进行脱氮菌种驯化。系统启动时,直接引入水解酸化处理后实际废水,培养时进水量逐渐加大,先进行降解有机物的适应运行,而后改变运行方式进行脱氮菌的培养驯化阶段。培养两周后,当污泥沉降比SV在20%左右时,镜检出现完整的菌胶团及原生动物,认为污泥培养及驯化基本完成。利用SBR操作灵活的特点,运用脱氮型SBR运行模式,在曝气后增加一厌氧搅拌阶段。在此模式下的运行参数为:硝化反应过程pH值控制在8左右,溶解氧浓度在2.0 mg/L左右, $\text{NH}_3\text{-N}$ 污泥负荷宜控制在0.01~0.02 kg/(kg MLSS·d)。反硝化阶段溶解氧浓度在0.5 mg/L左右。而后确定SBR运行工况,将经沸石交换柱处理后的味精废水直接进入SBR系统,进水COD浓度在576~745.9 mg/L, $\text{NH}_3\text{-N}$ 浓度随沸石吸附时间增加而上升,进水浓度在18.2~269.1 mg/L。SBR处理装置在优化条件下连续运行,监测进、出水COD、 $\text{NH}_3\text{-N}$ 等指标的变化。

2 结果和讨论

2.1 运行工况确定

2.1.1 进水时间和方式的确定

SBR工艺的进水方式分限制性曝气、非限制性曝气和半限制性曝气3种。限制性曝气是污水进入曝气池只做混合,而不曝气,亦即进水结束后曝气;非限制性曝气是在污水进入的同时开始曝气;半限制性曝气是在污水进入的后期开始曝气^[9]。采用限制性曝气时,由于进水前反应器有一个沉淀排水阶段,混合液中溶解氧浓度接近于零。在进水的同时进行混合搅拌,SBR系统也同样进行厌氧反硝化反应,对于既要去除有机物又

要进行脱氮的味精废水来说,本实验在实验室进行,选择限制性曝气方式,采用瞬时进水,每次进水约500 ml。

2.1.2 曝气时间的确定

反应条件为:溶解氧DO维持在2 mg/L左右,改变曝气时间,沉淀1 h,出水0.5 h。不同曝气时间对氨氮及COD去除效果的影响见图2。

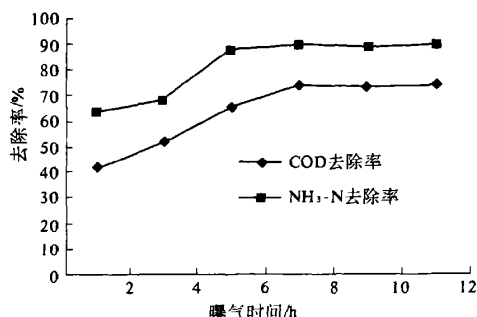


图2 曝气时间对氨氮及COD去除效果影响

Fig.2 The influence on $\text{NH}_3\text{-N}$ and COD removal rate of aeration time

由图2可见,在反应前部分COD、 $\text{NH}_3\text{-N}$ 去除率随曝气时间的延长增长较快,在曝气6 h后,COD去除率变化幅度较小;曝气8 h后, $\text{NH}_3\text{-N}$ 去除率变化幅度较小,而后再曝气,COD、 $\text{NH}_3\text{-N}$ 降解幅度均已很小,曲线趋于平稳。从以上方面考虑,为使硝化反应进行得更彻底,确定最优曝气时间为8 h。

2.1.3 厌氧搅拌时间确定

利用SBR操作灵活的优点,在曝气段后增加一厌氧搅拌阶段^[10],即增加反硝化段,使硝态氮通过反硝化菌作用还原为氮气溢出,进而提高氨氮去除率。运行方式:曝气8 h,搅拌时间改变,再后段曝气2 h,沉淀1 h,出水0.5 h,DO维持在2.0 mg/L左右。图3是不同的厌氧搅拌时间对氨氮去除效果的影响。

由图3可以看出,厌氧搅拌前0.5 h,反硝化反应进程加快,氨氮去除率增长很快,0.5 h至1 h之间氨氮虽仍有去除但速率减慢,1 h后趋于平缓。由此,厌氧搅拌时间确定为1 h。

2.1.4 后段曝气时间的确定

控制反应条件为:溶解氧DO维持在2 mg/L左右,曝气8 h,厌氧搅拌1 h,改变后段曝气时间,沉淀1 h,出水0.5 h。结果如图4所示(后段曝气0 h即厌氧搅拌结束沉淀出水)。

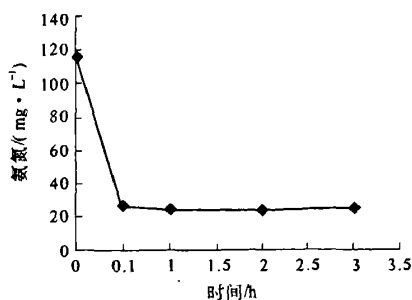


图3 厌氧搅拌时间对氨氮去除效果的影响

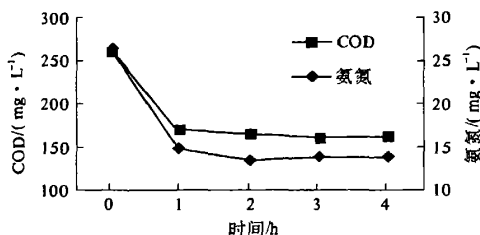
Fig.3 The influence on $\text{NH}_3\text{-N}$ removal rate of anaerobic stirring time

图4 后段曝气时间对氨氮及COD去除效果影响

Fig.4 The influence on $\text{NH}_3\text{-N}$ and COD removal rate of end aeration time

由图4可以看出,后段曝气时间前1 h,COD、氨氮去除率随曝气时间的增加增长很快,曝气1 h后,后段再曝气 COD、氨氮降解速率基本趋于平缓,变化很小,由此,后段曝气时间确定为1 h。

2.1.5 沉淀排水时间及闲置时间确定

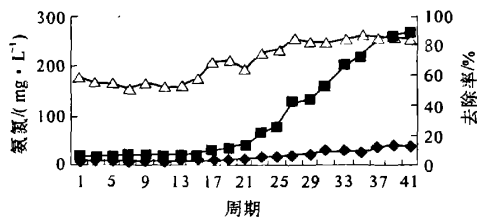
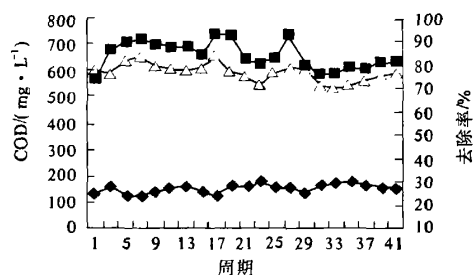
系统正常运行下5 min 污泥沉降比(SV)为40%,15 min 为25%,30 min 为20%,一般沉淀30 min 泥水能够很好的分离,排水采用虹吸排放,耗时约30 min,闲置时间设定为0.5 h。

2.1.6 运行工况确定

通过对整个工况各阶段的对比实验,实验制定的运行工况为曝气8 h+厌氧搅拌1 h+后段曝气1 h+沉淀1 h+排水0.5 h+闲置0.5 h,1个周期共为12 h。

2.2 优化条件下SBR稳定运行的处理效果

经水解酸化、沉淀、沸石吸附柱处理后的味精废水直接进入SBR系统,进水COD浓度在576~745.9 mg/L, $\text{NH}_3\text{-N}$ 浓度随沸石吸附时间增加而上升。SBR处理装置在优化条件下连续运行,监测进水、出水COD、 $\text{NH}_3\text{-N}$ 等指标的变化,SBR系统对COD、 $\text{NH}_3\text{-N}$ 的去除效果见图5。

(a) $\text{NH}_3\text{-N}$ 的去除

(b) COD 的去除

—■— 进水COD/(mg·L⁻¹)
—△— 去除率/%
—◆— 出水COD/(mg·L⁻¹)

图5 SBR系统对氨氮和COD的去除效果

Fig.5 The effect of $\text{NH}_3\text{-N}$ and COD removal rate by SBR system

由图5可以看出,SBR处理装置在优化条件下连续运行42个周期,取得了较好的脱氮效果,SBR对 $\text{NH}_3\text{-N}$ 、COD的去除率范围为51.1%~87.7%,70.5%~84.2%,平均去除效率分别为70.6%、77.1%。其COD及氨氮浓度均有显著降低,SBR系统出水水质满足最新颁布《味精工业污染物排放标准》(GB19431-2004)2007年1月1日起味精企业COD≤200 mg/L,氨氮≤50 mg/L的要求。

3 结论

(1)笔者研究在脱氮要求条件下,选择脱氮型SBR运行模式,强化系统脱氮功能,在曝气后增加一厌氧搅拌阶段,针对味精生产废水进行生物脱氮,取得了较好的脱氮效果。系统出水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 、COD均能满足《味精工业污染物排放标准》(GB19431-2004)的要求。

(2)实验对SBR运行工况进行了研究,分析了曝气时间、厌氧搅拌时间、后段曝气时间等对系统的影响。得到味精废水SBR生物脱氮的优化运行模式:进水曝气8 h+厌氧搅拌1 h+后段曝气1 h+沉淀1 h+排水0.5 h+闲置0.5 h,一个周期共为12 h,进水阶段采用限制性曝气方式。

参考文献:

- [1] 陈莉娥,周兴求,伍健东.味精生产废水处理技术研究进展[J].四川环境,2003,22(6):20-24.
- [2] 钱 鸣.味精厂废水处理初探[J].环境科学与技术,1999,(4):37-39.
- [3] 吴东雷,许文锋,殷 峻.沉淀法、吹脱法处理高浓度味精废水实验研究[J].重庆环境科学,2002,24(1):43-45.
- [4] 白晓慧,陈群燕.味精生产中离子交换废水的预处理技术研究[J].工业水处理,2002,22(1):34-36.
- [5] 孙振世,陈英超.改性膨润土混凝预处理高浓度味精废水实验研究[J].环境与开发,1998,13(2):39-41.
- [6] 黄民生,朱 莉.味精废水的絮凝-吸附法预处理试验研究[J].水处理技术,1998,24(5):299-302.
- [7] 杨 琦,钱 易,单立志.味精废水的SBR处理研究[J].给水排水,2000,26(1):54-57.
- [8] 张鸿华,方 士,李筱焕.SBR法降解味精废水中有机质的试验研究[J].环境污染与防治,2002,24(4):204-206.
- [9] 郑兴灿,顾国维.污水除磷脱氮技术[M].北京:中国建筑工业出版社,1998.
- [10] 付永胜.屠宰加工废水生物脱氮工艺过程及动力学研究[D].重庆:西南交通大学,2005.

Experimental Study on Biological Nitrogen Removal in Monosodium Glutamate Wastewater by SBR Process

WANG Li, WU Lian-cheng, YU Lu - ji

(School of Water Conservancy and Environment Engineering, Zhengzhou University, Zhengzhou 450001, China)

Abstract: On condition that the request of nitrogen removal, and in consideration of the flexible operation of SBR process, the experiment chose the run model of nitrogen removal, took strengthening nitrogen removal measures accordingly, to study the effect of biological nitrogen removal in monosodium glutamate wastewater. The results indicate: under the running conditions of restricted aeration for 8 h at the stage of wastewater inflow, then anaerobic stirring for 1 h, end aeration for 1 h, deposition for 1 h, and drainage of water for 0.5 h. The pH value should be controlled around 8 in the process of nitrification. The concentration of dissolved oxygen at the stage of nitrification and denitrification should be controlled about 2.0 mg/L and 0.5 mg/L respectively. The sludge load of $\text{NH}_3\text{-N}$ was 0.01 - 0.02 kg/kgMLSS · d. When the initial concentration of $\text{NH}_3\text{-N}$ in inflow wastewater was 18.2 - 269.1 mg/L, the concentration of $\text{NH}_3\text{-N}$ in effluent was 8.0 ~ 38.4 mg/L, the removal efficiency reached 51.1% ~ 87.7%, and the concentration of $\text{NH}_3\text{-N}$ in effluent was far lower than the limited value of 50 mg/L in the standard of *pollutants discharge standard for monosodium glutamate industry* (GB19431 - 2004).

Key words: monosodium glutamate wastewater; sequencing batch reactor (SBR); biological nitrogen removal