

两段 SBR 法去除有机物及短程硝化反硝化

曾薇, 彭永臻, 王淑莹, 张乃东(哈尔滨工业大学市政环境工程学院, 哈尔滨 150090, E-mail: zengwei_1 @263 .net)

摘要:采用两段 SBR 法处理有机物和氨氮含量较高的化工废水。一段反应器(SBR1)的反应过程处于好氧状态, 主要去除大部分有机物; 二段反应器(SBR2)先好氧, 去除剩余有机物和硝化反应, 并且控制硝化反应进程至亚硝酸盐型硝化结束, 然后缺氧反硝化, 反硝化以原水作为碳源。试验结果表明: 两段 SBR 法可以增加二段污泥中硝化菌的含量, 使具有不同作用的 2 大类微生物群体分别在各自的反应器内生存。在进一步降低出水 COD 的同时, 避免高有机负荷对硝化反应的冲击, 使碳氮比(C/N)不再成为脱氮系统的影响因素。因此, 与单一 SBR 法相比, 两段 SBR 法不仅提高处理效率, 还能节约能耗及外加碳源的费用。

关键词:两段 SBR 法; 亚硝酸盐型硝化; 反硝化

中图分类号: X703.3 文献标识码: A 文章编号: 0250-3301(2002)02-05-0050

Using a Two-stage SBR Process for Removal of Organics and Nitrification Denitrification via Nitrite

Zeng Wei, Peng Yongzhen, Wang Shuying, Zhang Naidong(School of Municipal and Environmental Engineering, Harbin Institute of Technology, Harbin 150090, China E-mail: zengwei_1 @263 .net)

Abstract: High efficiency removal of organics and nitrogen by using a two-stage SBR process was introduced in this paper. Most of organics was removed in the first stage SBR reactor(SBR1) under the aerobic condition. Subsequently the second stage SBR reactor(SBR2) firstly operated under the aerobic condition for simultaneous nitrification and removal of a small amount of residual organics. Nitrification was controlled to the nitrite-type nitrification. Then denitrification happened in SBR2 under the anoxic condition. The petrochemical industry wastewater was used as external carbon sources in the denitrification. The experimental results indicated that in a two-stage SBR system, two kinds of biomass with the different function existed in the different reactors, which was beneficial to improve the treatment efficiency. The effluent COD reduced again because SBR2 removed COD which was left in SBR1 effluent. It resisted the disturbance of the high organic loading to nitrification. Consequently, as compared to a single SBR process, a two-stage SBR not only improved the treatment efficiency, but also saved the energy cost.

Keywords: a two-stage SBR process; nitrite-type nitrification; denitrification

近年来,以 SBR 工艺为基础,陆续开发和应用了几种新型的 SBR 工艺。例如,膜法 SBR^[1],二级 SBR 系统^[2],厌氧 SBR^[3,4],三级 SBR 系统^[5]等等。SBR 的一个显著特点就是可以在时间上灵活地控制好氧、缺氧和厌氧的环境条件,达到脱氮除磷的目的^[6,7]。因此,对于处理氮、磷浓度较高的废水,SBR 已成为理想的工艺^[8,9]。本研究将 2 个普通 SBR 反应器串联起来,处理有机物与氨氮浓度均较高的工业废水,既能去除有机污染物又能达到脱氮的目的。控制不同的试验条件,研究两段 SBR 法的特性,为高效处理有机物和氨氮浓度较高的废水提供

一定的理论依据。

1 材料和方法

试验采用石油化工废水,原废水主要含有乙酸、偏苯三酸及苯酚等多种有机化合物,呈强酸性,处理前调节 pH 值为 6~7。加适量的自来水稀释到不同的 COD 浓度,并根据试验要求投加 NH_4Cl 和 KH_2PO_4 。

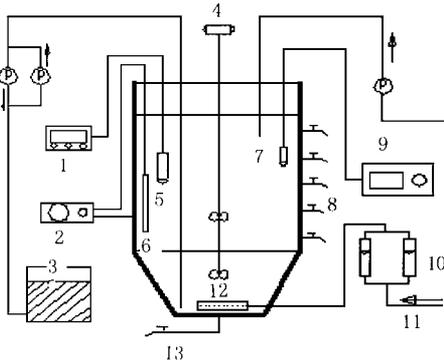
两段 SBR 工艺系统由 2 套相同的 SBR 串

基金项目:国家自然科学基金资助项目(59878016);黑龙江省自然科学基金资助项目

作者简介:曾薇(1974~),女,博士生,主要从事污水生物处理及其自动控制的研究。

收稿日期:2001-04-26;修订日期:2001-06-25

联构成,分为 SBR1 和 SBR2. SBR1 处于好氧状态,去除大部分有机物. SBR2 以脱氮为主,先好氧硝化,并控制硝化反应至亚硝酸型硝化结束,同时也去除少部分剩余的有机物,进一步降低出水 COD 浓度. 然后缺氧反硝化,反硝化通入原水作为碳源. 每套反应器装置如图 1 所示,有效容积 38 L. 采用鼓风曝气,转子流量计调节曝气量控制 DO 浓度. 温控仪和加热器控制水温. 在线检测 DO、ORP 和 pH.



1. 氧化还原电位 2. 温度控制仪 3. 污泥池 4. 搅拌器
5. ORP 传感器 6. 温度传感器 7. 溶解氧仪传感器
8. 排水口 9. 溶解氧仪 10. 转子流量计 11. 压缩空气
12. 曝气器 13. 排泥管
图 1 SBR 的试验与控制系统

Fig. 1 SBR experiment and control system

2 试验结果与分析

两段 SBR 系统启动和污泥培养驯化阶段,始终将水温维持在 $30\text{ }^{\circ}\text{C} \sim 32\text{ }^{\circ}\text{C}$, SBR2 硝化段的 pH 值控制在 $7.0 \sim 7.7$, 此温度与 pH 值均是亚硝化菌的最佳范围. 原水的氨氮在 $50 \sim 100\text{ mg/L}$, COD 在 $500 \sim 1000\text{ mg/L}$ 范围内变化,在线检测 DO、ORP 和 pH. 每一周期的硝化反应过程中曝气量恒定,由于在固定氧供给模式下, SBR 内的亚硝化和硝化具有顺序发生的特点,当 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 全部转化为 $\text{NO}_2^- - \text{N}$ 和部分 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 时, pH 值大幅度升高^[10]. 根据在线检测的 pH 值的这一变化特点,及时结束 SBR2 的硝化过程,进入缺氧反硝化. 因此, SBR2 的硝化反应并不是设定固定的水力停留时间 (HRT), 而是根据原水氨氮浓度的变化在线控

制反应时间. 采取这种控制方法和上述的运行条件,经过一个月的培养,亚硝化菌占绝对优势, SBR2 硝化反应结束时 $\text{NO}_3^- - \text{N} / \text{NO}_2^- - \text{N}$ 在 5% 以下,成功地将硝化反应控制在亚硝酸型硝化结束. 在后续试验结果的讨论中,由于 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 的最大浓度只有 $1 \sim 2\text{ mg/L}$, 图中没有出示,主要讨论 $\text{NO}_2^- - \text{N}$ 变化.

2.1 温度的影响

试验配制原水 COD 浓度为 1270 mg/L , 进入 SBR1 混合后初始 COD 浓度为 1050 mg/L , 氨氮浓度为 85 mg/L , MLSS 控制在 2000 mg/L 左右. 一般认为微生物降解 COD 的适宜温度为 $20\text{ }^{\circ}\text{C}$, 因此, SBR1 在 $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ 运行的基础上突然将温度变化到 $15\text{ }^{\circ}\text{C}$ 、 $27\text{ }^{\circ}\text{C}$. 试验结果表明: 当 SBR1 的温度由 $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ 进一步提高到 $27\text{ }^{\circ}\text{C}$ 时, 反应时间基本不变, COD 的污泥负荷为 $8.4\text{ kg}/(\text{kg} \cdot \text{d})$. 但是, 当温度由 $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ 突然降至 $15\text{ }^{\circ}\text{C}$ 时, COD 的污泥负荷降到 $6.3\text{ kg}/(\text{kg} \cdot \text{d})$, 反应时间延长了 30 min . 由此可见, 对于去除 COD 的微生物而言, 当温度超过 $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ 后, 微生物的活性已充分发挥, 在污泥浓度和进水 COD 一定的条件下, 温度的影响已不明显. 在温度低于 $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ 的范围内, 温度成为污泥活性的限制因素, 对反应速度影响较大. 因此, SBR1 的适宜温度确定为 $20\text{ }^{\circ}\text{C} \sim 25\text{ }^{\circ}\text{C}$.

SBR1 主要是去除大部分 COD, SBR1 出水没有检测出 $\text{NO}_2^- - \text{N}$, 说明 SBR1 没有发生硝化反应. 氨氮浓度由于异养菌同化作用而减少. SBR1 的出水进入 SBR2, 反应初始的氨氮浓度为 34 mg/L . SBR2 的主要作用是硝化、反硝化. 一般认为硝化反硝化的适宜温度是 $30\text{ }^{\circ}\text{C}$, 因此, SBR2 在 $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ 运行的基础上, 将温度突然变化到 $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ 、 $25\text{ }^{\circ}\text{C}$ 、 $34\text{ }^{\circ}\text{C}$, MLSS 控制在 1800 mg/L 左右, DO 充足. 各种温度条件下的硝化、反硝化速率列于表 1. 从表 1 可以看出, 在 $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ 时, 硝化和反硝化速率最大, 当温度进一步提高到 $34\text{ }^{\circ}\text{C}$ 时, 对反应过程几乎没有影响. 随着温度从 $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ 降至 $25\text{ }^{\circ}\text{C}$ 、 $20\text{ }^{\circ}\text{C}$, 硝化反硝化速度也随着逐步降低. 由此可见, $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ 时硝化菌和反硝化菌的活性最强, SBR2 的适宜温度在 $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ 左右. 试

验结果表明:2种微生物存在于不同的反应器内并在各自最佳的温度范围内发挥最大作用,因此提高了处理效率.避免在单一反应器内,温度过高而增加运行费用或温度过低而降低微生物的活性.更重要的是,控制 SBR2 在 30℃左右的条件下运行,可将硝化反应控制在亚硝酸盐型硝化反应结束.

表 1 不同温度条件下硝化反硝化速率/ $\text{mg}\cdot(\text{L}\cdot\text{h})^{-1}$

Table 1 Nitrification and denitrification rate at the different temperature

温度/℃	34	30	25	20
硝化速率	14.6	15	11.3	9.7
反硝化速率	15	15	13	8

2.2 进水 COD 浓度的影响

试验中 SBRI 初始 NH_4^+-N 浓度不变,均为 85 mg/L , 改变初始 COD 浓度 S 分别为 1250 mg/L 、850 mg/L 和 600 mg/L , SBRI 和 SBR2 的污泥浓度分别控制在 2000 ~ 2300 mg/L 和 3000 mg/L 左右, DO 充足. 2 个反应器内 COD、氨氮和亚硝态氮浓度的变化情况如图 2、3 所示.

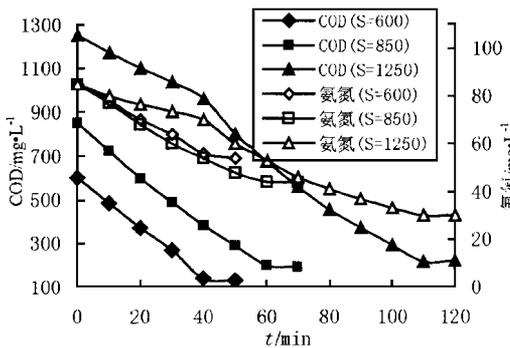


图 2 SBRI 反应阶段 COD 与氨氮变化

Fig.2 COD and NH_4^+-N variations in SBRI

从图 2 中可以看出,当初始 COD 浓度由 600 mg/L 增加到 1250 mg/L ,经 SBRI 处理后出水的 COD 浓度仅由 120 mg/L 增加到 190 mg/L ,大约 80% 的 COD 都已在 SBRI 去除.对于硝化反应而言,硝化菌要求的污泥龄较长,大约 30d 以上.而单一的 SBR 系统长期在较高的

COD 浓度下运行,降解 COD 的异养菌就会快速增殖,抑制硝化菌的生长.与此同时,为保持反应器内一定的污泥浓度,硝化菌会随着剩余污泥排放量的增大而流失,缩短污泥龄,降低硝化反应速度.而两段 SBR 系统,即使原水 COD 浓度大幅度增长, SBR2 硝化系统的污泥浓度不变,污泥龄依然稳定在 45 ~ 50d.另有研究指出:当 $\text{BOD}_5/\text{TKN} = 9$ 时,硝化菌仅占污泥的 2.9%,当 $\text{BOD}_5/\text{TKN} = 1$ 时,硝化菌的比例可以提高到 21%.由此可见,较低的 COD 浓度有利于提高污泥中硝化菌的比例,提高硝化反应速度,两段 SBR 的 NH_4^+-N 污泥负荷可达到 0.2 ~ 0.25 $\text{kg}/(\text{kg}\cdot\text{d})$.图 3 的试验结果验证了上述分析.

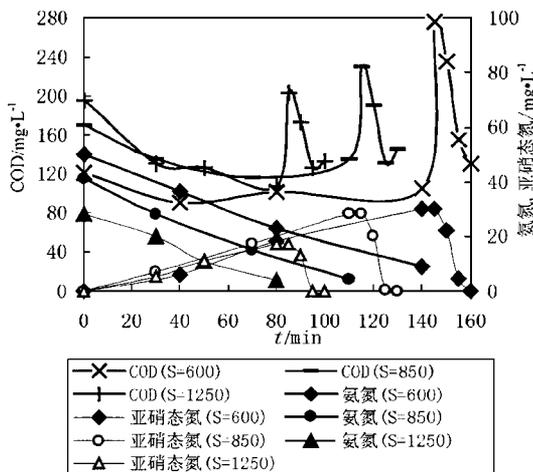


图 3 SBR2 内 COD、氨氮、亚硝态氮变化曲线

Fig.3 COD, NH_4^+-N and NO_2^--N variations in SBR2

图 3 反映的是 SBR2 反应过程中 COD 的变化情况.从图 3 中看出, SBR2 可以去除少部分剩余的 COD,进一步降低出水 COD 浓度,而且硝化反应与去除 COD 同时发生.这是由于 SBR2 进水的 COD 浓度较低,硝化菌只有在低 COD 浓度的条件下,才能在与异养菌的竞争中发挥作用. SBRI 初始的 COD 浓度越低, SBR2 进水的氨氮浓度越高,所需的硝化反应时间越长,反硝化所需碳源也越多. 3 个 COD 突增是反硝化开始时注入原水作为碳源,引起 COD 的增高,但随着反硝化的快速进行, COD 也快速

下降.对应于 SBR1 初始 COD 为 600 mg/L 的曲线, COD 的突增出现得最晚, COD 增长的幅度也最大,正说明这个反应过程的硝化时间最长,所需碳源最多.各个反应过程的反硝化都是以原水作为碳源,这样可以节省另投碳源的费用.

综合上述分析,在 SBR1 进水氨氮浓度不变的条件下, COD 浓度的增加只会相应地延长 SBR1 的反应时间, SBR2 内的硝化反应时间反而随 COD 的增加而减少,这是由于在 SBR1 内,随着进水 COD 浓度的增加,微生物同化作用消耗的氨氮也增加,使 SBR2 的进水氨氮浓度降低.

2.3 进水氨氮浓度的影响

试验中 SBR1 初始的 COD 浓度不变,每个周期都是 800 ~ 850 mg/L,改变初始的氨氮浓度 (N) 分别为 103 mg/L、87 mg/L、70 mg/L. SBR1 的污泥浓度控制在 2000 ~ 2200 mg/L 左右, SBR2 的污泥浓度控制在 3000 ~ 3100 mg/L, DO 充足, 2 个反应器内 COD、氨氮、亚硝态氮随时间的变化情况如图 4、5 所示.

应同时进行. SBR1 进水氨氮浓度越高, SBR2 反硝化需要的碳源越多,即 COD 的峰值越高.由于反硝化需要的时间较短,图 5 也反映出在碳源充足的条件下,进水氨氮浓度的变化对反硝化时间的影响不是很显著.因此,在原水 COD 浓度不变,氨氮浓度变化的条件下,对 SBR1 内的 COD 降解没有影响,只是相应地改变 SBR2 硝化反应时间.在进水氨氮浓度较高的情况下,两段 SBR 可有效地提高硝化反应效率和总反应效率,减少总反应时间.

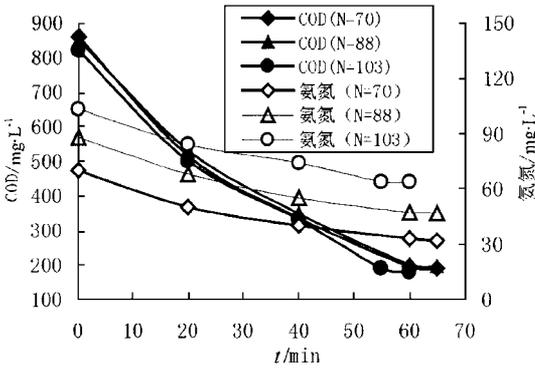


图 4 SBR1 内 COD、氨氮变化曲线

Fig. 4 COD and NH₄⁺-N variations in SBR1

从图 4 可以看出,对于 SBR1,在氮充足的情况下, COD 的降解速度不受氨氮浓度的影响,3 组不同氨氮浓度的进水, COD 的降解时间基本相同.图 5 中 SBR2 硝化、反硝化的时间随进水氨氮浓度的增加而延长. COD 变化在 SBR2 反应前期基本相同, COD 降解与硝化反

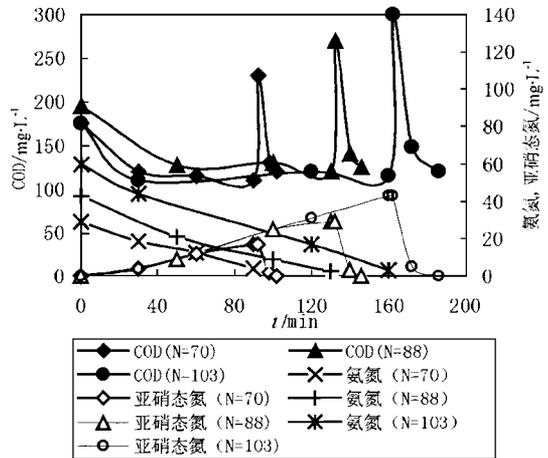


图 5 SBR2 内 COD、氨氮和亚硝态氮变化曲线

Fig. 5 COD, NH₄⁺-N and NO₂⁻-N variations in SBR2

2.4 进水氨氮与 COD 冲击负荷的影响

将原水氨氮 55 mg/L, COD 550 mg/L 突然增大到氨氮 85 mg/L, COD 1250 mg/L. SBR1 和 SBR2 的污泥浓度分别控制在 2000 ~ 2100 mg/L, 3000 mg/L 左右.

试验结果表明:随进水 COD 浓度的增加, SBR1 的反应时间延长,但 COD 的降解速率几乎不变,大约 10 kg / (kg·d). 尽管原水氨氮和 COD 浓度大幅度增加,但 SBR1 出水的 COD 和氨氮只在很小的范围内变化,因此, SBR2 的硝化、反硝化时间没有明显差别,氨氮的污泥负荷依然保持在 0.25 kg / (kg·d). 而单一 SBR 法在同样的条件下,由于污泥的快速增长而降低硝化菌的比例,总反应时间延长 20%. 因此,对于

两段 SBR 法,在氨氮与 COD 浓度同时增大的冲击负荷下,由于大部分 COD 和部分氨氮在 SBR1 中去除,可有效地抵制冲击负荷对 SBR2 硝化反应的干扰.

2.2.2.3 和 2.4 节均是从不同角度改变原水的碳氮比($C/N:7 \sim 15$),考察 C/N 对两段 SBR 脱氮系统的影响,因为 C/N 是影响活性污泥法脱氮系统的主要因素. C/N 过高,则降低硝化反应速率,通常要求 BOD_5 在 $15 \sim 20 \text{ mg/L}$ 以下; C/N 过低,则硝化反应时间过长并抑制反硝化进行.而两段 SBR 系统去除 COD 和脱氮发生在不同的反应器内, C/N 不再是硝化反应的制约因素.在任何 C/N 条件下,氨氮的污泥负荷均可达到 $0.25 \text{ kg}(\text{kg} \cdot \text{d})$.反硝化引入污水作为碳源,原水的 C/N 也不再是反硝化的制约因素.

3 结语

(1)采用两段 SBR 法处理有机物和氮含量较高的工业废水,可以使 2 大类具有不同作用的微生物群体存在于不同的反应器内,并在各自最佳的环境条件下生存,可有效地提高处理效率.

(2)在 SBR1 去除大部分 COD 的基础上,SBR2 可以进一步去除剩余的少部分 COD,使出水的 COD 浓度更低.

(3)SBR1 去除大部分 COD,防止高有机负荷对 SBR2 内硝化反应的冲击.同时,SBR2 内较低的 COD 浓度有利于硝化菌的生长,增加污

泥中硝化菌的比例,提高硝化反应速率,减少总反应时间,节省运行费用.

(4)控制 SBR2 内的硝化反应进程至亚硝酸型硝化反应结束,节约能耗.而且反硝化投加原废水作为碳源,提高硝化反应速率并节省另投碳源的费用,降低处理成本.

参考文献:

- 1 王乾扬等.膜法 SBR 工艺处理皮革废水研究.中国给水排水,1999,15(3):54~56.
- 2 彭永臻.两段 SBR 法处理石油化工废水.给水排水,1996,22(6):26~28.
- 3 罗景.厌氧序批式活性污泥法(ASBR)特性分析.给水排水,1997,23(4):18~20.
- 4 Sbihwu Sung et al. Laboratory Studies on the Anaerobic Sequencing Batch Reactor. Water Environment Research,1995,67(3):294~301.
- 5 Warren L Jones. Operation of a Three-Stage SBR System for Nitrogen Removal Wastewater. Research Journal WPCF,1990,62(3):268~273.
- 6 卢然超等.SBR 工艺运行条件对好氧污泥颗粒化和除磷效果的影响.环境科学,2001,22(2):87~90.
- 7 孙剑辉等.缺氧/好氧 SBR 工艺去除亚铵法造纸废水中的氮.环境科学,2001,22(4):117~119.
- 8 John A Pierson, Spyros G Pavlostathis. Real-time Monitoring and Control of Sequencing Batch Reactors for Secondary Treatment of a Poultry Processing Wastewater. Water Environment Research,2000,72(5):585~592.
- 9 Ruey-Fang Yu et al. Applying Real-time Control to Enhance the Performance of Nitrogen Removal in the Continuous-flow SBR System. Wat. Sci. Tech.,1998,38(3):271~280.
- 10 彭党聪, Nicolas Bernet. 供氧方式对序批式活性污泥反应器硝化性能的影响.环境工程,1999,17(6):10~13.