

SBR 交替好氧缺氧短程脱氮工艺及其过程控制

曾 薇, 彭永臻, 王淑莹

(北京工业大学 环境与能源工程学院, 北京 100022)

摘 要: 将交替好氧缺氧运行方式应用于间歇式污水处理系统(SBR工艺), 分别在原水碱度充足和不足情况下考察该运行方式的可行性。结果表明: 原水碱度充足时, 交替好氧缺氧运行方式在处理效率上并没有体现出优势; 原水碱度不足时, 交替好氧缺氧与单一好氧缺氧相比, 处理效率与出水水质明显提高, 出水氨氮可以达到检测水平。好氧硝化阶段所消耗碱度的一半可以在随之进行的缺氧反硝化阶段得到恢复, 可最大限度节省额外投加 HCO_3^- 碱度的量, 降低处理成本, 是一种理想的运行方式。采用基于 DO、ORP 和 pH 在线监测为基础的实时控制策略优化控制各个好氧、缺氧阶段的反应时间, 实现 SBR 工艺交替好氧缺氧脱氮过程的实时控制, 保证短程硝化的稳定运行。

关键词: 交替好氧缺氧; 短程脱氮; 间歇式活性污泥法; 碱度

中图分类号: TU991.41 文献标识码: A 文章编号: 1000-4602(2006)增刊-0046-06

Process Evaluation and Control Strategy of Alternating Aerobic – Anoxic SBR System for Nitrogen Removal via Nitrite

ZENG Wei, PENG Yong-zhen, WANG Shu-ying

(College of Environmental and Energy Engineering, Beijing University of Technology, Beijing 100022, China)

Abstract: In the sequencing batch reactor (SBR) for nitrogen removal via nitrite in a chemical industrial wastewater, the feasibility of the alternating aerobic – anoxic (AAA) process was investigated. Under sufficient influent alkalinity, the AAA process did not have an advantage over one aerobic – anoxic (OAA) cycle. Under deficient influent alkalinity, when compared to the OAA process, the AAA process improved treatment efficiency and effluent quality with ammonia nitrogen concentration in the effluent below detection limits. Half of the alkalinity previously consumed during aerobic nitrification can be recovered during the subsequent anoxic denitrification period. The AAA process was an optimal strategy due to decreasing external alkalinity addition and saving operational costs. The SBR system with the AAA process was real-time controlled based on the on-line monitoring of dissolved oxygen (DO) concentration, oxidation-reduction potential (ORP) and pH data. Real-time control achieved the stability of nitrite-type nitrification.

Key words: alternating aerobic – anoxic process; nitrogen removal via nitrite; SBR; alkalinity

基金项目: 国家自然科学基金重大国际合作项目(50521140075); 国家高技术发展计划(863)重大专项(2003AA601010, 2003A06)

为简化活性污泥法污水处理流程,通常在一个反应池内交替维持好氧、缺氧状态,完成硝化反硝化过程,达到脱氮目的^[1]。围绕这方面已进行大量研究,但多是集中在连续流系统中^[2~4]。间歇式活性污泥法(SBR 工艺)由于其较高的处理效率,兼具脱氮除磷功能和较少的基建投资而在污水处理中得到广泛应用^[5~8]。对于 SBR 工艺,一次性进水后可以只进行好氧、缺氧的一次循环,完成脱氮过程,也可以交替好氧、缺氧几次循环,完成脱氮过程。一些研究者认为,在硝化反应过程中,随着氨氮的减少、硝态氮的累积,硝化反应速率将越来越慢^[9,10]。如果及时去除累积的硝态氮,必将提高反应速率,减少反应时间。因此,当硝态氮累积到一定量时,通过反硝化去除,然后再进行硝化,形成了交替好氧缺氧的运行方式。

SBR 工艺交替好氧缺氧运行方式所需解决的关键问题是过程控制。目前应用于 SBR 工艺的过程控制方法主要是稳态的时间程序控制,即预先设定好各个阶段的反应时间。但是,SBR 系统时常要承受水质、水量的冲击负荷,易导致运行失败。在 SBR 交替好氧缺氧工艺中,优化控制各个好氧、缺氧阶段的反应时间对于脱氮效果、能源消耗都是非常重要的。许多研究者指出 DO、ORP 和 pH 的在线监测可有效控制活性污泥法的运行^[11~14]。因此,本文研究了 DO、ORP 和 pH 参数变化对 SBR 工艺交替好氧缺氧运行的指示作用。

本研究的目的是考察交替好氧缺氧运行方式应用于 SBR 法短程脱氮的可行性,并研究不同生化反应过程中 DO、ORP 和 pH 参数的变化规律。提出了基于 DO、ORP 和 pH 在线监测为基础的实时控制策略,以取得短程脱氮的稳定运行,提高处理效率,为进一步的工程实践奠定基础。

1 试验材料与方法

1.1 废水与污泥

采用某化工废水作为处理对象(见表 1)。废水的有机组成主要包括可溶性有机酸和少量的芳香族化合物。原水呈酸性,进入反应器前投加 NaOH 调节 pH 值。根据试验条件,投加 NH₄Cl 控制反应需要的氨氮浓度,投加 NaHCO₃ 补充硝化过程所需碱度(碱度以 CaCO₃ 计)。接种污泥来自于实验室培养的具有脱氮功能的活性污泥。

表 1 原水水质 mg · L⁻¹

水质指标	浓度
总 COD	140 ~ 500
可溶性 COD	130 ~ 480
BOD ₅	70 ~ 260
氨氮	50 ~ 160
总氮	51 ~ 163
总磷	1 ~ 2.8
碱度	500 ~ 800

1.2 试验装置与运行方法

试验装置如图 1 所示,总有效容积为 38 L。反应器间歇进水与排水,进水采取瞬间进水、限制曝气方式。对于交替硝化反硝化,按照以下顺序运行:进水(5 min)、曝气、搅拌、再曝气、再搅拌、短时曝气吹脱 N₂(3 min)、沉淀(30 min)、排水(10 min)。然后再进废水,按以上顺序开始下一个循环处理周期。对于传统硝化反硝化,进水后依次进行曝气、搅拌、短时曝气吹脱 N₂(3 min)、沉淀(30 min)、排水(10 min)。周期内各个好氧、缺氧阶段的反应时间根据 DO、ORP、pH 参数的特征变化实时控制。

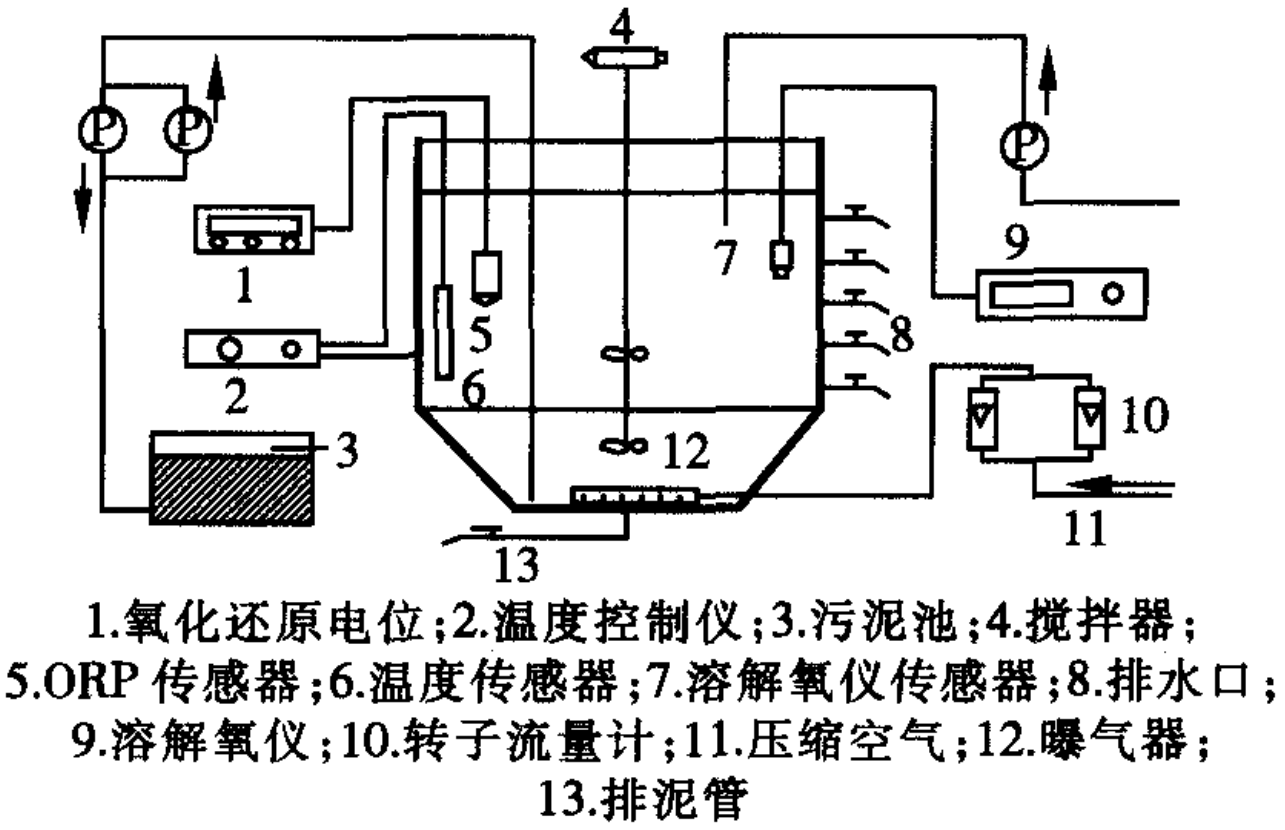


图 1 SBR 试验系统与控制示意图

1.3 控制系统与分析方法

用温控仪与加热器控制水温为(30 ± 2) °C。采用鼓风曝气,用空气流量计控制曝气量和 DO 浓度,MLSS 控制在 3 000 ~ 3 100 mg/L。YSI MODEL 52B 溶解氧仪与 YSI 5739 型溶解氧探头在线检测 DO 值,pHS - 3C 型精密酸度计和 E414 - Q 型 ORP 复合电极在线检测 ORP。根据标准方法在一定时间间隔取样测定氨氮、亚硝态氮、硝态氮、COD 及 MLSS 等指标^[15]。

2 试验结果与分析

分别在原水碱度充足与不足情况下考察交替缺氧好氧运行方式的可行性,并研究了 DO、ORP 和

pH 参数对交替好氧缺氧运行过程的指示作用。在试验期间,始终处于稳定的短程硝化状态。 $\text{NO}_3^- - \text{N}/\text{NO}_x^- - \text{N} < 5\%$,因此在试验结果中没有列出 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 浓度。

2.1 碱度充足条件下的交替好氧缺氧运行方式

采用两种原水,一种原水 COD 为 310 mg/L、氨氮为 90 mg/L、碱度为 750 mg/L;第二种原水 COD 为 310 mg/L、氨氮为 65 mg/L、碱度为 550 mg/L。两种原水 HCO_3^- 碱度充足。针对每一种原水进行单一好氧缺氧与交替好氧缺氧的对比研究。试验结果如图 2、3 所示。

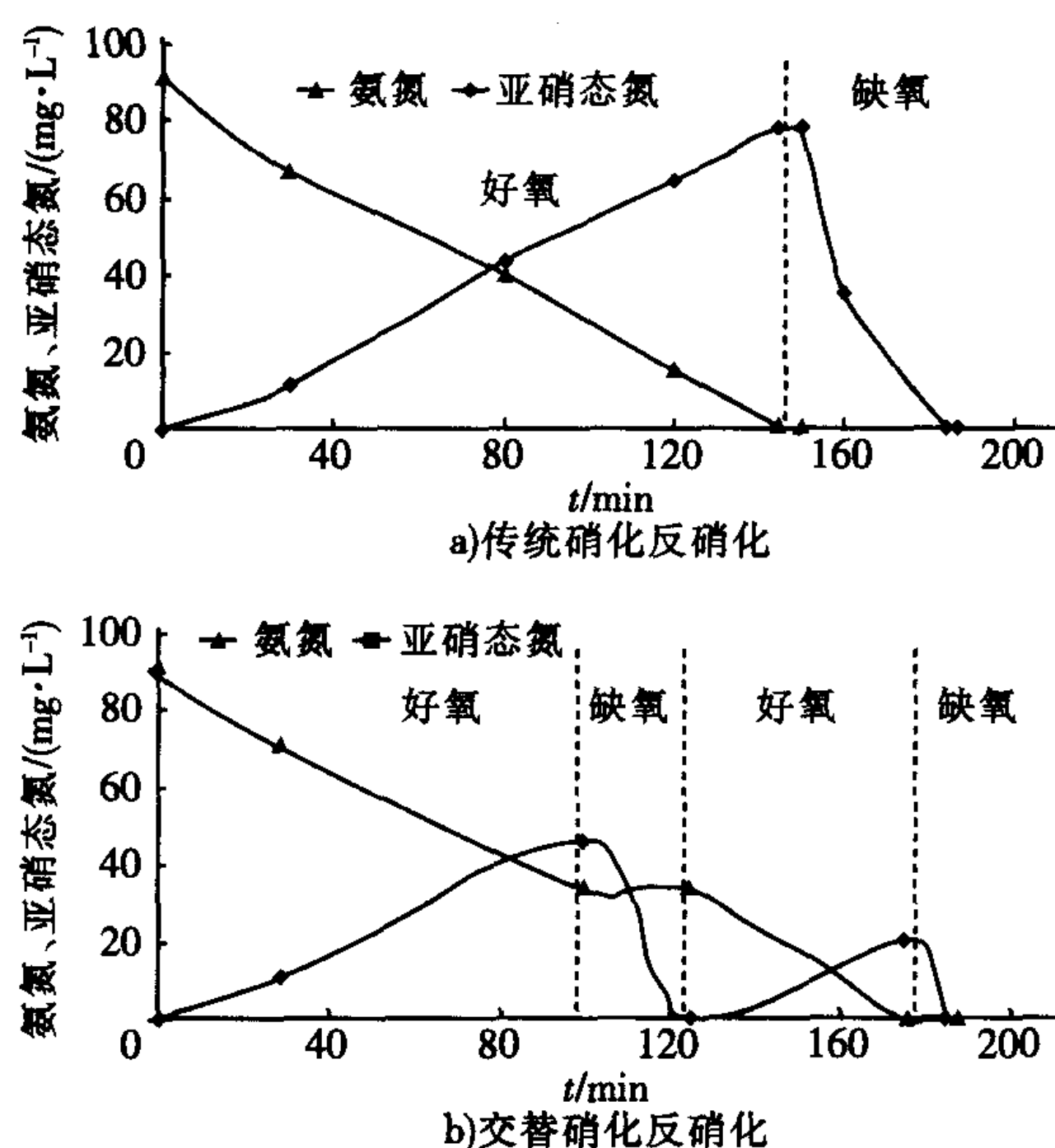


图2 原水 COD 为 310 mg/L、氨氮为 90 mg/L 试验结果

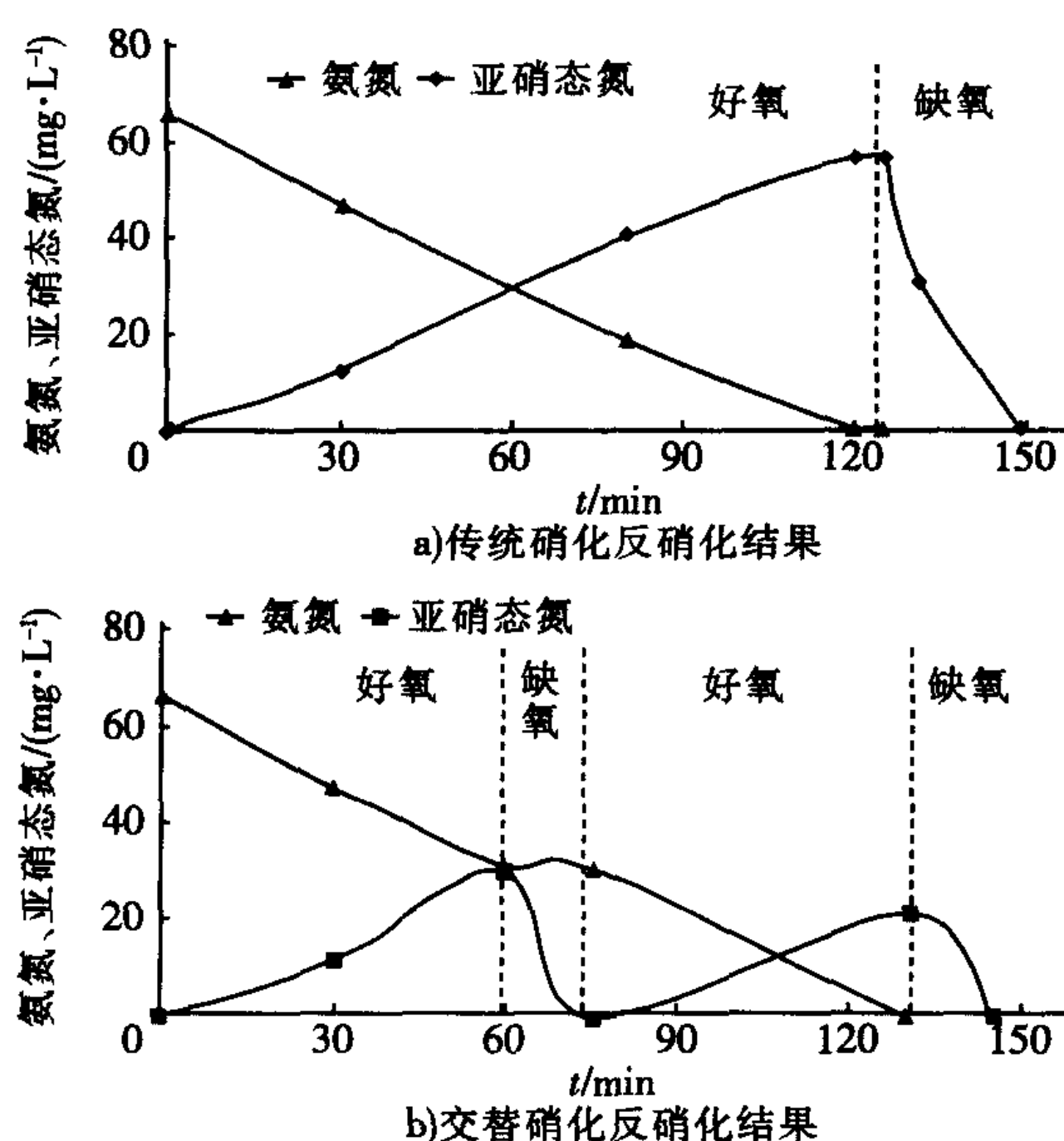


图3 原水 COD 为 310 mg/L、氨氮为 65 mg/L 试验结果

如图 2、3 所示,交替好氧缺氧的总反应时间接近或略高于单一好氧缺氧的总反应时间,交替好氧缺氧并没有提高处理效率,两种运行方式下总反应时间基本相同。由此可见,只要硝化反应过程中碱度充足,对于 SBR 这样一次性进水、间歇运行的工艺,交替好氧缺氧在处理效率上并没有体现出优势。恰恰相反,在一个反应周期内多次循环好氧、缺氧过程,增加了系统运行控制的复杂性,而且微生物在好氧与缺氧的相互切换中,存在一个过渡期和适应期,这将占用一部分反应时间,从而使总反应时间和处理效率并没有提高。

根据图 2、3 的试验结果,计算单一好氧缺氧与交替好氧缺氧不同阶段的硝化反应速率(ν_N)、反硝化速率(ν_{DN})列于表 2。

表2 反应速率对比

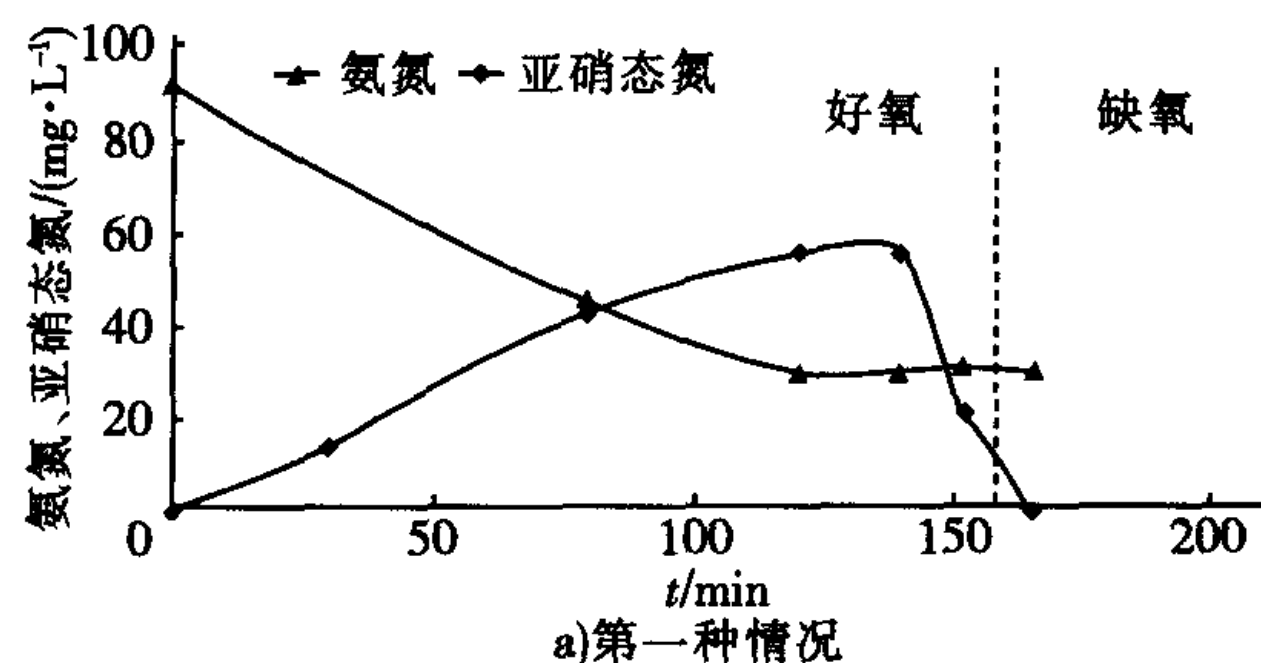
氨氮/ ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	单一好氧缺氧		交替好氧缺氧			
	ν_N/d^{-1}	ν_{DN}/d^{-1}	ν_{N1}/d^{-1}	ν_{DN1}/d^{-1}	ν_{DN2}/d^{-1}	ν_{DN3}/d^{-1}
90	0.3	1.05	0.27	1.08	0.32	0.94
65	0.26	1.0	0.27	0.96	0.25	0.98

注: ν_{N1} 、 ν_{DN1} :第一次好氧硝化速率、缺氧反硝化速率;
 ν_{N2} 、 ν_{DN2} :第二次好氧硝化速率、缺氧反硝化速率。

从表 2 可以看出,交替好氧缺氧各个阶段的硝化速率、反硝化速率与单一好氧缺氧运行方式下的硝化速率、反硝化速率相差不多,因此在原水碱度充足条件下,两种运行方式的处理效率几乎相同。

2.2 碱度不足条件下的交替好氧缺氧运行方式

原水 COD 为 310 mg/L,氨氮为 93 mg/L。分三种情况进行对比研究:第一种采用单一好氧缺氧的运行方式,原水碱度为 525 mg/L,不能满足硝化反应的需要(图 4a);第二种情况也采用单一好氧缺氧的运行方式,但在原水中补充 NaHCO_3 ,使碱度值达到 750 mg/L,硝化反应过程中 HCO_3^- 碱度充足(图 4b);第三种情况采用交替好氧缺氧的运行方式,原水中没有投加 NaHCO_3 ,碱度(525 mg/L)不足(图 4c)。试验结果如图 4 所示。



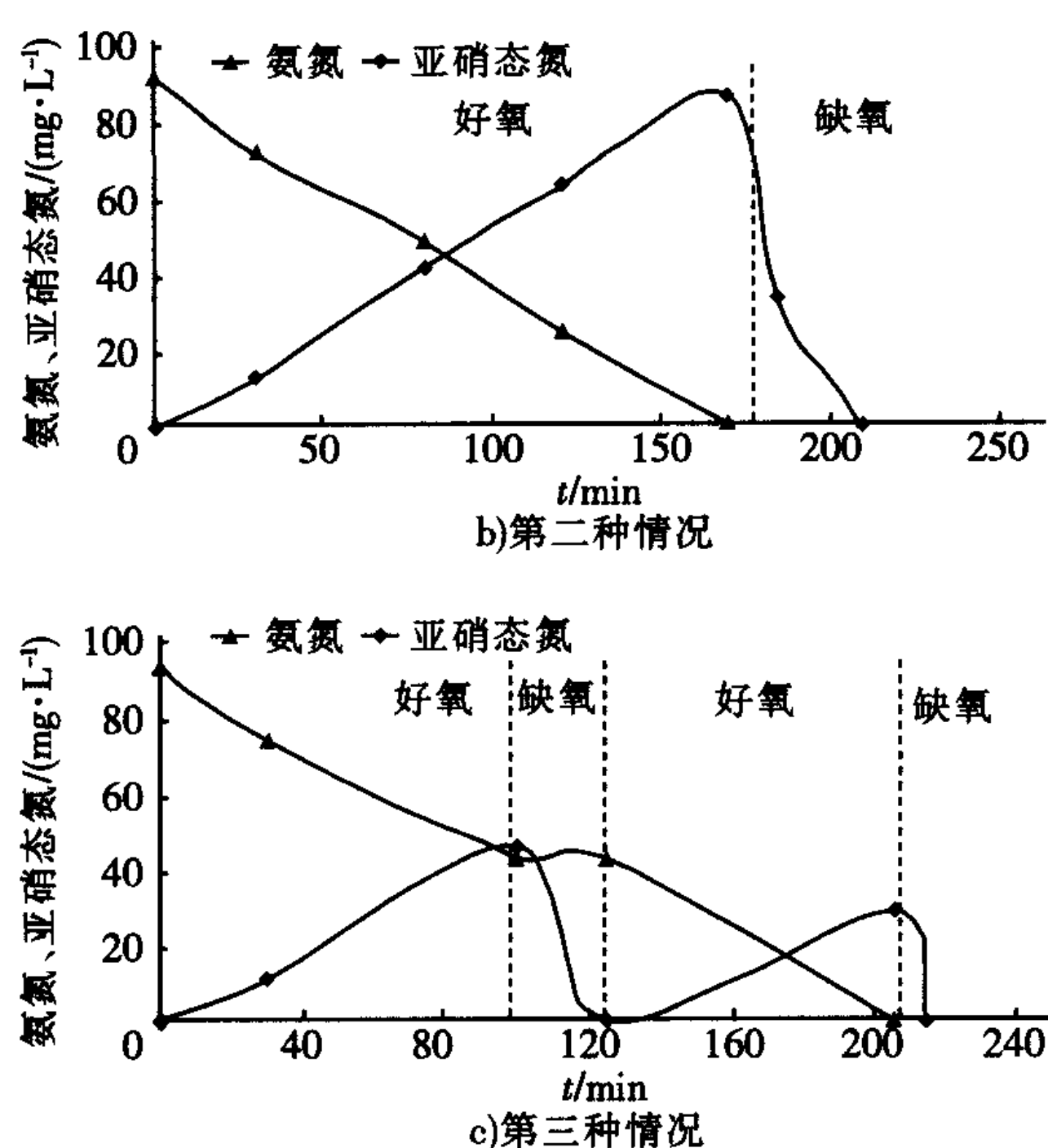
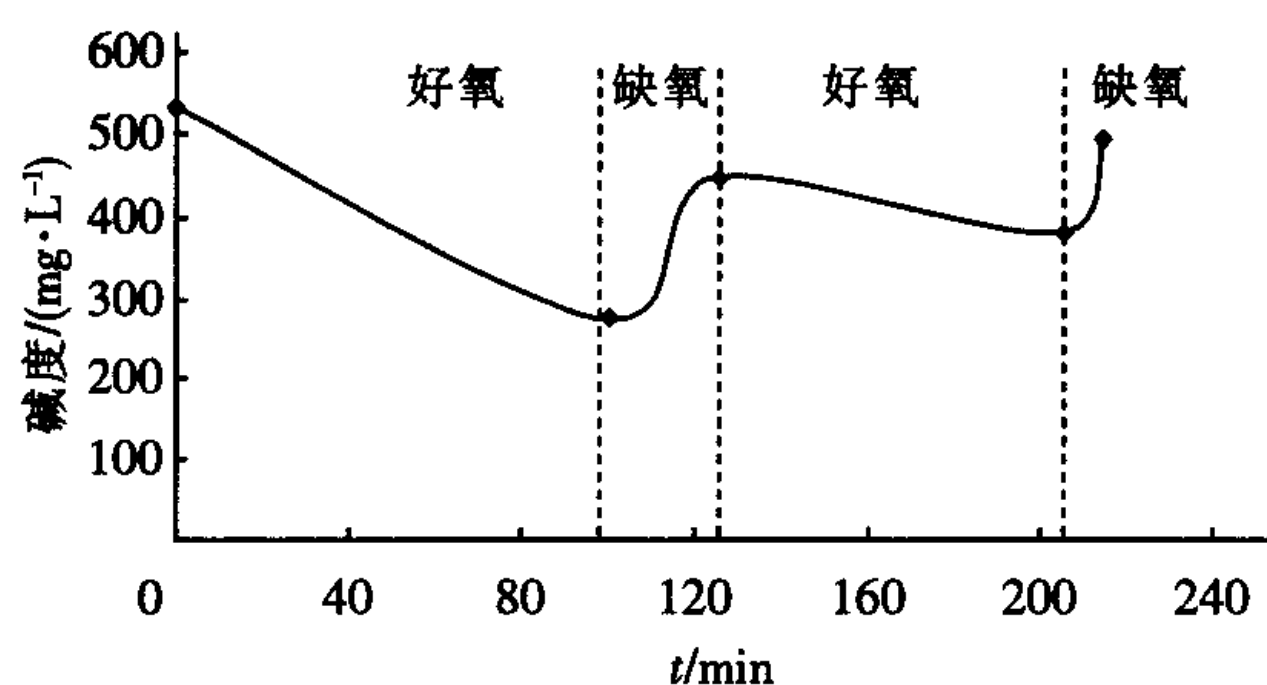
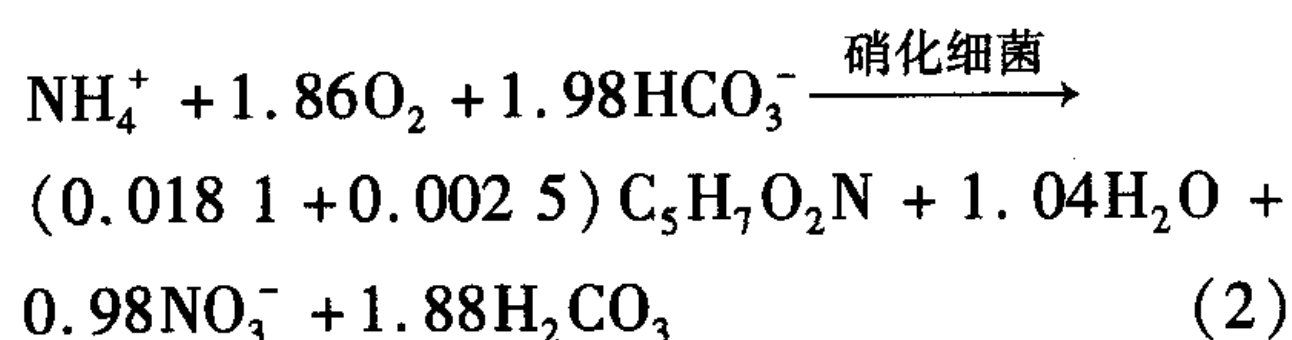
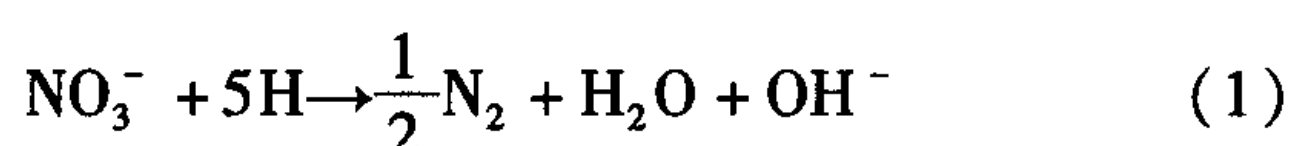


图 4 不同情况下的试验结果对比

图 4a 的试验结果表明:在与图 4b、图 4c 同样的反应时间内,由于原水碱度不足,硝化反应进行到 120 min 便无法继续进行,出水氨氮高达 26 mg/L。图 4b 的情况是补充了 NaHCO_3 ,碱度充足,硝化反硝化完成彻底。图 4c 条件下原水碱度不足,但采用了交替好氧缺氧的运行方式,出水中已检测不出氨氮和硝态氮,总反应时间与图 4b 基本相同。将交替好氧缺氧的试验结果 c 与试验 a 相比,两种不同运行方式下的原水水质完全相同,但 c 的处理效率和氨氮的去除率明显优于 a。再将 c 与 b 比较,两种不同运行方式的处理效率和效果基本相同,但 b 需要补充 NaHCO_3 ,而 c 则不需要补充 NaHCO_3 ,可见 c 仍优于 b。

在图 4c 交替好氧缺氧过程中 HCO_3^- 碱度的变化情况如图 5 所示,硝化阶段碱度下降,反硝化阶段碱度升高。

图 5 交替硝化反硝化过程 HCO_3^- 碱度变化

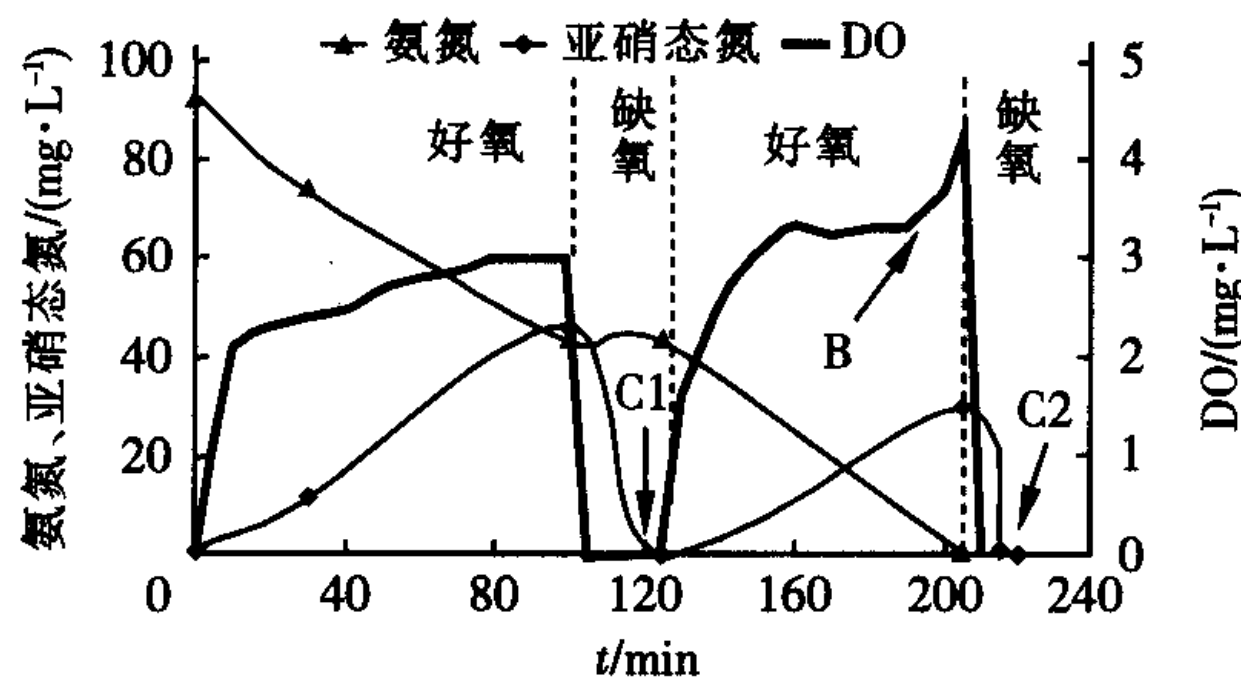
在反硝化过程中,还原 1 mg/L 的硝态氮能产生 3.57 mg/L 的碱度,每氧化 1 mg/L 的氨氮为硝态氮,要消耗 7.07 mg/L 的碱度。根据公式(1)和公式(2)计算的碱度增加或消耗的理论值与交替硝化反硝化过程碱度变化的实测值基本吻合(如图 5 所示)。因此,反硝化过程中产生的碱度可以补偿硝化过程中消耗的碱度的一半。这就是在图 4c 中没有补充 NaHCO_3 ,仍然可以取得较高的处理效率的主要原因。

由此可见,在原水碱度的缺乏量不超过 1/3 的情况下,采取交替好氧缺氧的运行方式,完全不用额外补充 HCO_3^- 碱度,而且可以达到与碱度充足情况下完全相同的处理效率。如果原水碱度的不足量已超过 1/3,采取交替好氧缺氧的运行方式仍然可以节省外投碱度的量。这一特征具备了 A/O 连续流脱氮法的优点,但在处理效果和效率上却明显优于 A/O 法。SBR 交替好氧缺氧的出水中氨氮和硝态氮可以达到检测水平,但 A/O 法却无法做到这一点。因此,原水碱度不足时,SBR 工艺采用交替好氧缺氧运行方式,可以在保证处理效率的前提下,节省额外投加 HCO_3^- 碱度的量,是一种理想的运行方式。

2.3 交替好氧缺氧的过程控制

原水碱度不足时,SBR 采用交替好氧缺氧的运行方式。为了有效控制不同好氧缺氧阶段的停留时间,进行了以 DO、ORP、pH 作为实时控制参数的可行性研究。

原水 COD 浓度为 310 mg/L、氨氮为 93 mg/L、碱度为 530 mg/L,在线检测 DO、ORP 和 pH 值。交替好氧缺氧过程中参数及污染物变化情况如图 6 所示。硝化反应属亚硝酸型硝化。



a) SBR 中氨氮、亚硝态氮、DO 变化

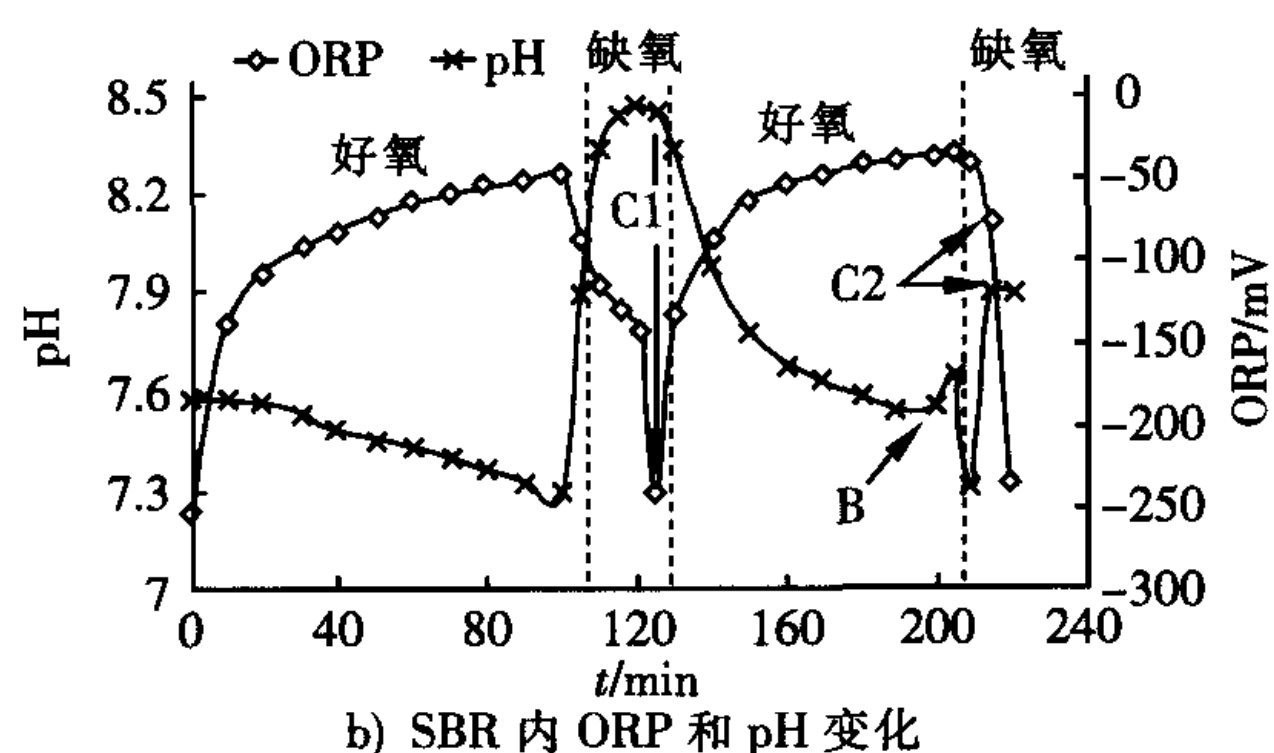


图6 交替硝化反硝化试验结果

如图6所示,在前100 min是好氧硝化阶段,氨氮逐渐减少,亚硝态氮逐渐增加。这一阶段,DO与ORP都在升高,pH值缓慢下降(硝化过程消耗碱度)。在第100 min时,停止曝气开始搅拌。由于此时混合液中还有大量的氨氮,因此第一阶段曝气结束前,DO与pH值曲线上没有拐点出现,只能人为地停止曝气,开始反硝化。反硝化开始后,DO迅速降为零,ORP快速下降,pH值快速升高(反硝化产生碱度)。当第一阶段硝化产生的亚硝态氮全部被还原时,ORP迅速大幅度下降,出现肘点(图中C1点),同时pH值稳定,表明反硝化结束。然后,又开始曝气,开始第二阶段的硝化反应,直到氨氮全部被氧化。由于在此之前的反硝化过程弥补了原水中碱度不足,使第二阶段硝化过程中有足够的碱度,当氨氮降为0 mg/L时,混合液中仍有剩余碱度,继续曝气,pH值突然升高,DO也大幅度升高,DO与pH值曲线上同时出现跃升(点B),表明硝化反应结束。试验中还发现,与第一阶段硝化反应相比,第二阶段硝化过程中pH下降的幅度明显加大,下降速度明显加快。这是由于第二阶段硝化反应过程中 HCO_3^- 碱度比第一阶段低。第一阶段硝化反应pH值下降0.3,第二阶段硝化反应pH值下降0.9。第二阶段硝化反应结束后,开始缺氧反硝化。当硝态氮达到0 mg/L时,ORP曲线上出现肘点C2,同时pH值趋于稳定,表明反硝化结束,停止搅拌。至此,SBR交替好氧缺氧的整个反应过程结束。

综合上述分析,决定交替好氧缺氧总反应时间的主要是硝化反应,因为在反硝化碳源充足时,反硝化时间相对较短。每一次反硝化,直到硝态氮全部被还原才停止搅拌。因此,无论交替好氧缺氧循环几次,每一次反硝化都可以根据ORP曲线上肘点的出现来控制缺氧时间。而对于硝化反应,只有最后

一次硝化反应,使氨氮全部被氧化,DO与pH变化曲线上出现跃升,可以根据跃升出现的时间控制最后一次好氧时间。在此之前的硝化反应,可以根据硝化反应过程中pH值的下降幅度控制反应时间。第一次硝化反应pH下降幅度可选择0.4~0.5,即硝化反应开始后pH值下降了0.4~0.5时,停止曝气,开始反硝化。如果交替好氧缺氧的循环次数超过两次,由于中间每一次硝化反应的pH值下降速度较大,因此pH下降幅度可以选择0.8~1.0,以此控制中间的每一次好氧时间。

采取以上控制策略,可以实时控制SBR交替好氧缺氧各个阶段的反应时间,解决SBR的自动控制问题。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。实际上,氨氮被亚硝化菌氧化为亚硝态氮的过程已彻底完成,而亚硝态氮被硝酸菌氧化为硝态氮的过程并没有彻底完成。如果延长曝气时间,累积的亚硝酸盐必将被氧化为硝酸盐,在系统内培养出硝酸菌。因此,只有采取上述实时控制方法,及时结束曝气,并将水温控制在30℃左右,避免在系统内培养出硝酸菌。在试验期间,硝化反应过程中 $\text{NO}_3^- - \text{N}/\text{NO}_x^- - \text{N}$ 始终在5%以下,保证了短程硝化反硝化的稳定运行。

3 结论

在间歇式污水生物处理系统中,原水碱度充足时采取交替好氧缺氧的运行方式,在处理效率上并没有体现出优势,反而由于多次循环好氧、缺氧过程,增加了系统运行控制的复杂性。微生物在好氧与缺氧的相互切换中,存在一个过渡期和适应期,这将浪费一部分反应时间,从而使总反应时间和处理效率并没有提高。

原水碱度不足时,交替好氧缺氧与单一好氧缺氧相比,处理效率与出水水质明显提高,出水氨氮可以达到检测水平。在原水碱度缺乏量不超过1/3的情况下,采取交替好氧缺氧运行方式,无需额外补充 HCO_3^- 碱度就可以达到原水碱度充足情况下的处理效率。如果原水碱度的不足量已超过1/3,采取交替好氧缺氧运行方式可最大限度节省额外投加 HCO_3^- 碱度的量,降低处理成本,是一种理想的运行方式。

在交替好氧缺氧运行方式下,每一次缺氧反硝化都可以根据ORP曲线上肘点的出现来控制缺氧

时间;对于好氧硝化过程,只有最后一次硝化反应,通过 DO 与 pH 变化曲线上的跃升点控制好氧时间。在此之前的硝化反应,根据硝化反应过程中 pH 值的下降幅度控制好氧时间,实现 SBR 工艺交替好氧缺氧脱氮过程的实时控制。

参考文献:

- [1] Kim H, Hao O J. pH and oxidation-reduction potential control strategy for optimization of nitrogen removal in an alternating aerobic-anoxic system[J]. *Water Environ Res*, 2001, 73(1): 95-98.
- [2] Wareham D G, Mavinic D S, Hall K J. Sludge digestion using ORP-regulated aerobic-anoxic cycles[J]. *Water Res*, 1994, 28(2): 373-375.
- [3] Al-Ghusain I, Hao O J. Use of pH as control parameter for aerobic/anoxic sludge digestion[J]. *J Environ Eng*, 1995, 121(3): 225-228.
- [4] Hao O L, Huang J. Alternating aerobic-anoxic process for nitrogen removal: process evaluation[J]. *Water Environ Res*, 1996, 38(1): 83-86.
- [5] Ng W J, Sim T S. Efficiency of sequencing batch reactor (SBR) in the removal of selected microorganisms from domestic sewage[J]. *Water Res*, 1993, 27(10): 1591-1594.
- [6] Munch E V, Lant P, Keller J. Simultaneous nitrification and denitrification in bench-scale sequencing batch reactors[J]. *Water Res*, 1996, 30(2): 277-279.
- [7] Pierson J A, Pavlostathis S G. Real-time monitoring and control of sequencing batch reactors for secondary treatment of a poultry processing wastewater[J]. *Water Environ Res*, 2000, 72(5): 585-591.
- [8] Rodrigues A C, Brito A G, Melo L F. Post treatment of a brewery wastewater using a sequencing batch reactor[J]. *Water Environ Res*, 2001, 73(1): 45-49.
- [9] Henze M, Gujer W, Mino T, *et al.* Activated Sludge Model No. 2. IAWQ Scientific and Technical Report No. 3[M]. London: IAWQ, 1995.
- [10] Gujer W, Henze M, Mino T, *et al.* Activated sludge model No. 3[J]. *Water Sci Technol*, 1999, 39(10): 183-187.
- [11] Wareham D G, Hall K J, Mavinic D S. Real-time control of wastewater treatment system using ORP[J]. *Water Sci Technol*, 1993, 28(11-12): 273-278.
- [12] Paul E, Plisson-Saune S, Mauret M, *et al.* Process state evaluation of alternating oxic-anoxic activated sludge using ORP, pH and DO[J]. *Water Sci Technol*, 1998, 38(3): 299-302.
- [13] Yu R F, Liaw S L, Chang C N, *et al.* Applying real-time control to enhance the performance of nitrogen removal in the continuous-flow SBR system[J]. *Water Res*, 1998, 38(3): 271-276.
- [14] Zeng W, Peng Y Z, Wang S Y, *et al.* Using a two-stage SBR process for removal of organics and nitrification-denitrification via nitrite[J]. *Environ Sci*, 2002, 23(2): 50-54.
- [15] American Public Health Association/American Water Works Association/Water Environment Federation. Standard methods for the examination of water and wastewater (19th edn)[M]. USA: Washington DC, 1995.

作者简介:曾薇(1974-), 女, 博士, 副教授, 主要研究方向为污水生物处理及其过程控制。

电话:(010)67391918

传真:(010)67392627

E-mail: zengwei_1@263.net

通讯地址:100022 北京工业大学环境与能源工程学院

收稿日期:2006-08

欢迎订阅《中国给水排水》杂志,

欢迎刊登广告,踊跃投稿,

欢迎访问我刊网站:www. watargasheat. com