

交替缺氧/好氧 CAST 处理低 $\rho_{\text{COD}}/\rho_{\text{TN}}$ 生活污水的脱氮研究

彭永臻¹, 王 丽¹, 马 娟¹, 王少坡¹, 刘 洋², 马宁平²

(1. 北京工业大学 北京市水质科学与水环境恢复重点实验室, 北京 100124;

2. 中国水务控股有限公司, 北京 100022)

摘要: 以低 $\rho_{\text{COD}}/\rho_{\text{TN}}$ 生活污水为处理对象, 在连续和分段 2 种进水方式下分析了交替缺氧/好氧循环式活性污泥法工艺的脱氮性能及曝气需求量, 并研究了分段进水方式下 pH、 ρ_{DO} 和氧化还原电位(oxidation reduction potential, ORP) 的变化规律。结果表明, 连续进水方式下, 系统 TN 平均去除率 75.1%, 系统因长期低负荷运行而发生污泥膨胀, 污泥容积指数(sludge volume index, SVI) 平均值为 229 mL/g, 同时, 曝气量升至 0.56 m³/h 时, 才能使 NH₄⁺-N 去除率大于 99%; 采用分段进水方式时, 系统 TN 平均去除率可提高至 81.5%, 污泥沉降性能良好, 并且曝气量降至 0.24 m³/h 时, 系统 NH₄⁺-N 去除率仍大于 99%, 节省了运行费用。此外, 当采用分段进水时, 反应区内的 pH 值、 ρ_{DO} 和 ORP 值曲线有较明显的变化规律, 并与反应区内污染物浓度的变化有着较好的相关性。

关键词: 交替运行; 低 $\rho_{\text{COD}}/\rho_{\text{TN}}$; 生物脱氮; 循环式活性污泥法

中图分类号: X 703.1

文献标志码: A

文章编号: 0254-0037(2012)03-0443-07

Biological Nitrogen Removal by Alternating Anoxic/aerobic CAST Treating Municipal Wastewater With a Low $\rho_{\text{COD}}/\rho_{\text{TN}}$ Ratio

PENG Yong-zhen¹, WANG Li¹, MA Juan¹, WANG Shao-po¹, LIU Yang², MA Ning-ping²

(1. Key Laboratory of Beijing for Water Quality Science and Water Environment Recovery Engineering, Beijing University of Technology, Beijing 100124, China; 2. China Water Holdings Pte. Ltd., Beijing 100022, China)

Abstract: This study investigates the effects of continuous-feeding and step-feeding patterns on the nitrogen removal performance and the aeration rate under the anoxic/aerobic (A/O) condition of cyclic activated sludge technology (CAST) process treating low $\rho_{\text{COD}}/\rho_{\text{TN}}$ wastewater, and analyzes the profiles of pH, DO and ORP under the step-feed mode. Results show that the average removal rate of ρ_{TN} is 75.1% and SVI is 229 mL/g when the system runs under the continuous feeding mode, and activated sludge bulking occurs because of the operation under long-term condition of a low influent load. However, the average removal rate of ρ_{TN} increases to 81.5% and the average SVI decreases when the system runs under the step-feeding mode. Meanwhile, the aeration rate of the continuous-feeding mode is 0.56 m³/h but 0.24 m³/h under the step-feeding mode when the removal rate of $\rho(\text{NH}_4^+-\text{N})$ is above 99%. Consequently, the operation cost can be significantly reduced by using the step-feeding mode. Furthermore, pH, DO, ORP curves have an observe variation during a cycle under the step-feed, which also have a better correlation with the variation of contamination in the system.

收稿日期: 2009-05-13.

基金项目 “十一五”国家科技支撑计划重点项目资助(2009BAC57B01).

作者简介: 彭永臻(1949—), 男, 教授, 博士生导师, 主要从事污水生物处理、脱氮除磷新技术方面的研究, E-mail: pyz@bjut.edu.cn.

Key words: alternate operation; low $\rho_{\text{COD}}/\rho_{\text{TN}}$ ratio; biological nitrogen removal; CAST

近年来,由于生产及生活污水的大量排放造成了水体中氮素的增加,而水体中氮素的存在将会对鱼类和其他水生动物产生毒害作用并引发水体的富营养化^[1-2],所以在污水处理工艺中应用脱氮技术受到了社会各界的重视. 污水中的氮化合物只有通过生物方法才能被有效去除^[2-3],因此在传统活性污泥法的基础上衍生出许多行之有效的新型污水生物脱氮工艺并广泛应用于世界各地.

循环式活性污泥法(cyclic activated sludge technology, CAST)是近年来出现的一种新型废水处理工艺^[4-5]. 该工艺为间歇式的反应器以序批式曝气-非曝气的方式运行,将生物反应过程和泥水分离过程结合在 1 个池子中进行,废水通过运行周期的 4 个阶段(进水、曝气、静置沉淀、滗水)得到处理,是 SBR 工艺的一种变型^[6-7]. CAST 以投资及运行费用低、运行简单灵活及其选择器能防止污泥膨胀等特点在众多污水处理工艺中脱颖而出. 然而传统的 CAST 工艺运行方式也有其局限性,如由于缺少缺氧搅拌阶段,其脱氮性能受到限制,工艺的总氮(TN)去除效率不稳定,出水水质得不到保证. 因此,结合 CAST 工艺运行灵活的特点,研究一种新的运行方式以提高脱氮效率成了解决这一问题的当务之急.

本研究主要考察当 CAST 工艺采用交替 2 次缺氧/好氧(A/O)运行方式时,连续进水及分段进水方式对低 $\rho_{\text{COD}}/\rho_{\text{TN}}$ ($\rho(\text{C})/\rho(\text{N})$) 实际生活污水脱氮效果及曝气需氧量的影响,并对反应区进行 pH、 ρ_{DO} 和氧化还原电位(oxidation reduction potential, ORP) 的在线监测,系统研究了 CAST 分段进水脱氮工艺过程中 pH 值、 ρ_{DO} 和 ORP 值的变化规律.

1 试验材料与方法

1.1 试验装置

试验所用 CAST 装置如图 1 所示. CAST 装置由有机玻璃制作,总容积 110 L,有效容积 64 L,其中生物选择器容积约为总容积的 1/10. 反应器的运行由定时器自动控制,根据需要对进水、搅拌、曝气、回流、沉淀各过程的启动、停止时间进行调整. 整个试验过程均在室温下进行,进水由蠕动泵供给;曝气气源由空气压缩机提供,采用黏砂块曝气头,由转子流量计控制气量. 选择器和主反应区中均设有搅拌器,保持泥水混合均匀.

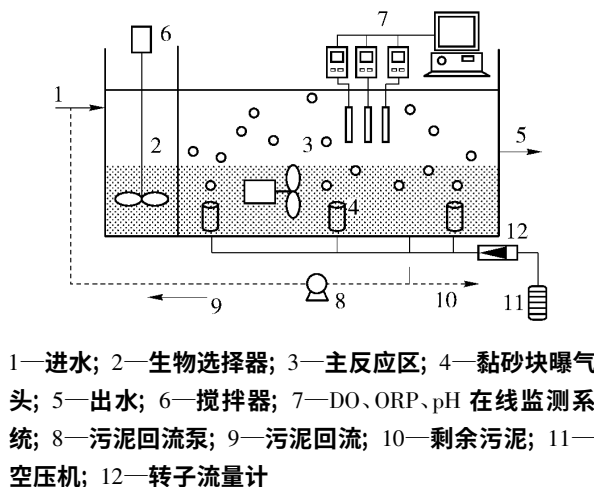


图 1 CAST 工艺试验装置图

Fig. 1 Schematic diagram of the CAST process

1.2 试验运行方案

试验分 2 个阶段进行,如图 2 所示. 第 1 阶段,采用连续进水方式(即系统在缺氧段和好氧段连续进水);第 2 阶段,采用分段进水方式(即系统只在缺氧段进水). 2 种进水方式下,系统其他运行参数相同,其中 SRT 为 10 ~ 12 d,主反应器中 ρ_{MLSS} 为 3 000 mg/L,污泥回流比为 20%. 系统每天运行 4 个周期,每周排水比为 0.25. 每阶段都有 15 d 的污泥适应期,待系统运行稳定后,开始取样检测混合液的 SV 值、SVI 值、 ρ_{MLSS} 、 $\rho(\text{NH}_4^+-\text{N})$ 、 $\rho(\text{NO}_2^--\text{N})$ 、 $\rho(\text{NO}_3^--\text{N})$ 和 ρ_{COD} 等参数,并在线监测 ρ_{DO} 、ORP 值和 pH 值.

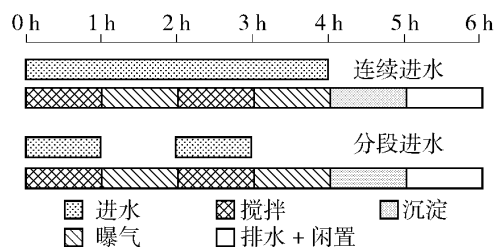


图 2 CAST 的运行方式

Fig. 2 Operation mode of the CAST process

1.3 试验用水

试验用水取自北京工业大学教工家属区化粪池, $\rho_{\text{COD}} = 160.7 \sim 331.7 \text{ mg/L}$, $\rho(\text{NH}_4^+-\text{N}) = 62.31 \sim 88.17 \text{ mg/L}$, $\rho_{\text{TN}} = 62.65 \sim 90.09 \text{ mg/L}$, $\rho_{\text{TP}} = 3.2 \sim 6.7 \text{ mg/L}$, 平均 $\rho_{\text{COD}}/\rho_{\text{TN}}$ 为 2.9. 试验 pH 值 7.15 ~ 7.7, 总碱度为 200 ~ 420 mg/L, 水温 22 ~ 27 °C.

1.4 分析项目及方法

水样分析项目中 $\rho(\text{NH}_4^+-\text{N})$ 采用纳氏试剂光度法; $\rho(\text{NO}_3^--\text{N})$ 采用麝香草酚分光光度法; $\rho(\text{NO}_2^--\text{N})$ 采用 Na-(1-萘基)乙二胺光度法; ρ_{COD} 采用 5B-3 型快速测定仪; ρ_{TN} 采用 Multi N/C3400 型 TOC 测定仪; ρ_{DO} 、ORP 值和 pH 值采用 WTW Multi 340i 多功能在线测定仪; 总碱度、MLSS 值、VSS 值均按国家环保局发布的标准方法测定^[8]。

1.5 污泥的培养和驯化

本试验以北京市酒仙桥污水处理厂曝气池回流污泥为种泥,培养驯化历时 2 个月,前一月采用瞬时进水,限制性曝气,当 ρ_{MLSS} 达到 3 000 mg/L 左右时,按试验方案运行。其间,定期监测出水水质,当出水 ρ_{COD} 低于 50 mg/L、 NH_4^+-N 去除率达 95% 以上时,结束驯化。试验所得数据均以改变运行条件待系统稳定后开始记录。

2 试验结果与分析

2.1 2种进水方式下系统的污染物去除性能和污泥沉降性能

图 3 为交替运行模式下,2 种进水方式对系统的污染物去除和污泥沉降性能的影响。由图 3 可知,当采用连续进水时,系统 TN 平均去除率为 75.1%,SVI 平均值为 229 mL/g。在整个运行期间,曝气量为 0.48 m³/h 和 0.52 m³/h 时,系统出水 $\rho(\text{NH}_4^+-\text{N})$ 一直大于 20 mg/L,此时 TN 以 NH_4^+-N 形

式为主,因此出水 ρ_{TN} 偏高;曝气量升至 0.56 m³/h 时,系统 NH_4^+-N 去除率才可达到 99% 以上,出水 $\rho(\text{NH}_4^+-\text{N})$ 小于 0.1 mg/L。而当采用分段进水方式时,系统 TN 平均去除率为 81.5%,SVI 平均值为 128 mL/g。在整个运行期间,将曝气量从 0.32 m³/h 降至 0.24 m³/h,系统 NH_4^+-N 去除率一直能保持在 99% 以上,且出水 $\rho(\text{NH}_4^+-\text{N})$ 小于 0.1 mg/L。通过对比可知,当系统 NH_4^+-N 去除率大于 99% 时,分段进水方式下所需的曝气量仅为连续进水方式下的 43%。由此可见,采用分段进水方式时,不仅能提高系统对 TN 的去除性能,而且还能节省曝气量,适当降低运行成本。

试验结果表明:

1) 连续进水方式下需要较高的曝气量,这是因为当系统采用连续进水时,由于在好氧段仍在进水,则在系统的好氧段内需先进行对有机物的降解,然后进行硝化反应;而当系统采用分段进水时,由于进水集中在缺氧段,因此原水中的有机物大多都被当作反硝化的碳源消耗掉,而在好氧段只需降解少部分有机物,而后主要进行硝化反应,这样就能节省部分曝气量。

2) 连续进水方式下,TN 去除率不高,平均值只有 75.1%,低于分段进水的 TN 去除率,这是因为:

①连续进水方式下,缺氧段进水量少且进水 $\rho(\text{C})/\rho(\text{N})$ 较低,由于碳源不足使得反硝化不完全,此阶段中产生的碱度较少,不利于好氧段硝化反应的进

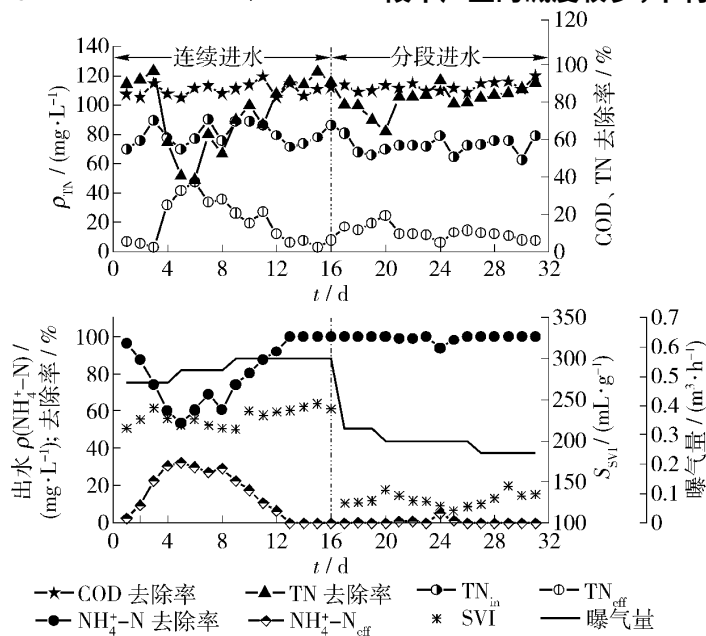


图3 进水方式对系统污染物去除和污泥沉降性能的影响

Fig. 3 Effect of the feeding pattern on nitrogen removal performance and SVI

行,并且当系统曝气量为 0.48 和 $0.52 \text{ m}^3/\text{h}$ 时,系统内供氧小于耗氧,异氧菌与硝化菌竞争溶解氧,溶解氧主要用于降解有机物.而硝化菌得不到充足的氧气,使得硝化不完全,系统出水中的 $\rho(\text{NH}_4^+-\text{N})$ 较高,导致出水 ρ_{TN} 较高. ②当系统曝气量为 $0.56 \text{ m}^3/\text{h}$ 时,系统内溶解氧充足,硝化反应进行完全,但是由于系统采用连续进水,缺氧段的进水水量小于分段进水时的进水量且原水 $\rho(\text{C})/\rho(\text{N})$ 比较低,以致缺氧段系统内碳源不足,反硝化不完全,出水中 $\rho(\text{NO}_3^--\text{N})$ 过高,导致出水 ρ_{TN} 较高.

3) 与分段进水方式相比,连续进水方式下系统的 SVI 值更高,分析认为,采用连续进水方式时,系统长期处于低负荷(F/M)运行,根据 Chudoba 的选择性理论可知,丝状菌具有较低的 K_s 和 μ_{max} ,因此在低基质浓度下具有竞争优势,从而生长速率较高,导致系统的 SVI 值升高^[9-13],发生污泥膨胀.

2.2 不同进水方式下系统脱氮性能对比

在 2 种进水方式下,当一周期内缺氧段和好氧段结束时,分别对主反应区内 $\rho(\text{NH}_4^+-\text{N})$, $\rho(\text{NO}_3^--\text{N})$ 及 ρ_{TN} 的剩余量进行对比(见图 4),其中连续进水时好氧段曝气量为 $0.48 \text{ m}^3/\text{h}$,而分段进水时好氧段曝气量为 $0.24 \text{ m}^3/\text{h}$. 由图可知,采用分段进水时,由于进水集中在缺氧段,因此系统进水负荷较高,反硝化所能利用的碳源也较多,反硝化效率较高,在缺氧 II 段结束时, $\rho(\text{NO}_3^--\text{N})$ 减少了 5.11 mg/L ;而对于连续进水来说,由于进水负荷较低导致反硝化碳源不足,反硝化效率较低,在缺氧 II 段结束

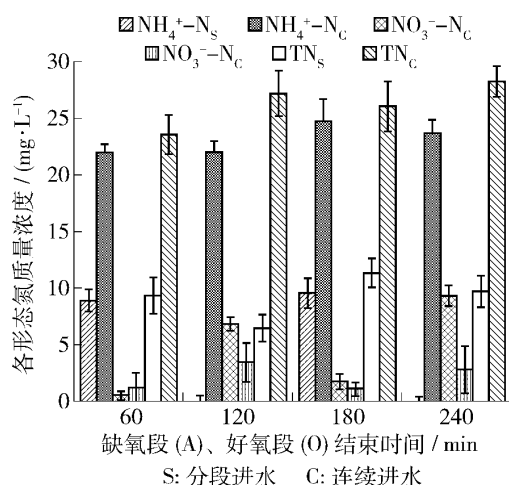


图 4 2 种进水方式下一周期内 $\rho(\text{NH}_4^+-\text{N})$, $\rho(\text{NO}_3^--\text{N})$ 及 ρ_{TN} 的典型变化

Fig. 4 $\rho(\text{NH}_4^+-\text{N})$, $\rho(\text{NO}_3^--\text{N})$ and ρ_{TN} variations during a cycle under different feeding patterns

时, $\rho(\text{NO}_3^--\text{N})$ 只减少了 2.36 mg/L ,但缺氧段结束时系统内残留的 $\rho(\text{NO}_3^--\text{N})$ 也较少,这是由于好氧段曝气量不足导致硝化不完全,产生的 $\rho(\text{NO}_3^--\text{N})$ 较少.此外,尽管连续进水时的曝气量为分段进水的 2 倍,但是通过图 4 可以看出,在好氧段结束(120 min、240 min)时,分段进水方式下系统内 $\rho(\text{NH}_4^+-\text{N})$ 小于 0.1 mg/L ,出水 TN 主要以 NO_3^--N 形式为主,因此出水 ρ_{TN} 较低;而连续进水方式下系统内的 $\rho(\text{NH}_4^+-\text{N})$ 大于 20 mg/L ,这主要是因为,在好氧段系统仍连续进水,系统内的异氧菌与硝化菌竞争溶解氧来降解有机物,硝化菌得不到充足的氧气,使得硝化不完全,出水 $\rho(\text{NH}_4^+-\text{N})$ 较高导致好氧段结束时 ρ_{TN} 偏高.通过对比可以看出,采用分段进水方式时,在保证出水水质的同时,还能大大降低曝气量,节省运行费用.

2.3 分段进水方式下系统运行过程中 pH、DO、ORP 及各污染物的变化

当系统运行稳定后,分别对 2 种不同进水方式下反应区内的 pH 值、 ρ_{DO} 、ORP 值进行在线监测,并对混合液取样分析,研究发现,当采用分段进水时,反应区内的 pH 值、 ρ_{DO} 、ORP 值的曲线有较明显的变化规律,并且与 COD 、 NH_4^+-N 、 NO_2^--N 和 NO_3^--N 的质量浓度变化有着较好的相关性.

2.3.1 选择器内各污染物及参数变化

图 5 给出了分段进水时一个周期中选择器内 pH 值、ORP 值曲线变化及与此相对应的 ρ_{COD} 和 $\rho(\text{NH}_4^+-\text{N})$ 、 $\rho(\text{NO}_2^--\text{N})$ 和 $\rho(\text{NO}_3^--\text{N})$ (简称“三氮”)的变化规律.图中的缺氧段、好氧段是相对于主反应区的反应状态来进行划分以便对照分析.

缺氧段整个系统处于进水搅拌状态,由图 5 可以看出,在缺氧 I 段(A_1)结束时,选择器内 ρ_{COD} 变化不大, $\rho(\text{NH}_4^+-\text{N})$ 上升, $\rho(\text{NO}_3^--\text{N})$ 降低为 0.这是因为:①进入选择器的污水中的部分有机物和 NH_4^+-N 首先被微生物大量吸附,通过酶反应机理被快速去除;②污水在此与来自主反应区的回流污泥(约 20%)充分混合接触,回流污泥中的 NO_3^--N 利用进水中的有机物作为碳源进行反硝化;反应开始后,选择器内 ORP 值不断下降(但下降的速度越来越小),这是因为由主反应区回流的氧化态的硝态氮被还原成氮气,选择器内的氧化还原电位不断降低;由于反硝化的进行,硝态氮不断减少,整个反应器中氧化还原状态的变化不如反硝化初期的变化幅度大,所以 ORP 值的变化越来越小;当 ORP 曲线上

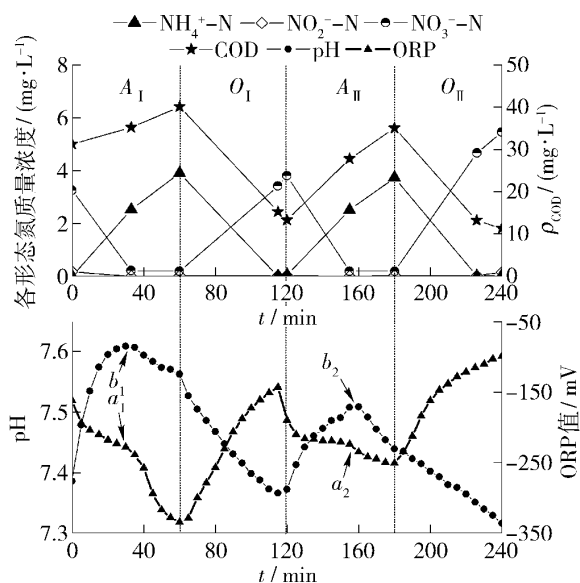


图5 选择器内 pH、ORP 与污染物随时间的变化

Fig. 5 COD, nitrogen transformation and profiles of pH, ORP in the selection area

出现拐点 a_1 、 a_2 时,说明此时选择器内由回流污泥带入的 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 进入速率逐渐小于 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 的还原速率(即反硝化速率),导致选择器内 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 大幅度减少,ORP 值曲线下落较快;此后,选择器 $\rho(\text{NO}_3^- - \text{N})$ 一直小于 0.1 mg/L ,系统逐渐进入厌氧状态.而反应开始后由于反硝化的过程中不断地产生碱度,导致 pH 值曲线持续大幅度上升;当 ORP 值曲线上出现拐点时,pH 值曲线上也相应出现了特征点 b_1 、 b_2 ,此后由于兼性异氧菌进入厌氧发酵产酸阶段,导致了 pH 值的下降^[16-17].

缺氧段结束后,主反应区进入好氧段,进行对有机物及 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 的降解,此时选择器内 ORP 值、pH 值曲线的变化规律与主反应区内 ORP 值、pH 值曲线的变化规律相一致,由于主反应区内进行的硝化反应产生了大量的氧化态物质及 H^+ ,这些都随回流污泥一起进入选择器,导致 ORP 值的上升和 pH 值的下降.

2.3.2 主反应区内各污染物及参数变化

图6给出了分段进水时一个周期中主反应区内 pH 值、 ρ_{DO} 和 ORP 值曲线的变化及与此相对应的 COD、三氮以及 TN 质量浓度的变化规律.

由图6可以看出,缺氧段系统开始进水后,主反应区内残留的 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 利用进水中的有机物进行反硝化,因此在缺氧段结束时, $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 的质量浓度降低而 COD 质量浓度变化不大;在反硝化初期由于原水偏酸性导致 pH 值有短时间的下降过程,但由于

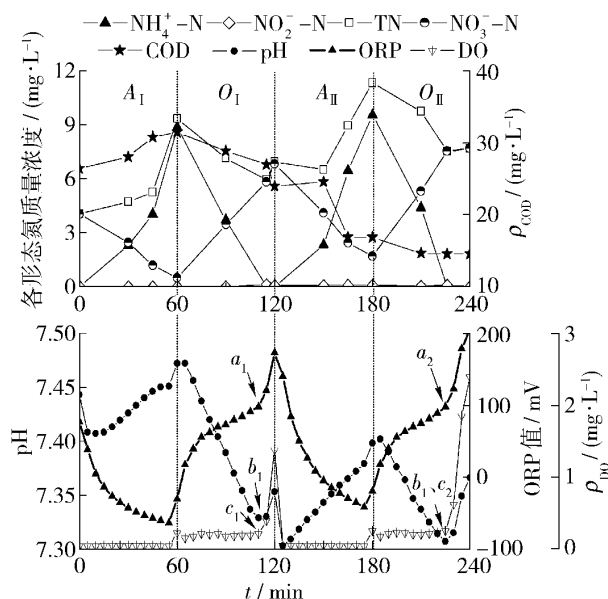


图6 主反应区内 pH、ORP 和 DO 与污染物随时间的变化

Fig. 6 COD, nitrogen transformation and profiles of pH, ORP and DO in the main aeration zone

反硝化产生碱度,因此 pH 值下降过程很快结束,然后快速上升;而此阶段的 ORP 值持续下降是因为硝态氮被还原成氮气,主反应区内的氧化态物质减少;在缺氧段后期由于反硝化的进行,硝态氮不断减少,整个反应器中氧化还原状态的变化不如反硝化初期的变化幅度大,所以 ORP 值的变化越来越小;到缺氧段结束时,主反应区内仍残留少量的 $\text{NO}_3^- - \text{N}$,同时 pH、ORP 值曲线上并未出现指示反硝化结束的特征点(即“硝酸盐峰”^[18-19]和“硝酸盐膝”^[20-21]),说明在此阶段内,反硝化并没有进行完全,这可能是因为反硝化过程中采用低 $\rho(\text{C})/\rho(\text{N})$ 的原水作为碳源,并采取连续投加方式,致使主反应区内底物质量浓度较低,碳源不足导致反硝化速率受到限制.

在好氧段内,主反应区内主要进行对 COD 和 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 的降解,由图8可以看出,在此阶段内 COD 质量浓度变化不大,而 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 被全部转化为 $\text{NO}_3^- - \text{N}$,这是因为在进水中的易降解的 COD 几乎全部在缺氧段被用于反硝化消耗掉,只剩下难降解部分,因此,在好氧段主反应区主要进行硝化反应.反应初期,ORP 值有小幅度的上升,这是因为:1) 由 ORP 值与 DO 浓度的关系式($\text{ORP 值} = a + b \ln [\text{O}_2]$)可知,由于 ORP 受 DO 影响,当进入好氧段后,DO 浓度的小幅度增加也会引起 ORP 值相应上升;2) 开始曝气后,主反应区内 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 被氧化为 $\text{NO}_3^- - \text{N}$,系统内氧化态物质的大量增加引起了 ORP 值的迅速上升^[14].此后随着硝化反应的不进行, $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 不

断被氧化,由 ORP 的定义可知,由于还原态物质的不断减少,相应产生的氧化态物质也不断减少,导致了 ORP 值上升变缓. 与此相对应的 ρ_{DO} 曲线缓慢上升是因为硝化细菌进行硝化反应的速率随着氨氮的降解不断减小,并且系统的恒定较小的曝气量使得耗氧速率略小于供氧速率. 好氧段末期, pH 值下降至最低点(如图 6 中的 a_1 、 a_2),出现“氨谷”^[20,22-24], DO 曲线上出现跳跃点(如图 6 中的 c_1 、 c_2)、ORP 曲线迅速上升(如图 6 中的 b_1 、 b_2),此时系统内的 $\rho(\text{NH}_4^+-\text{N})$ 降低为零,说明硝化反应结束.

3 结论

1) 当 CAST 工艺采用交替 2 次缺氧/好氧(A/O)运行方式时,连续进水方式下系统 TN 平均去除率 75.05%,系统因长期低负荷运行而发生污泥膨胀;而采用分段进水可适当提高系统的 TN 平均去除率至 81.45%,并且污泥沉降性能良好.

2) 分段进水方式下将曝气量从 $0.32 \text{ m}^3/\text{h}$ 降至 $0.24 \text{ m}^3/\text{h}$,系统 NH_4^+-N 去除率一直维持在 99% 以上,出水 $\rho(\text{NH}_4^+-\text{N})$ 小于 0.1 mg/L ,而在连续进水方式下只有将曝气量提高至 $0.56 \text{ m}^3/\text{h}$,才能使系统 NH_4^+-N 去除率大于 99%;通过对比可知,当系统 NH_4^+-N 去除率大于 99% 时,分段进水方式下所需的曝气量仅为连续进水方式下的 43%. 由此可见,采用分段进水方式时,不仅能提高系统对 TN 的去除性能,而且还能节省曝气量,适当降低运行费用.

3) 通过在线监测反应区内的 pH 值、 ρ_{DO} 、ORP 值发现,当采用分段进水时,反应区内的 pH 值、 ρ_{DO} 和 ORP 值曲线有较明显的变化规律,并与反应区内污染物浓度的变化有着较好的相关性. 对于低 $\rho(\text{C})/\rho(\text{N})$ 生活污水,硝化过程中 pH 值曲线上出现了标志硝化反应结束的“氨谷”,而反硝化由于进水碳源不足未进行彻底, pH 值、ORP 值曲线上并未出现指示反硝化结束的“硝酸盐峰”和“硝酸盐膝”.

参考文献:

- [1] 郑平,徐向阳,胡宝兰. 新型生物脱氮理论与技术 [M]. 北京: 科学出版社, 2004: 3-5.
- [2] ZHU Gui-bing, PENG Yong-zhen, LI Bai-kun, et al. Biological removal of nitrogen from wastewater [J]. Rev Environ Contam Toxicol, 2008, 192: 159-195.
- [3] 郑兴灿,李亚新. 污水除磷脱氮技术 [M]. 北京: 中国建筑工业出版社, 1998: 7-13.
- [4] GORONSZY M C. Intermittent operation of the extended aeration process for small systems [J]. J Water Pollut Control Fed, 1979, 51(2): 274-287.
- [5] GORONSZY M C, 朱明权, WUTSCHER K. 循环式活性污泥法(CAST)的应用及其发展 [J]. 中国给水排水, 1996, 12(6): 4-10.
- [6] GORONSZY M C, ZHU Ming-quan, WUTSCHER K. Development and application of cyclic activated sludge technology [J]. China Water & Wastewater, 1996, 12(6): 4-10. (in Chinese)
- [7] GORONSZY M C. The cyclic activated sludge system for resort area wastewater treatment [J]. Wat Sci Tech, 1995, 32(9/10): 105-114.
- [8] 孙剑辉,闫怡新. 循环式活性污泥法的工艺特性及其应用 [J]. 工业水处理, 2003, 23(5): 5-8.
- [9] SUN Jian-hui, YAN Yi-xin. Characteristics and application of cyclic activated sludge technology [J]. Industrial Water Treatment, 2003, 23(5): 5-8. (in Chinese)
- [10] 国家环境保护局. 水与废水监测分析方法 [M]. 3 版. 北京: 中国环境科学出版社, 1997: 230-354.
- [11] 龙腾锐,何强,林刚. 活性污泥中丝状菌与絮体结构的关系研究 [J]. 中国给水排水, 2000, 16(2): 5-8.
- [12] LONG Teng-rui, HE Qiang, LIN Gang. Research on the relationships between filamentous organisms and flocculate structure in activated sludge [J]. China Water & Wastewater, 2000, 16(2): 5-8. (in Chinese)
- [13] 周利,彭永臻,黄志,等. 丝状菌污泥膨胀的影响因素与控制 [J]. 环境科学进展, 1999, 7(1): 89-93.
- [14] ZHOU Li, PENG Yong-zhen, HUANG Zhi, et al. The factors of effects on filamentous bulking and the control of filamentous bulking [J]. Advances in Environmental Science, 1999, 7(1): 89-93. (in Chinese)
- [15] MARTINS A M P, PAGILLA K, HEIJNEN J J, et al. Filamentous bulking sludge-a critical review [J]. Water Res, 2004, 38: 793-817.
- [16] MARTINS A M P, PAGILLA K, HEIJNEN J J, et al. Filamentous bulking sludge: a critical review [J]. Water Res, 2004, 38: 793-817.
- [17] CASEY T G, WENTZEL M C, LOEWENTHAL R E, et al. A hypothesis for cause of low F/M filament bulking in nutrient removal activated sludge system [J]. Water Res, 1992, 26(6): 867-869.
- [18] SOTO O, ASPÉ E, ROECKEL M. Kinetics of cross-inhibited denitrification of a high load wastewater [J]. Enzyme Microb Tech, 2007, 40(6): 1627-1634.
- [19] 马娟,彭永臻,王丽,等. CAST 工艺处理低 C/N 生活污水的强化脱氮性能 [J]. 环境工程学报, 2009, 3(2): 234-238.
- [20] MA Juan, PENG Yong-zhen, WANG Li, et al.

- Enhancing nitrogen removal performance of CAST for low ratio of C/N municipal wastewater treatment [J]. Chinese Journal of Environmental Engineering, 2009, 3(2): 234–238. (in Chinese)
- [6] 高景峰, 彭永臻, 王淑莹, 等. 以 DO、ORP、pH 控制 SBR 法的脱氮过程 [J]. 中国给水排水, 2001, 17(4): 6–11.
GAO Jing-feng, PENG Yong-zhen, WANG Shu-ying, et al. Using dissolved oxygen, oxidation reduction potential and pH value for control nitrogen removal in SBR process [J]. China Water & Wastewater, 2001, 17(4): 6–11. (in Chinese)
- [7] 高大文, 彭永臻, 郑庆柱. SBR 工艺中短程硝化反硝化的过程控制 [J]. 中国给水排水, 2002, 18(11): 13–18.
GAO Da-wen, PENG Yong-zhen, ZHENG Qing-zhu. Process control of shortcut nitrification-denitrification in sequencing batch reactor process [J]. China Water & Wastewater, 2002, 18(11): 13–18. (in Chinese)
- [8] PEDDIE C C, MAVINIC D S, JENKINS C J. Use of ORP for monitoring and control of aerobic sludge digestion [J]. J Environ Eng ASCE, 1990, 116(3): 461–471.
- [9] PAUL E, LIAW S S, MAURET M, et al. Process state evaluation of alternating oxic-anoxic activated sludge using ORP, pH and DO [J]. Wat Sci Tech, 1998, 38(3): 299–306.
- [20] AL-GHUSAIN I A, HAO O J. Use of pH as control parameter for aerobic/anaerobic sludge digestion [J]. J Environ Eng ASCE, 1995, 121(3): 225–235.
- [21] KIM J H, CHEN Mei-xue, KISHIDA N, et al. Integrated real-time control strategy for nitrogen removal in swine wastewater treatment using sequencing batch reactors [J]. Water Res, 2004, 38(14/15): 3340–3348.
- [22] CHANG C H, HAO O J. Sequencing batch reactor system for nutrient removal: ORP and pH profiles [J]. J Chem Technol Biotechnol, 1996, 67: 27–38.
- [23] PENG Y Z, GAO J F, WANG S Y, et al. Use pH and ORP as fuzzy control parameters of denitrification in SBR process [J]. Wat Sci Tech, 2002, 46(4/5): 131–137.
- [24] INGILDSSEN P, WENDELBOE H. Improved nutrient removal using continuous on-line sensors with short response time [J]. Wat Sci Tech, 2003, 48(1): 95–102.

(责任编辑 苗艳玲)