

CAST 分段进水深度脱氮性能及在线控制

马娟^{1,2}, 彭永臻¹, 王淑莹¹, 王丽¹, 刘洋³, 马宁平³

- (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. 兰州交通大学 环境与市政工程学院, 甘肃 兰州, 730070;
3. 标准水务有限公司, 北京, 100022)

摘要: 以生活污水为处理对象, 考察循环式活性污泥法(CAST)分段进水深度脱氮在线控制工艺中有机物降解、硝化和反硝化反应过程中氧化还原电位(ORP)及 pH 值的变化规律, 建立这些控制参数与有机物去除、硝化和反硝化反应过程中主要污染物指标间的相关关系。研究结果表明: 根据 ORP 及 pH 曲线上的特征点适时地停止曝气与进水缺氧搅拌, 能更加有效地控制 CAST 多段进水工艺, 达到深度脱氮的目的, 并尽可能降低运行成本; 当进水 COD 为 155.0~443.6 mg/L 和 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 质量浓度为 57.98~82.40 mg/L 时, 系统最终出水 COD(化学需氧量)低于 40 mg/L, $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 质量浓度低于 0.5 mg/L, TN(总氮)质量浓度低于 2.0 mg/L; 在 17, 23 和 30 °C 时, 升高温度能显著提高系统反硝化效果, 反硝化速率随温度上升而递增; 当原水有机碳源充足时, 分段进水次数增多, 由于反硝化速率加快, 反应时间缩短, 且反应末端外碳源投加量减少; 采用 CAST 分段进水深度脱氮工艺系统除磷性能稳定, 且去除率可达 90% 以上。

关键词: 分段进水; 在线控制; CAST; 深度脱氮

中图分类号: X703.1

文献标志码: A

文章编号: 1672-7207(2010)02-0793-06

Performance of advanced nitrogen removal with on-line control using step-feed CAST technology

MA Juan^{1,2}, PENG Yong-zhen¹, WANG Shu-ying¹, WANG Li¹, LIU Yang³, MA Nin-ping³

- (1. Key Laboratory of Beijing for Water Quality Science and Water Environment Recovery Engineering, Beijing University of Technology, Beijing 100124, China;
2. Institute of Environmental and Municipal Engineering, Lanzhou Jiaotong University, Lanzhou 730070, China;
3. Standard Water Ltd., Beijing 100022, China)

Abstract: Profiles of oxidation reduction potential (ORP) and pH value were investigated during organic degradation, nitrification and denitrification of advanced nitrogen removal in step-feed cyclic activated sludge technology (CAST) with on-line control treating domestic wastewater, and the relationship among process parameters and variations of organic substances and nitrogens during the treatment process was also established. The results show that based on the characteristic points in pH and ORP profiles to halt aeration and stirring process timely, step-feed CAST with on-line control system is found to perform more effectively so that advanced nitrogen removal is achieved and operation cost is saved as much as possible. When COD and mass concentrations of $\text{NH}_4^+\text{-N}$ in the influent are 155.0–443.6 mg/L and 57.98–82.40 mg/L, COD and mass concentrations of $\text{NH}_4^+\text{-N}$ and TN in the effluent are less than 40, 0.5 and 2.0 mg/L, respectively, as step-feed CAST with on-line control adopted. Moreover, the specific denitrification rate is observed to be improved significantly when the temperature of system is 17 °C, 23 and 30 °C. Sufficient organic carbon in influent can increase feeding frequencies, shorten treatment process as well as decrease external carbon source dosage. The phosphorus removal performance is stable and the removal rate can reach 90% when step-feed CAST technology is used.

Key words: step-feed; on-line control; cyclic activated sludge technology; advanced nitrogen removal

收稿日期: 2009-01-30; 修回日期: 2009-04-15

基金项目: “十一五”国家科技支撑计划重点项目(2006BAC19B03); 新加坡环境与水工业发展协会项目(EDB S07/1-53974082)

通信作者: 彭永臻(1949-), 男, 黑龙江哈尔滨人, 博士, 教授, 从事污水生物处理理论与应用研究; 电话: 010-67392627; E-mail: majuan@emails.bjut.edu.cn; pyz@bjut.edu.cn

污水中磷可以借助于化学或生物方法去除,而氮则几乎只能通过生物学方法去除。传统生物脱氮处理采用两段法,即氨氮在好氧条件下被氧化成硝酸盐氮,而后硝酸盐氮在缺氧条件下被还原为氮气。因此,一般需要 2 个反应器来进行 2 种不同的工艺过程。CAST(Cyclic activated sludge technology, 循环式活性污泥法)是 SBR(Sequencing batch reactor, 间歇式活性污泥法)的一种变形,因具有投资及运行费用低、操作简单灵活及其选择器能防止污泥膨胀和在主反应区内可进行同步硝化反硝化等特点,在众多污水处理工艺中脱颖而出,同时,随着近年来计算机及各种软件的发展,CAST 工艺备受设计者青睐,许多污水处理厂纷纷采用^[1-3]。然而,传统 CAST 工艺运行方式也有其局限性。由于缺少缺氧搅拌阶段,其脱氮性能受到限制,固定时间长的控制方式亦不能适应进水水量和水质的变化,造成污染物去除效率不稳定,出水水质得不到保证。应用 DO(Dissolved oxygen, 溶解氧)质量浓度、ORP(Oxidation reduction potential, 氧化还原电位)和 pH 值作为实时控制参数优化污水处理工艺运行条件及污水厂运行管理制度,可有效提高污水处理效率,降低系统运行费用,是一种可持续发展方法^[4-9]。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,并为实际污水处理厂的计算机智能控制提供了理论依据。CAST 分段进水深度脱氮工艺能充分利用原水中有有机物作为反硝化碳源,在节省外加碳源投加量的基础上,不仅保持了传统 CAST 工艺的优点,还能达到深度脱氮的目的。在此,本文作者以 DO 质量浓度,ORP 和 pH 联合作为反应时间控制参数准确控制各个阶段的反应时间,系统研究 CAST 分段进水深度脱氮工艺过程中 ORP 和 pH 值的变化规律;同时,考察温度和 $w(C)/w(N)$ 对 CAST 分段进水深度脱氮工艺的影响。

1 试验材料与方法

1.1 试验装置

CAST 试验系统见图 1。装置由有机玻璃制造,反应器由生物选择器和主反应区 2 个隔室组成。反应器体积为 24 L,有效容积为 18 L,生物选择器与主反应区体积比为 1:10。试验进水和回流污泥量采用蠕动泵控制,选择器与主反应区内均设有搅拌器,温度由温控系统控制。试验正常运行条件如下:进水流量为 24 L/d, SRT(污泥龄)为 12 d,反应器最高水位处 MLSS 质量浓度为 3 g/L,污泥回流比为 20%,好氧阶段曝气量设定为 0.2 m³/h。

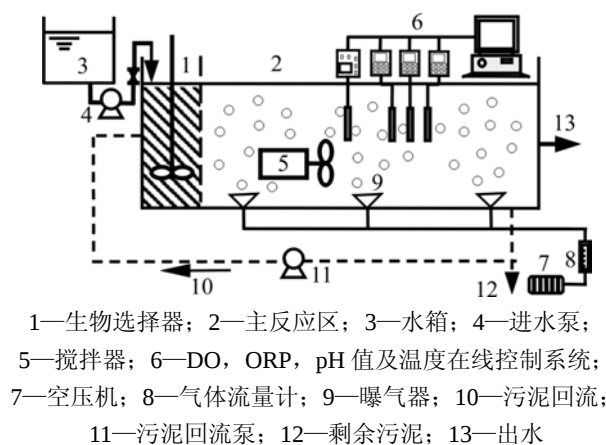


图 1 CAST 工艺试验装置

Fig.1 Schematic diagram of experimental system and control equipment in CAST

1.2 试验用水

试验用水取自北京工业大学教工家属区化粪池,其中, COD(化学需氧量), NH_4^+-N , TN(总氮)和 TP(总磷)质量浓度分别为 155.00~223.60, 57.98~82.40, 61.50~85.83 和 3.90~7.20 mg/L, 平均 C 和 N 质量分数比 $w(C)/w(N)$ 为 2.8(如无特殊说明,试验均采用该污水为原水);高 $w(C)/w(N)$ 试验用水仅用于考察 $w(C)/w(N)$ 对 CAST 分段进水深度脱氮的影响,为原生活污水投加适量乙酸钠于水箱内配制而成,配水后平均 $w(C)/w(N)$ 为 6.2。试验 pH 值为 7.15~7.7,总碱度为 200~420 mg/L。

1.3 分析项目及方法

采用 APHA 标准测定方法^[10]进行检验分析,参数包括: COD, TOC(总有机碳), NH_4^+-N , NO_3^--N , NO_2^--N , TN(总氮), $\text{PO}_4^{3--}\text{P}$, TP(总磷), DO 和 MLSS 质量浓度;总碱度;氧化还原电位(ORP)以及 pH 值。COD 采用 5B-3 型快速测定仪测定;TOC 和 TN 质量浓度采用 Multi N/C 3400 型 TOC 测定仪测定;DO 质量浓度和 ORP 以及 pH 值采用 WTW Multi 340i 多功能在线测定仪测定。

1.4 CAST 分段进水操作策略

CAST 分段进水工艺在操作过程中需反复投加原水、反复进行好氧硝化和缺氧反硝化,在反硝化过程中通过多次反复投配原水实现反硝化。其操作步骤如下:

(1) 原污水进入 CAST 反应器(进水时间为 15 min),好氧曝气去除有机物和硝化反应。

(2) 硝化完全后,向反应器连续投加原水以利用其中的碳源进行反硝化,原水投加量以反硝化进行完全为宜。

(3) 反硝化结束后再曝气,使因投加原水而额外

带入系统的氨氮转化为硝态氮。

(4) 重复投加原水反硝化和后曝气的过程(n 次),最后投加适量的外碳源(如乙醇等)进行反硝化。

2 结果与分析

2.1 污泥的培养和驯化

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月,前1月采用瞬时进水,限制性曝气,当MLSS质量浓度达到4 g/L左右时,按试验方案运行。其间,定期监测出水水质,当出水COD质量浓度低于50 mg/L, $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 去除率达95%以上时结束驯化。试验数据均以改变运行条件待系统稳定后开始记录。

2.2 结果和讨论

2.2.1 CAST 分段进水实时控制脱氮规律

图2给出了CAST分段进水深度脱氮过程中pH

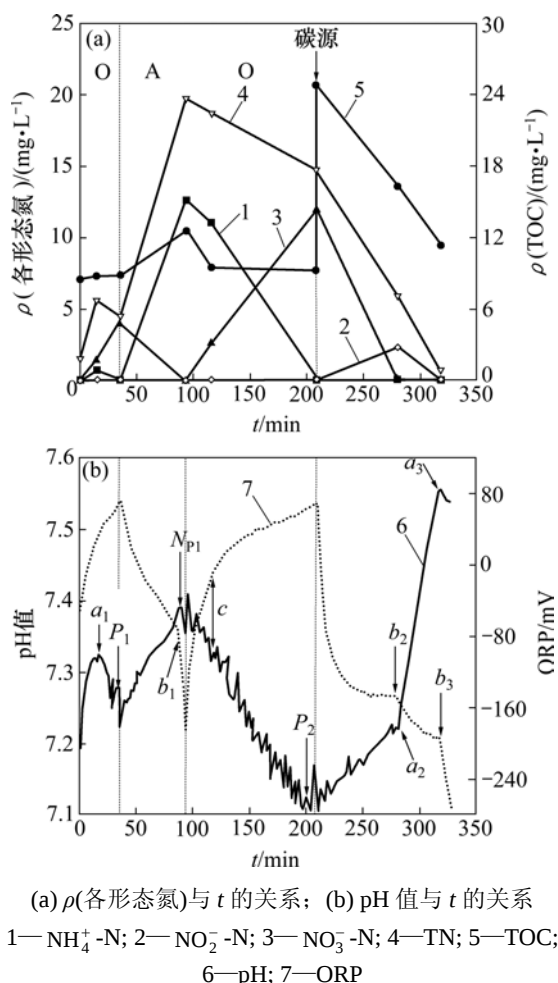


图2 pH, ORP, TOC 各形态氮与污染物质量浓度随时间的变化

Fig.2 Experimental and modeled profiles of ammonia, nitrate, TN, TOC and pH, ORP during a typical cycle

值、氧化还原电位(ORP)变化曲线及与此相对应的TOC和 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$, $\text{NO}_2^- - \text{N}$, $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 以及TN质量浓度的变化规律。由图2可以看出:进水反应开始15 min后, pH值出现凸点(a_1), TOC质量浓度变化不大, $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 质量浓度上升。在该阶段,微生物大量吸附有机物,利用有机物同化合成细胞物质。由于在合成细胞物质过程中需要少量氮,故 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 质量浓度低于理论值。将此阶段定义为微生物对有机物和氨氮的吸附阶段,主要是因为该阶段以呼吸作用为主,合成反应是次要的。在此阶段pH值升高,其原因主要有:

(1) 上周期反硝化进行完全,在闲置阶段系统厌氧产生有机酸。当微生物对有机物进行吸附和利用时,体系中的有机酸含量减少,从而引起pH值升高。

(2) 异养微生物对有机物的合成代谢和分解代谢都要产生 CO_2 ,随着曝气吹脱,体系内 CO_2 的含量减少而引起pH值升高。

(3) 微生物的呼吸活动会消耗体系内的 H^+ 也会引起pH值升高。在进水结束至36 min期间,反应进入硝化阶段, pH值开始由上升转而下降至最低点(P_1),即指示硝化反应结束的特征点“氨谷”^[11-12]出现,同时, ORP曲线由持续上升转为出现平台。

硝化结束后,向反应器内投加原污水作为反硝化碳源,反应进入反硝化阶段。在反硝化过程中产生碱性物质引起pH值上升,而体系中氧化态物质的减少导致ORP降低;当反应进行到92 min时,体系中硝态氮消失,反硝化结束,特征点 N_{P1} 和 b_1 出现。由于兼性异氧菌进入厌氧发酵产酸阶段, pH值开始下降,致使pH曲线出现“硝酸盐峰”^[13-14]。同时,在厌氧环境下,硫酸还原菌还原硫化物产生 H_2S ,系统中的还原性物质急剧增加,导致ORP迅速下降,出现“硝酸盐拐点”^[12, 15]。

在第2次投加原水(反硝化阶段)后的好氧阶段,除了有指示硝化结束的特征点 P_2 外,还出现了易降解有机物的结束点 c 。其原因是:尽管原水投加时间是根据pH值和ORP曲线上特征点实时控制,即指示反硝化的点 N_{P1} 和 b_1 出现后便立即关闭进水泵,但由于反硝化阶段进水采用连续投加方式,碳源供应速率高于反硝化需求速率,使原水中易降解有机物作为反硝化碳源并未被完全消耗,因此,进入好氧阶段后先降解有机物,然后硝化;当 c 点出现后,反应器内大部分有机物已被去除(去除率 $>90\%$),即系统开始进入有机物的难降解阶段。点 c 出现的原因主要有:(1)微生物对所吸附的有机物和含氮化合物释放,使得一些有机酸又回到混合液中,引起体系pH值在小范围内急剧下降;(2)微生物对有机物和含氮化合物的合成

反应为主要反应, 而呼吸反应变为次要反应, 在微生物利用有机物的过程中产生的一些小分子有机酸释放到体系中引起 pH 值下降; 此外, 微生物的合成反应会产生一定量的 CO_2 , 当 CO_2 产生量大于曝气吹脱量时也会引起体系 pH 值小范围下降。氧化还原电位(ORP)曲线上升的主要原因则是: 微生物利用有机物合成细胞物质, 体系中的氧化态物质就会增加, 进而引起 ORP 增大。从图 2 可以看到: 在点 c 出现之前, 体系内一直进行的是有机物的降解, 而硝化反应基本没有进行, 虽然此时 NH_4^+-N 质量浓度也降低, 但主要是微生物降解有机物时通过同化作用去除。此后一直到点 P_2 出现, 体系内进行的是 NH_4^+-N 的硝化, 而在该好氧阶段总氮质量浓度减少, 则由同步硝化反硝化作用所引起。

第 2 个“氨谷”(点 P_2)出现后, 向反应器主反应区瞬时投加乙醇作为反硝化碳源。从图 2 可以看出: 随着反硝化反应的进行, 系统 pH 值不断上升; 当系统内硝态氮(NO_x^--N)反应完毕时, pH 曲线出现一折点 a_3 , 点 a_3 对应的 NO_2^--N 质量浓度为 0 mg/L, 王少坡等^[16]将其定义为“亚硝酸盐峰”; 此外, 在“亚硝酸盐峰”出现之前, pH 曲线上出现了另一个拐点 a_2 。经监测发现: 点 a_2 出现时 NO_3^--N 恰好完全转化为 NO_2^--N , 然后, 体系内进行的是以 NO_2^--N 为电子受体的反硝化。由于 NO_2^--N 反硝化速率比 NO_3^--N 的反硝化速度快, 所以, 此阶段内 pH 值升高速度较前阶段快, 使得 pH 曲线斜率增加, 从而出现拐点 a_2 , 该点真正反映了硝酸盐被耗尽, 称为“硝酸盐弓”。在整个反硝化过程中, 与 pH 曲线上的 a_2 和 a_3 相对应的是 ORP 曲线上 2 个特征点 b_2 和 b_3 。在反硝化过程临近结束时, 溶液中主要存在的 NO_x^--N 形式为 NO_2^--N , 因为从反硝化反应方程式可知: NO_3^--N 首先要转化为 NO_2^--N , 然后, 还原为氮的气态物质, 所以, 在反应的终点必然是以 NO_2^--N 耗尽而结束反硝化反应。在 NO_3^--N 消耗后, 体系内尚有部分 NO_2^--N 存在。因此, 笔者认为图 2 中的点 b_3 称为“亚硝酸盐膝”更恰当, 而点 b_2 表征 NO_3^--N 耗尽的时刻, 宜称为“硝酸盐膝”。经研究还发现: 第 1 个缺氧段不发生 NO_2^--N 积累且 pH 值和 ORP 曲线上未出现 a_2 和 b_2 特征点。其原因可能是该反硝化过程所用碳源为不易降解有机基质, 且碳源采取连续投加方式, 低底物质量浓度导致反硝化速率受到限制, NO_3^--N 向 NO_2^--N 的还原速率甚至可能低于 NO_2^--N 向氮的气态物质转化速率。因此, 仅在最后一个反硝化阶段瞬时投加碳源时才出现该特征点。

2.2.2 温度对 CAST 分段进水深度脱氮过程的影响

图 3 所示为在 17, 23 和 30 °C 这 3 种温度下, CAST 分段进水深度脱氮过程中 pH 值、氧化还原电位(ORP)变化曲线。从图 3 可以看出: 各温度下硝化与反硝化阶段特征点与图 2 的一致; 与温度对硝化的影响相比, 反硝化受温度影响更大且反硝化反应时间与温度成反比。由于在缺氧阶段一直连续进水, 因此, 低温时缺氧段进入系统的原水较多, 而 CAST 分段进水深度脱氮是根据 pH 值和 ORP 曲线上的特征点来判断反应是否结束, 并以此判断是否停止进水和曝气, 从而达到节能降耗的目的, 且各温度下第 1 个好氧阶段进水量不变, 反硝化所需碳源量也应基本相同, 但由于受温

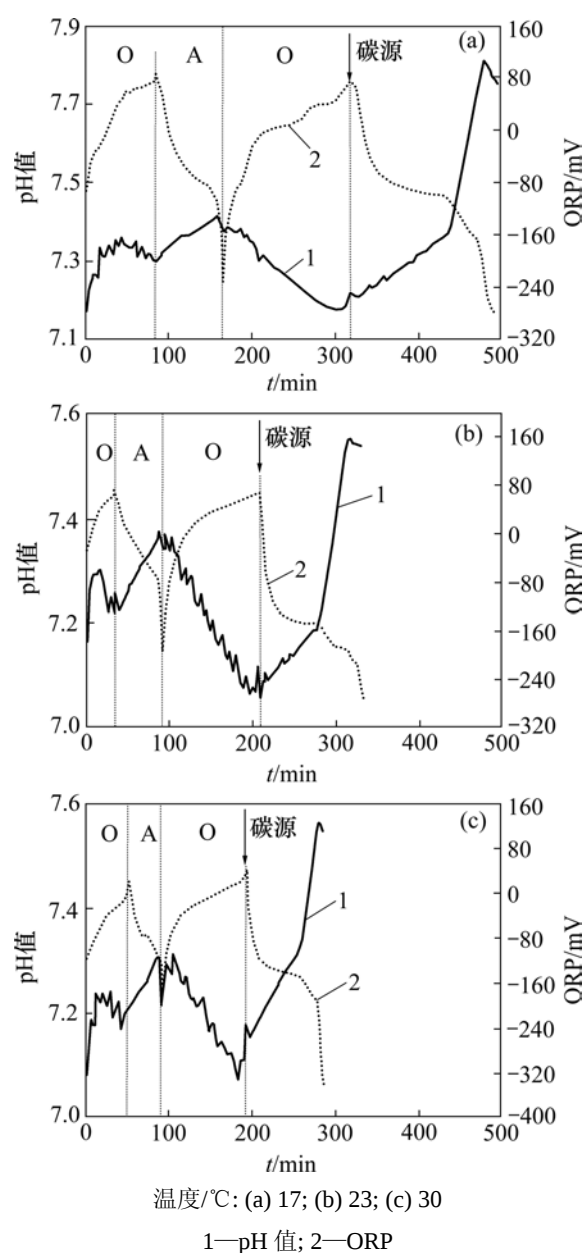


图 3 不同温度下 pH 值和 ORP 随时间的变化
Fig.3 pH value and ORP profiles at different temperatures

度的影响, 最终导致低温条件下进入系统的原水量增多后续硝化时间延长。

图4所示为不同温度下第1个好氧和缺氧阶段的反应速率及缺氧末期有机物浓度。从图4可以看出: 在好氧条件下, 硝化速率并不与温度成正比。其原因是: 反应速率受多种因素影响, 除温度之外, 溶解氧质量浓度也是影响硝化速率的1个重要因素^[17], 而氧传质速率与温度成反比, 所以, 保持进水量和曝气量不变, 温度与溶解氧质量浓度2个因素协同作用导致30℃时的硝化速率低于中温23℃时的硝化速率, 高于17℃时的硝化速率。相反, 反硝化速率呈现随温度升高而上升的趋势。由于反硝化所需碳源量基本相同, 所以, 由降低温度造成的反硝化变缓及进水反应时间延长致使体系内缺氧段末期残留的易降解有机物质量浓度较高。

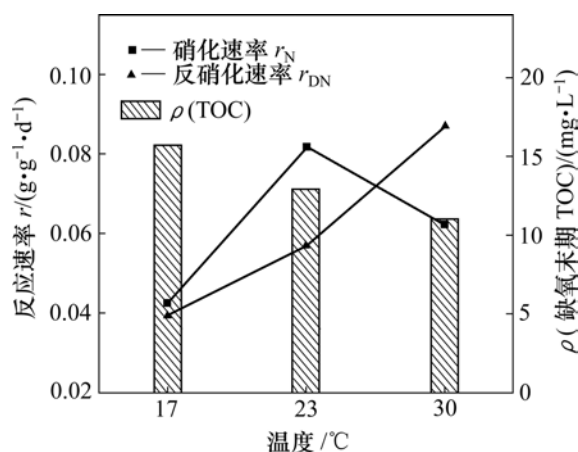


图4 温度对硝化及反硝化过程的影响

Fig.4 Effects of temperature on both nitrification and denitrification

2.2.3 $w(C)/w(N)$ 对 CAST 分段进水深度脱氮的影响

图5所示为C和N质量分数之比 $w(C)/w(N)$ 为6.2时, pH值、ORP与污染物质量浓度随时间的变化。由图5可见: 在处理相同水量的条件下, 提高原水 $w(C)/w(N)$, CAST分段进水次数增多, 反应末期碳源投加量减少, 且总反应时间略缩短。与低 $w(C)/w(N)$ 的情况相比, 处理高 $w(C)/w(N)$ 的原水碳源投加量节省80%, 而反应时间缩短, 这是因为碳源进入系统速率变快, 致使底物相对充足, 从而引起反硝化速率加快。

2.2.4 CAST 分段进水深度脱氮工艺的除磷性能

图6所示为CAST分段进水深度脱氮工艺运行30个周期的除磷性能。从图6可以看出: 尽管原水中 $w(C)/w(N)$ 较低, 采用CAST分段进水深度脱氮工艺,

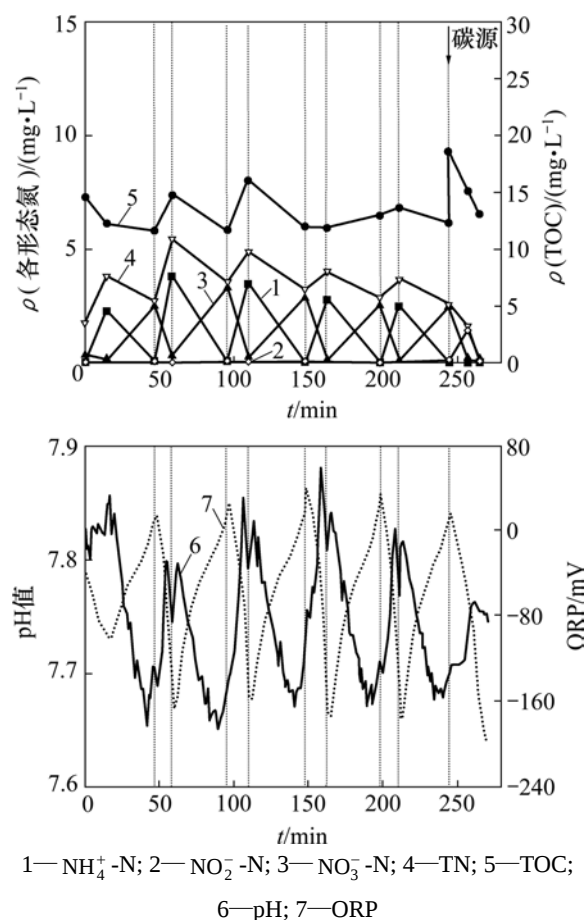


图5 高 $w(C)/w(N)$ 时pH值、ORP与污染物随时间的变化
Fig.5 Experimental and modeled profiles of ammonia, nitrite, nitrate, TN, TOC and pH, ORP with high $w(C)/w(N)$ influent during one typical cycle

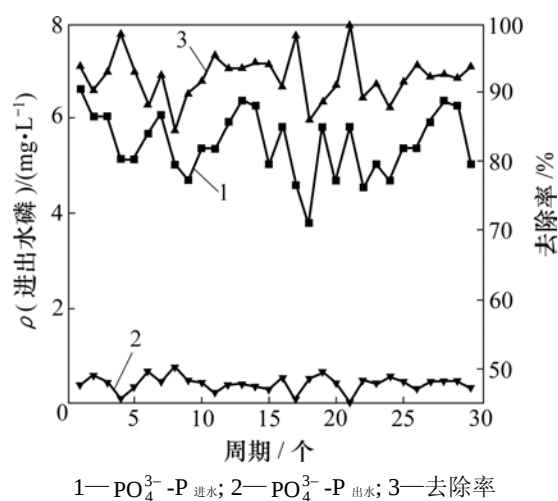


图6 CAST分段进水深度脱氮在线控制工艺的除磷性能
Fig.6 Performance of phosphorus removal in step-feed CAST with on-line control

系统除磷性能稳定且磷酸盐平均去除率可达90%以

上,出水末端磷酸盐质量浓度在 0.5 mg/L 左右。其原因是: CAST 分段进水深度脱氮工艺引入了缺氧阶段,这为选择器内的厌氧放磷提供了很好的条件;若采用传统的进水/曝气、沉淀、排水及闲置工序,进水期间主反应区一直曝气且污泥回流,选择器内无法保证严格的厌氧环境,而深度脱氮工艺在缺氧阶段有充足的碳源进入选择器,尽管有部分碳源用于因回流污泥带入的 NO_3^- -N 的反硝化反应,但低回流比能够保证进水中碳源足以用来释放磷,并使选择器充分发挥其作用。同时,根据硝化和反硝化过程中 ORP 和 pH 曲线上的特征点适时地停止曝气和进水,不会为二次放磷提供机会。因此,系统不仅具备深度脱氮性能,而且有较好的除磷效果。

3 结论

(1) 根据 ORP 及 pH 曲线上的特征点适时地停止曝气与进水,不仅可达到深度脱氮的目的,而且能降低运行成本。采用 CAST 分段进水深度脱氮工艺,当进水 COD 为 155.0~443.6 mg/L, NH_4^+ -N 质量浓度为 57.98~82.40 mg/L 时,最终出水 COD 低于 40 mg/L, NH_4^+ -N 质量浓度低于 0.5 mg/L, TN 质量浓度低于 2.0 mg/L。

(2) 在不同温度下,反硝化反应效果受温度影响显著。提高原水 $w(\text{C})/w(\text{N})$ 不仅增大分段进水次数、缩短反应进程,还可减少末端反硝化碳源投加量。

(3) 缺氧阶段的引入为选择器内的厌氧放磷提供了很好的条件,系统磷酸盐平均去除率可达 90% 以上,出水末端磷酸盐质量浓度在 0.5 mg/L 左右。因此,稳定的除磷效果和深度脱氮性能使 CAST 分段进水及在线控制工艺有广阔的应用前景。

参考文献:

- [1] Goronszy M C, Slater N, Konicki D. The cyclic activated sludge system for resort area wastewater treatment[J]. *Water Science and Technology*, 1995, 32(9/10): 105–114.
- [2] Demoulin G, Goronszy M C, Wutscher K, et al. Co-current nitrification/denitrification and biological P-removal in cyclic activated sludge system plants by redox controlled cycle operation[J]. *Water Science and Technology*, 1997, 35(1): 215–224.
- [3] Goronszy M C, Demoulin G, Newland M. Aerated denitrification in full-scale activated sludge facilities[J]. *Water Science and Technology*, 1997, 35(10): 103–109.
- [4] Ingildsen P, Wendelboe H. Improved nutrient removal using in situ continuous on-line sensors with short response time[J]. *Water Science and Technology*, 2003, 48(1): 95–102.
- [5] PENG Yong-zhen, GAO Jing-feng, WANG Shu-ying, et al. Use pH and ORP as fuzzy control parameters of denitrification in SBR process[J]. *Water Science and Technology*, 2002, 46(4/5): 131–137.
- [6] Akin B S, Ugurlu A. Monitoring and control of biological nutrient removal in a sequencing batch reactor[J]. *Process Biochemistry*, 2005, 40(8): 2873–2878.
- [7] Casellas M, Dagot C, Baudu M. Set up and assessment of a control strategy in a SBR in order to enhance nitrogen and phosphorus removal[J]. *Process Biochemistry*, 2006, 41(9): 1994–2001.
- [8] GUO Jian-hua, YANG Qing, PENG Yong-zhen, et al. Biological nitrogen removal with real-time control using step-feed SBR technology[J]. *Enzyme and Microbial Technology*, 2007, 40(6): 1564–1569.
- [9] HAN Zhi-ying, WU Wei-xiang, ZHU Jun, et al. Oxidization-reduction potential and pH for optimization of nitrogen removal in a twice-fed sequencing batch reactor treating pig slurry[J]. *Biosystem Engineering*, 2008, 99(2): 273–281.
- [10] APHA. Standard methods for the examination of water and wastewater[M]. 19th ed. Washington DC: American Public Health Association/American Water Works Association/Water Environment Federation, 1995.
- [11] Chang C H, Hao O J. Sequencing batch reactor system for nutrient removal: ORP and pH profiles[J]. *Journal of Chemical Technology & Biotechnology* 1996, 67(1): 27–38.
- [12] Al-Ghusain I A, Hao O J. Use of pH as control parameter for aerobic/anaerobic sludge digestion[J]. *Journal of Environ Engineer ASCE*, 1995, 121(3): 225–235.
- [13] Peddie C C, Mavinic D S, Jebkins C J. Use of ORP for monitoring and control of aerobic sludge digestion[J]. *Journal of Environ Engineer ASCE*, 1990, 116(3): 461–471.
- [14] 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 Science and Technology*, 1998, 38(3): 299–306.
- [15] 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 Research*, 2004, 38(14/15): 3340–3348.
- [16] 王少坡, 彭永臻, 王淑莹, 等. 不同硝态氮组成下反硝化过程控制参数 pH 变化规律[J]. *高技术通讯*, 2005, 15(8): 91–95.
- [17] WANG Shao-po, PENG Yong-zhen, WANG Shu-ying, et al. Effect of proportion of nitrate and nitrite on pH profiles during denitrification[J]. *High Technology Letters*, 2005, 15(8): 91–95.
- [17] Tchobanoglous G, Burton F L, Stensel H D. Wastewater engineering: Treatment disposal and reuse[M]. 4th ed. New York: Metcalf and Eddy Inc, 2003.

(编辑 陈灿华)