

doi:10.11835/j.issn.1674-4764.2013.S1.052

## 分段进水工艺水力停留时间的优化与运行策略

曹贵华<sup>1</sup>, 张洪波<sup>2</sup>, 王淑莹<sup>1</sup>, 苗志加<sup>1</sup>, 何成达<sup>2</sup>, 彭永臻<sup>1</sup>(1. 北京工业大学 北京市水质科学与水环境恢复工程重点实验室,  
北京市污水脱氮除磷处理与过程控制工程技术研究中心, 北京 100124;  
2. 扬州大学 环境科学与工程学院, 江苏 扬州 225127)

**摘要:**本研究采用改良 A/O 四点分段进水工艺处理低浓度、低碳氮比市政废水。在进水流量分配比为 20% : 35% : 35% : 10%、缺氧/好氧体积比为 1 : 1、SRT 为 15 d、污泥回流比为 75% 条件下, 通过调整不同的水力停留时间 (HRT), 研究 HRT 对污染物去除性能的影响以及确保出水污染物达标的最短 HRT 与运行策略。结果表明: HRT 从 8.7 h 降低至 6 h, 对 COD、TP 的去除基本无影响, 但出水氨氮、TN 浓度随之升高, 并且进水碳源有效利用率以及好氧段同步硝化反硝化 (SND) 效果随之降低。当 HRT 为 6 h 时, 通过控制好氧段 DO 为 1.0~1.5 mg · L<sup>-1</sup> 联合在好氧段投加悬浮填料的策略, 出水 COD、氨氮、TN、TP 浓度分别为 25.92、1.98、14.5 和 0.47 mg · L<sup>-1</sup>; 悬浮填料的投加可以优化出水氨氮和好氧段 SND 效果, 且 SND 比例达到 22%, 但对进水碳源有效利用率的提高不明显。

**关键词:**分段进水; 脱氮除磷; 低浓度废水; 水力停留时间; 同步硝化反硝化

**中图分类号:** X703.1    **文献标志码:** A    **文章编号:** 1674-4764(2013)S1-0227-06

## Optimization and Operation Strategy of Hydraulic Retention Time in Modified Four Step-feed Process

Cao Guihua<sup>1</sup>, Zhang Hongbo<sup>2</sup>, Wang Shuying<sup>1</sup>, Miao Zhijia<sup>1</sup>, He Chenda<sup>2</sup>, Peng Yongzhen<sup>1</sup>(1. Key Laboratory of Beijing for Water Quality Science and Water Environmental Recovery Engineering,  
Engineering Research Center of Beijing, Beijing University of Technology, Beijing 100124, P. R. China;  
2. College of Environmental Science and Engineering, Yangzhou University, Yangzhou 225127, Jiangsu, P. R. China)

**Abstract:** A pilot modified four step-feed process was applied to deal with weak municipal wastewater. After 133 days of continuous operation with different hydraulic retention time (HRT) and operation strategy, the results are obtained as the following: (1) When HRT is reduced from 8.7h to 6h, there is almost no effect on performance of COD and TP, but would lead to increase effluent NH<sub>4</sub><sup>+</sup> - N and TN. Meanwhile, the influent carbon source utilization and simultaneous nitrification and denitrification (SND) are correspondingly decreased. (2) When HRT is 6h, the DO concentration in aerobic zones are controlled between 1.0-1.5 mg · L<sup>-1</sup> and adding suspended carriers in aerobic zones, the effluent performance of COD, NH<sub>4</sub><sup>+</sup> - N, TN and TP are 25.92, 1.98, 14.5 and 0.47 mg · L<sup>-1</sup> respectively. (3) Suspended carriers can be used to optimize the effluent ammonia and SND performance, and achieve 22% of TN removed through SND with suspended carriers. However, it's not obvious for suspended carriers to improve the influent carbon source effective utilization.

**Key words:** step-feed process; nitrogen and phosphorus removal; weak wastewater; hydraulic retention time; simultaneous nitrification and denitrification

相比于传统活性污泥脱氮除磷工艺, 分段进水工艺具有水力停留时间 (HRT) 短、MLSS 浓度高、节省内回流和进水碳源利用率高<sup>[1-3]</sup> 等优势。目前, 无论是分段进水工艺的实验研究如多段 A/O 分段进水工艺<sup>[4-5]</sup>、改良 UCT 分段进水工艺<sup>[6-8]</sup>、分段进水膜生物反应工艺<sup>[9]</sup>、分段进水流化床工艺<sup>[10]</sup>、还是分段进水工艺的工程化应用如青岛城阳污水处理厂二期三段 A/O 升级改造<sup>[11]</sup> 以及在美国、加拿大、波兰、新加坡、新西兰、日本等国的工程应用实例, 证实了分段

进水工艺处理较高浓度市政污水 (COD ≥ 250 mg · L<sup>-1</sup>、NH<sub>4</sub><sup>+</sup> - N ≥ 40 mg · L<sup>-1</sup>、TP ≥ 4 mg · L<sup>-1</sup>) 时 HRT 控制在 8~10 h 比较合理。当利用分段进水工艺处理低浓度、低 C/N 比废水时, 从工艺容负荷参数考虑, 分段进水工艺 HRT 还有进一步缩短的空间; 从工艺的污泥负荷参数考虑, 为了确保对污染物的去除效果以及维持高污泥浓度的特点, 需通过缩短系统 HRT 或提高进水负荷的方式实现; 并且从分段进水工艺后期大规模的工程化应用角度考虑, 合理的

收稿日期: 2013-01-10

基金项目: 国家自然科学基金 (51178007); 北京市科技计划项目 (D121100000112001)

作者简介: 曹贵华 (1983-), 男, 博士研究生, 主要研究方向为污水生物处理新理论与新技术, (E-mail) caoguihua1983@emails.bjut.edu.cn

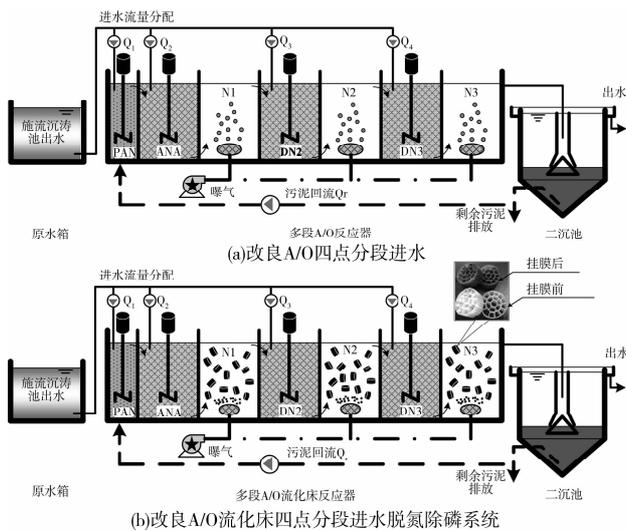
HRT 是衡量工程基建费用的主要标准之一。因此,研究分段进水工艺处理低浓度废水的合理 HRT 参数就显得尤为重要。

本研究基于上述思路研究了改良 A/O 四点分段进水工艺 (Modified Four Anoxic/Oxic Step-feed Process, 简称 MFSF Process) 处理低浓度、低 C/N 比城市污水随总 HRT 变化时对污染物去除效果的影响; 以及通过物料衡算考察不同 HRT 工况下系统对进水碳源有效利用率、同步硝化反硝化 (SND) 的影响; 同时通过调整合适的曝气量和在好氧段投加悬浮填料的方式, 研究工艺的优化运行控制策略。

## 1 材料与方法

### 1.1 实验装置及运行程序

改良 A/O 四点分段进水脱氮除磷系统由原水箱、改良 A/O 反应器或改良 A/O 流化床反应器、二沉池三部分顺序连接组成, 系统实验装置如图 1 所示。图 1(a) 和图 1(b) 的不同点在于是否在各好氧段投加悬浮填料; 其中图 1(b) 改良 A/O 流化床反应器中投加 30% 的悬浮填料, 填料技术参数: 比表面积大于  $500 \text{ m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$ 、空隙率大于 95%、比重大于  $0.95 \text{ g} \cdot \text{cm}^{-3}$ 、挂膜时间为 15~60 d、适用温度为  $-35 \sim 65^\circ\text{C}$ 。



注: PAN-预缺氧段; ANA-厌氧段; N1-第一好氧段; DN2-第二缺氧段; N2-第二好氧段; DN3-第三缺氧段; N3-第三好氧段。

图 1 实验装置

原水箱由聚乙烯塑料制作而成, 容积为 185 L。改良

A/O 反应器由无色有机玻璃构成, 有效容积为 67 L, 均分为 22 个格室, 共 7 个区域, 依次为预缺氧段、厌氧段、好氧 1 段、缺氧 2 段、好氧 2 段、缺氧 3 段、好氧 3 段。二沉池为竖流式, 总体积 30L。试验采用 5 台蠕动泵分别控制进水和污泥回流, 城市废水由原水箱通过蠕动泵进入预缺氧段、厌氧段、缺氧段 2 和缺氧段 3, 二沉池污泥回流至预缺氧段; 采用空压机为系统好氧格室曝气, 好氧段以黏砂块为微孔曝气器, 转子流量计调节曝气量; 4 台电动搅拌机分别为厌氧区和缺氧区提供搅拌。

### 1.2 接种污泥与实验用水

实验在江苏省扬州市某污水处理厂进行, 分段进水反应器接种污泥取自该污水厂 Orbal 氧化沟 ( $40\,000 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ ) 内沟的活性污泥, 采用负荷逐渐递增方法 (25%、50%、100%) 自然驯化; 流化床填料直接放置于圆柱形反应器中, HRT 为 15 h, 采用连续进水、曝气、出水的方式完成填料的挂膜, 挂完膜后填料空隙间充满呈土黄色、光滑以及粘稠度较高的硝化细菌 (图 2), 再将其投入改良 A/O 流化床反应器中。

试验用水以及流化床填料挂膜用水均取自该厂旋流式沉砂池出水, 进水水质如下: COD 为  $144 \pm 25 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ ,  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  为  $32.4 \pm 5.21 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ , TN 为  $33.1 \pm 5.29 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ , TP 为  $2.87 \pm 0.57 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ , COD/TN 为  $4.42 \pm 0.74$ , COD/TP 为  $51.9 \pm 11.2$ 。

### 1.3 分析项目与方法

COD、 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 、 $\text{NO}_2^- - \text{N}$ 、 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 、TN、TP、MLSS、MLVSS 按照标准方法测定<sup>[12]</sup>, pH、DO、ORP 和温度 T 采用 WTW340i 测定仪 (德国) 测定。

### 1.4 实验条件与运行方案

改良 A/O 四点分段进水生化系统在室温 ( $20^\circ\text{C} \sim 24^\circ\text{C}$ ) 条件下运行。整个试验期间预缺氧段、厌氧段、缺氧段 2 和缺氧段 3 四点进水流量分配比为 20 : 35 : 35 : 10, 厌氧/缺氧/好氧体积比为 4 : 8 : 10, 污泥停留时间控制为 15d, 污泥回流比为 75%, MLSS 为  $4.71 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$ , MLVSS 为  $2.48 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$ 。试验共分为 5 个运行工况, 3 种不同的 HRT 运行条件; 各阶段的运行模式及运行参数、条件如表 1 所示。

### 1.5 污染物物料衡算方法

为了分析 HRT 对进水碳源有效利用率、SND 作用的影响, 实验在第 30、62、76、102 和 127 d 分别取过程样并通过物料衡算计算碳、氮、磷等污染物在各段的去除量, 具体物料衡算公式参见 Cao<sup>[3]</sup> 等人已发表文献, 并在图 4、图 5 和表 2 中体现。

表 1 试验运行工况及运行参数

工况	时间/d	分段进水工艺类型	水力停留时间/h	处理量/ $(\text{L} \cdot \text{d}^{-1})$	曝气量/ $(\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1})$	好氧段溶解氧/ $(\text{mg} \cdot \text{L}^{-1})$	平均进水负荷/ $(10^{-3} \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1})$		
							COD	$\text{NH}_4^+ - \text{N}$	TP
E1	1~30		8.7	185	0.18	1.0~1.5	346.05	77.94	6.97
E2	31~63	改良 A/O 四点进水工艺	7	230	0.18	0.8~1.2	499.15	110.78	9.20
E3-1	64~76		6	268	0.18	0.5~0.8	520.70	136.32	10.81
E3-2	77~103		6	268	0.25	1.0~1.5	607.54	140.84	12.41
E3-3	104~133	改良 A/O 流化床四点进水工艺	6	268	0.25	1.0~1.5	587.43	132.03	11.82

## 2 实验结果与讨论

### 2.1 不同 HRT 对污染物去除效果的影响

不同 HRT 条件下系统对 COD 去除效果如图 3(a) 所示, E1 至 E3-3 工况下平均出水 COD 浓度分别为 27.43、27.43、28.78、30.34 和 25.92  $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ , 去除率分别为 80%、81%、77%、80% 和 81%。可知在进水 COD 浓度波动较大以及平均进水 COD 负荷由 0.35  $\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$  增加到 0.60  $\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$  的情况下, 系统对 COD 的去除效果相当稳定; 即使 E3-1 工况条件下好氧段 DO 浓度为 0.5~0.8  $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ , 出水 COD 浓度也低于国家《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918-2002) 一级 A 排放标准。系统对 COD 的高效去除分析原因有两点: 一是进水水质浓度低, 当系统 HRT 为 6h 时, 进水 COD 容积负荷维持在 0.60  $\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$  左右, 属于正常负荷范围内, 因此出水 COD 比较容易达标; 二是根据改良 A/O 四点分段进水工艺的进水特点, 由于原水首先进入厌氧段和缺氧段, 绝大部分进水 COD 被厌氧释磷及缺氧反硝化有效利用, 只有少量 COD 通过各好氧段曝气降解。

图 3(b) 为不同 HRT 条件下系统对 TP 去除情况, 结果显示随着改良 A/O 四点分段进水工艺 HRT 的降低以及进

水 TP 负荷的提高, 对 TP 的去除影响不大; E1 至 E3-3 工况下平均出水 TP 浓度和对 TP 去除率分别为 0.44  $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$  (84%)、0.25  $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$  (91%)、0.36  $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$  (85%)、0.40  $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$  (86%) 和 0.47  $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$  (84%)。结合表 1 可知, 进水 COD/TP 为 52 左右, 系统依然有较好的 TP 去除效果, 归因于改良 A/O 四点分段进水工艺的结构特点。第一, 预缺氧的设置可以去除污泥回流中所携带的硝酸盐, 从而利于后续厌氧段聚磷菌的厌氧释磷过程; 第二, E1 至 E3-3 工况下厌氧释磷比相差不大, 为 300% 左右 (如图 4 所示), 并在好氧 1 段通过聚磷菌的好氧过量吸磷作用实现对磷的绝大部分去除; 第三, 通过物料衡算发现在各缺氧段发生了反硝化除磷现象以及微生物的同化吸磷情况 (如图 4 所示), E1 至 E3-3 工况下缺氧段除磷量分别为 0.27  $\text{g} \cdot \text{d}^{-1}$  (8.82%)、0.30  $\text{g} \cdot \text{d}^{-1}$  (10.7%)、0.31  $\text{g} \cdot \text{d}^{-1}$  (8.58%)、0.27  $\text{g} \cdot \text{d}^{-1}$  (6.97%) 和 0.49  $\text{g} \cdot \text{d}^{-1}$  (10.8%)。综合上述 3 点分析可见由于各工况下厌氧段释磷量以及好氧吸磷量差不多, 并且在缺氧段发生吸磷量差异不大, 导致 HRT 对系统 TP 去除影响不大; 同时在低 COD/TP 比情况下缺氧段发生磷的去除可以优化系统出水 TP 效果。

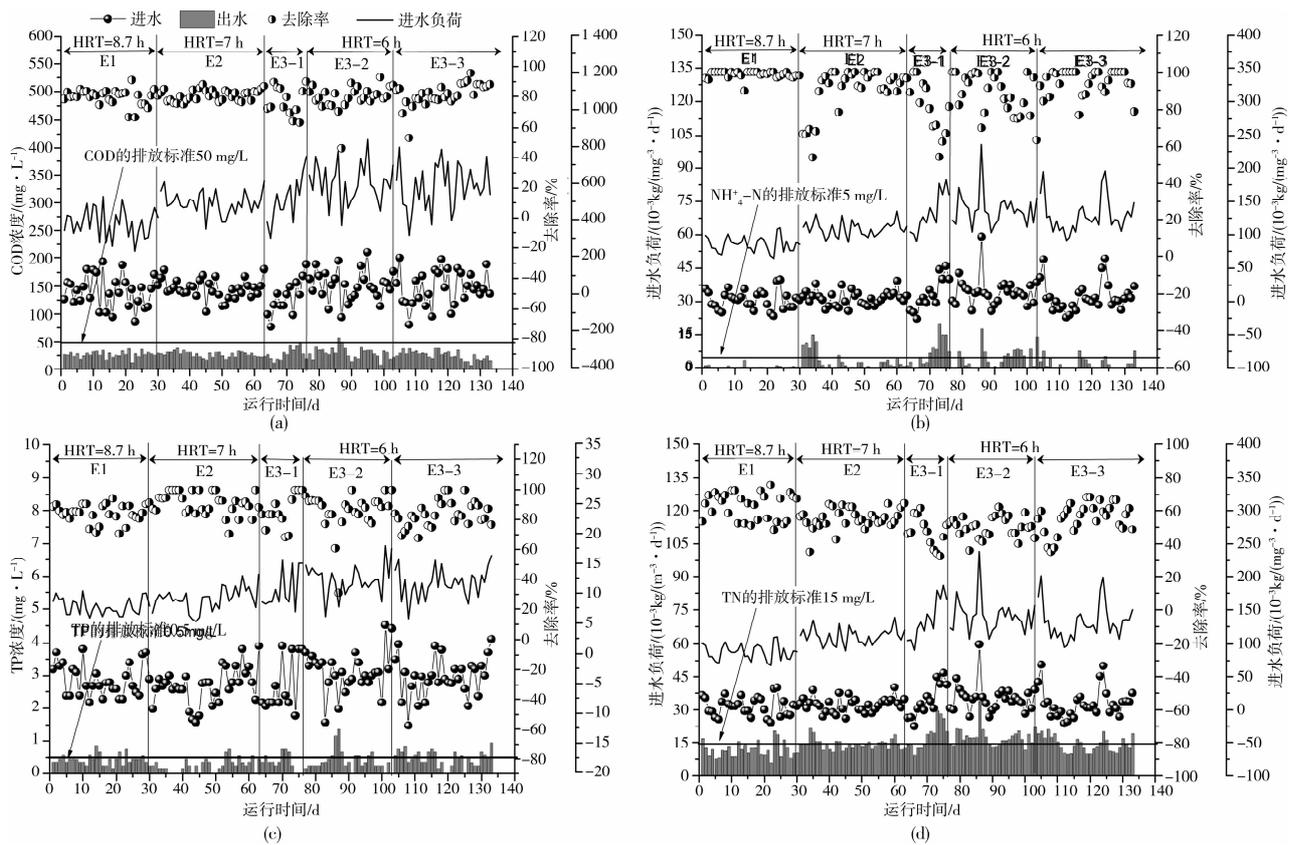


图 3 不同 HRT 条件下污染物去除效果

HRT 和进水氮负荷对氨氮和总氮去除效果如图 3(c、d) 所示, 随着 HRT 由 E1 工况的 8.7 h 缩短至 E3 工况的 6h 以及相应进水平均氨氮负荷由 0.088  $\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$  提高至 0.136  $\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ , E1 至 E3-3 工况的平均出水氨氮和相应去除率分别为 0.48  $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$  (99%)、1.57  $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$  (91%)、7.32  $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$  (80%)、4.41  $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$  (88%) 和 1.98  $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$  (95%); 平均出水总氮和去除率分别为 11.82  $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$

(63%)、14.34  $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$  (56%)、18.4  $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$  (47%)、17.55  $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$  (50%) 和 14.5  $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$  (56%)。从 E1、E2 和 E3-2 工况可知, 当维持好氧段 DO 为 0.8~1.5  $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$  时, 出水氨氮和 TN 均随着 HRT 的降低而升高。HRT 对出水氨氮的影响主要由于硝化反应是时间的函数, HRT 的降低实际上缩短了硝化细菌参与反应的时间, 使得硝化不完全。HRT 影响 TN 去除率结合表 2 和图 4 分析可知主要由于 HRT 对

缺氧段反硝化脱氮以及好氧段的 SND 作用存在影响;E1、E2 和 E3-2 工况缺氧段脱氮率分别为 51.5%、41.5% 和 41.5%,HRT 的降低使得缺氧段反硝化不彻底,进水有机碳源没有被充分利用,导致部分碳源在后续好氧段氧化分解,造成进水碳源的浪费;同时 HRT 的降低弱化了 SND 的作用,此处将在第 2.3 节进行阐述。另外结合表 1 各工况运行条件分析,当稳定曝气量为  $0.18 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ ,E1、E2 和 E3-1 随着 HRT 的减少以及进水负荷的提高,好氧段 DO 由  $1.0 \sim 1.5 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$  降低至  $0.5 \sim 0.8 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ ,在此 3 种工况下曝气量的不足是导致氨氮逐步变差以及出水总氮浓度逐步提高的主要原因。相比于 E3-1 工况,E3-2 工况通过增加曝气量提高好氧段 DO 至  $1.0 \sim 1.5 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ ,出水氨氮可达 (GB18918-2002) 一级 A 排放标准,但出水 TN 依然不能达标;E3-3 工况增加曝气量的同时,在好氧段投加悬浮填料,氨氮和 TN 出水效果明显提高;由 E3-1、E3-2 和 E3-3 可知,当分段进水工艺 HRT 为 6 h,通过在好氧段投加悬浮填料的方式,可以改善出水氨氮和 TN 水质效果。

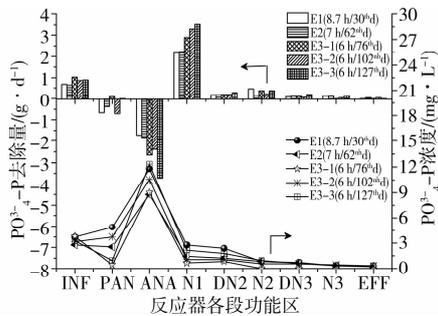


图 4 不同工况下  $\text{PO}_4^{3-}\text{P}$  沿程变化规律及去除量

## 2.2 不同 HRT 对进水碳源利用率的影响

HRT 的不同决定系统中各微生物菌群作用反应是否彻底,尤其涉及到与生物脱氮除磷直接相关的进水碳源有效利用率。根据曹贵华<sup>[13]</sup>等关于改良 A/O 分段进水工艺各区域的功能可知,COD 在各缺氧段和厌氧段的去除主要被聚磷菌厌氧释磷和异养菌反硝化脱氮有效利用;而在各好氧段发生 COD 的降解被视为碳源的无效降解,其中一部分被微生物同化作用所吸收,其他的则被曝气氧化分解。因此,实验在各个工况的典型运行环境取反应器的不同区域过程样,并通过物料衡算计算 HRT 对进水碳源利用率的影响,如图 5 所示。E1 至 E3-3 工况 COD 在各缺氧段以及厌氧段去除

量分别为  $21.0 \text{ g} \cdot \text{d}^{-1}$  (75.5%)、 $22.3 \text{ g} \cdot \text{d}^{-1}$  (69.4%)、 $32.0 \text{ g} \cdot \text{d}^{-1}$  (63.3%)、 $25.1 \text{ g} \cdot \text{d}^{-1}$  (64.9%) 和  $26.9 \text{ g} \cdot \text{d}^{-1}$  (63.5%),而在各好氧段去除量分别为  $3.40 \text{ g} \cdot \text{d}^{-1}$  (12.2%)、 $5.21 \text{ g} \cdot \text{d}^{-1}$  (16.2%)、 $13.8 \text{ g} \cdot \text{d}^{-1}$  (27.3%)、 $7.54 \text{ g} \cdot \text{d}^{-1}$  (19.5%) 和  $8.55 \text{ g} \cdot \text{d}^{-1}$  (20.2%);可见随着 HRT 的降低,进水碳源在缺氧段和厌氧段的有效利用率随之降低,而在好氧段的无效降解随之升高。上述实验现象分析原因主要是 HRT 影响了系统反硝化脱氮效果:由于 HRT 的降低,一是导致好氧段氨氮硝化效果下降,如图 3C 中 E1、E2 和 E3-2 工况所示,在各缺氧段参与反硝化脱氮的硝酸盐逐步减少,使得进水 COD 不能被充分利用;二是各缺氧段异养菌反硝化脱氮反应的时间逐步减短,使得更多的碳源没有被利用完,在后续好氧段被氧化分解。另外 E3-3 工况中投加悬浮填料并未对进水碳源有效利用率有所提高,主要是强化系统好氧段同步硝化反硝化(SND)作用,提高对 TN 的去除率,具体分析将在第 2.3 节进行阐述。

## 2.3 不同 HRT 对 SND 的影响

好氧段发生 TN 的去除一般被认为是由于同步硝化反硝化(SND)所引起的,SND 的发生不仅能够节省曝气能耗,而且可强化 TN 去除效果和节省池容。本实验不同工况下氮的变化规律和去除量如表 2 所示,E1 至 E3-3 工况好氧段 SND 去除量以及 SND 占 TN 去除的比例分别为  $0.93 \text{ g} \cdot \text{d}^{-1}$  (15.6%)、 $0.96 \text{ g} \cdot \text{d}^{-1}$  (12.6%)、 $1.11 \text{ g} \cdot \text{d}^{-1}$  (10.0%)、 $0.99 \text{ g} \cdot \text{d}^{-1}$  (12.0%) 和  $1.89 \text{ g} \cdot \text{d}^{-1}$  (22.0%);可知,随着 HRT 由 8.7 h 降低到 6 h,SND 所占比例也随之降低(见 E1、E2 和 E3-2),造成此现象主要是 HRT 的降低影响好氧段污泥絮体 SND 反应不彻底,以及进入后续缺氧段发生 SND 污泥絮体中的厌氧微环境被破坏。

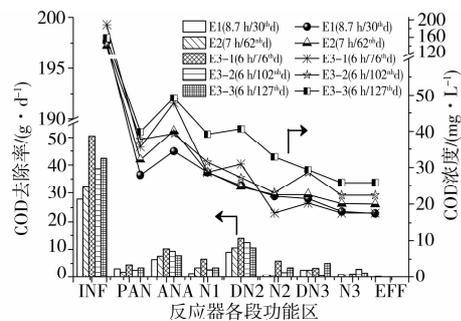


图 5 不同工况下 COD 沿程变化规律及去除量

表 2 不同工况下氮沿程变化规律及去除量

工况	参数	INF	PAN	ANA	N1	DN2	N2	DN3	N3	EFF
E1	进水流量/ $(\text{L} \cdot \text{d}^{-1})$		37.00	64.75		64.75		18.50		
	$\text{NH}_4^+-\text{N}$ 浓度/ $(\text{mg} \cdot \text{L}^{-1})$	31.80	7.28	14.44	6.12	9.55	4.63	6.94	0.58	0.58
	$\text{NH}_4^+-\text{N}$ 去除量/ $(\text{g} \cdot \text{d}^{-1})$		-0.022	-0.134	2.001	0.616	1.502	-0.245	2.059	0.000
	$\text{NO}_3^--\text{N}$ 浓度/ $(\text{mg} \cdot \text{L}^{-1})$	0.43	0.24	0.18	6.61	2.94	7.14	4.45	10.02	10.02
	$\text{NO}_3^--\text{N}$ 去除量/ $(\text{g} \cdot \text{d}^{-1})$		1.364	0.027	-1.546	0.720	-1.282	0.747	-1.803	0.000
	TN 去除量/ $(\text{g} \cdot \text{d}^{-1})$	5.96	1.342	-0.108	0.455	1.336	0.220	0.502	0.256	0.000

续表 2

工况	参数	INF	PAN	ANA	N1	DN2	N2	DN3	N3	EFF
E2	进水流量/(L·d <sup>-1</sup> )		46.00	80.50		80.50		23.00		
	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N 浓度/(mg·L <sup>-1</sup> )	32.69	9.84	16.49	8.23	10.71	4.21	6.23	0.58	0.00
	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N 去除量/(g·d <sup>-1</sup> )		-0.646	-0.149	2.470	1.028	2.467	-0.158	2.274	0.233
	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> -N 浓度/(mg·L <sup>-1</sup> )	0.53	0.41	0.42	7.12	5.84	11.56	9.16	14.32	14.41
	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> -N 去除量/(g·d <sup>-1</sup> )		2.421	0.007	-2.003	-0.045	-2.171	0.712	-2.077	-0.036
	TN 去除量/(g·d <sup>-1</sup> )	7.64	1.774	-0.142	0.466	0.983	0.296	0.554	0.197	0.197
E3-1	进水流量/(L·d <sup>-1</sup> )		53.60	93.80		93.80		26.80		
	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N 浓度/(mg·L <sup>-1</sup> )	40.21	17.07	23.43	15.62	18.51	12.15	14.46	7.52	7.50
	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N 去除量/(g·d <sup>-1</sup> )		-0.683	-0.045	2.721	1.029	2.812	-0.331	3.255	0.009
	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> -N 浓度/(mg·L <sup>-1</sup> )	1.14	0.36	0.41	7.85	3.45	9.41	7.54	12.77	12.53
	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> -N 去除量/(g·d <sup>-1</sup> )		2.488	0.056	-2.592	1.316	-2.636	0.655	-2.453	0.113
	TN 去除量/(g·d <sup>-1</sup> )	11.08	1.805	0.010	0.129	2.345	0.177	0.324	0.802	0.122
E3-2	进水流量/(L·d <sup>-1</sup> )		53.60	93.80		93.80		26.80		
	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N 浓度/(mg·L <sup>-1</sup> )	30.37	10.07	17.89	9.45	12.63	7.56	8.07	2.31	2.31
	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N 去除量/(g·d <sup>-1</sup> )		-0.472	-0.820	2.940	0.556	2.242	0.372	2.701	0.000
	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> -N 浓度/(mg·L <sup>-1</sup> )	0.79	0.00	0.00	7.02	4.10	8.29	6.68	12.21	12.21
	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> -N 去除量/(g·d <sup>-1</sup> )		2.497	0.074	-2.446	0.707	-1.853	0.554	-2.594	0.000
	TN 去除量/(g·d <sup>-1</sup> )	8.35	2.025	-0.746	0.495	1.263	0.389	0.926	0.108	0.000
E3-3	进水流量/(L·d <sup>-1</sup> )		53.60	93.80		93.80		26.80		
	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N 浓度/(mg·L <sup>-1</sup> )	30.66	6.57	15.60	0.29	5.31	0.00	1.87	0.00	0.00
	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N 去除量/(g·d <sup>-1</sup> )		-0.029	-0.886	5.334	0.629	2.348	-0.055	0.877	0.000
	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> -N 浓度/(mg·L <sup>-1</sup> )	1.54	0.61	0.04	12.20	8.24	11.88	9.98	11.73	11.73
	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> -N 去除量/(g·d <sup>-1</sup> )		2.285	0.286	-4.237	0.751	-1.610	0.614	-0.821	0.000
	TN 去除量/(g·d <sup>-1</sup> )	8.63	2.256	-0.601	1.097	1.380	0.738	0.559	0.056	0.000

注:表中“负号”代表缺氧段氨氮的增加以及好氧段氨氮被氧化成硝态氮的量;5个运行工况的过程样分别为第30、62、76、102和127d反应器沿程氮的浓度和物料衡算数据分析。

目前关于活性污泥工艺中 SND 形成的原因,研究者尚没有统一理论基础,或者说促使 SND 的发生可能存在多种影响因素。首先从 DO 浓度引起污泥絮体内部的内源反硝化角度分析,Munch<sup>[14]</sup>、Third<sup>[15]</sup>等人认为控制 DO 浓度为 0.5 mg·L<sup>-1</sup>时硝化速率等于反硝化速率,有利于 SND 的发生;但 Spagni<sup>[16]</sup>、He<sup>[17]</sup>等人认为 DO 浓度为 1.0~1.5 mg·L<sup>-1</sup>是最佳的控制范围。其次从微生物学角度分析,研究人员认为对 SND 有贡献的许多微生物是自养型的,其对可快速降解有机碳源的需求量较少<sup>[18]</sup>,也有研究者称为好氧反硝化菌<sup>[19]</sup>。本实验中发生 SND 分析原因有以下两点:一是为了保证硝化效果以及避免过多的 DO 被携带进入缺氧段,控制 DO 为 1.0~1.5 mg·L<sup>-1</sup>,有利于 SND 的发生;二是分段进水工艺的特点有利于对碳源需求较少的自养型微生物生长,由于进水碳源在缺氧段被反硝化所利用,进入后续好氧段的碳源很低,该类自养型微生物通过内源呼吸作用提供碳源进行内源反硝化。根据上述原因分析可知,分段进水工艺中比较容易发生 SND 作用,Ge<sup>[8]</sup>等人研究的改良 UCT 分段进水工艺中同样发生了 SND 现象,SND 占 TN 去除比例达

到 32.8%。

除此之外,实验还发现 E3-3 工况相比于 E3-2 工况,由于投加悬浮填料强化了系统中 SND 效果,这与 Wang<sup>[10]</sup>、杨帅<sup>[20]</sup>等人研究的流化床工艺中填料可以强化 SND 的结论一致。分析认为关键在于填料上附着一定厚度的生物膜:(1)生物膜由外向内存在 DO 浓度梯度的变化,在生物膜表面易富集好氧硝化细菌,而在内部易造成厌氧微环境,有利于反硝化细菌利用内碳源进行反硝化脱氮;(2)由于生物膜具有很强的吸附和储碳能力,在反应初期有可能将部分有机物吸附输送到生物膜内部作为反硝化的碳源。并且王永才<sup>[21]</sup>等人研究的生物接触氧化法 SND 影响因素,证明生物膜厚度是影响 SND 的重要因素之一,适当增加生物膜厚度有利于 SND 的进行。

#### 2.4 分段进水工艺处理低浓度废水的运行控制策略

在分段进水工艺中强化 SND 作用既可以提高进水碳源利用率,还可降低脱氮除磷对碳源的需求,这与传统连续流工艺相比具有明显的竞争优势。利用改良 A/O 四点分段进水工艺处理低浓度、低 C/N 废水时,综合 2.1 节和 2.3 节的

讨论可采取以下运行策略:

1) 当设置 HRT 为 8.7h 或 7h, 需控制好氧段 DO 为  $0.8 \sim 1.5 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ , 调整进水流量分配比为 20% : 35% : 35% : 10% 以及缺氧/好氧体积比为 1 : 1, 出水可稳定达一级 A 排放标准; 2) 当进一步缩短 HRT 至 6h, 控制好氧段 DO 为  $1.0 \sim 1.5 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ , 同时在好氧段投加悬浮填料的运行策略可以强化系统 SND 效果, 确保出水达标排放。

### 3 结 论

1) 利用改良 A/O 四点分段进水工艺处理低浓度、低碳氮比城市废水, 随着 HRT 由 8.7h 降低至 6h, 系统对 COD、TP 去除影响不明显, 出水氨氮和 TN 则明显提高, 而且在缺氧段和厌氧段进水碳源有效利用率以及好氧段 SND 作用随之降低。

2) 在进水 C/N 为 4.42、进水流量分配比为 20% : 35% : 35% : 10%、SRT 为 15 d、污泥回流比为 75%, 通过控制好氧段 DO 为  $1.0 \sim 1.5 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ 、并在好氧段投加悬浮填料的策略可以将工艺的 HRT 缩短至 6h, 平均出水 COD、氨氮、总氮、总磷浓度分别为  $25.92 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ 、 $1.98 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ 、 $14.5 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ 、 $0.47 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ , 优于《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918-2002) 一级 A 排放标准。

3) 好氧段投加悬浮填料可以降低出水氨氮浓度以及强化好氧段 SND 效果, SND 占 TN 去除比例达 22%, 但对进水碳源有效利用率的提高不明显。

#### 参考文献:

- [1] Zhu G B, Peng Y Z, Zhai L M, et al. Performance and optimization of biological nitrogen removal process enhanced by anoxic/oxic step feeding [J]. *Biochem. Eng. J.*, 2009, 43: 280-287.
- [2] Peng Y Z, Ge S J. Enhanced nutrient removal in three types of step feeding process from municipal wastewater [J]. *Bioresour. Technol.*, 2011, 102: 6405-6413.
- [3] Cao G H, Wang S Y, Peng Y Z, et al. Biological nutrient removal by applying modified four step-feed technology to treat weak wastewater [J]. *Bioresour. Technol.*, 2013, 128: 604-611.
- [4] Zhu G B, Peng Y Z, Ma B, et al. Optimization of anoxic/oxic step feeding activated sludge process with fuzzy control model for improving nitrogen removal [J]. *Chemical Engineering Journal*, 2009, 151(1/2/3): 195-201.
- [5] 王伟, 王淑莹, 孙亚男, 等. 多段 A/O 工艺流量及体积分配方法与优化控制策略 [J]. *北京工业大学学报*, 2009, 35(2): 240-245.  
Wang W, Wang S Y, Sun Y N, et al. Distribution methods of influent flows and volume in multi-stages A/O process and its optimization [J]. *Journal of Beijing University of Technology*, 2009, 35(2): 240-245.
- [6] Vaiopoulou E, Aivasidis A. A modified UCT method for biological nutrient removal: configuration and performance [J]. *Chemosphere*, 2008, 72: 1062-1068.
- [7] Wang W, Wang S Y, Peng Y Z, et al. Enhanced biological nutrients removal in modified step-feed anaerobic/anoxic/oxic process [J]. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 2009, 17(5): 840-848.
- [8] Ge S J, Peng Y Z, Wang S Y, et al. Enhanced nutrient removal in a modified step feed process treating municipal wastewater with different inflow distribution ratios and nutrient ratios [J]. *Bioresour. Technol.*, 2010, 101: 9012-9019.
- [9] Liang H W, Gao M, Liu J X, et al. A novel integrated step-feed biofilm process for the treatment of decentralized domestic wastewater in rural areas of China [J]. *Journal of Environmental Sciences*, 2010, 22(3): 321-327.
- [10] Wang B, Wang W, Han H J, et al. Nitrogen removal and simultaneous nitrification and denitrification in a fluidized bed step-feed process [J]. *J. Environ. Sci.*, 2012, 24(2): 303-308.
- [11] Ge S J, Zhu Y P, Lu C C, et al. Full-scale demonstration of step-feed concept for improving an anaerobic/anoxic/aerobic nutrient removal process [J]. *Bioresour. Technol.*, 2012, 120: 305-313.
- [12] APHA. *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* [M]. 21<sup>st</sup> ed. Washington, DC: APHA/AWWA/WEF, 2005.
- [13] 曹贵华, 王淑莹, 彭永臻, 等. 流量分配比对改良 A/O 分段进水脱氮除磷特性的影响 [J]. *化工学报*, 2012, 63(4): 1249-1257.  
Cao G H, Wang S Y, Peng Y Z, et al. Nitrogen and phosphorus removal in modified A/O step-feed process for urban sewage with different inflow distribution ratios [J]. *Journal of Chemical Industry and Engineering*, 2012, 63(4): 1249-1257.
- [14] Munch E V, Lant P A, Keller J. Simultaneous nitrification and denitrification in bench-scale sequencing batch reactors [J]. *Water Res.*, 1996, 30(2): 277-284.
- [15] Third K A, Burnett N, Cord-Ruwisch C. Simultaneous nitrification and denitrification using stored substrate (PHB) as the electron donor in an SBR [J]. *Biotechnol. Bioeng.*, 2003, 83(6): 706-720.
- [16] Spagni A, Marsili-Libelli S. Nitrogen removal via nitrite in a sequencing batch reactor treating sanitary landfill leachate [J]. *Bioresour. Technol.*, 2009, 100(2): 609-614.
- [17] He S B, Xue G, Wang B Z. Factors affecting simultaneous nitrification and de-nitrification (SND) and its kinetics model in membrane bioreactor [J]. *J. Hazard. Mater.*, 2009, 168(2/3): 704-710.
- [18] Littleton H X, Daigger G T, Strom P F, et al. Evaluation of autotrophic denitrification, heterotrophic nitrification, and PAOs in full scale simultaneous biological nutrient removal systems [J]. *Water Sci. Technol.*, 2002, 46(1/2): 305-312.
- [19] Joo H S, Hirai M, Shoda M. Piggery wastewater treatment using *Alcaligenes faecalis* strain No. 4 with heterotrophic nitrification and aerobic denitrification [J]. *Water Res.*, 2006, 40(16): 3029-3036.
- [20] 杨帅, 杨凤林, 付志敏. 移动床膜生物反应器同步硝化反硝化特性 [J]. *环境科学*, 2009, 30(3): 803-808.  
Yang S, Yang F L, Fu Z M. Characteristics of simultaneous nitrification and denitrification in moving bed membrane bioreactor [J]. *Environmental Science*, 2009, 30(3): 803-808.
- [21] 王永才, 陈卫, 郑晓英, 等. 生物接触氧化法的同步硝化反硝化影响因素研究 [J]. *中国给水排水*, 2011, 27(7): 22-25.  
Wang Y C, Chen W, Zhen X Y, et al. Influencing factors of simultaneous nitrification and denitrification in biological contact oxidation process [J]. *China Water and Wastewater*, 2011, 27(7): 22-25.