

不同运行方式下低溶解氧污泥微膨胀的可行性研究

王中玮¹, 彭永臻¹, 王淑莹¹, 郭建华², 黄慧珺¹, 郑雅楠¹

(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 100124; 2. 哈尔滨工业大学城市水资源与水环境国家重点实验室, 哈尔滨 150090)

摘要: 污泥微膨胀是一种利用低溶解氧(DO)引发丝状菌繁殖来实现污水节能处理的新方法. 为分析该方法的可行性, 采用 4 个间歇式反应器(SBR)模拟不同的工艺, 考察了低 DO 下(DO = 0.5 mg/L)各反应器的污泥沉降性、絮体结构、污染物去除特性及曝气能耗. 结果表明, 全程好氧运行方式易引发恶性膨胀; 而前置缺氧运行方式下进水时间在 60 ~ 90 min 时可实现稳定的微膨胀状态, 并具有较好的节能效果. 在同样的低 DO 下, 微膨胀污泥絮体松散、细小, 氨氮降解速率约为正常污泥的 2 倍, 但总氮去除率较低. 进一步分析可知, 创造一个良好的缺氧/厌氧/好氧交替的环境并避免负荷过高有望实现低氧微膨胀的稳定维持.

关键词: 低溶解氧; 污泥微膨胀; 可行性; 运行方式; 节能

中图分类号: X703.1 **文献标识码:** A **文章编号:** 0250-3301(2011)08-2347-06

Feasibility Study for Limited Filamentous Bulking Under Low Dissolved Oxygen at Different Operation Regimes

WANG Zhong-wei¹, PENG Yong-zhen¹, WANG Shu-ying¹, GUO Jian-hua², HUANG Hui-jun¹, ZHEN Ya-nan¹

(1. Key Laboratory of Beijing for Water Quality Science and Water Environment Recovery Engineering, Beijing University of Technology, Beijing 100124, China; 2. State Key Laboratory of Urban Water Resource and Environment, Harbin Institute of Technology, Harbin 150090, China)

Abstract: Limited filamentous bulking under low dissolved oxygen (DO) is a new technology for energy saving and high quality effluent. In order to investigate the feasibility of this technology, four sequence batch reactors (SBRs) were occupied to operate at different regimes to stimulate different processes under low DO (0.5 mg/L). Sludge settleability, floc structure, pollutant removal and aerated energy consumption were investigated. The results showed that limited filamentous bulking under low DO was hard to realize in the single-stage aerobic reactors for they were prone to bulking severely, while it could be achieved stably in the pre-denitrification reactors when the feed length was between 60 and 90 minutes. Compared with normal sludge at the same DO, limited filamentous bulking sludge acquired by low DO displayed its high energy-saving effect. In addition, the specific ammonia consumption rate of limited filamentous bulking sludge was about 2 times higher than the one of normal sludge. On the contrary, the total nitrogen removal efficiency was lower. Further analysis indicated that stable limited sludge bulking could be achieved in a good alternative anoxic/anaerobic/aerobic condition without too high organic loading.

Key words: low dissolved oxygen; limited filamentous bulking; feasibility; operation regimes; energy saving

污泥膨胀一直是困扰活性污泥法正常运行的主要问题之一. 迄今为止, 国内外关于污泥膨胀的研究多集中于污泥膨胀的机制、预防及控制方面, 而关于利用丝状菌污泥膨胀的理论与方法则鲜有报道. 低溶解氧丝状菌污泥微膨胀节能理论与方法是本课题组在长期研究污泥膨胀过程中提出的一种旨在利用丝状菌特性, 提高污水处理效果, 节省运行能耗的新型污水生物处理技术^[1,2]. 低氧微膨胀状态最初发现于北京某氧化沟污水处理厂中^[3], 郭建华、王淑莹等^[3,4]采用 A/O 小试反应器, 彭赵旭等^[5]采用 SBR 对该方法的合理性进行了试验验证. 初步结果表明在 A/O 反应器和 SBR 内通过合理控制 DO 和其它运行参数(有机负荷、曝气时间等), 可实现较

稳定的污泥微膨胀状态, 并可获得较好的出水效果. 但对该方法是否普遍适合其他工艺或能否在常见的运行方式下实现该方法, 目前缺乏深入的研究. 本试验采用 4 个 SBR 反应器以不同的方式运行, 模拟完全混合式曝气池、A/O 等 4 种常见活性污泥法工艺, 分析在不同工艺中实现低溶解氧微膨胀的可行性及存在的问题, 并试图揭示出稳定维持低氧微膨胀状态的一般规律.

收稿日期: 2010-09-10; 修订日期: 2011-01-27

基金项目: 高等学校博士学科点专项科研基金项目(20091103110011); 城市水资源与水环境国家重点实验室开放基金项目(QAK201006)

作者简介: 王中玮(1986-), 男, 硕士研究生, 主要研究方向为污水生物处理和污泥膨胀的预防与控制.

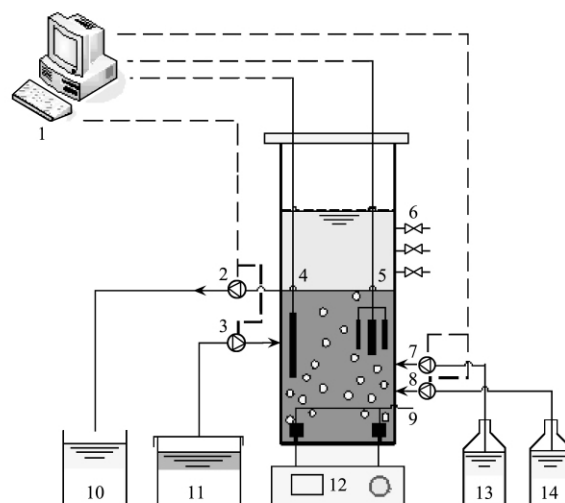
* 通讯联系人, E-mail: pyz@bjut.edu.cn

1 材料与方法

1.1 试验装置及方案

试验装置见图 1. SBR 反应器呈圆柱形,由有机玻璃制成,有效容积均为 5 L,用可编程逻辑控制器 (PLC) 实行反应器的全流程自动控制. 当反应器混合液 DO 达到 0.5 mg/L 时,PLC 将自动关闭曝气阀,停止曝气,而当 DO 低于 0.5 mg/L 时,曝气再打开,使整个反应阶段混合液 DO 基本恒定在 0.5 mg/L. 这一 DO 浓度是根据本课题组前期试验优化值,并参考了相近水质及负荷下其它课题组研究低氧状态的文献后选取的^[2,4]. 曝气时空气流量均控制为 40 L/h(流量计控制). 蠕动泵进水,磁力搅拌转速 500 r/min,混合液温度维持在 25℃,pH 控制在 7.0 ~ 8.0. 污泥龄 15 d,混合液悬浮固体浓度 (MLSS) 维持在 1 500 ~ 2 500 mg/L. 每周期进水 2.5 L,排水比 0.5. 定期清洗反应器壁和管道以避免管壁上滋生生物膜.

4 个 SBR 的具体运行方式见表 1. 其中,SBR1 和 SBR2 采用全程好氧运行方式,SBR1 模拟好氧选择器 + 完全混合式,SBR2 模拟完全混合式;SBR3 和



1. PLC; 2. 出水泵; 3. 进水泵; 4. 加热棒; 5. pH, DO 探头;
6. 取样阀; 7. 酸泵; 8. 碱泵; 9. 曝气头; 10. 出水箱;
11. 进水箱; 12. 磁力搅拌器; 13. HCl 溶液; 14. NaOH 溶液

图 1 SBR 工艺试验装置示意

Fig. 1 Schematic diagram of the SBR

SBR4 采用前置缺氧方式运行,SBR3 模拟缺氧选择器 + A/O 工艺,SBR4 模拟 A/O 推流式反应器. 各反应器每周期都为 6 h,每天运行 4 个周期.

表 1 SBR 运行阶段和时间¹⁾ /min

Table 1 Operating phase and length during one SBR cycle/min

反应器	厌氧进水	厌氧搅拌	好氧进水	好氧搅拌	排泥	沉淀	排水
SBR1			0 ~ 10	0 ~ 180	180 ~ 182	182 ~ 350	350 ~ 360
SBR2			0 ~ 180	0 ~ 180	180 ~ 182	182 ~ 350	350 ~ 360
SBR3	0 ~ 10	0 ~ 120		120 ~ 300	300 ~ 302	302 ~ 350	350 ~ 360
SBR4	0 ~ 60	0 ~ 120		120 ~ 300	300 ~ 302	302 ~ 350	350 ~ 360

1) SBR3 第 30 ~ 47 d 的进水时间改为 90 min

1.2 试验水质和污泥

试验采用自配废水,以乙酸钠作为唯一碳源. 具体组分如下: NaAc 4.69 mmol/L (COD, 300 mg/L); NH_4Cl 2.14 mmol/L ($\text{NH}_4^+\text{-N}$ 30 mg/L); NaH_2PO_4 0.48 mmol/L ($\text{PO}_4^{3-}\text{-P}$ 15 mg/L); KCl 0.48 mmol/L; CaCl_2 0.10 mmol/L; MgSO_4 0.37 mmol/L 和 1 ml/L 微量元素^[7].

试验污泥来自北京酒仙桥污水处理厂污泥浓缩池,污泥经 30 d 培养达到稳定状态后接种至反应器.

1.3 检测项目及方法

水样经滤纸过滤后测定. COD、SV、MLSS、 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 、 $\text{NO}_2^-\text{-N}$ 、 $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 、 $\text{PO}_4^{3-}\text{-P}$ 的测定方法同文献^[8]. 污泥絮体形态用 OLYMPUS2BX52 显微镜观察. 使用 Malvern Mastersizer 2000 (Malvern Instruments Ltd., UK) 测定污泥絮体的粒径分布.

2 结果与讨论

2.1 污泥沉降性

2.1.1 全程好氧运行方式

全程好氧运行的 2 个反应器均很快就发生恶性丝状菌膨胀 [图 2(a)]. 模拟好氧选择器 + 完全混合式曝气池的 SBR1 运行 20 d 后,污泥体积指数 (SVI) 从接种时的 54 mL/g 上升至 340 mL/g; 模拟完全混合式曝气池的 SBR2 的膨胀速率更快,仅用 14 d SVI 便达到 337 mL/g. 在发生污泥流失前 (SVI < 800 mL/g) 两者的平均污泥膨胀速率分别为 15.6 mL · (g · d)⁻¹ 和 25.4 mL · (g · d)⁻¹. 可见,在低 DO 结合低底物浓度梯度的情况下,污泥膨胀更快. 这与 Palm 等^[9] 的动力选择理论相吻合. 该理论认为,除 COD 外,DO 也是好氧微生物生长所必需的底物^[8].

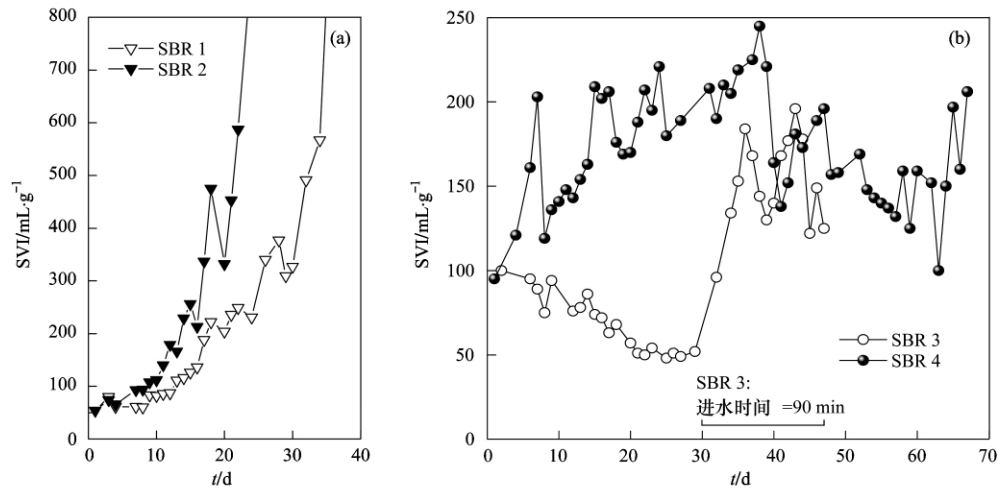


图2 不同运行方式下污泥沉降性变化

Fig. 2 Sludge settleability expressed as SVI during the whole operating period

根据 Monod 方程

$$\mu_i = \mu_{\max i} \frac{S}{K_{Si} + S} \cdot \frac{DO}{K_{O_i} + DO}$$

式中 $i = 1、2$ 分别为丝状菌和菌胶团菌, S 表示基质浓度. 丝状菌具有较高的基质亲和力和 DO 亲和力(表 2), 因此在低的底物浓度或 DO 环境下相对菌胶团菌具有较大比增长速率, 在竞争中占优势从而导致污泥膨胀. 两者含量都低时, 丝状菌的生长优势更大, 膨胀速率也更快, 最终因污泥流失而导致系统崩溃, 2 个反应器于第 40 d 停止运行.

2.1.2 前置缺氧运行方式

前置缺氧运行的 2 个反应器的污泥沉降性明显优于全程好氧运行的反应器, 但受进水时间的影响, SBR3 和 SBR4 的沉降性差异较大. 从图 2(b) 可以看出, SBR3 在进水时间为 10 min 时, SVI 从 95 mL/g 逐步降低并稳定在 50 mL/g 左右. 而进水时间为 60 min 的 SBR4 在运行的前 7 d SVI 迅速上升至 203 mL/g, 污泥膨胀速率为 $18.0 \text{ mL} \cdot (\text{g} \cdot \text{d})^{-1}$, 之后 SVI 在 100 ~ 250 mL/g 之间波动. SBR3 在进水时间改为 90 min 后, SVI 变化规律与 SBR4 相似, 初期污泥膨胀速率为 $18.9 \text{ mL} \cdot (\text{g} \cdot \text{d})^{-1}$, 之后 SVI 在 110 ~ 190 mL/g 之间波动.

表 2 丝状菌与菌胶团细菌生理性质对比表

Table 2 Physiological properties of filamentous bacteria and floc-forming bacteria

序号	性质	菌胶团细菌	参考值	丝状菌	参考值	文献
1	最大生长速率($\mu_{\max}$) /h ⁻¹	高	0.6	低	0.2	[6]
2	基质亲和力(K_s) /mg·L ⁻¹	低	64	高	40	[10]
3	DO 亲和力(K_{DO}) /mg·L ⁻¹	低	0.1	高	0.027	[10]
4	衰减系数(K_d) /h ⁻¹	高	0.006	低	0.002	[6]
5	产率系数(Y)	高	0.153	低	0.139	[10]
6	贮存能力	高		非常低		[10]

短时进水的前置缺氧运行方式下 SVI 的降低有如下 4 个原因: ①某些丝状菌为专性好氧菌, 在缺氧或厌氧环境下无法生长^[11,12]; ②短时进水带来的高底物浓度梯度使得菌胶团菌具有了更多的优势——贮存能力强, 最大比增长速率大(表 2); ③厌氧阶段反应器中的易生物降解有机物(RBCOD)被聚磷菌(PAOs)和聚糖菌(GAOs)等底物贮存能力强的细菌吸收贮存在细胞体内. 转入好氧段后, 溶液中 RBCOD 浓度非常低, 贮存能力较弱的丝状菌因缺乏底物而在竞争中处于劣势^[13](表 2); ④系统厌氧好

氧交替运行, 污泥中富集有大量的 PAOs 或 GAOs, 能使污泥密度增大, 进一步提高了其沉降性能^[7]. 对膨胀前后的污泥进行 PHA 测定、PAOs 和 GAOs 数量分析(数据未给)也证明了后 2 点. 综上所述, 可知单一的低 DO 不足以使丝状菌在系统中获得竞争优势. 实际运行中, 丝状菌逐渐减少, 污泥沉降性反而有所提高.

长时间进水的前置缺氧运行方式下, SVI 升高但并没有一直持续, 而是维持在一个微膨胀的范围内, 主要原因是上述前置缺氧运行方式对污泥

沉降性的提升(上述①~③),与长时间进水带来的低底物浓度梯度对污泥沉降性的负面影响的拮抗作用.

2.2 污泥结构

2.2.1 全程好氧运行方式

图3为SBR1从接种到系统崩溃前不同时期的镜检图片.在接种污泥中几乎看不到丝状菌,即使有也在絮体内部;絮体密实[图3(a)].第17d,丝状菌

已明显增多,并从絮体中伸出,但污泥整体结构还比较紧凑,菌胶团仍占主体,此时 $SVI = 188 \text{ mL/g}$,处于微膨胀状态[图3(b)].但仅过10d,系统已发生恶性膨胀,丝状菌成为主要种群,间或有少量菌胶团菌[图3(c)].反应器停止前,镜检时视野里布满丝状菌而看不到菌胶团菌.SBR2中污泥形态的变化规律与SBR1基本相似,只是丝状菌增殖速率及污泥形态变化更快.



图3 SBR1各阶段絮体形态结构($\times 400$,相差)

Fig.3 Floc structure at different state in SBR1 ($400 \times$, phase-contrast)

2.2.2 前置缺氧运行方式

在前置缺氧方式运行下,絮体结构随进水时间不同而有所差异.进水时间为10min时(SBR3),污泥絮体较大且密实,丝状菌数量少,多存在于絮体内部,起到骨架作用[图4(a)].而当进水时间为60min时(SBR4),絮体较小且松散,丝状菌数量较多,纵横交错,相互连接成网状[图4(b)],沉淀时对悬浮物可起到一定的网捕作用.SBR3的进水时间延长至90min后,其絮体结构与SBR4类似.

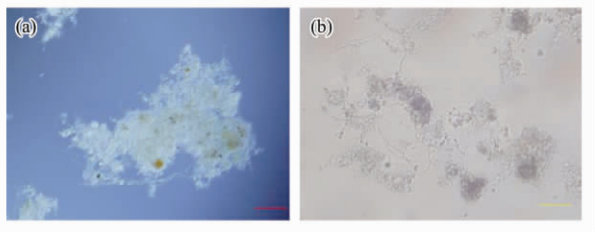


图4 SBR3和SBR4稳定运行期絮体形态结构($\times 400$,相差)

Fig.4 Floc structure at steady state in SBR3 and SBR4

($400 \times$, phase-contrast)

粒径分布的结果进一步证实了进水时间延长会导致污泥絮体变小(图5).2个反应器中絮体粒径都呈近似的正态分布,10min和60min下的絮体粒径分别集中在 $150 \mu\text{m}$ 和 $200 \mu\text{m}$ 附近,两者粒径 $< 200 \mu\text{m}$ 的污泥累积体积分数分别为30.84%和71.35%.

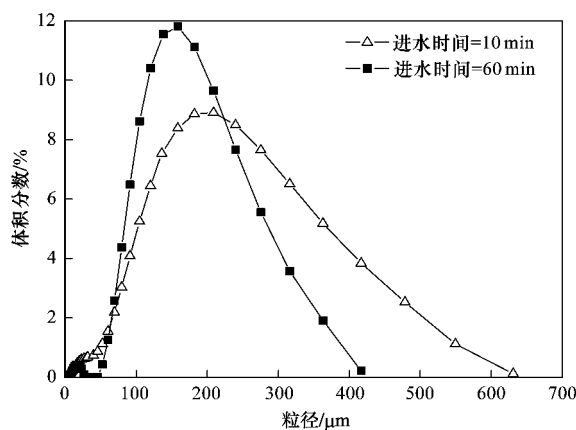


图5 SBR3和SBR4稳定运行期粒径分布

Fig.5 Granule size distribution at steady state in SBR3 and SBR4

2.3 污染物去除特性

全程好氧运行方式下,低DO引发污泥恶性膨胀之后,2个反应器的污染物去除效果都很差.SBR1和SBR2的COD去除率仅为61.6%和67.1%,氨氮基本没有去除.

前置缺氧运行方式下,低DO却并未对污染物的去除造成很大负面影响.图6为SBR3和SBR4典型周期中的污染物指标变化曲线.在SBR3中,易降解的低分子有机酸在厌氧段即被微生物以吸附和贮存的方式迅速利用[图6(a)].进入好氧段后,COD已基本维持在 $15 \sim 25 \text{ mg/L}$,微生物依靠自身贮存

的有机物如 PHA 等继续生长. 硝化反应也随之进行, 氨氮最大比降解速率为 $4.40 \text{ mg} \cdot (\text{g} \cdot \text{h})^{-1}$. 值得注意的是 $\text{NO}_x^- - \text{N}$ ($\text{NO}_2^- - \text{N}$ + $\text{NO}_3^- - \text{N}$) 并没有随着氨氮的降解而大幅上升, $\text{NO}_2^- - \text{N}$ 和 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 浓度分别稳定在 0.5 mg/L 和 1.0 mg/L 左右, 系统表现出较好的同步硝化反硝化 (SND) 效果. SBR4 中 COD 的降解速率较缓, 但出乎意料的是在同样的 DO 下, 其最大氨氮比降解速率为 $8.88 \text{ mg} \cdot (\text{g} \cdot \text{h})^{-1}$, 约为 SBR3 的 2 倍 [图 6(b)]. 这可能是因为微膨胀状态下絮体松散、细小, 比表面积大, 减小了混合液中氧的传质阻力, 使得 SBR4 中的硝化细菌相对 SBR3 能

够更好地利用有限的 DO, 繁殖较快, 硝化速率也更高些. 不过, SBR4 的 SND 率却有所下降, 这是因为长时间进水下的活性污泥絮体细小, 结构更为开放, 导致 SND 所需要的缺氧微环境匮乏. SBR3 进水时间改为 90 min 后污染物去除规律与 SBR4 相近. 整个试验期间 SBR3 和 SBR4 的 COD 和氨氮的平均去除率都在 90% 以上. 在总氮去除方面, 进水时间的延长导致的絮体松散及粒径变小, 弱化了同步硝化反硝化作用. 60 min 和 90 min 进水下的 SND 率分别只有 10 min 进水下的 79.7% 和 57.4%. 总氮去除率也相应地分别下降至原来的 79.7% 和 60.4%.

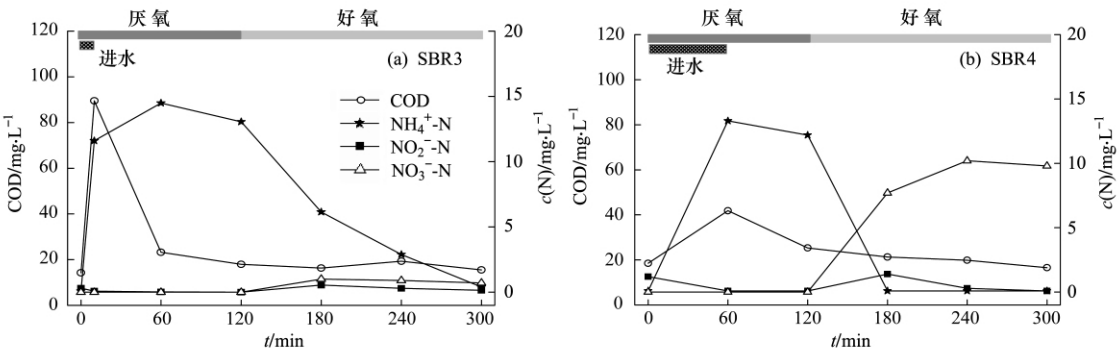


图 6 SBR3 和 SBR4 反应器中各污染指标典型变化曲线
Fig. 6 Typical parameter profile during a normal cycle on four SBRs

2.4 节能效果

郭建华等^[3]对污水处理厂维持不同 DO 浓度所需的供气量进行了对比, 理论计算和试验研究均发现维持 $\text{DO} = 0.5 \text{ mg/L}$ 所需的供气量相对 $\text{DO} = 2.0 \text{ mg/L}$ 时可节省明显的曝气量. 在本试验中, 曝气流量恒定, DO 通过 PLC 进行开关控制基本恒定在 0.5 mg/L . 因此曝气时间长短即反映了曝气能耗的高低. 分析 PLC 记录的各周期的曝气时间, 可以发现长时进水下平均每周期的曝气时间短于瞬时进水的 (表 3). 即在相同的低 DO 下, 微膨胀状态依然能够节能. 相对 10 min 进水下的正常污泥, 微膨胀污泥可节能约 10%. 事实上, 由图 6(b) 可知, 微膨胀状态下 COD 和氨氮在曝气 1 h 后已基本降解完全, 之后 OUR 迅速下降, 系统对氧的需求减少. 在 60 min 和 90 min 进水方式下, 曝气的后 2 h 的平均 OUR 只有 10 min 进水运行方式下的 36.1% 和 34.8%. 在实际运行中可以考虑通过实时控制, 在氨氮降解完毕后及时停止曝气, 可望极大地降低曝气能耗, 同时还可减少内碳源消耗, 强化反硝化效果, 提高总氮去除率.

综合以上数据和分析, 并根据 4 个反应器所模拟的工艺, 可知完全混合式曝气池无论有无好氧选

择器都无法实现低氧微膨胀, 不宜将其作为下一步的研究重点. 其原因主要有: 第一, 单一的好氧运行方式本身没有抑制丝状菌增殖的功能, 根据动力选择理论, 无论负荷高或低, 只要运行时间足够长, 低 DO 必然会诱发污泥恶性膨胀, 好氧选择器只是稍微减缓了膨胀的速度. 第二, 从工程应用上看, 污泥膨胀速度之快也使得人们来不及在如此短的时间内找到合适的 DO 值或引入其他控制措施来平衡丝状菌和菌胶团菌之间的竞争. 第三, Martins 等^[14]的研究表明即使在 DO 充足的情况下, 进水时间长度的小幅延长 (从 13 min 增至 15 min) 即底物浓度梯度小幅下降就造成了污泥沉降性的恶化. 不难推断, 当 DO 浓度低时, 系统将更不稳定.

表 3 不同进水时间下曝气时间、OUR 及节能效果
Table 3 Aeration time, OUR and energy saving effect under different feeding length

运行方式	总平均曝气时间/h	180 ~ 300 min 平均 OUR / $\text{g} \cdot (\text{kg} \cdot \text{h})^{-1}$	相对节能/%
前置缺氧, 10 min 进水	1.88 ± 0.14	20.13 ± 4.33	—
前置缺氧, 60 min 进水	1.70 ± 0.15	7.22 ± 2.47	9.6
前置缺氧, 90 min 进水	1.68 ± 0.17	7.02 ± 1.66	10.6

而在前置缺氧运行方式下,通过延长进水时间可达到理想的微膨胀状态,且在较大进水时间范围内(60~90 min)有着相似的污泥形态和污染物去除效果,微膨胀状态稳定.这说明 A/O 推流式反应器较易实现低溶解氧微膨胀,并可承受一定强度的冲击负荷.如前所述,其微膨胀状态稳定维持的实质是前置缺氧段对污泥沉降性的提升,与缺少选择器后较低底物浓度梯度对污泥沉降性负面影响的拮抗作用的结果.这也说明微膨胀最初发现于氧化沟这种缺氧/厌氧/好氧交替并且底物浓度较低的工艺中并非偶然.可见,一般地在反应器中创造一个良好的缺氧/厌氧/好氧交替的环境,同时避免负荷过高即可实现低氧微膨胀的稳定维持.同时,高负荷的缺氧选择器仍然具有优越的控制污泥膨胀的效果,实际运行中,当污泥沉降性变差时,可以考虑隔出一选择区或改变进水方式,使污泥沉降性恢复正常.

本试验还表明,前置缺氧运行方式下通过长时间进水造成的微膨胀污泥在氨氮去除方面优于瞬时进水下沉降性良好的污泥,并在节能方面表现出巨大优势,但在总氮去除上不及正常污泥.然而之前也有文献报道低 DO 微膨胀状态下氨氮去除率要比高 DO 时正常污泥的低,但总氮去除率高^[3,4,13].因此,深入分析脱氮系统中微膨胀状态下氮的去除特性及条件优化,应成为今后微膨胀技术的一项研究重点.这对于将该项技术推向实际应用具有重要意义.

3 结论

(1) DO=0.5 mg/L 时,全程好氧运行方式易导致污泥恶性膨胀,前置缺氧运行方式下进水时间在 60~90 min 之间可以实现稳定的微膨胀状态,SVI 维持在 100~250 mL/g 之间.这是前置缺氧运行方式对污泥沉降性的改善作用和低 DO 及较低底物浓度梯度对污泥沉降性负面影响的拮抗作用的结果.

(2) 长时间进水可造成污泥絮体变小,10 min 和 60 min 进水下的絮体粒径 < 200 μm 的污泥累积体积分数分别为 30.84% 和 71.35%.

(3) 低 DO 微膨胀污泥的氨氮降解速率约为同 DO 下正常污泥的 2 倍,氨氮去除率也略高于后者,节省了 10% 左右的曝气能耗,且表现出巨大的节能潜力.但其 SND 率和总氮去除率都低于后者,60 min 和 90 min 进水下的总氮去除率分别只有 10 min 进水下的 79.7% 和 60.4%.

(4) 低溶解氧微膨胀在完全混合式曝气池不可

行,前置缺氧推流式反应器则容易实现稳定的微膨胀.进一步分析可知,创造一个良好的缺氧/厌氧/好氧交替的环境,同时避免负荷过高即有望实现低氧微膨胀的稳定维持.

参考文献:

- [1] Guo J H, Peng Y Z, Peng C Y, *et al.* Energy saving achieved by limited filamentous bulking sludge under low dissolved oxygen [J]. *Bioresource Technology*, 2010, **101**(4): 1120-1126.
- [2] 彭永臻,郭建华,王淑莹,等. 低溶解氧污泥微膨胀节能理论与方法的发现、提出及理论基础 [J]. *环境科学*, 2008, **29**(12): 3342-3347.
- [3] 郭建华,王淑莹,彭永臻,等. 低溶解氧污泥微膨胀节能方法在 A/O 中的试验验证 [J]. *环境科学*, 2008, **29**(12): 3348-3352.
- [4] 王淑莹,白璐,宋乾武,等. 低氧丝状菌污泥微膨胀节能方法 [J]. *北京工业大学学报*, 2006, **32**(12): 1082-1086.
- [5] 彭赵旭,彭永臻,桂丽娟,等. 低溶解氧丝状菌污泥微膨胀在 SBR 中的可行性 [J]. *化工学报*, 2010, **61**(6): 1534-1539.
- [6] Li H J, Chen Y G, Gu G W. The effect of propionic to acetic acid ratio on anaerobic-aerobic (low dissolved oxygen) biological phosphorus and nitrogen removal [J]. *Bioresource Technology*, 2008, **99**(10): 4400-4407.
- [7] Martins A M P, Heijnen J J, Van Loosdrecht M C M. Bulking sludge in biological nutrient removal systems [J]. *Biotechnology and Bioengineering*, 2004, **86**(2): 125-135.
- [8] Palm J C, Jenkins D, Parker D S. Relationship between organic loading, dissolved-oxygen concentration and sludge settleability in the completely-mixed activated sludge process [J]. *Journal Water Pollution Control Federation*, 1980, **52**(10): 2484-2506.
- [9] 王凯军,许晓鸣. 丝状菌污泥膨胀理论分析 [J]. *中国给水排水*, 2001, **17**(3): 66-69.
- [10] Lou I C, Delos Reyes F L. Integrating decay, storage, kinetic selection, and filamentous backbone factors in a bacterial competition model [J]. *Water Environment Research*, 2005, **77**(3): 287-296.
- [11] Wanner J, Chudoba J, Kucman K, *et al.* Control of activated sludge filamentous bulking—VII. Effect of anoxic conditions [J]. *Water Research*, 1987, **21**(12): 1447-1451.
- [12] Wanner J, Kucman K, Ottov V, *et al.* Effect of anaerobic conditions on activated sludge filamentous bulking in laboratory systems [J]. *Water Research*, 1987, **21**(12): 1541-1546.
- [13] Martins A M P, Pagilla K, Heijnen J J, *et al.* Filamentous bulking sludge—a critical review [J]. *Water Research*, 2004, **38**(4): 793-817.
- [14] Martins A M P, Heijnen J J, Van Loosdrecht M C M. Effect of feeding pattern and storage on the sludge settleability under aerobic conditions [J]. *Water Research*, 2003, **37**(11): 2555-2570.
- [15] 左金龙,王淑莹,彭赵旭,等. 低溶解氧污泥微膨胀前后污泥硝化活性的对比研究 [J]. *土木建筑与环境工程*, 2009, **31**(4): 117-122.