

膜序批式间歇反应器的膜污染特性及控制

张胜^{1,2}, 徐立荣¹, 李慧琴¹, 董小磊¹, 张铭川¹, 竺建荣^{1*}

(1. 北京师范大学环境学院, 北京 100875; 2. 大同市环境保护局, 大同 037006)

摘要: 采取厌-好氧交替运行、实验室人工配水的方式, 连续运行 300 d, 研究膜序批式间歇反应器运行过程的膜污染特性及其控制。结果表明, 在运行初期的 75 d 内, 污泥处于絮体状, SVI 值 64.6~110.6 mL·g⁻¹, 膜污染呈快速指数增长趋势, TMP 平均增长速率为 0.309 kPa·d⁻¹, 膜阻力变化在 0.393×10¹¹~1.298×10¹¹ m⁻¹·d⁻¹ 之间, 比膜通量从 4.4 L·(m²·h·kPa)⁻¹ 下降为 0.52 L·(m²·h·kPa)⁻¹, 75 d 时的临界膜通量为 20 L·(m²·h)⁻¹。从 75~120 d 对系统进行了调控, 反应器培养出好氧颗粒污泥, SVI 值逐渐下降, 从 170 d 开始, SVI 一直保持在 40 mL·g⁻¹ 左右, 污泥粒径逐渐增大, 220 d 时污泥粒径分布大多在 500~1 000 μm。120~300 d 运行过程中的膜污染呈缓慢增长趋势, TMP 平均增长率仅为 0.062 kPa·d⁻¹, 膜阻力变化率在 0.291×10¹¹~0.404×10¹¹ m⁻¹·d⁻¹, 比膜通量从 4.4 L·(m²·h·kPa)⁻¹ 下降为 1.4 L·(m²·h·kPa)⁻¹, 220 d 时的临界膜通量为 40 L·(m²·h)⁻¹。这些数据表明好氧颗粒污泥的培养对减缓膜污染发生具有极大作用。曝气强度为 100 m³·(m²·h)⁻¹ 时, 比膜通量最大, 曝气强度为 69 m³·(m²·h)⁻¹ 时, 膜污染速率最小。

关键词: 膜序批式反应器; 膜污染; 临界通量; 膜阻力; 好氧颗粒污泥

中图分类号: X703.1 文献标识码: A 文章编号: 0250-3301(2009)01-0166-06

Characteristics of Membrane Fouling and Its Control in Membrane Sequencing Batch Reactor Process

ZHANG Sheng^{1,2}, XU Li-rong¹, LI Hui-qin¹, DONG Xiao-lei¹, ZHANG Ming-chuan¹, ZHU Jian-rong¹

(1. School of Environment, Beijing Normal University, Beijing 100875, China; 2. Environmental Protection Agency of Datong City, Datong 037006, China)

Abstract: Characteristics of membrane fouling and its control were investigated using synthetic wastewater as feed in an anaerobic/aerobic membrane sequencing batch reactor (MSBR) for 300 days operational period. The experimental results showed that the sludge was in flocculent form, and the range of SVI was 64.6~110.6 mL·g⁻¹ during the initial 75 days operation. Membrane fouling occurred in a quick exponential growth, and the average growth rate of TMP was 0.309 kPa·d⁻¹. Membrane resistance was in the range of 0.393×10¹¹~1.298×10¹¹ m⁻¹·d⁻¹, and specific membrane flux decreased from 4.4 L·(m²·h·kPa)⁻¹ to 0.52 L·(m²·h·kPa)⁻¹. The critical membrane flux was 20 L·(m²·h)⁻¹ at 75th day. In 75~120 d operation, MSBR condition was regulated, and aerobic granular sludge in reactor appeared. SVI decreased steadily, and finally maintained approximately 40 mL·g⁻¹ from 170th day on. The sludge particle grew much gradually, and size distribution was mainly in diameter 500~1 000 μm at 220th day. Membrane fouling developed very slowly. The average accumulating rate of TMP was only 0.062 kPa·d⁻¹, membrane resistance varied from 0.291×10¹¹ m⁻¹·d⁻¹ to 0.404×10¹¹ m⁻¹·d⁻¹, specific membrane flux decreased from 4.4 L·(m²·h·kPa)⁻¹ to 1.4 L·(m²·h·kPa)⁻¹, and critical membrane flux was 40 L·(m²·h)⁻¹ at 220th day. These data clearly demonstrated that the formation of aerobic granular sludge was beneficial to cease the growth rate of membrane fouling. Specific membrane flux was the biggest at aeration strength of 100 m³·(m²·h)⁻¹, while membrane fouling rate was the lowest at aeration strength of 69 m³·(m²·h)⁻¹.

Key words: membrane sequencing batch reactor; membrane fouling; critical membrane flux; membrane resistance; aerobic granular sludge

膜生物反应器(MBR)利用膜的高效分离作用与活性污泥去除污染物的生物作用相结合,提高了反应器内污泥浓度,使污泥对污染物的去除得到了强化,并截留反应器中的大部分微生物和悬浮颗粒等,可提供优异的出水水质,其应用日益广泛。MBR成功运行的关键是掌握膜污染的发生过程并有效地控制膜污染。如何采取措施科学地控制膜污染,提高反应器运行的稳定性已经成为MBR技术研究的热点^[1~4]。膜污染的形成机制相当复杂,具体与膜本身的特性(膜材料、膜孔等)及膜组件的结构^[5~7]、系统

操作条件(膜通量、曝气强度、间歇抽吸、污泥龄等)^[8~11]、混合液特性(污泥浓度、污泥颗粒粒径、SRT、EPS、SMP)^[12~18]等因素有关,其中反应器内污泥的浓度和特性是影响膜污染的一个极为重要的因素。大多数膜反应器研究采用连续流(如A²/O)工

收稿日期: 2008-01-09; 修订日期: 2008-04-21

基金项目: 国家高技术研究发展计划(863)项目(2006AA06Z318)

作者简介: 张胜(1969~),男,博士研究生,高级工程师,主要研究方向为水污染控制与治理工程。E-mail: zhangsheng9082@sina.com

* 通讯联系人, E-mail: zjztshua@sohu.com

艺, 污泥一般以细小的絮体方式存在, 非常容易发生膜污染. 在最近研究中, 有许多报道在 SBR 系统中成功地培养出好氧颗粒污泥. 好氧颗粒具有污泥结构密实、颗粒粒径大、沉降性能好、代谢活性高的特点. 它们的特殊结构与存在方式很可能有助于减小膜污染的发生. 因此, 本试验以膜序批式反应器 (membrane sequence batch reactor, MSBR) 为实验对象并结合好氧颗粒污泥的培养, 重点以跨膜压差 (TMP)、膜阻力、膜临界通量和曝气强度为测定指标, 对系统运行 300 d 过程中不同阶段的膜污染特性进行了研究, 以期今后 MSBR 工艺的膜污染控制和系统稳定运行提供技术支持.

1 材料与方法

1.1 实验装置及运行条件

如图 1 所示, 本试验 MBR 采取 SBR 运行方式, 反应器体积为 60 L, 体积交换比为 10%~35%, 出水采用间歇方式, 真空泵调节流量, 膜通量稳定在 $10 \text{ L} \cdot (\text{m}^2 \cdot \text{h})^{-1}$ 左右, 膜出水开/关时间比为 9:3, SBR 运行方式反应器均采用时间程序控制器 (PLC) 对反应周期实现自动化控制, 液位通过液位传感器来控制, 反应器 1 d 运行 4 个周期, 厌/好氧交替进行, 每周周期 360 min 分为: 厌氧段 120 min, 包括进水 3 min, 进料 20 min, 曝气搅拌 5 min; 好氧段 240 min, 其中出水 120 min. 反应器采用恒流过滤, 反应器运行过程不排泥, 膜组件为浸没式. 采用日本三菱 (RAYON) 公司生产的聚乙烯 (polyethylene, PE) 多孔非对称有机膜片, 膜孔径为 $0.4 \mu\text{m}$, 加工成有效面积为 1.1 m^2 的膜组件, 接种北京市高碑店污水处理厂的厌氧-好氧混合活性污泥絮体, 室温下运行.

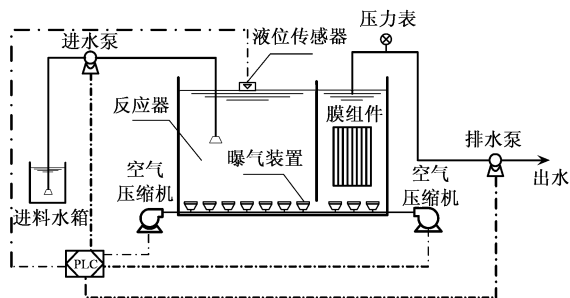


图 1 MSBR 试验装置示意

Fig. 1 Schematic diagram of experimental MSBR system

1.2 进水水质

MSBR 进水采取实验室人工模拟生活污水, 配

水主要成分为 ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$): 葡萄糖 200~500, 碳酸氢钠 60~300, 蛋白胨 30~70, 氯化钠 25~50, 硫酸铵 60~230, 磷酸二氢钾 40~110, $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ 90~94, $\text{FeSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ 5~7.

1.3 分析项目及方法

COD、MLSS、SVI 采取标准方法测定, TOC 采用德国产 Liqui TOC 仪测定. 曝气强度采取空气泵加气体转子流量计控制, 曝气强度 a、b、c 分别为 31、69、 $100 \text{ m}^3 \cdot (\text{m}^2 \cdot \text{h})^{-1}$.

混合液中的胶体及 SMP 含量用 COD ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$) 表示, 分别通过 $1.2 \mu\text{m}$ 玻璃纤维膜过滤, 絮凝后经 $0.45 \mu\text{m}$ 微滤膜过滤后测定其含量值^[19].

临界通量的测定采取等通量流量梯度 (flux-step) 增加方式, 流量增量为 $5 \text{ L} \cdot (\text{m}^2 \cdot \text{h})^{-1}$, 曝气强度为 $69 \text{ m}^3 \cdot (\text{m}^2 \cdot \text{h})^{-1}$, 运行 15 min, 水力反冲洗 1 min, 反冲洗流量为 $5 \text{ L} \cdot \text{min}^{-1}$, 通过分析膜污染速率及比膜通量下降趋势曲线, 确定 MSBR 系统中某个运行状态下的临界通量.

膜阻力的测定根据串联传质阻力模型 (resistance in series)^[20], 由 Darcy's Law 方程计算:

$$J = \frac{\text{TMP}}{\mu(R_m + R_c + R_p)} \quad (1)$$

式中, J 为膜通量; TMP 为跨膜压差; μ 为污泥粘度; R_m 为膜本身阻力; R_c 为滤饼层阻力; R_p 为膜吸附阻力.

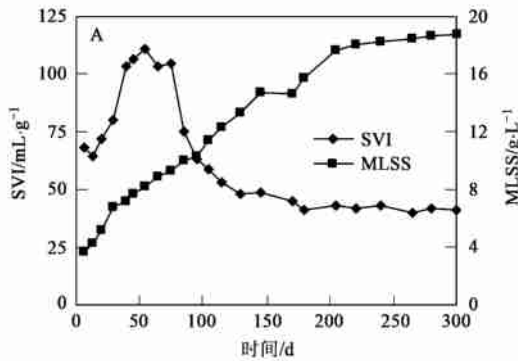
本试验研究采取恒流过滤, J 为定值, 膜阻力的大小是随 MSBR 内 TMP 及粘度而变化的, R_m 值由新膜在去离子水中测定, 然后对膜通量及 TMP 的响应值根据 Darcy's Law 方程进行计算而得到, 在亚临界状态, 膜污染以 R_p 为主, 超过亚临界状态膜污染以 R_c 为主.

2 结果与讨论

2.1 MSBR 运行特性和膜污染特征

图 2 为 MSBR 运行 300d 的污泥浓度 MLSS、污泥沉降性能 SVI 值及跨膜压差 TMP 变化情况. 整个运行过程可分成运行前期、调控期及运行后期 3 个阶段. 从图 2A 可以看出, 反应器运行到 75 d 的前期阶段时反应器中 MLSS 值逐渐增大, 但 SVI 值也呈现缓慢上升, 污泥沉降性能变差, 此时颗粒化程度较低. 75 d 时 MLSS 为 $9.34 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$, SVI 值达到 $110 \text{ mL} \cdot \text{g}^{-1}$ 左右. 与此相对应, 该阶段 TMP 呈快速指数增长趋势, 最后达到 26.2 kPa, 污染平均增长速率为 $0.309 \text{ kPa} \cdot \text{d}^{-1}$ (图 2B). 比膜通量下降很快, 从刚开始时的

$4.4 \text{ L} \cdot (\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{kPa})^{-1}$ 下降到 75 d 时的 $0.52 \text{ L} \cdot (\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{kPa})^{-1}$, 说明系统运行在 75 d 时膜污染已经比较严重. 从 75 d 开始, 改用膜面积为 0.24 m^2 的单片膜, 采取同样的放置方式, 对反应器内污泥采用扩大体积交换比、调节进料负荷方式进行调控并培养好氧颗粒污泥. 同时对原使用的膜组件进行水力清洗, 然后浸泡在去离子水中待用. 在调控过程中污泥 SVI 值逐渐变小, 运行到 120 d 时, SVI 达到 $50 \text{ mL} \cdot \text{g}^{-1}$ 左右, MLSS 为 $12.27 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$, 反应器中出现较多的好氧颗粒污泥(并在之后不断增加和生长). 此



时重新把原膜组件放入到反应器中, 经测试该膜组件的比膜通量恢复为 99.9%. 从 170 d 开始 MLSS 保持在 $14.65 \sim 18.7 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$, SVI 值保持在 $40 \text{ mL} \cdot \text{g}^{-1}$ 左右. MSBR 运行后阶段的 TMP 呈缓慢指数增长趋势, 300 d 时 TMP 值为 14.25 kPa , 膜污染增长速率仅为 $0.062 \text{ kPa} \cdot \text{d}^{-1}$, 小于有关文献报道的污染速率值^[21, 22]. 比膜通量在 $4.4 \sim 1.4 \text{ L} \cdot (\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{kPa})^{-1}$ 之间, 下降趋势慢. 这说明 MSBR 通过调控反应器内污泥的生长并使之维持在颗粒化状态确实非常有利于膜系统的长期稳定运行, 可以减小膜污染的发生.

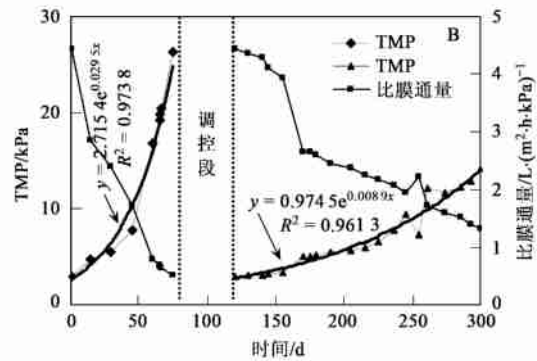


图2 MSBR 污泥特性与膜污染表现

Fig. 2 Characteristic of sludge and performance of MSBR during whole cycle operational days

图3为运行过程中MSBR在不同阶段的污泥颗粒大小分布测定. 可以发现, 反应器运行到75d时污泥粒径与接种的常规絮体污泥非常接近, 颗粒很小(图4A), 大都在 $30 \sim 60 \mu\text{m}$ 的范围. 通过调控污泥生长后, 运行负荷的控制加上SBR的特殊运行方式使微生物经历富-贫营养基质的变化, 污泥中微生物出现聚积并不断生长, 170d污泥粒径已经显著增大, 220d时污泥粒径的分布范围绝大部分处于 500

$\sim 1000 \mu\text{m}$, 颗粒近似圆形或椭圆形, 颗粒间边界轮廓清晰(图4B), 周围存在着原、后生动物, 同时, 形成的颗粒污泥结构密实, SVI 值仅在 $40 \text{ mL} \cdot \text{g}^{-1}$ 左右, 而且形态稳定. 因此 MSBR 系统尽管运行在高浓度污泥的条件下 (MLSS 约 $18.7 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$), 但对膜的污染比较小, 说明好氧颗粒污泥的形成对减缓膜污染的发生具有极大作用.

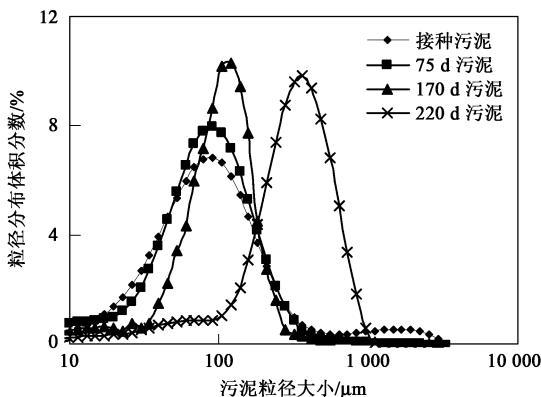


图3 MSBR 不同阶段污泥粒径分布大小比较

Fig. 3 Comparison of sludge size distribution in different stage in MSBR

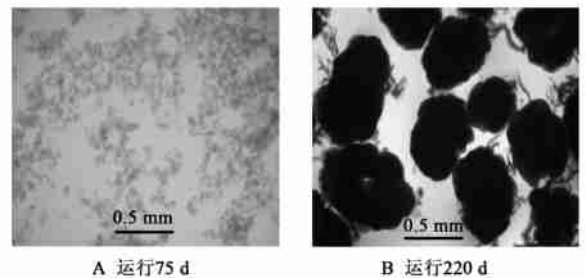


图4 MSBR 不同阶段污泥形态

Fig. 4 Morphology of sludge during different stage in MSBR

2.2 MSBR 膜污染阻力分析

图5是运行300d内系统膜阻力变化. 可以看出在反应器运行的75d中, 膜污染阻力前50d呈相

对缓慢增长趋势,膜阻力变化速率在 $0.393 \times 10^{11} \sim 0.564 \times 10^{11} \text{ m}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ 之间. 此后到 75 d 时呈快速增长趋势,膜阻力变化速率在 $0.564 \times 10^{11} \sim 1.298 \times 10^{11} \text{ m}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$, 这也可以在图 2B 中的 TMP 变化趋势得到验证, 说明在 55 d 内膜污染以吸附污染为主, 膜阻力以 R_p 为主, 此后膜污染以泥饼层污染为主, 膜阻力以 R_c 为主. MSBR 经过调控运行之后反应器

内污泥沉降性能得到明显改善, 溶液中 TOC 下降, 胶体及 SMP 含量明显减少(见表 1), 膜通透能力得到提高. 从 120 d 开始一直运行到 300 d 时比膜通量保持在 $1.4 \text{ L} \cdot (\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{kPa})^{-1}$, TMP 保持在 15 kPa 以下, 膜阻力变化速率也呈缓慢增长, 在 $0.291 \times 10^{11} \sim 0.404 \times 10^{11} \text{ m}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ 之间, 说明系统长时间处于稳定运行状态, 膜阻力以吸附阻力 R_p 为主.

表 1 MSBR 不同阶段污泥组分及 SVI 值¹⁾

Table 1 Composition and SVI of MSBR in different operational stage

时间/d	MLSS/ $\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$	胶体/ $\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$	SMP/ $\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$	上清液 TOC/ $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$	SVI/ $\text{mL} \cdot \text{g}^{-1}$
75	9.2(98.2)	0.109(1.67)	0.059(0.13)	67.3	104.3
220	17.96(99.76)	0.027(0.15)	0.015(0.09)	17	43

1) 括号内为反应器中污泥组分质量分数(%)

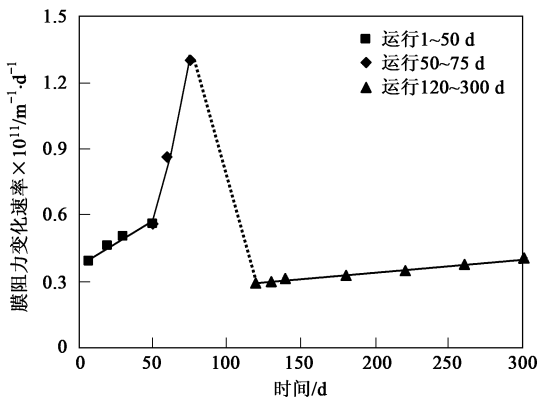


图 5 MSBR 运行过程膜阻力变化速率

Fig. 5 Change ratios of membrane resistance in MSBR during whole cycle operation

2.3 不同运行状态的临界通量

图 6、图 7 分别是 MSBR 运行前期和后期典型状态时的临界通量, 流量增量步长采取通量 $5 \text{ L} \cdot (\text{m}^2 \cdot \text{h})^{-1}$. 反应器启动运行到 75 d 时, 污泥仍处于絮体状, 浓度为 $9.34 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$, 在曝气强度 b 条件下测得的临界通量为 $20 \text{ L} \cdot (\text{m}^2 \cdot \text{h})^{-1}$ (图 6). 运行到 280 d, 污泥浓度为 $17.96 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$, 曝气强度 b 条件下膜通量为 $35 \text{ L} \cdot (\text{m}^2 \cdot \text{h})^{-1}$ 以下时, TMP 逐渐增大, 但增长趋势缓慢, 此时比膜通量基本保持稳定; 在膜通量 $40 \sim 50 \text{ L} \cdot (\text{m}^2 \cdot \text{h})^{-1}$ 时, TMP 增加很快, 比膜通量出现转折而下降, 所以膜临界通量为 $40 \text{ L} \cdot (\text{m}^2 \cdot \text{h})^{-1}$. MSBR 运行小于临界通量时, 膜污染小, 膜污染以吸附污染为主, $> 40 \text{ L} \cdot (\text{m}^2 \cdot \text{h})^{-1}$ 时, 膜污染以泥饼层污染为主. 这证明污泥结构与性能的不同会极大地影响膜系统的运行. 好氧颗粒污泥的

形成, 可以大大增加膜的临界通量值, 达到较大的比膜通量, 进而增加整个系统的通透能力, 有效减缓膜污染发生速率. 通过确定系统运行过程中的临界通量值, 可以有效地对 MSBR 系统运行特性做出诊断, 为调控污泥特性、改进操作条件等提供一定依据.

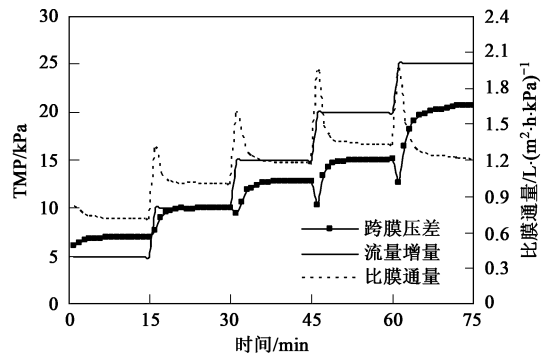


图 6 MSBR 系统运行 75 d 时临界通量的确定

Fig. 6 Determination of 75d's critical-flux in MSBR system

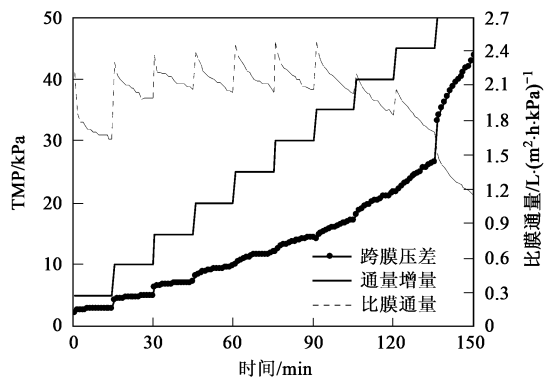
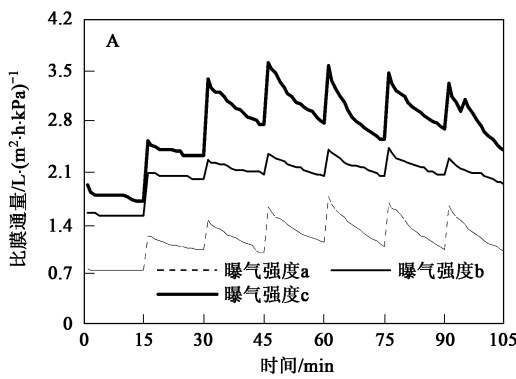


图 7 MSBR 系统运行 220 d 时临界通量的确定

Fig. 7 Determination of 220d's critical-flux in MSBR system

2.4 曝气强度对膜污染的影响

曝气在 MSBR 中的主要作用除了提供 DO、搅拌,同时提供系统膜出水时所需的错流速率(CFV),减小膜污染的发生.图8为3种曝气强度下膜通透能力比较,采取测定临界通量的方法,即比膜通量对测定时间的响应值.结果表明,不同曝气强度 a、b、c 下的比膜通量分别是 0.746~1.75、1.49~2.42、1.694~3.60 $L \cdot (m^2 \cdot h \cdot kPa)^{-1}$.从中可以看出当曝气强度增大时,比膜通量增大,即膜的通透能力增大,这是由于增大曝气强度可以增加膜表面的 CFV,使沉积在膜表面的滤饼层减少,可以有效地减少 TMP,在一定程度上对系统膜滤有利.还可以发现,曝气强



度 b 时,膜比通量变化趋势较稳定,而曝气强度 a、曝气强度 c 则呈现较大的波动变化,特别是曝气强度 c 时比膜通量变化范围很大.图 8B 表示在 a、b、c 3 种曝气强度下,膜污染速率的变化分别为 0.043 9 ~ 1.263 1、0.01 ~ 0.185 7、0.017 7 ~ 0.445 4 $kPa \cdot min^{-1}$,说明曝气强度 a 时膜污染速率最大,曝气强度 c 次之,曝气强度 b 时最小,这是由于曝气强度过大时,沉积在膜上的污泥减少,污泥对胶体、SMP 的吸附过滤减少,表现为 TMP 增大.曝气强度过强或不足时,都会对系统稳定运行产生影响,曝气强度为 b 时比较合适.该结果说明 MSBR 系统存在合适曝气强度的选择与控制.如何满足系统各控制

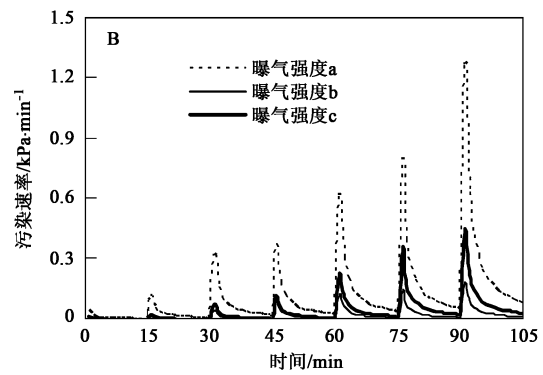


图8 MSBR 系统在不同曝气强度下的膜通透性能比较

Fig. 8 Comparison of permeability under different aeration strength in MSBR system

参数的运行及功能(如 COD 与脱氮除磷),做到经济有效地曝气运行在今后尚需进一步深入研究.

3 结论

(1) MSBR 工艺运行前期 TMP 呈快速指数增长趋势,污染平均增长速率为 $0.309 kPa \cdot d^{-1}$,比膜通量下降很快,采取调控并培养好氧颗粒污泥后,污泥 MLSS 保持在 $14.65 \sim 18.7 g \cdot L^{-1}$,SVI $40 mL \cdot g^{-1}$ 左右,TMP 呈缓慢指数增长,膜污染增长速率仅为 $0.062 kPa \cdot d^{-1}$,比膜通量在 $4.4 \sim 1.4 L \cdot (m^2 \cdot h \cdot kPa)^{-1}$ 之间.

(2) 膜污染阻力在 50~75 d 时呈快速增长趋势,膜阻力变化速率在 $0.564 \times 10^{11} \sim 1.298 \times 10^{11} m^{-1} \cdot d^{-1}$,在 50 d 内膜污染以吸附污染为主,此后膜污染以泥饼层污染为主. MSBR 经过调控运行之后,膜阻力变化速率呈缓慢增长,在 $0.291 \times 10^{11} \sim 0.404 \times 10^{11} m^{-1} \cdot d^{-1}$ 之间,可维持系统长时间处于稳定运行状态.

(3) MSBR 系统中絮体污泥的膜临界通量为 20

$L \cdot (m^2 \cdot h)^{-1}$,而好氧颗粒污泥的膜临界通量为 $40 L \cdot (m^2 \cdot h)^{-1}$,好氧颗粒污泥的形成可以大大增加膜的临界通量值.

(4) 在 a、b、c 3 种曝气强度下,膜污染速率的变化分别为 $0.043 9 \sim 1.263 1$ 、 $0.01 \sim 0.185 7$ 、 $0.017 7 \sim 0.445 4 kPa \cdot min^{-1}$,说明曝气强度为 b 强度 $69 m^3 \cdot (m^2 \cdot h)^{-1}$ 时比较合适.曝气强度过强或不足时,都会对系统稳定运行产生影响.

参考文献:

- [1] Guglielmi G, Chiarani D, Judd S J, *et al.* Flux criticality and sustainability in a hollow fibre submerged membrane bioreactor for municipal wastewater treatment [J]. *Journal of Membrane Science*, 2007, **289**: 241-248.
- [2] Guglielmi G, Saroj D P, Chiarani D, *et al.* Sub-critical fouling in a membrane bioreactor for municipal wastewater treatment: Experimental investigation and mathematical modeling [J]. *Water Research*, 2007, **41**: 3903-3914.
- [3] 纪磊,周集体,张秀红,等.膜生物反应器中进水组成对膜污染的影响[J]. *环境科学*, 2007, **28**(1): 131-136.
- [4] 刘春,黄霞,王慧.基因工程菌生物强化膜-生物反应器工艺启动期影响因素研究[J]. *环境科学*, 2007, **28**(5): 1102-1106.

- [5] Bouhabila E H, Aim R B, Buisson H. Fouling characterisation in membrane bioreactors [J]. Separation and Purification Technology, 2001, **22-23**: 123-132.
- [6] Choi J G, Bae T H, Kim J H, *et al.* The behavior of membrane fouling initiation on the crossflow membrane bioreactor system [J]. Journal of Membrane Science, 2002, **203**(1-2): 103-133.
- [7] Chang S, Fane A G. The effect of fibre diameter on filtration and flux distribution relevance to submerged hollow fibre modules [J]. Journal of Membrane Science, 2001, **184**(2): 221-231.
- [8] Yoon S H, Kim H S, Yeom I T. The optimum operational condition of membrane bioreactor (MBR): cost estimation of aeration and sludge treatment [J]. Water Research, 2004, **38**(1): 37-46.
- [9] Kim J S, Lee C H, Chang I S. Effect of pump shear on the performance of a cross-flow membrane bioreactor [J]. Water Research, 2001, **35**(9): 2137-2144.
- [10] Kimura K, Yamato N, Yamamura H, *et al.* Membrane fouling in pilot-scale membrane bioreactors (MBR2) treating municipal wastewater [J]. Environ Science Technology, 2005, **39**(16): 6293-6299.
- [11] Chang I S, Le-Clech P, Jefferson B, *et al.* Membrane fouling in membrane bioreactors for wastewater treatment [J]. Environ Eng Sci, 2002, **128**(11): 1018-1029.
- [12] Cho J, Song K G, Ahn K H. The activated sludge and microbial substances influences on membrane fouling in submerged membrane bioreactor: unstirred batch cell test [J]. Desalination, 2005, **183**: 425-429.
- [13] Ng H Y, Tan T W, Ong S L. Membrane fouling of submerged membrane bioreactors: impact of mean cell residence time and the contributing factors [J]. Environ Science Technology, 2006, **40**: 2706-2713.
- [14] Khongnakom W, Wisniewski C, Pottier L, *et al.* Physical properties of activated sludge in a submerged membrane bioreactor and relation with membrane fouling [J]. Separation and Purification Technology, 2007, **55**: 125-131.
- [15] Rosenberger S, Laabs C, Lesjean B, *et al.* Impact of colloidal and soluble organic material on membrane performance in membrane bioreactors for municipal wastewater treatment [J]. Water Research, 2006, **40**: 710-720.
- [16] Defrance L, Jaffrin M Y, Gupta B, *et al.* Contribution of various constituents of activated sludge to membrane bioreactor fouling [J]. Bioresource Technology, 2000, **73**: 105-112.
- [17] Yoon S H, Kim H S, Lee S. Incorporation of ultrasonic cell disintegration into a membrane bioreactor for zero sludge production [J]. Process Biochemistry, 2004, **39**: 1923-1929.
- [18] Rosenberger S, Laabs C, Lesjean B, *et al.* Impact of colloidal and soluble organic material on membrane performance in membrane bioreactors for municipal wastewater treatment [J]. Water Res, 2006, **40**: 710-720.
- [19] Melcer H, Dold P L, Jones R M, *et al.* Methods for wastewater characterization in activated sludge modeling [M]. Water Environment Federation, 2004. 8-14.
- [20] Judd Simon. The MBR Book: Principles and applications of membrane bioreactions in water and wastewater treatment [M]. Elsevier Publishing, 2006. 72.
- [21] Cho B D, Fane A G. Fouling transients in nominally subcritical flux operation of a membrane bioreactor [J]. Journal of Membrane Science, 2002, **209**: 391-403.
- [22] Ognier S, Wisniewski C, Gasmick A. Membrane bioreactor fouling in sub-critical filtration conditions, a local critical flux concept [J]. Journal of Membrane Science, 2004, **229**: 171-177.