

不同膜组件应用于重力出水式膜生物反应器的性能比较

蔡亮^{1,2} 杨建州^{1*} 王林权² 白志辉¹

(1. 中国科学院生态环境研究中心, 北京 100085; 2. 西北农林科技大学资源环境学院, 杨凌 712100)

摘要 通过曝气强度的调节,对2种不同膜组件用于重力出水式膜生物反应器处理生活污水进行可行性研究。结果表明:本重力出水式膜生物反应器的经济曝气强度约为 $40 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。此时对氨氮、COD、浊度的平均去除率分别为:97.8%、90.8%和99.4%。对比膜通量与曝气强度的关系,膜组件A(膜丝材质为聚乙烯,直径0.54 mm,孔径0.4 μm ,膜面积为 9.0 m^2)比膜组件B(膜丝材质为聚偏氟乙烯,直径0.80 mm,孔径0.22 μm ,膜面积为 12.5 m^2)具有更好的经济性,适合于改造为重力出水式膜生物反应器。在线化学清洗方式下,膜组件A可以比膜组件B更快地恢复膜通量。

关键词 膜生物反应器 重力出水 曝气强度 对比

中图分类号 X703 文献标识码 A 文章编号 1673-9108(2009)10-1763-04

Comparison of different membrane moulds in membrane bioreactor with gravity flow

Cai Liang^{1,2} Yang Jianzhou¹ Wang Linquan² Bai Zhihui¹

(1. Research Center for Eco-Environmental Sciences, Chinese Academy of Sciences, Beijing 100085, China;

2. College of Resources and Environment, Northwest Agriculture and Forestry University, Yang ling 712100, China)

Abstract By regulating the aeration intensity, the performances of different membrane moulds in membrane bioreactor with gravity flow were compared. The results indicated that the optimization aeration intensity is $40 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$. The average removal rates of NH_4^+-N , COD and turbidity are 97.8%、90.8% and 99.4% respectively. By comparison the permeate flux and aeration intensity, the mould A (material: PVDF, diameter: 0.54 mm, aperture: 0.4 μm , membrane area: 9.0 m^2) was economical efficiency than the mould B(material: PE, diameter: 0.80 mm, aperture: 0.22 μm , membrane area: 12.5 m^2), and the mould A was fit for membrane bioreactor with gravity flow. The cleaning effect of NaClO online backwashing on membrane mould A was better than that of membrane mould B.

Key words membrane bioreactor; gravity flow; aeration intensity; comparison

最近几年,在生物处理废水工艺中,膜生物反应器(MBR)技术变得越来越有吸引力。由于它的高效性、紧凑的系统和较低的剩余污泥产生量,所以越来越多地用于城市污水的回用^[1]。

浸没式MBR结合了膜技术与生物反应器技术,是高效污水处理系统的一个新亮点。当前浸没式MBR仍然有许多问题需要克服^[2,3],如过高的运营成本,过高的能耗,膜通量的下降,以及某些不确定因素(膜渗透性的变化,环境污染的影响)导致的设备布置、设计和操作的困难等。随着高分子材料科学的发展,膜材料的改性应用可以延长膜的使用寿命,这样就可以降低膜组件的更换费用,从而降低运行成本。目前,膜污染现象及过高的能耗仍然是阻碍这项技术推广的主要障碍。

重力出水式MBR,省去抽吸泵,利用不同重力水头的变化出水。一定程度上降低了能耗。同时,也可降低生物反应器内污泥向膜表面迁移的速度,减少污泥颗粒在膜表面因浓差极化而产生的沉积,从而延长了膜污染发生的时间。在MBR中,曝气不仅提供生物反应器内微生物所消耗的氧源,气泡的冲刷作用还可以减轻膜表面的膜污染现象,减轻在膜表面上急速增长的各种类型的膜污染,提高膜通

基金项目:中日政府间科技合作计划(2003DFB00016);中国科学院知识创新课题(KSCX2-YW-G-054-2)

收稿日期:2008-12-12; **修订日期:**2009-02-08

作者简介:蔡亮(1983~),男,硕士研究生,主要从事污水处理及资源化研究工作。E-mail:volvo443258@163.com

* 通讯联系人, E-mail: jzhyang@cees.ac.cn

量^[4,5]。我们认为,存在着经济曝气强度的概念,即膜生物反应器系统在经济膜通量运行时的曝气强度。在经济曝气强度下,可以达到较高膜通量和较长膜清洗周期及较低运行费用的统一。本试验的目的是通过对曝气强度的调节,对 2 种不同膜组件用于重力出水式膜生物反应器处理生活污水进行可行性研究。

1 试验设备与方法

1.1 试验设备

试验系统如图 1 所示,生物反应器容积为 2.5 m³;膜组件 A 膜丝材质为聚乙烯 (PE),膜丝直径 0.54 mm,膜表面孔径 0.4 μm,由 3 片中空纤维帘式膜片并联组成,每片膜面积为 3 m²,共 9 m²;膜丝排布方向与曝气方向垂直,置于膜箱中,膜箱截面积为 0.06 m²。膜组件 B 膜丝材质为聚偏氟乙烯 (PVDF),膜丝直径 0.80 mm,膜表面孔径 0.22 μm,为单片中空纤维帘式膜组件,膜面积为 12.5 m²,膜丝排布方向与曝气方向平行,置于膜箱中,膜箱截面积为 0.09 m²。将 2 组膜片置于同一生物反应器内,达到外部环境的一致。进水及液位采用浮球控制,所有电器电路统一由 PLC 控制,达到智能化水平。

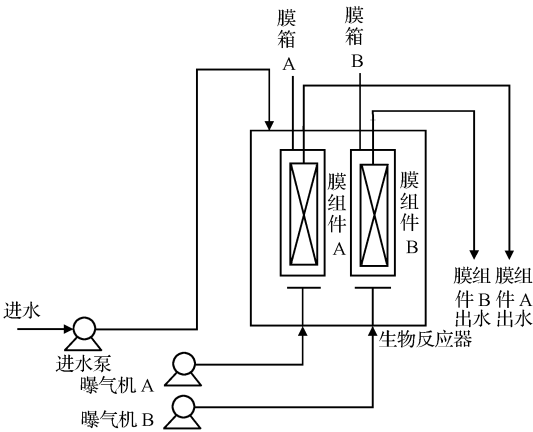


图 1 重力出水式膜生物反应器图例

Fig. 1 Sketch of membrane bioreactor with gravity flow

试验用水直接取自北京某污水处理中心初沉池,污水水质如表 1 所示,所用接种污泥也来自该厂

表 1 供试污水水质

Table 1 Characteristics of wastewaters		
项 目	平均值	变化范围
pH	7.79	7.61 ~ 7.89
浊度 (NTU)	25.43	13.33 ~ 35.81
COD (mg/L)	43	26 ~ 66
氨氮 (mg/L)	20.025	7.25 ~ 25
溶解氧 (mg/L)	1.78	0.34 ~ 2.52

曝气池活性污泥。经过 20 d 驯化后达到成熟, MLSS 为 1 500 ~ 3 000 mg/L。待系统稳定运行 100 d 后开始进行试验。

1.2 方 法

试验设计 5 个不同曝气强度,分别为 20、30、40、50 和 60 m³/(m² · h)。每个强度下运行 9 d,运行时出水阀门调整至最大流量,每个强度周期下运行 9 d,使生物反应器运行稳定。每周期结束后测定进水,2 膜组件出水及上清液(上清液采集:参照传统活性污泥污水处理法,停止设备曝气,静置沉淀 2 h)的溶解氧,浊度,氨氮,COD 及生物反应器内的 MLSS。测定方法参照文献[6]。

溶解氧用 HACH Sension6 溶解氧测定仪测定;浊度用 HANNA LP2000 浊度测定仪测定;氨氮测定采用纳式比色法;COD 测定采用重铬酸钾氧化法;MLSS 测定采用重量法。

2 结果与讨论

2.1 溶解氧及 MLSS 的变化

图 2 中,2 个膜组件出水的 DO 值都符合《城市污水再生利用 城市杂用水水质标准》(GB/T18920-2002);并且当曝气强度为 40 m³/(m² · h) 时,2 个膜组件出水的 DO 值达到最大值 5.45 mg/L 和 5.87 mg/L。同时还发现过高或过低的曝气强度均出现出水 DO 值下降的现象。这可能是由于:当曝气强度较小 (<40 m³/(m² · h)) 时,由于从外界向反应器内通入的空气较少,所以反应器内的氧分子供应不足,大部分氧分子都被好氧微生物所消耗,造成出水 DO 值偏低;当曝气强度较大 (>40 m³/(m² · h)) 时,外界向反应器内通入的空气较多,反应器内氧分子供应十分充足,形成对好氧微生物十分适宜的环境,这时好氧微生物对氧分子进行过量吸收且开始繁殖,造成反应器内生物量放大,对氧分子的需求也就随之增加,导致了氧分子供应的相对减少,所以致使出水 DO 值偏低。同时,由于进水有机物含量较低,以及反应器内好氧微生物的不断繁殖,过低的碳源无法供给反应器内过高的生物量需求,造成部分微生物的死亡,从而导致 MLSS 的降低。所以当曝气强度约为 40 m³/(m² · h) 左右时,反应器内溶解氧供应与微生物生物量的需求达到相对的统一。

2.2 氨氮、COD、浊度的去除率情况

膜组件 A 出水中氨氮去除率为 92.5% ~ 99.6%;膜组件 B 出水中氨氮去除率为 91.6% ~ 98.5%;上清液中氨氮去除率为 78.9% ~ 82.3% (见图 3)。2 个膜组件的膜相对截流效率 (MBR 出水中对污染物质的去除率与上清液中对污染物质的

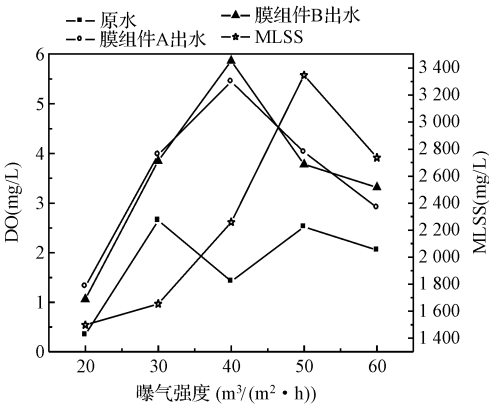


图 2 溶解氧及 MLSS 变化情况
Fig.2 Changes of DO and MLSS

去除率之差,可以表示膜组件对水体中污染物的筛分,截流效果)分别为 10.2% ~ 20.7% 与 10.1% ~ 19.6%。所以曝气强度的变化对于 2 个膜组件出水氨氮去除率无较大影响,且 2 个膜组件出水中氨氮的去除率也无明显差异。

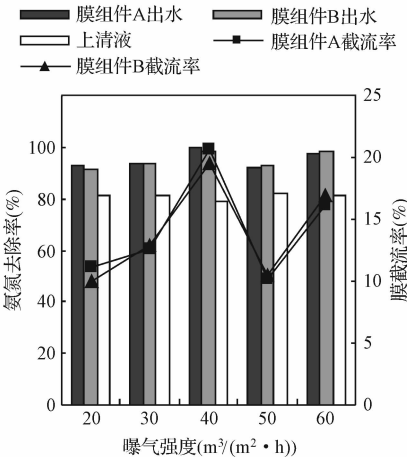


图 3 氨氮去除率的变化情况
Fig.3 Changes of removal efficiency for NH₄⁺-N

如图 4 所示,膜组件 A 出水中 COD 去除率为 88.1% ~ 100%;膜组件 B 出水中 COD 去除率为 75.8% ~ 100%;上清液中 COD 去除率为 21.4% ~ 74.1%。2 个膜组件的膜相对截流效率分别为 25.9% ~ 66.7% 与 25.8% ~ 78.6%。曝气强度的变化对上清液中 COD 的去除率有较大影响,具体表现为:上清液中 COD 的去除率与曝气强度的变化成正相关性,当曝气强度较低时,上清液中 COD 的去除率也较低。这时膜组件的高效截流作用发挥了重要作用,保证了系统整体较高的 COD 去除率。对比 2 个膜组件的膜相对截流效率:随着曝气强度的变化,2 个膜组件的出水 COD 去除率无较明显变化,膜组件 A 的膜相对截流效率要稍高于膜组件 B 的

膜相对截流效率。这表明:膜组件 A 对于反应器内未分解还原性物质的截流效率要稍高于膜组件 B;对污水中 COD 的去除有较高的效率。如图 5 所示,膜组件 A 出水中浊度去除率为 94.6% ~ 99.7%;膜组件 B 出水中浊度去除率为 99.4% ~ 100%;上清液中浊度去除率为 3.7% ~ 83.6%。2 个膜组件的膜相对截流效率分别为 15.7% ~ 96% 与 15.8% ~ 96.6%。2 个膜组件对于浊度均有较好的去除效率,无明显差异。

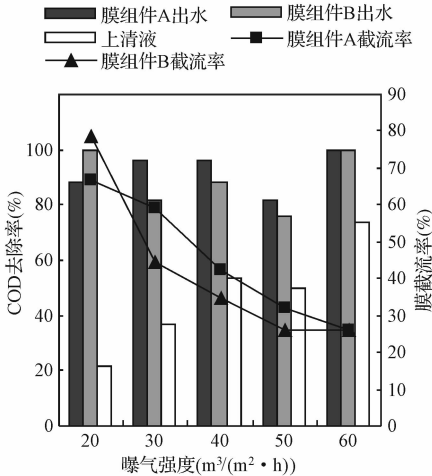


图 4 COD 去除率的变化情况
Fig.4 Changes of removal efficiency for COD

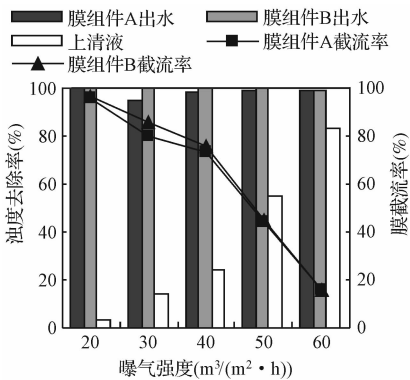


图 5 浊度去除率的变化情况
Fig.5 Changes of removal efficiency for turbidity

2.3 经济性对比分析

重力水头驱动力较抽吸泵动能较小,所以随之带来的就是出水膜通量的降低,图 6 为试验期间内 2 个膜组件膜通量的变化情况,在重力出水方式运行下,膜组件 A 的平均膜通量为 8.7 L/(m²·h),而此膜组件于抽吸出水方式下的设计平均膜通量为 10.4 L/(m²·h),为设计膜通量的 83.7%。但是重力式出水较小的驱动力,可以减轻反应器内有机物质及大颗粒物质在膜表面的堆积,从而可以减少在

膜表面冲刷的曝气量。膜组件 A 经济曝气强度约为 $40\text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, 而设计曝气强度为 $120 \sim 150\text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, 重力出水方式为设计曝气强度的 $26.7\% \sim 33.3\%$ 。膜组件 B 于重力出水方式下的平均膜通量为 $3.7\text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, 经济曝气强度约为 $40\text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$; 设计膜通量为 $12 \sim 18\text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, 设计曝气强度为 $25 \sim 75\text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。重力出水式的膜通量为设计膜通量的 $20.7\% \sim 31.1\%$, 设计曝气强度的 $53.3\% \sim 160\%$ 。膜组件 A 比膜组件 B 具有更好的经济性。

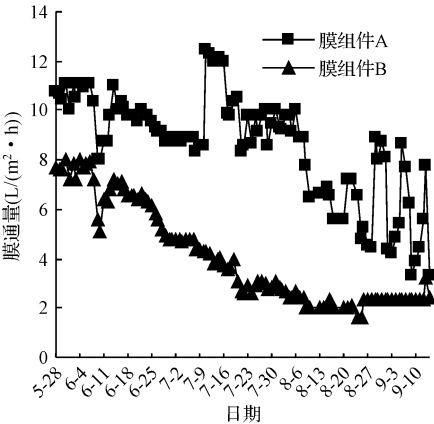


图6 膜通量的变化情况
Fig. 6 Changes of permeation flux

在线化学清洗是指, 停止膜组件过滤以后与正常过滤方向相反的方向将清洗药液泵入膜组件内部, 清洗药液从膜孔渗透的过程中与膜孔内及膜表面的污染物发生化学作用从而将其分解去除。本试验的膜清洗药剂主要为氧化剂(次氯酸钠, 有效氯浓度 $3\,000\text{ mg/L}$), 药液用量为 $2\text{ L}/\text{m}^2$ 膜面积。图7为2膜组件进行9次在线化学清洗后, 膜通量的恢复情况。膜组件 A 的膜通量恢复率为 $58\% \sim 100\%$, 平均膜通量恢复率为 78.7% ; 膜组件 B 的膜

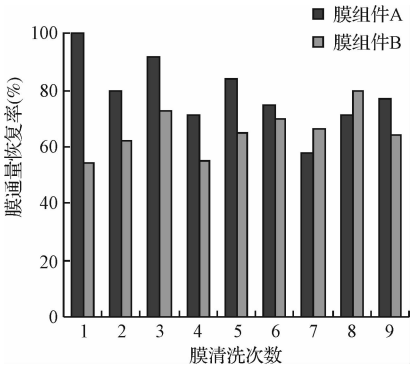


图7 不同膜组件的清洗效果

通量恢复率为 $54\% \sim 80\%$, 平均膜通量恢复率为 65.4% 。对于在线次氯酸钠反冲的膜清洗方式, 膜组件 A 相对于膜组件 B 可能较好的恢复膜通量。

3 结论

(1) 在本试验中, 本重力出水式膜生物反应器的经济曝气强度约为 $40\text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。此时反应器内溶解氧供应与微生物生物量的需求达到相对的统一。

(2) 本重力出水式膜生物反应器技术对污水中的氨氮、COD、浊度有较佳的去除效果。2个膜组件对污染物质的去除均表现出良好的效果; 对氨氮、COD 和浊度的平均去除率分别为 97.8% 、 90.8% 和 99.4% 。

(3) 在重力出水模式下, 膜组件 A 平均膜通量为设计膜通量的 83.7% , 设计曝气强度的 $26.7\% \sim 33.3\%$; 膜组件 B 平均膜通量为设计膜通量的 $20.7\% \sim 31.1\%$, 设计曝气强度的 $53.3\% \sim 160\%$ 。所以在重力出水模式下, 膜组件 A 比膜组件 B 具有更好的经济性, 较适于改造为重力出水式膜生物反应器。

(4) 本研究采用在线化学清洗控制膜污染现象, 膜组件 A 的平均膜通量恢复率为 78.7% ; 膜组件 B 的平均膜通量恢复率为 65.4% 。对于在线次氯酸钠反冲的膜清洗方式, 膜组件 A 的膜通量恢复可能好于膜组件 B。

参考文献

[1] Judd S. The MBR Book: Principles and Applications of Membrane Bioreactors for Water and Wastewater Treatment. Elsevier, Amsterdam, 2006

[2] Stephenson T., Judd S. J., Jefferson B., et al., Membrane Bioreactors for Wastewater Treatment, IWA Publishing, London, 2000

[3] Lesjean B., Rosenberger S., Schrotter J. C. Membrane-aided biolog wastewater ical treatment—An overview of applied systems. Membr. Technol., 2004, 8: 5 ~ 10

[4] Tung-Wen Cheng, Zeh-Wae Lee. Effects of aeration and inclination on flux performance of submerged membrane filtration. Desalination, 2008, 234 (1 ~ 3): 74 ~ 80

[5] Wintgens T., Rosen J., Melin T., et al. Modelling of a membrane bioreactor system for municipal wastewater treatment, J. Membr. Sci., 2003, 216: 55 ~ 65

[6] 奚旦立, 孙欲生, 刘秀英. 环境监测(第3版). 北京: 高等教育出版社, 2004

Fig. 7 Effect of cleaning for different membrane moulds