

超滤膜技术处理地表水的运行参数优化

陶 辉^{1,2}, 卜紫婧^{1,2}, 陈 卫^{1,2}, 王 伦^{1,2}

(1. 河海大学 浅水湖泊综合治理与资源开发教育部重点实验室, 江苏 南京 210098; 2. 河海大学 环境学院, 江苏 南京 210098)

摘 要: 针对超滤工艺处理地表水的物理反洗条件进行优化,考察不同运行条件对超滤膜污染的控制效果,从而确定超滤膜处理地表原水的最优运行参数。结果表明:随着超滤膜运行通量的增加,跨膜压差的增长加快。在20和25 L/(m²·h)通量下处理地表原水,反冲洗强度为过滤通量的2倍、曝气强度达到80~100 m³/(m²·h)时,超滤膜处于最佳运行状态。

关键词: 超滤; 运行通量; 跨膜压差; 膜污染; 反冲洗; 曝气

中图分类号: TU991 **文献标识码:** A **文章编号:** 1000-4602(2019)05-0008-05

Optimization of Operation Parameters of UF Membrane Process for Surface Water Treatment

TAO Hui^{1,2}, BU Zi-jing^{1,2}, CHEN Wei^{1,2}, WANG Lun^{1,2}

(1. Key Laboratory of Integrated Regulation and Resources Development of Shallow Lakes <Ministry of Education>, Hohai University, Nanjing 210098, China; 2. College of Environment, Hohai University, Nanjing 210098, China)

Abstract: The backwashing conditions of ultrafiltration (UF) membrane process for surface water treatment were optimized. The membrane fouling under different operation conditions was examined to determine the optimal operation parameters of UF membrane. The results showed that with the increase of operating flux of the UF membrane, the growth of transmembrane pressure (TMP) accelerated. When surface raw water was treated at fluxes of 20 L/(m²·h) and 25 L/(m²·h), the backwashing intensity was twice the filtration flux and the aeration intensity reached 80-100 m³/(m²·h), the UF membrane was in optimal operation.

Key words: ultrafiltration; operating flux; transmembrane pressure; membrane fouling; backwashing; aeration

超滤膜技术具有高效、节能、易于自动化控制等优良特性^[1],随着超滤膜产业化发展,其逐步成为市政给水处理中最具前景的工艺之一,在国内外饮用水处理领域得到了广泛应用^[2-3]。但膜污染问题严重制约了超滤膜技术的进一步发展^[4]。一般认为超滤膜在周期内压差增长越快则形成的不可逆污染速率也越快,为维持超滤膜的稳定运行将不得不进行频繁的维护性清洗和化学清洗,造成运营成本的升高。

由于膜污染的程度与操作条件密切相关^[5],因此在超滤膜运行中应首先确定合适的运行参数。而超滤膜临界通量^[6]的存在则为超滤膜的通量选择提供了很好的指导作用,李圭白院士等通过研究证实了零污染通量的存在,通过控制超滤膜的过滤通量并进行连续或间歇曝气,可使膜的跨膜压差(TMP)不增大,也就是不产生膜污染或产生的膜污染极轻,这样可以达到延长超滤膜维护性清洗和化学清洗周期,从而减少高浓度化学药剂对超滤膜的

损伤,延长超滤膜的使用寿命。笔者针对超滤工艺处理地表水的反冲洗条件进行优化,以确定其最优的运行参数。

1 试验材料与方法

1.1 原水水质

中试原水采用某地湖库水,其水质见表 1。

表 1 原水水质

Tab. 1 Raw water quality

项 目	温度/℃	pH 值	浊度/NTU	COD _{Mn} /(mg · L ⁻¹)	DOC/(mg · L ⁻¹)	UV ₂₅₄ /cm ⁻¹
数值	18 ~ 20	7.73 ~ 7.85	13.0 ~ 18.6	4.90 ~ 6.23	2.36 ~ 4.19	0.107 ~ 0.159

1.2 中试装置及其工艺参数

中试装置如图 1 所示。该装置由苏州立升净水科技有限公司中试基地原有设备改造而成,具备全自动 PLC 控制,超滤膜采用苏州立升净水科技有限公司生产的 PVC 合金外压式超滤膜组件。超滤方式为外压死端过滤,以恒定通量及恒水位运行。膜池水位由液位传感器反馈给控制系统,然后由控制系统控制原水泵和进水阀的启闭,压力传感器实时测定跨膜压差的变化,并将数据采集结果记录在计算机内。超滤膜组件的通量为 40 L/(m² · h),孔径为 0.02 μm,膜长度为 200 cm,膜外径为 1.88 mm,膜面积为 30 m²。

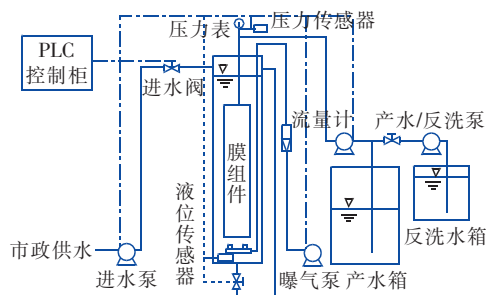


图 1 中试装置示意

Fig. 1 Schematic diagram of the pilot test device

1.3 分析项目及方法

pH 值:上海雷磁 PHS-3C 型 pH 计;浊度:哈希 2100P 型浊度仪;COD_{Mn}:酸性高锰酸钾法;DOC:德国耶拿总有机碳分析仪;UV₂₅₄:紫外分光光度法;TMP:PLC 自动记录。

2 结果与讨论

2.1 超滤膜运行通量的参数优化

超滤膜在 15、20、25、30、35、40 L/(m² · h) 等不同通量条件下运行 2 h,期间不进行反洗和曝气,考察超滤膜的跨膜压差和产水水质等特性,从而为超滤工艺的通量选择提供指导。

2.1.1 不同通量下超滤膜跨膜压差变化

图 2 为不同通量下超滤膜跨膜压差的变化。

当通量为 15 L/(m² · h) 时,跨膜压差比较稳定且增长缓慢,在 2 h 的工作周期内仅增长了 2 kPa;当通量为 20 L/(m² · h) 时,TMP 增长了 3 kPa;当通量为 25 L/(m² · h) 时,TMP 增长了 6 kPa,表明其增长速度开始明显提高;当通量为 30、35、40 L/(m² · h) 时,TMP 分别增加了 10、14、17 kPa。由此可见,随着超滤膜运行通量的提高,跨膜压差增大,其增速加快,这与 Sioutopoulos 等^[7]的试验结果一致。

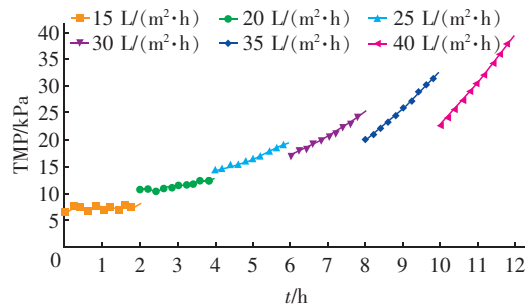


图 2 不同通量下超滤膜的跨膜压差变化

Fig. 2 Change of transmembrane pressure of ultrafiltration membrane under different flux

不同通量、相同累积通量下跨膜压差的对比见图 3。在通量为 15、20 L/(m² · h) 条件下,超滤膜跨膜压差基本未发生明显增长;当通量为 25 L/(m² · h) 时,TMP 开始明显增加;当通量达到 30、35 和 40 L/(m² · h) 时,曲线的斜率较低通量时有明显的增大,即 TMP 增长较快。

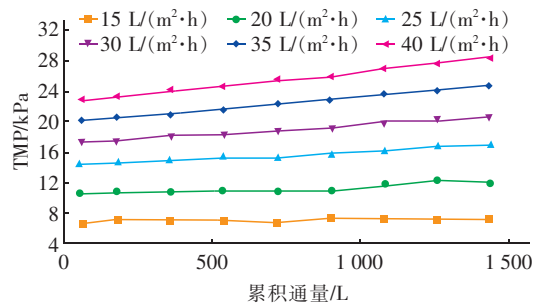


图 3 不同通量、相同累积通量下跨膜压差的对比

Fig. 3 Variation of TMP under the same cumulative flux and different flux conditions

经检测,超滤膜在通量为 15、20 和 25 $\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 下运行时,通量基本无衰减,当初始通量为 30 ~ 40 $\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 时,则出现了通量衰减的现象,见图 4。

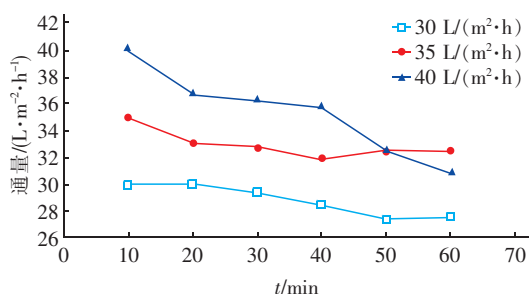


图 4 超滤膜运行通量随时间的衰减

Fig. 4 Attenuation of ultrafiltration membrane flux with time in 30、35、40 $\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 条件下运行至 60 min

表 2 超滤膜进出水水质

Tab. 2 Inlet and outlet water quality of ultrafiltration membrane

项 目	通量/ $(\text{L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1})$					
	15	20	25	30	35	40
浊度/NTU	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01
$\text{COD}_{\text{Mn}}/(\text{mg} \cdot \text{L}^{-1})$	4.28	4.35	4.51	4.69	4.73	4.93
$\text{DOC}/(\text{mg} \cdot \text{L}^{-1})$	4.00	4.12	4.11	4.04	4.05	4.06
$\text{UV}_{254}/\text{cm}^{-1}$	0.106	0.113	0.107	0.107	0.108	0.108

超滤膜对 COD_{Mn} 的去除率如图 5 所示。超滤膜对 COD_{Mn} 的去除率随着运行通量的增加而下降,且对溶解性 COD_{Mn} 的去除效果较差,当通量达到 40 $\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 时对溶解性 COD_{Mn} 基本无去除作用,分析主要原因是随着通量的提高,超滤膜表面浓差极化作用加强,导致其对有机物的截留效果变差。

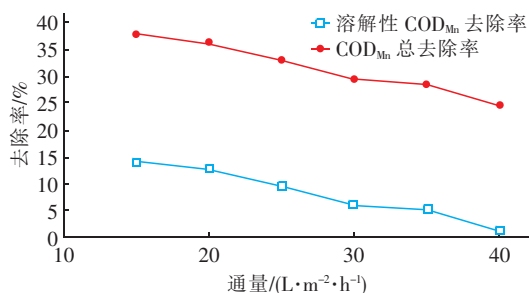


图 5 超滤膜对 COD_{Mn} 的去除率

Fig. 5 Removal rate of COD_{Mn} by ultrafiltration membrane

2.2 超滤膜清洗工艺的运行参数优化

在超滤膜的清洗中,增加反洗强度有助于膜通量的恢复^[8],曝气产生的气泡在膜丝表面的摩擦与振动以及曝气产生的水流紊动所形成的水流切应力等可使膜表面的污染物得到及时脱除;水力反洗的

时通量分别逐渐衰减到 27.5、32.5、30.9 $\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。出现这种现象的主要原因是超滤膜在较高通量下运行时,滤速较高,且随着膜池中产水量的增加,膜与待处理水界面的污染物浓度增加较快,这使得膜表面的浓差极化和凝胶层的形成更容易发生,导致超滤膜压差增长较快,过水能力下降。

2.1.2 不同通量下超滤膜进出水水质的变化

在原水浊度为 18.6 NTU、 COD_{Mn} 为 6.15 mg/L 、DOC 为 4.18 mg/L 、 UV_{254} 为 0.108 cm^{-1} 的条件下,经 0.45 μm 膜预处理后, COD_{Mn} 降至 4.98 mg/L ,而 DOC 和 UV_{254} 基本无变化。对各通量下的产水水质进行分析,结果见表 2。超滤膜对浊度具有很好的去除效果,出水浊度都在 0.01 NTU 左右,但对 DOC 和 UV_{254} 基本无去除作用。

作用是使污染物从膜孔内脱落,并将其带到膜外表面,同时对膜表面污染物层起到反向力作用,使其蓬松脱落,从而恢复膜性能。

根据 2.1 节的结果,选择运行通量为 20 和 25 $\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 开展参数优化试验,为反冲洗提供合理的参数;根据实际工程应用中的基础参数选择运行周期为 1 h,气水联合反冲洗时间为 1 min,同时保证回收率大于 95%。当通量为 20 $\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 时,曝气强度 (Q) 和反洗强度 (h) 对跨膜压差增长的影响见图 6。当反洗强度为 40 $\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 时,随着曝气强度的增加则跨膜压差增长速率显著降低。而当曝气强度为 100 $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 时,增大反洗强度并未使得跨膜压差增长速率进一步降低,表明当曝气强度达到 100 $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 时,维持反冲洗强度为 40 $\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 就可使超滤膜达到最佳恢复效果。

当通量为 25 $\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 时,曝气强度和反洗强度对跨膜压差增长的影响与通量为 20 $\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 的相近。当曝气强度为 60 $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 、反洗强度为 50 $\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 时,跨膜压差增长速率为 0.020 7 kPa/min ;当曝气强度增加到 80 $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 时,跨膜压差增长速率为 0.019 3 kPa/min ;当曝气强度增

加至 $100 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 时,跨膜压差的增长速率为 $0.0159 \text{ kPa}/\text{min}$,此时的反洗效果最优。维持曝气强度为 $100 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$,将反冲洗强度增至 $75 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$,跨膜压差的增长速率为 $0.0179 \text{ kPa}/\text{min}$,即反冲洗强度的增加并没有使跨膜压差增长速率减小,反而使压差增长速率有所升高。

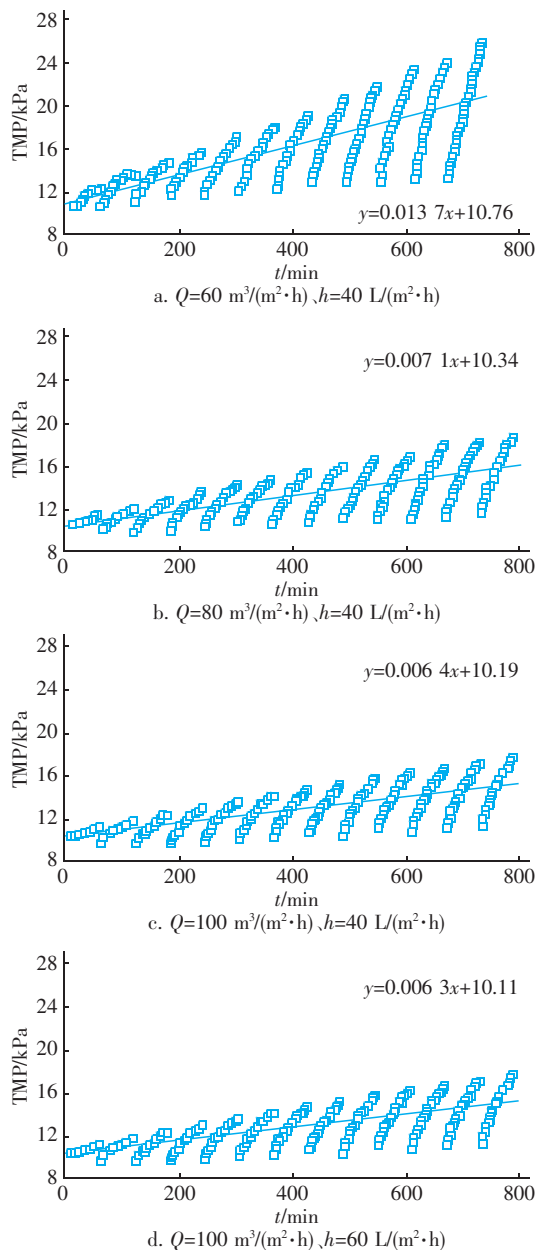


图 6 通量为 $20 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 时曝气强度和反洗强度对跨膜压差增长的影响

Fig. 6 Effect of aeration intensity and backwash intensity on the increase of transmembrane pressure at flux of $20 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$

综上所述,采用 20 和 $25 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 的流量处理地表原水,当反冲洗强度为过滤通量的 2 倍、曝气强度达到 $80 \sim 100 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 时,超滤膜的运行效果最佳。

当曝气强度较低时,由气泡扰动引起的水力剪切作用不能将积累的污染物从膜表面有效脱除,而提高曝气强度则能强化气泡在膜丝表面的摩擦与振动以及水力剪切作用,从而有效延缓膜阻力的增长。而水力反冲洗的作用是使污染物从膜孔内脱落,水力反冲洗强度过低则不能将吸附的污染物从膜孔内完全脱除,导致反冲洗效果不理想;增大反洗强度可以使膜孔内的污染物更快地脱落,但反洗强度过高会导致膜孔内的污染物破碎,形成更细小更容易被膜孔紧密吸附的颗粒物,导致膜孔深层堵塞,从而恶化反冲洗效果。

3 结论

① 随着超滤膜运行通量的提高,跨膜压差增大,且其增长速率加快。

② 超滤膜对浊度具有很好的去除效果,出水浊度达到了 0.01 NTU ;但在不同通量条件下超滤膜对 DOC 和 UV_{254} 基本无去除作用。超滤膜对 COD_{Mn} 的去除率随着运行通量的增加而下降,且对于溶解性 COD_{Mn} 的去除效果较差,当通量达到 $40 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 时,对溶解性 COD_{Mn} 基本无去除作用。

③ 在 20 和 $25 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 通量下处理地表原水,当反冲洗强度为过滤通量的 2 倍、曝气强度达到 $80 \sim 100 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 时,超滤膜的运行效果最佳。

参考文献:

- [1] 王学军,张恒,郭玉国. 膜分离领域相关标准现状与发展需求[J]. 膜科学与技术,2015,32(2):120-127.
Wang Xuejun, Zhang Heng, Guo Yuguang. Status and development demands of related standards on membrane separation [J]. Membrane Science and Technology, 2015,32(2):120-127 (in Chinese).
- [2] Zheng X, Yu M, Liang H, et al. Membrane technology for municipal drinking water plants in China: progress and prospect[J]. Desalination and Water Treatment, 2012,49(1/3):281-295.
- [3] 李维佳,李振山,赵华章. 超滤技术处理西北农村水窖水的应用研究进展[J]. 工业水处理,2009,29(8):13-17.

(下转第 18 页)