

# 机械清洗膜组件对膜通量影响的初步研究

徐慧芳, 樊耀波\*

(中国科学院生态环境研究中心, 北京 100085)

摘要: 试验设计了强化机械清洗膜组件 M1 和机械清洗膜组件 M2, 通过正交试验考察了污泥浓度、曝气量、运行膜通量和抽吸时间、间歇时间对 2 组膜组件的膜过滤特性的影响。结果表明, M1 膜组件可以弱化不利条件如高污泥浓度 (MLSS)、高运行膜通量和低曝气强度的影响; 曝气量和运行膜通量是影响膜比通量的主要因素; 并得到一组较佳的操作条件组合: 污泥浓度 6g/L, 曝气量 0.5 m<sup>3</sup>/h, 抽吸时间和间歇时间的比为 12:1。在此条件下长期运行试验表明, M1 和 M2 膜通量均可以维持在 40L/(h·m<sup>2</sup>)。通过测定 2 组膜组件的阻力分布, 表明机械清洗可以大大减弱膜面泥饼层污染。

关键词: 膜组件; 膜通量; 膜阻力; 膜生物反应器

中图分类号: X703.3 文献标识码: A 文章编号: 0250-3301(2004)03-0078-06

## The Influence of Mechanical-cleaning Membrane Module on Membrane Flux

XU Hui-fang, FAN Yao-bo

(Research Center for Eco-Environmental Sciences, Chinese Academy of Sciences, Beijing 100085, China)

**Abstract:** An enhanced mechanical-cleaning membrane module M1 and a mechanical-cleaning membrane module M2 were designed in this research. An orthogonal array design was adopted to investigate effects of operational parameters including aeration intensity, membrane flux, MLSS, ratio of suction time and non-suction time on membrane filtration of two membrane module of M1 and M2. The results showed that M1 could weaken the negative influence of disadvantage parameters including high MLSS, high membrane flux, and low aeration intensity on membrane flux. M1 and M2 module both maintained a high flux of 40L/(h·m<sup>2</sup>) under the conditions of MLSS 6g/L, aeration 0.5 m<sup>3</sup>/h, ratio of suction time and non-suction time of 12/1, which was selected by the study of orthogonal array. Resistance distribution showed that the mechanism of mechanical-cleaning help to remove the sludge cake pollution on membrane surface.

**Key words:** membrane module; membrane flux; membrane resistance; membrane bioreactor

膜污染是阻碍膜生物反应器技术广泛应用的瓶颈, 膜污染阻力可以分为 3 部分: 一部分为膜固有阻力 ( $R_m$ ), 一部分为泥饼阻力 ( $R_c$ ), 包括浓差极化、膜表面吸附和沉积等形成的阻力, 可以采用水冲洗、海绵擦洗等方法将其去除; 另一部分为膜孔的吸附及堵塞阻力 ( $R_f$ ), 这部分阻力可以采用化学清洗等方法全部或部分去除<sup>[1]</sup>。但至今膜污染机理仍不甚清楚<sup>[2]</sup>。影响膜污染的因素包括膜组件、操作条件、污泥混合液特性。目前控制膜污染的措施大都从优化操作条件、改善污泥混合液特性方面着手, 但从优化膜组件结构角度控制膜污染的研究较少。

采用中空纤维膜的膜组件设计应考虑以下因素: 膜丝放置方向、直径、长度、装填密度和松弛度<sup>[3-6]</sup>。一般膜组件设计以细膜丝、轴向放置、膜丝松弛为宜, 膜丝长度、直径的选择应在膜丝尽可能细的情况下, 满足沿膜丝长度各点的最大膜通量小于临界膜通量。

根据浸没式 MBR 的过滤模型<sup>[7]</sup>:

$$v_L = K' \cdot u^{1.0} \cdot MLSS^{-0.5}$$

式中:  $v_L$  为污染物颗粒远离膜表面的运动速度;  $u$

为膜面错流流速; MLSS 为污泥浓度;  $K'$  为过滤常数。

运行的初始膜通量大于  $v_L$ , 随着过滤的进行, 污染物颗粒逐渐在膜面积累, 致使初始膜通量逐渐降低,  $v_L$  逐渐增加, 两者达到平衡时膜通量稳定, 此时的稳定膜通量等于  $v_L$ , 所以提高  $v_L$  有利于使膜通量维持在较高的水平。由上式得出, 降低污泥浓度 MLSS, 提高膜面流速  $u$  和  $K'$  可以提高  $v_L$ ,  $K'$  是体现水气流对膜面冲刷效率的系数。本实验设计了具有机械清洗作用的 M2 膜组件和强化机械清洗作用的 M1 膜组件, 期望通过机械清洗提高  $K'$ , 使膜通量维持在较高的水平。

### 1 试验装置和方法

#### 1.1 试验装置

试验装置和工艺流程如图 1 所示。

收稿日期: 2003-06-18; 修订日期: 2003-10-24

基金项目: 国家高科技研究发展计划 (863 计划) 课题 (2002AA601220-A)

作者简介: 徐慧芳 (1977~), 女, 硕士。

\* 通讯联系人

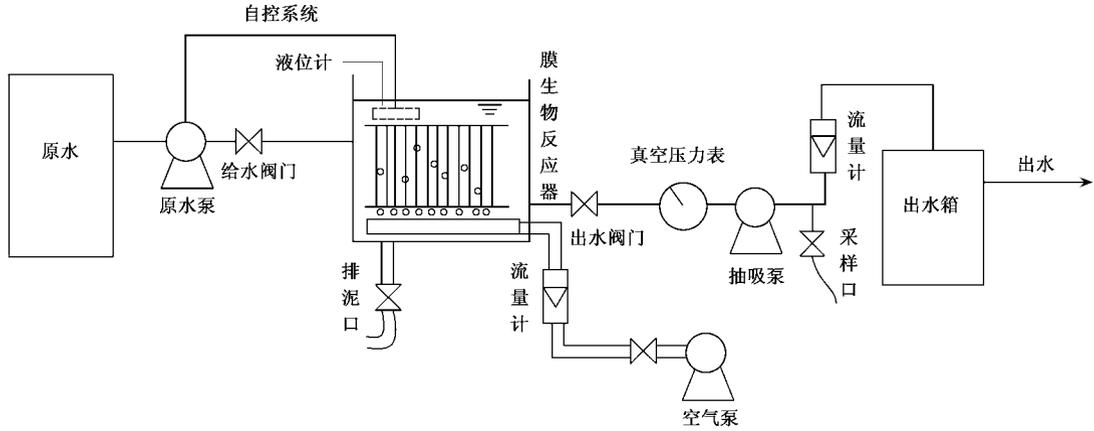


图 1 MBR 工艺流程

Fig.1 Schematic diagram of MBR

原水由原水泵泵入生物反应器,生物反应器中的液位计控制原水泵的停启.生物反应器的尺寸(长×宽×高)为:240cm×250cm×750cm,膜组件置于反应器中,膜组件下方设有穿孔曝气管,曝气管曝气一方面形成膜表面的水气流的错流流速,另一方面提供活性污泥所需的氧气.出水采用恒流间歇抽吸出水的运行方式.

### 1.2 膜组件的设计

M1 和 M2 的膜丝排布稀疏且膜丝松弛,保证膜丝可以自由运动,2 片膜片放置距离保证膜丝之间能相互摩擦碰撞为准,以实现在线机械清洗作用. M1 膜组件在膜丝之间均匀排布了一种膜刷以强化机械清洗作用.所以 M1 称作机械清洗膜组件, M2 称作强化机械清洗膜组件. M2 膜组件与 M1 膜组件面积结构相同,不加入膜刷. M1 和 M2 膜组件结构如图 2 所示.

膜丝采用聚偏氟乙烯(PVDF)微滤膜,内径/外径 = 0.6 mm/1.0 mm,膜丝孔径为 0.22 μm. M1 和 M2 的膜面积均为 0.15 m<sup>2</sup>,每个膜组件分为 2 片,每片根数 N = 76,膜丝分布宽 W = 5cm,高 H = 35cm. 膜组件 M1 的膜丝间按 6:1 比例均匀排布了与膜丝直径相近的膜刷材料.

M1 膜组件中排布膜刷是为强化膜刷对膜丝的机械清洗作用:膜刷不受抽吸负压作用,膜刷表面没有污泥沉积,膜刷和膜丝之间摩擦使污染物难以在膜丝表面沉积,减小膜面沉积层厚度,且膜刷在一定程度上隔开了膜丝,使膜丝之间难以形成污泥淤积而结团.

曝气扩散装置位于膜片下部,采用斜下 45° 穿孔管曝气,大量气体沿膜片两侧穿越膜片,形成膜面剧烈紊动的水气流.水气流使膜丝之间 膜丝和膜刷

之间相对运动产生摩擦,实现在线机械清洗.

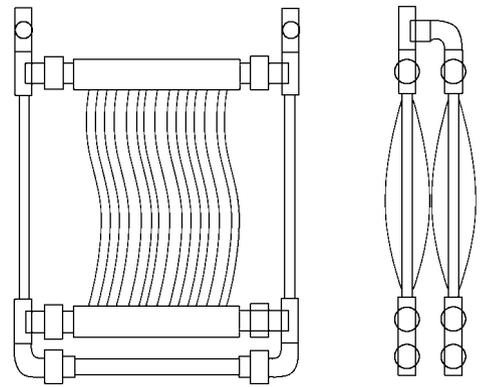


图 2 膜组件结构

Fig.2 Structure of membrane module

### 1.3 试验方法

(1) 试验用水 本试验用水为模拟生活污水的人工配水,用蔗糖、蛋白胨、牛肉膏、氯化铵、尿素、磷酸氢二钠、磷酸二氢钠按 BOD<sub>5</sub>: N: P = 100: 5: 1 配制而成.

(2) 正交试验 正交试验采用了恒流出水的操作方式,膜阻力的变化表现为操作压力的增加.为了描述膜阻力的特性并消除压力的影响引进膜比通量的概念,定义为:

$$J/p = 1/\mu(R_m + R_f + R_c)$$

式中,  $J/p$  为单位操作压力下的膜通量 L/(h·m<sup>2</sup>·kPa);  $\mu$  为粘度(Pa·s);  $R_m$  为膜固有阻力(1/m);  $R_f$  为膜孔吸附和堵塞阻力(1/m);  $R_c$  为泥饼层阻力(1/m).

在运行一周膜通量基本达到稳定后,以污泥浓度、曝气量、膜通量、抽吸:间歇时间为试验因素,设计了 4 因素 3 水平的正交试验(见表 1),考察操作

条件对膜比通量的影响.每个条件下运行 3d,每一条件运行结束后,将膜组件置于清水中空曝气清洗,使膜通量得到恢复.并选出较优化的操作条件,在此条件下进行长期试验.

表 1 正交试验方案

Table 1 Scheme of orthogonal experiment

试验序号	污泥浓度 / g·L <sup>-1</sup>	曝气量 / m <sup>3</sup> ·h <sup>-1</sup>	运行膜通量 / L·(h·m <sup>2</sup> ) <sup>-1</sup>	抽吸: 间歇 / min: min
1	3	0.3	7	5:1
2	3	0.5	12	8:1
3	3	0.8	18	12:1
4	6	0.3	12	12:1
5	6	0.5	18	5:1
6	6	0.8	7	8:1
7	10	0.3	18	8:1
8	10	0.5	7	12:1
9	10	0.8	12	5:1

(3) 膜阻力分布测定 膜阻力分布测定采用 RIS( resistance-in-series) 阻力模型计算出各部分阻

力及其所占比例,表达式如下<sup>[8]</sup>:

在不同抽吸压力下,用新膜对纯水过滤,根据  $R_m = \Delta p / (\mu_0 J_0)$ , 计算出膜固有阻力  $R_m$ .

用该膜过滤活性污泥混合液,根据  $R_t = \Delta p / (\mu J_1) = R_m + R_c + R_f$ , 计算出运行过程中膜总阻力的瞬时值.

取出膜组件,用清水无压力清洗,冲去膜表面的吸附物,对纯水过滤,由  $R_f = \Delta p / (\mu_0 J_0) - R_m$  得到膜孔吸附及堵塞阻力.

由  $R_c = \Delta P / (\mu J_1) - R_m - R_f$  可得到膜表面的泥饼阻力.

## 2 结果与讨论

### 2.1 正交试验结果

在正交试验设计条件下,系统运行至压力基本稳定测得的  $J/p$  如表 2 所示.

表 2 正交试验结果

Table 2 Results of the orthogonal experiment

试验序号	污泥浓度 / g·L <sup>-1</sup>	曝气量 / m <sup>3</sup> ·h <sup>-1</sup>	膜通量 / L·(h·m <sup>2</sup> ) <sup>-1</sup>	抽吸: 间歇 / min: min	$J/p / L \cdot (h \cdot m^2 \cdot kPa)^{-1}$	
					M <sub>1</sub>	M <sub>2</sub>
1	3.0	0.3	7.0	5:1	1.273	1.200
2	3.0	0.5	12.0	8:1	1.600	1.553
3	3.0	0.8	18.0	12:1	1.782	1.800
4	6.0	0.3	12.0	12:1	1.459	1.440
5	6.0	0.5	18.0	5:1	1.800	1.782
6	6.0	0.8	7.0	8:1	1.440	1.333
7	10.0	0.3	18.0	8:1	1.175	1.371
8	10.0	0.5	7.0	12:1	1.520	1.300
9	10.0	0.8	12.0	5:1	1.829	1.539

对于每一个变化因素,其余因素各个水平均出现一次,可以认为它们对于  $J/p$  的影响是相近的,因此计算每个因素各个水平下  $J/p$  的平均值可以反映此因素对膜通量的影响.

各个因素的极差大小见表 3.

表 3 各因素的极差

Table 3 Range of factors

因素	污泥浓度 / g·L <sup>-1</sup>	曝气量 / m <sup>3</sup> ·h <sup>-1</sup>	运行膜通量 / L·(h·m <sup>2</sup> ) <sup>-1</sup>	抽吸: 间歇时间 / min: min	极差
M2	0.1437	0.248	0.345	0.122	

(1) 污泥浓度的影响 对污泥浓度分别为 3、6、10g/L 时的  $J/p$  值求平均,得到  $J/p$  与污泥浓度的关系,如图 3 所示.图 3 可知,在相同污泥浓度条件下,M1 大于 M2 的  $J/p$ ,而且污泥浓度增加对 M2 的负面影响大于对 M1 的负面影响.在污泥浓度从 3g/L 增加到 6g/L 时,M1 和 M2 的抽吸压力基本没有变化, $J/p$  都没有下降趋势.当污泥浓度由 6 增加到 10g/L 时,抽吸压力迅速上升且不稳定,它们的

$J/p$  迅速降低,尤其是 M2 从 1.5 降到 1.35 L/(h·m<sup>2</sup>·kPa).说明污泥浓度较低时,如 3~6 g/L 之间变化对膜通量影响较小,较高污泥浓度(6~10 g/L)时,随污泥浓度增加膜通量下降较快.所以污泥浓度保持在 6g/L 左右较为理想.

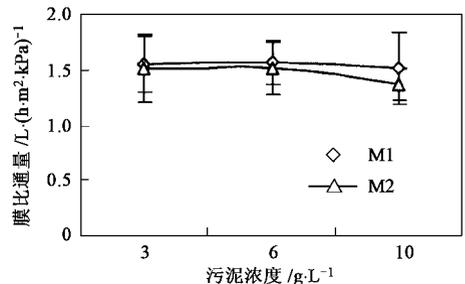


图 3 污泥浓度对  $J/p$  的影响

Fig. 3 Effect of MLSS on  $J/p$

(2) 曝气量的影响 曝气量分别为 0.3、0.5、0.8 m<sup>3</sup>/h 时,M1 和 M2 的  $J/p$  变化见图 4,可以看出 M1 的  $J/p$  大于 M2 的  $J/p$ ,曝气量增加对提高

M1  $J/p$  的影响大于对 M2 影响.随曝气量增加, M1 和 M2 的  $J/p$  均增加,在曝气量为 0.3 ~ 0.5  $\text{m}^3/\text{h}$  时,它们的  $J/p$  增加趋势明显,在 0.5 ~ 0.8  $\text{m}^3/\text{h}$  时增加很小.说明增大曝气量加大了膜面的水气流流速  $u$ ,提高污染物从膜面到料液的扩散速度  $v_L$ ,有利于提高膜通量;但在一定的条件下,曝气量存在一个临界值,大于此临界值,增大曝气量对膜通量的作用减小,只会增加运行能耗,本实验的临界曝气量为 0.5  $\text{m}^3/\text{h}$ .

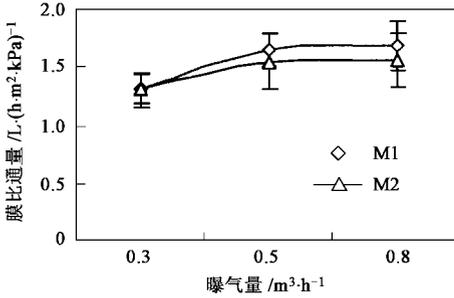


图 4 曝气量对  $J/p$  的影响

Fig. 4 Effect of aeration on  $J/p$

(3) 运行膜通量的影响 膜污染受运行膜通量的影响,在运行膜通量小于临界通量时,膜污染缓慢且可逆,抽吸压力保持长时间稳定,表现为随运行膜通量增大膜的  $J/p$  增加;在运行膜通量大于临界通量时,膜迅速污染且不可逆,压力迅速增加,表现为随运行膜通量的加大,膜的  $J/p$  不变化甚至降低.如图 5 所示,在运行膜通量为 7 ~ 12  $\text{L}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$  时, M1 和 M2 的  $J/p$  呈上升趋势,在 12 ~ 18  $\text{L}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$  时, M1 和 M2 的  $J/p$  增加都趋于平缓.但本实验中选择的运行膜通量范围内  $J/p$  没有明显的下降趋势,因此临界膜通量大于选择的运行膜通量 18  $\text{L}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ .

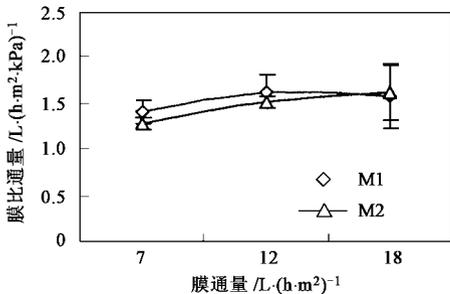


图 5 运行膜通量对  $J/p$  的影响

Fig. 5 Effect of membrane flux on  $J/p$

(4) 抽吸时间和间歇时间比的影响 由图 6 看出, 5:1 ~ 12:1 的抽吸: 间歇时间在本实验条件下对膜比通量的影响规律性较差,原因可能是试验选择

的抽吸: 间歇时间范围较窄,对  $J/p$  影响较小,因此试验结果易受其它因素的影响.

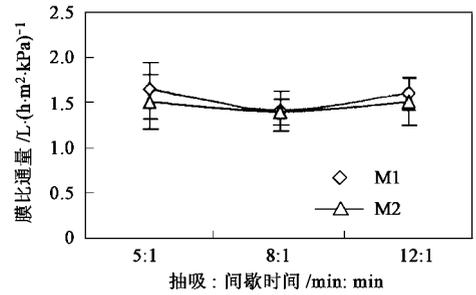


图 6 抽吸: 间歇时间对  $J/p$  的影响

Fig. 6 Effect of ratio of suction time and non-suction time on  $J/p$

(5) 不同因素的影响 正交试验各个因素的极差可以表示各个因素对试验结果影响的大小,试验结果的各个因素的极差见表 3.由表 3 得出,曝气量和运行膜通量是影响  $J/p$  的主导因素.

由上述试验得出增加曝气量对提高 M1 膜比通量的影响大于对 M2 的影响,提高污泥浓度和运行膜通量对降低 M1 膜比通量的影响大于对 M2 的影响.可见, M1 膜组件可以弱化如高污泥浓度、高运行膜通量等不利条件对于膜通量的影响,强化如曝气量等有利条件的影响.图 6 表明抽吸时间和间歇时间比对  $J/p$  影响较小,试验结果受其它因素影响,其极差值也受其它因素的影响.

由以上试验结果得到适宜的组合条件:污泥浓度 6g/L,曝气量 0.5  $\text{m}^3/\text{h}$ ,抽吸: 间歇时间为 12:1.由于本实验选择的因素水平差距较大,难以确定最优条件.

### 2.2 长期运行试验

长期运行试验的操作条件为上述试验所得的较佳组合,试验运行近 3 个月.由于正交试验(操作条件影响试验)中,选择的膜通量范围没有使  $J/p$  下降,因此在长期试验中采用阶式递增法(stepwise method)<sup>[9]</sup>摸索临界膜通量的大小,在小于临界通量的范围内,随着膜通量的增加,压力也逐步升高,膜通量恒定,压力没有明显增加.大于临界通量时,压力迅速上升且不稳定.膜通量为 30  $\text{L}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$  时, M1 和 M2 运行 2 周后压力仍然稳定在 24kPa,膜通量为 35  $\text{L}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ ,压力上升到 27kPa,膜通量为 40  $\text{L}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$  时,压力为 29kPa 左右,并在一周内维持恒定,见图 7.增加膜通量到 45  $\text{L}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ ,压力不能维持稳定,因此确定在本实验的膜组件结构和操作条件较为优化的情况下, M1 和 M2 临界膜通量值为 40  $\text{L}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$  左右.

在  $40\text{L}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$  条件下运行 27d, M1 和 M2 的压力变化几乎相同, 见图 8. 运行 20d 后, 压力由  $29\text{kPa}$  缓慢增加到  $34\text{kPa}$ , 为了使压力稳定, 曝气量从  $0.5\text{ m}^3/\text{h}$  提高到  $0.8\text{ m}^3/\text{h}$ , 压力又恢复到  $29\text{kPa}$ . 可以看出在本实验的操作条件下, 稳定膜通量可以维持在  $40\text{L}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$  较高的水平. 该试验结果已经达到或高于国外浸没式膜生物反应器  $25\sim 40\text{ L}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$  膜通量水平<sup>[1]</sup>.

由图 7 和图 8 得出长期运行试验中, 膜通量相同时 M1 和 M2 的压力  $p_1$  和  $p_2$  基本保持一致, 即膜污染程度接近. 长期运行试验 M1、M2 组件的效果与正交试验结果不一致, 分析原因认为操作条件较优化时, 膜组件结构的影响不明显, 因此长期试验中 M1 膜刷对提高膜通量的作用不能得到显示.

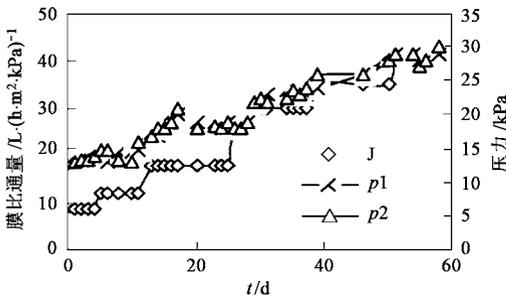


图 7 膜通量和压力变化

Fig. 7 Variation of membrane flux and pressure

### 2.3 膜阻力分布测定

为了进一步说明机械清洗对防治膜污染的作用, 长期试验结束后对 M1 和 M2 膜组件的阻力分布进行了测定和分析.

$R_m$  测定结果如图 9 所示, 拟合直线斜率  $r = 2 \times 10^{-9}$ ; M1 和 M2 总阻力的测定结果分别见图 10 和图 11, 拟合直线斜率  $r_1 = r_2 = 4 \times 10^{-10}$ ; M1 和 M2 的膜孔阻力测定结果分别见图 12 和 13, M1 和 M2 膜组件的拟合直线斜率分别为  $r_1 = 5 \times 10^{-10}$ ,  $r_2 = 6 \times 10^{-10}$ .

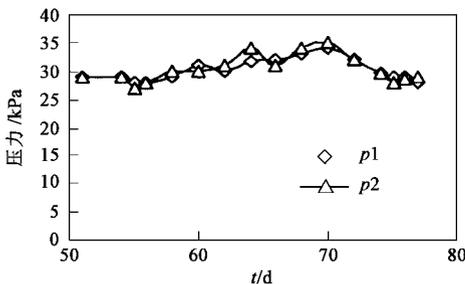


图 8 压力变化

Fig. 8 Variation of pressure

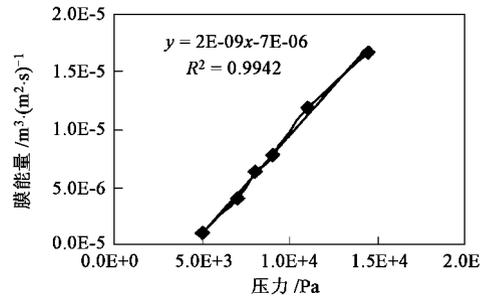


图 9 膜过滤清水膜通量随压力的变化

Fig. 9 Relation between flux and pressure in filtration of pure water

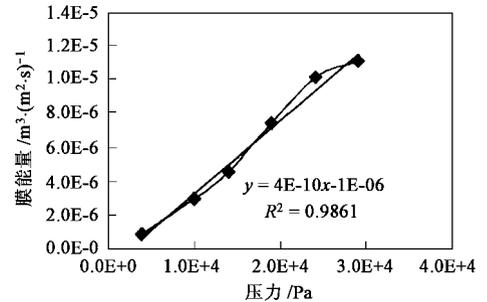


图 10 M1 过滤污泥膜通量随压力的变化

Fig. 10 Relation between flux and pressure of M1 in filtration of sludge

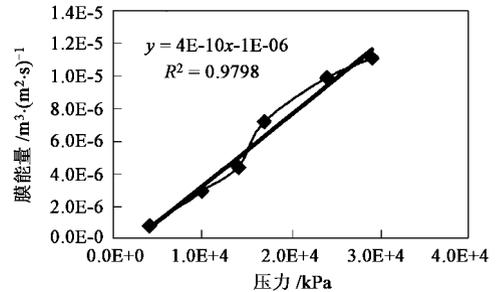


图 11 M2 过滤污泥膜通量随压力的变化

Fig. 11 Relation between flux and pressure of M2 in filtration of sludge

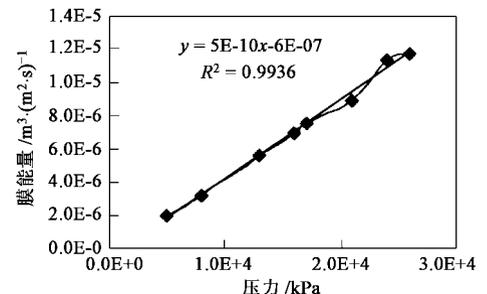


图 12 M1 膜孔阻力膜通量随压力的变化

Fig. 12 Relation between flux and pressure in measuring  $R_f$  of M1

M1 和 M2 阻力分布计算结果列于表 4. 结果表明, M1 和 M2 的膜孔阻力  $R_f$  比泥饼层阻力  $R_c$  大一个数量级, 是膜污染阻力的主要贡献者, 分别占总

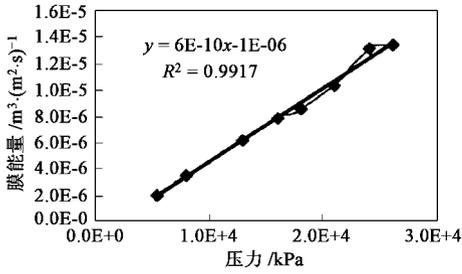


图 13 M2 膜孔阻力膜通量随压力的变化

阻力的 66.5%和 80%。通常认为在运行过程中,膜面泥饼层处于一种动态的相对稳定状态,是形成膜过滤的主要阻力,并且随膜的长期使用,形成阻力的因素具有累积效应<sup>[9]</sup>。本实验 M1 和 M2 的泥饼层阻力仅占总阻力的 3.5%和 13.5%,充分证明了膜组件设计装填密度低,膜丝松弛、相互碰撞和摩擦,实现了在线机械清洗的作用,而在线机械清洗有效地控制了膜面泥饼层的增厚,使泥饼层阻力大大降低。

Fig.13 Relation between flux and pressure in measuring  $R_f$  of M2

表 4 M1 和 M2 的膜阻力分布分析<sup>1)</sup>

Table 4 Membrane resistance analysis of M1 and M2

膜组件	$R_m/ m^{-1}$	$R_c/ m^{-1}$	$R_f/ m^{-1}$	$R_t/ m^{-1}$	$R_c/ R_t/ \%$	$R_f/ R_t/ \%$
M1	$5.44 \times 10^{11}$	$0.96 \times 10^{11}$	$2.18 \times 10^{12}$	$2.72 \times 10^{12}$	3.5	80
M2		$3.66 \times 10^{11}$	$1.81 \times 10^{12}$	$2.72 \times 10^{12}$	13.5	66.5

1) 水温 24℃,粘度  $\mu = \mu_{k(20℃)} \exp[0.0239(20 - T)] = 0.0009186 Pa \cdot s$

M1 和 M2 的总阻力相同,阻力分布不同,M1 的膜孔阻力大于 M2 的膜孔阻力,M1 的泥饼层阻力小于 M2 的泥饼层阻力。M1 膜刷机械清洗可以合理地解释上述结果:M1 膜刷不吸附污泥,膜刷摩擦膜丝起到强化机械清洗的作用,膜丝的泥饼层变薄,从而泥饼层阻力小于 M2 的泥饼层阻力;由于泥饼层可以吸附和筛分截留一些小颗粒物,M1 泥饼层变薄使小颗粒物直接接触膜表面的机率增加,膜孔堵塞严重,从而引起其膜孔阻力增大。

### 3 结论

(1) 曝气量和运行膜通量是影响膜比通量的主要因素,M1 膜组件可以弱化如低曝气量、高压、高膜通量、高污泥浓度等不利条件的影响,使稳定膜通量维持在较高的水平。

(2) 长期运行试验发现 M1 和 M2 的稳定膜通量都可以维持在  $40L/(h \cdot m^2)$  较高水平。

(3) 长期运行试验发现运行膜通量相同时,M1 和 M2 的压力上升速度几乎相同,分析原因认为 M1 和 M2 膜组件设计都较合理,在运行条件较为优化时,M1 膜刷强化机械清洗的影响减弱。

(4) 膜阻力分布试验结果为 M1 和 M2 的膜孔阻力分别占了膜总阻力 80%和 66.5%,膜泥饼层污染仅占膜总阻力的 3.5%和 13.5%,充分证明了机械清洗对缓解膜泥饼层污染的作用。

(5) M1 泥饼层阻力小于 M2 的泥饼层阻力,但

M1 的膜孔阻力大于 M2 的膜孔阻力。分析原因为膜刷对泥饼层的清洗作用使泥饼层变薄,泥饼层可以吸附和筛分截留一些小颗粒物直接接触膜表面的机率增加,膜孔堵塞严重,从而引起其膜孔阻力增大。

### 参考文献:

[ 1 ] 顾国维,何义亮.膜生物反应器在污水处理中的研究和应用 [ M ].北京:化学工业出版社,2002,292 ~ 293 .

[ 2 ] Tomas H,Judd S,Murrer J.Fouling characteristics of membrane filtration in membrane bioreactors[ J ]. Membrane Technology, 2001 ,122 :10 ~ 13 .

[ 3 ] Fane A ,et al . Membrane bioreactors : design and operational options[ J ]. Separation and Filtration,2002 , June :26 ~ 29 .

[ 4 ] Chang S , A G Fane . The effect of fiber diameter on filtration and flux distribution relevance to submerged hollow fiber modules[ J ].J of Memb Sci .,2001 ,184 :221 ~ 231 .

[ 5 ] Fane A G,S Chang , E Chardon . Submerged hollow fiber membrane module-design options and operational considerations[ J ]. Desalination,2002 ,146 :231 ~ 236 .

[ 6 ] 魏源送,郑祥,刘俊新.国外膜生物反应器的研究进展[ J ].工业水处理,2003 ,23(1) :1 ~ 7 .

[ 7 ] Y Shimizu ,Y I Okuno ,K Uryu ,S Ohtsubo , A Watanabe . Filtration characteristics of hollow fiber microfiltration used in membrane bioreactor for domestic wastewater treatment [ J ]. Wat . Res . , 1996 ,30(10) : 2385 ~ 2392 .

[ 8 ] 孙振龙,陈绍伟,吴志超.一体式平片膜生物反应器处理抗生素废水研究[ J ].工业用水与废水,2003 ,34(1) : 33 ~ 36 .

[ 9 ] Ognier S,C Wisniewski,A Grasnick . Characterisation and modelling of fouling in membrane bioreactors[ J ]. Desalination, 2002 ,146 :141 ~ 147 .