

## 浸没式双轴旋转厌氧膜生物反应器的膜污染机理研究

白玲<sup>1</sup>, 刘超<sup>2</sup>, 蓝伟光<sup>3</sup>, 胡侃<sup>1</sup>, 王身相<sup>1</sup>(1. 江西农业大学 理学院, 南昌 330045; 2. 江西师范大学 计算机信息工程学院, 南昌 330027;  
3. 三达膜科技有限公司, 厦门 361022)

**摘要:** 试验研究了新型浸没式双轴旋转厌氧膜生物反应器处理啤酒废水的膜污染机理. 分析了膜阻力分布情况和膜污染速率及稳定运行时膜过滤阻力随运行时间变化的阻力模型. 结果表明, 最初很短时间内膜污染受膜孔堵塞模型控制, 之后受泥饼层阻力模型控制, 后一阶段是膜污染的主要控制阶段. 经过 146 天的运行, 膜污染较轻, 过滤阻力随时间增大的速率非常缓慢, 并在一定膜转速下, 过滤阻力保持不变. 证实了系统由双轴旋转膜组件形成的湍流可削弱膜表面的浓差极化及泥饼层的形成, 从而有效地控制膜污染.

**关键词:** 浸没式双轴旋转厌氧膜生物反应器; 啤酒废水; 膜污染机理

**中图分类号:** X703.1      **文献标识码:** A      **文章编号:** 1007-8924(2010)02-0058-06

厌氧膜生物反应器(Anaerobic Membrane Bioreactor, AnMBR)是一种处理高浓度有机废水的有效工艺<sup>[1,2]</sup>, 已成为国外如 WERF(Water Environmental Research Foundation)等协会研究的重点之一<sup>[3]</sup>. 浸没式 MBR 由于能耗低、过膜压差(TMP)低和小的占地面积而得到了广泛的应用. 但 AnMBR 的运行方式目前在国内外几乎以外置式为主. 是因为浸没式 AnMBR 的膜污染控制始终无法真正地得以解决, 而限制了它的应用. 因此为了控制、解决浸没式 AnMBR 中的膜污染问题, 我们研发了一套浸没式双轴旋转厌氧膜生物反应器(Submerged Double-shaft Rotary Anaerobic Membrane Bioreactor, SDRAnMBR). 系统容器容积 120 L, 内装填平板超滤膜. 内置的旋转膜组件采用双轴同向旋转, 由膜旋转形成的湍流可削弱膜表面的浓差极化及泥饼层的形成, 从而有效地控制膜污染, 使膜污染降低到最低程度. 目前, 对于浸没式厌氧膜生物反应器的膜污染机理研究较少. 如: Jeison 等<sup>[4]</sup>研究了浸没式管式聚硫砜厌氧 MBR 处理酸化的废水的膜污染特性及机理; 王志伟等<sup>[5]</sup>研究了浸没式 AnMBR 在处理酒厂高浓度有机废水时的膜污染特性. 对于

SDRAnMBR 的膜污染机理研究国内外未见报道. 本试验主要研究 SDRAnMBR 处理人工配制模拟啤酒废水膜污染性能及机理, 以期在实际运行的 MBR 系统中的膜污染防治提供指导.

## 1 材料与方法

### 1.1 工艺流程

SDRAnMBR 的桶体外壳由不锈钢材料制成, 桶体高 73 cm, 直径为 45.7 cm, 系统容器容积 120 L, 内装填双轴旋转平板超滤膜组件, 双轴旋转最大速度为 500 r/min, 反应器有效容积 100 L. SDRAnMBR 主要由下列几部分组成: 进水系统, 厌氧生物反应器系统, 出水系统, 内置的双轴旋转膜组件系统, 集气系统和 PLC 自控系统. 其工艺流程见图 1.

其工作过程为: 储水箱内的废水经过进水泵提升由反应器顶部进入反应器, 由 PLC 控制系统, 采用液位计控制 SDRAnMBR 内的水位恒定, 实现间歇进水; 温度控制仪维持反应器内温度一定, 并控制双轴旋转膜组件的转速一定. 在一定的转速下, 可保证活性污泥的均匀混合, 同时使膜表面受到冲刷剪切. 出水泵对膜组件抽真空运行, 渗透液在过膜压差

收稿日期: 2008-12-24; 修改稿收到日期: 2009-02-08

基金项目: 江西省教育厅科技项目(2008GJJ08175)

作者简介: 白玲(1984-), 女, 山西永和县人, 博士, 副教授, 从事 MBR 废水处理. (bailing716@yahoo.com.cn)

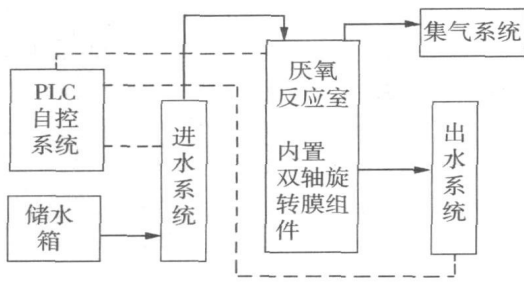


图1 浸没式双轴旋转厌氧膜生物反应器工艺流程图

Fig.1 Flow chart of SDRAnMBR process

驱动下透过膜,并被收集于中空轴外排于反应器底部的储水池,由出水蠕动泵排出,为恒流出水,实现连续出水的运行方式。

## 1.2 接种污泥和试验用水

本试验的接种污泥取自南昌某啤酒厂 UASB 的底部浓缩的厌氧颗粒污泥,其主要为黑色小颗粒污泥,具有相对规则的球形或椭圆形外观,直径多为 0.2~1 mm,颗粒污泥的颜色以黑色或深浅不同的黑灰色居多,试验用水采用人工配制模拟啤酒废水,以啤酒混合自来水配制而成,以啤酒为碳源,  $\text{NH}_4\text{Cl}$  作为氮源,磷酸盐 ( $\text{KH}_2\text{PO}_4$ ,  $\text{K}_2\text{HPO}_4$ ) 为磷源,同时,为保证所培养的微生物生长、繁殖需要,加入适当微量元素 ( $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ 、 $\text{CaCl}_2$  和  $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ ) 等作为补充,按 C:N:P=250:5:1 的比例进行配制,根据运行情况在进水中加入一定量的碳酸氢钠以维持进水的 pH 值在 6.5~7.8 之间,具体进水浓度根据不同试验设计要求进行配制。

## 1.3 膜材料

实验采用的平片膜材质为聚醚砜 (PES),由三达膜科技(厦门)有限公司提供,截留分子量为 50 kDa,膜的有效膜面积为  $0.32 \text{ m}^2$ 。

## 1.4 试验方法

在整个试验过程历时 146 天,在整个试验运行期间,系统没有做任何清洗,也未排泥,可分为三个阶段,第一阶段为启动阶段,历时 26 天,膜旋转速度为 100 r/min,温度为  $32 \text{ }^\circ\text{C}$ ,过膜压差为 2~6 kPa, MLSS 为 10.5~14.5 g/L, HRT 为 16~24 h,容积负荷为  $1.22\sim 4.35 \text{ kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。第二阶段为工艺考察(负荷提高)阶段,运行 60 天,膜旋转速度为 100~150 r/min,温度为  $32 \text{ }^\circ\text{C}$ ,过膜压差为 6~12 kPa, MLSS 为 14.53~17.98 g/L, HRT 为 10~14 h,容积负荷为  $4.97\sim 12.48 \text{ kg COD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。第三阶段为稳定运行阶段,运行 60 天,控制温度为  $32$

$^\circ\text{C}$ ,膜旋转速度为 150 r/min,温度为  $32 \text{ }^\circ\text{C}$ ,过膜压差为 12~13 kPa, MLSS 为 17.98~19.55 g/L, HRT 为 10~10.2 h,容积负荷为  $10.52\sim 12.09 \text{ kg COD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。

平板膜在投入运行前,用清水溶液浸洗 24 h,设置温度控制为  $32 \text{ }^\circ\text{C}$ ,设置不同的膜旋转速度,测定清水通量和过滤压力,投入运行后,在一定抽吸压力下,监测膜生物反应器过膜压差、出水流量(即膜通量)的变化,同时设置不同的膜旋转速度,观察和测定过膜压差、出水流量的变化。

## 1.5 膜阻力和膜污染速率检测方法

### 1.5.1 MBR 膜污染的表征

膜污染一般通过膜污染过程中的污染阻力来表征,膜通量和操作压力之间的关系可用达西 Darcy 定律方程式(1)表示:

$$J = \frac{\Delta p}{\mu \cdot R_t} = \frac{\Delta p}{\mu \cdot (R_m + R_p + R_c + R_i)} \quad (1)$$

式中,  $J$  为膜通量,  $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ;  $\Delta p$  为过膜压差 (TMP), Pa;  $\mu$  为渗滤液动力学黏度,  $\text{Pa} \cdot \text{s}$ ;  $R_t$  为过滤的总阻力,  $\text{m}^{-1}$ ;  $R_m$  为清洁膜(或固有)阻力,  $\text{m}^{-1}$ ;  $R_p$  为浓差极化阻力,  $\text{m}^{-1}$ ;  $R_c$  为泥饼层阻力,  $\text{m}^{-1}$ ;  $R_i$  为内部污染阻力,即小于膜孔的物质在膜孔内的堵塞与吸附,  $\text{m}^{-1}$ 。

### 1.5.2 各部分膜阻力检测方法

1) 膜固有阻力:投入运行前经过用清水溶液浸洗 24 h 后的平板膜,测定清水通量和 TMP,通过式(1)计算得出  $R_m$ 。

2) 总阻力:运行结束时在膜生物反应器中的膜通量和 TMP,通过式(1)计算出  $R_t$ 。

3) 浓差极化阻力:运行结束后,将膜生物反应器中膜放入清水中测定膜通量和 TMP,通过式(1)计算出  $R_0$ ,  $R_0$  与  $R_t$  的差值即为浓差极化阻力  $R_p$ 。

4) 泥饼层阻力:将膜去除泥饼后放于清水中,测定膜通量和 TMP,计算出  $R_1$ ,此值与  $R_0$  的差值即为泥饼层阻力  $R_c$ 。

5) 内部阻力:  $R_t$  与  $R_m$  的差值为内部阻力  $R_i$ 。

### 1.5.3 膜污染速率的测定

试验过程中,监测膜两侧压力差 TMP、膜通量和污泥混合液的黏度,根据式(1)计算过滤过程的阻力  $R(\text{m}^{-1})$ ,以过滤阻力  $R$  对时间  $t$  作图,考察过滤阻力随时间的变化趋势;以  $R-t$  曲线各点的切线斜率  $dR/dt(\text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1})$  表征膜污染速率。

## 2 试验结果和讨论

### 2.1 膜污染速率分析

随着膜分离的进行,在恒通量操作下,膜污染的宏观表征即为 TMP 随时间的增长.本新型反应器的主导思想就是使膜在运行的过程中,尽量避免污泥颗粒的沉积,避免可逆污染.整个试验运行期间,在不同的旋转速度下,过滤总阻力随时间的变化趋势如图 2 所示.

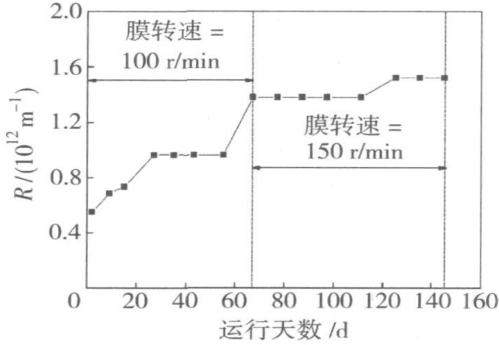


图 2 不同膜旋转速度下膜过滤总阻力随时间变化  
Fig. 2 Variation of membrane filtration resistance with time under different membrane rotational speed

由图 2 可见,在前 67 天里,膜旋转速度为 100 r/min(即膜面剪切流速 0.88 m/s)时,容积负荷由 1.22 kgCOD/(m<sup>3</sup>·d)提高到 9.73 kgCOD/(m<sup>3</sup>·d),膜过滤总阻力由 5.54×10<sup>11</sup> m<sup>-1</sup>上升到 1.38×10<sup>12</sup> m<sup>-1</sup>,将试验数据进行线性拟合,膜污染速率为 dR/dt 为 1.18×10<sup>5</sup> m<sup>-1</sup>·s<sup>-1</sup>,污染速率较快.原因是由于容积负荷提高的幅度大,反应器内的污泥浓度、黏度等的增加幅度也大,导致膜污染速率较快.随后提高容积负荷为 10.52~12.09 kgCOD/(m<sup>3</sup>·d)时,系统 TMP 开始升高,膜过滤总阻力增大,为了减轻膜污染,提高膜旋转速度为 150 r/min(即膜面理论剪切流速 1.3 m/s<sup>[6]</sup>),在第 67~146 天,膜过滤总阻力上升为 1.52×10<sup>12</sup> m<sup>-1</sup>,此阶段的膜污染速率为 3.13×10<sup>4</sup> m<sup>-1</sup>·s<sup>-1</sup>,膜污染速率相比于前 67 天要缓慢得多.原因是在此阶段,容积负荷维持在一定范围内,膜过滤总阻力变化不大,系统处于稳定运行中;另一方面由于三相旋转流(由厌氧反应器自生的沼气和泥水混合液及旋转膜组件的同向旋转而形成)的良好水力学条件,能有效减轻较大 MLSS 和较大污泥黏度对膜污染的影响,使膜污染速率降低.

本系统的膜污染速率比隋鹏哲等<sup>[7]</sup>报道的分置式厌氧 MBR 的结果(膜表面错流速度为 0.75 m/

s,膜污染速率为 8.33×10<sup>6</sup> m<sup>-1</sup>·s<sup>-1</sup>)小了 2 个数量级.从另一方面分析,对于浸没式厌氧 MBR 相比于分置式厌氧 MBR,膜污染更加严重,表明 SDRAnMBR 的膜污染速率更为缓慢.

由此可见,本研究采用的试验系统,膜污染速率非常缓慢,在膜旋转速度为 150 r/min(即膜面剪切流速 1.3 m/s),膜过滤总阻力为 1.38×10<sup>12</sup>~1.52×10<sup>12</sup> m<sup>-1</sup>时,实现了系统稳定运行.证实了 SDRAnMBR 能有效地避免污泥颗粒的沉积,避免可逆污染,从而大大降低膜污染速率,实现了浸没式 AnMBR 的稳定运行.

### 2.2 膜组件各部分阻力分析

试验运行结束后,根据各部分膜阻力的检测方法和式(1),计算出各部分膜阻力.其阻力分布见图 3.

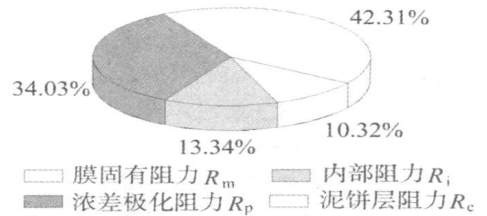


图 3 膜阻力分布比例

Fig. 3 Membrane resistance distribution diagram

由图 3 可见,膜污染阻力 R<sub>f</sub>(R<sub>c</sub>+R<sub>p</sub>+R<sub>i</sub>)占总阻力的 89.68%.外部阻力即浓差极化阻力和泥饼阻力之和是膜污染的主要成分,占到总阻力的 76.34%.膜本身阻力(即清洁膜阻力)和内部阻力与浓差极化阻力和泥饼层阻力相比所占比例较小,分别占总阻力的 10.32%和 13.34%.这与王志伟<sup>[4,5]</sup>和林红军等<sup>[8]</sup>等报道好氧或厌氧浸没式 MBR 的结果相类似.进一步说明对于浸没式 MBR 的膜阻力主要是由外部阻力引起的.另一方面,厌氧膜生物反应器内相比于好氧 MBR 的污泥颗粒比较细小,形成的外部泥饼比较密实,使泥饼阻力占了较大比例,同时使小分子物质通过泥饼层进入膜内部较为困难,使内部阻力所占比例较小.分析原因一是膜生物反应器膜表面在一定的剪切扩散力作用下,由料液主体进入极化层的颗粒物的量等于由极化层往料液主体迁移的颗粒物的量时,形成稳定的极化层.渗滤液通过浓差极化层也需要克服很大一部分阻力,即浓差极化层阻力.由于浓差极化层和泥饼层的存在,溶解性和胶体物质以及小颗粒很难透过浓差极化层和泥饼层达到膜孔内部,因而内部阻力较小;二是由

于泥饼层的形成不是主要由颗粒的沉积引起,也使得膜孔堵塞的程度很轻,使内部阻力较小.

与王志伟<sup>[5]</sup>研究的同样是厌氧浸没式 MBR(水力学条件有所不同)的结果(利用沼气循环泵保证活性污泥的均匀混合,使膜表面受到冲刷剪切.污泥浓度 MLSS 为 8.0 g/L,外部阻力占到总阻力的 98%)相比,本研究的结果(利用内置的双轴旋转膜组件的可控旋转以及组件间的交错旋转,由此产生的三相旋转流,使膜表面受到冲刷剪切.污泥浓度 MLSS 为 19 g/L,外部阻力占到总阻力的 76.34%)要小.说明本研究采用的试验系统,泥饼层薄,膜污染很轻,进一步证实了本 MBR 系统的水力学条件,能有效地减小浓差极化和避免污泥颗粒在膜表面的沉积,有效控制膜污染.

### 2.3 膜污染阻力模型

膜过滤操作中的膜孔堵塞模型和泥饼阻力模型的膜阻力与时间的变化关系<sup>[9]</sup>如下式所示:

$$\text{膜孔堵塞模型: } \ln R_p = \ln R_0 + K_p t \quad (2)$$

泥饼阻力模型:

$$R_c^2 = R_0^2 + Kt \quad K = \frac{K_c \times \Delta p^2}{\mu^2} \quad (3)$$

式中,  $K_p$ ,  $K_c$  分别为膜孔堵塞模型和泥饼阻力模型的常数;  $R_0$  为初始时刻的膜阻力,  $m^{-1}$ .

根据上述公式可以对不同形式的膜污染进行评价和表征.

#### 2.3.1 启动开始短期内的阻力模型

启动开始短期内,膜转速为 100 r/min,在出水泵转速一定下的过滤阻力随时间的变化曲线如图 4 所示.由图 4 可见,开始的 40 min 内,过滤阻力随时间的增加逐渐增大,但在此后的 380 min 里过滤阻力不在变化,保持不变.

我们将启动开始 40 min 内的过滤阻力的对数值随时间的变化曲线进行线性拟合(见图 5),可得到启动开始短期内的阻力模型为:

$$\ln R = 0.002 03t + 26.969 \quad (4)$$

式中,  $R$  为  $t$  时刻的过滤阻力,  $m^{-1}$ ;  $t$  为运行时间, min. 拟合曲线的相关系数  $r^2 = 0.954 2$ (为了与阻力  $R$  相区别,此处的相关系数用  $r^2$  表示).

上述阻力模型较好地符合膜孔堵塞模型式(2).表明 MBR 运行时,在开始阶段操作压力较低(2 kPa),溶液中的大分子物质和颗粒物质(即污泥絮体)在低压力的驱动作用下缓慢在膜表面吸附、沉积,发生瞬时的污泥絮体在膜表面附着一脱附,不可

逆附着逐渐造成膜孔径变小或堵塞.该阶段膜污染持续时间为 40 min,膜阻力以平均  $1.0 \times 10^9 m^{-1}/min$  的速度缓慢增长.此增长率比文献<sup>[10]</sup>报道的浸没式好氧 MBR 在此临界通量运行的增长率  $4.55 \times 10^9 m^{-1}/h$  要慢的多.因此不会引起 TMP 的改变,使得 TMP 稳定不变.另一方面由于三相旋转流的良好水力学特性,使膜污染能在比其他浸没式 MBR(持续一至数小时)更短的时间内(40 min),在膜表面形成“conditioning film”<sup>[11]</sup>,达到污泥絮体在膜表面附着一脱附平衡,不再发生不可逆附着,使阻力不再增大,并使 TMP 稳定不变.

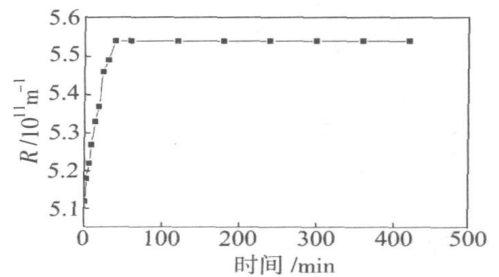


图 4 膜过滤阻力随时间变化曲线

Fig.4 Curve of the membrane filtration resistance with time

#### 2.3.2 整个试验过程的阻力模型

整个试验运行期间,过滤总阻力随时间的变化趋势如图 5 所示.

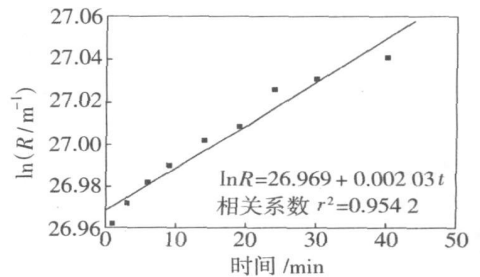


图 5 ln R 随时间变化的曲线

Fig.5 Fit curve of ln R with time

将整个试验过程的过滤阻力的平方值随时间的变化曲线进行线性拟合(见图 5),可得到整个试验过程的阻力模型为:

$$R^2 = 4.21 \times 10^{23} + 1.03 \times 10^{19} t \quad (5)$$

式中,  $R$  为  $t$  时刻的过滤阻力,  $m^{-1}$ ;  $t$  为运行时间, min. 拟合曲线的相关系数  $r^2 = 0.911 5$ .

上述阻力模型较好地符合泥饼阻力模型式(3).结果表明整个过滤过程以泥饼层控制为主.这与 2.2 节的各部分阻力分析的结果是一致的.

本系统的阻力模型与王志伟等<sup>[5]</sup>采用浸没式 AnMBR 处理酒厂高浓度有机废水时报道的阻力模型( $R^2=4.80 \times 10^{26} + 6.71 \times 10^{25} t$ ,  $R$  和  $t$  的单位分别为  $m^{-1}$  和  $min$ )相比较, 过滤阻力随时间的增大要缓慢的多. 说明本试验系统泥饼阻力随时间的增加很小, SDRAnMBR 能有效控制和避免污泥颗粒在膜表面的沉积. 另一方面, 有研究报道<sup>[12]</sup>在一些流体力学分布不均衡的区域, 因其局部剪切力较低, 会形成局部的较厚的生物膜或是泥饼层造成膜污染. 不断发展的局部污染例如: 泥饼层或生物膜, 也会推动膜过滤过程的膜污染. 而 SDRAnMBR 内双轴旋转的流体力学分布是均衡的, 因此可大大减轻膜污染速率, 导致过滤阻力随时间的增大的速率非常缓慢, 并在一定膜转速下, 过滤阻力保持不变.

## 2.4 SDRAnMBR 膜污染机理分析

对于浸没式 MBR, 其污染过程一般分为 3 个阶段<sup>[8]</sup>. 阶段 1: 初始阶段, 短时间快速透膜压力上升是由部分膜孔堵塞和膜表面特性改变引起; 阶段 2: 长期慢速的透膜压力呈线性或是弱指数形态上升; 阶段 3: 突然的快速的透膜压力上升, 伴随一个突然的升高的  $dTMP/dt$ , 被定义为透膜压力跃升(TMP jump). 根据前述膜组件各部分的阻力分析结果、膜污染速率分析结果, 并与一般浸没式 MBR 的膜污染机理对比分析, 可以得出 SDRAnMBR 的膜污染机理, 它具有如下特点:

1) 在 SDRAnMBR 运行的 146 天里, 只发生了阶段 1 和阶段 2, 阶段 3 未发生. 达到了 SMBR 可持续操作的要求.

2) 阶段 1: 初始阶段, 短时间快速透膜压力上升是由部分膜孔堵塞和膜表面特性改变引起. 是有机物吸附在膜表面形成“conditioning film”, 瞬时的污泥絮体在膜表面附着一脱附, 不可逆附着从而造成膜孔的堵塞和缩窄. 阶段 1 的特点为持续时间较短(40 min), 是由于三相旋转流的较均匀的流体力学环境造成的.

3) 阶段 2: 一个长期的慢速 TMP 上升过程, 持续时间为 146 天或更长. 是长期的胞外高聚物(EPS)以及其他细胞分泌物在膜表面的慢速累积造成. 阶段 2 的特点为持续时间很长(为 146 天或更长), 且在一定膜旋转速度下膜通量和 TMP 维持不变, 在高通量下能非常稳定地运行. 符合高 MLSS 和高有机负荷下可持续操作的要求. 分析原因有: 一是本系统厌氧颗粒污泥的高活性减少了 EPS 浓度,

同时一部分 EPS 会与生物絮体互相作用, 结合成颗粒污泥. 也减少了反应器混合液中的 EPS 含量, 进而延缓了 EPS 在膜上的累积; 二是在污泥浓度较高时, 由微生物絮体等在膜表面形成了一层动态膜, 可以有效截留/吸附和降解反应器中的小颗粒, 使其减少 EPS 等与膜直接接触的机会, 从而减缓膜污染的速率. 由于膜旋转的水力冲刷作用, 膜表面的动态膜有可能被冲掉. 这样, 动态膜的反复的形成和去除过程可能减慢膜污染; 三是双轴膜旋转形成的流体力学分布是均衡的, 不会形成局部的较厚的生物膜或是泥饼层, 减少生物膜底部的细菌死亡而释放出的 EPS, 从而使 EPS 的积累得到一定程度的缓解. 故 EPS 积累的程度不大; 四是本系统泥饼层的形成是可逆的并具有可压缩性, 而本系统的流体力学环境能有效地避免污泥颗粒在膜表面的沉积, 使膜孔堵塞的程度很轻, 减缓了 EPS 对污染的影响; 五是膜组件旋转能有效减缓凝胶层的形成从而减缓了 EPS 对污染的影响.

4) 阶段 3 长期未发生的原因可能是由于双轴膜旋转形成的流体力学分布是均衡的, 不会形成局部的较厚的生物膜或是泥饼层. 在恒通量操作下, 不会导致局部通量升高使污染过程自我加速.

5) 污染阻力主要是由泥饼层引起的, 整个过滤过程以泥饼层控制为主. 而且经过 146 天的运行, 膜表面泥饼层仍然较薄而且松散, 膜污染速率缓慢, 膜污染较轻.

## 3 结论

1) 膜污染阻力占总阻力的 89.68%. 外部阻力即浓差极化阻力和泥饼阻力之和是膜污染的主要成部分, 占到总阻力的 76.34%. 膜本身阻力(即清洁膜阻力)和内部阻力与浓差极化阻力和泥饼层阻力相比所占比例较小, 分别占总阻力的 10.32% 和 13.34%. 污染阻力主要是由泥饼层引起的, 整个过滤过程以泥饼层控制为主. 经过 146 天的运行, 膜表面泥饼层仍然较薄而且松散, 膜污染速率缓慢, 膜污染较轻, 过滤阻力随时间的增大的速率非常缓慢, 并在一定膜转速下, 过滤阻力保持不变. 实现了高负荷下的长期稳定运行.

2) 建立试验条件下整个过程的阻力模型为:

$$R^2 = 4.21 \times 10^{23} + 1.03 \times 10^{19} t$$

式中,  $R$  为运行  $t$ (min) 时刻的过滤阻力,  $m^{-1}$ .

3) 提出了 SDRAnMBR 的膜污染机理. 一是污

染阻力主要是由泥饼层引起的, 整个过滤过程以泥饼层控制为主; 二是在 SDRAnMBR 运行的 146 天里, 只发生了阶段 1(短时间快速 TMP 上升)和阶段 2(长期慢速的 TMP 呈线性上升), 阶段 3(突然的快速的 TMP 上升)未发生. 即把阶段 1 的膜污染限定在了更短的时间范围内(40 min); 大幅度延长了阶段 2 的操作时间, 并会导致过滤无法继续的阶段 3 未发生. 达到了 MBR 可持续操作的要求. 表明本 MBR 系统能最大程度地减小和控制膜污染.

**致谢:**衷心感谢南昌大学环境科学与化学工程学院万金保教授, 对本课题及完成本文提供的帮助.

### 参 考 文 献

- [1] William P B, David C S. The use of the anaerobic baffled reactor for wastewater treatment: A review[J]. *Wat Res*, 1999, 33(7):1559—1578.
- [2] Elmaleh S, Abdelmoumni I. Experimental test to evaluate performance of an anaerobic reactor provided with an external membrane unit[J]. *Wat Sci Tech*, 1998, 38(8—9):385—392.
- [3] Choo K H, Lee C H. Membrane fouling mechanisms in the membrane-coupled anaerobic bioreactor[J]. *Wat Res*, 1996, 30(8):1771—1780.
- [4] Jeison D, van Lier J B. Cake formation and consolidation; Main factors governing the applicable flux in anaerobic submerged membrane bioreactors (AnSMBR) treating acidified wastewaters[J]. *J Membr Sci*, 2007, 56:71—78.
- [5] 王志伟, 吴志超, 顾国维, 等. 厌氧膜生物反应器膜污染特性研究[J]. *膜科学与技术*, 2006, 26(1):11—14.
- [6] 沈飞, 严滨, 李成, 等. 双轴旋转超滤膜组件过滤厌氧泥水混合液[J]. *膜科学与技术*, 2008, 28(2):54—58.
- [7] 隋鹏哲, 文湘华, 黄霞. 厌氧膜-生物反应器中超声控制膜污染研究[J]. *环境污染治理技术与设备*, 2006, 7(4):25—29.
- [8] 林红军, 陆晓峰, 段伟, 等. 膜生物反应器中膜过滤特征及膜污染机理的研究[J]. *环境科学*, 2006, 27(12):2512—2517.
- [9] Lim A L, Bai R. Membrane fouling and cleaning in micro-filtration of activated sludge wastewater[J]. *J Membr Sci*, 2003, 216:279—290.
- [10] 黄圣敬, 吴志超. 膜生物反应器次临界通量运行的膜污染特性研究[J]. *环境污染与防治*, 2005, 27(7):512—515.
- [11] Zhang J, Chuah H C, Zhou J, *et al.* Factors affecting the membrane performance in submerged membrane bioreactors[J]. *J Membr Sci*, 2006, 284:54—66.
- [12] 张劲松. MBR 的膜污染机制与可持续操作原理[D]. [博士学位论文]. 大连:大连理工大学, 2006:72—80.

## Mechanism study of membrane fouling in a submerged double-shaft rotary anaerobic membrane bioreactor

BAI Ling<sup>1</sup>, LIU Chao<sup>2</sup>, LAN Weiguang<sup>3</sup>, HU Kan<sup>1</sup>, WANG Shenxiang<sup>1</sup>

(1. College of Natural Science, Jiangxi Agricultural University, Nanchang 330045, China; 2. College of Computer Science and Technology, Jiangxi Normal University, Nanchang 330027, China; 3. Suntar Membrane Technology Co., Ltd., Xiamen 361022, China)

**Abstract:** The mechanism of membrane fouling was studied during the treatment for synthetic brewery wastewater by submerged double-shaft rotary anaerobic membrane bioreactor (SDRAnMBR). The membrane resistance distribution and membrane fouling velocity and resistance model were analyzed. It was found that, the variation of filtration resistance was fit to the standard blocking filtration model in the early stage, and then fit to cake filtration model in the later stage. The membrane fouling was very slowly and membrane fouling extent was very slight with running time after 146 days. The membrane filtration resistance was immovability when operated at definite membrane rotational speed. It was identified that turbulence coming from membrane rotation of double-shaft rotary could undermine concentration polarization on the membrane surface and formation of cake layer, so as to control the membrane fouling effectively.

**Key words:** submerged double-shaft rotary anaerobic membrane bioreactor; brewery wastewater; mechanism of membrane fouling