



Factors affecting the critical flux in a forward osmosis membrane process

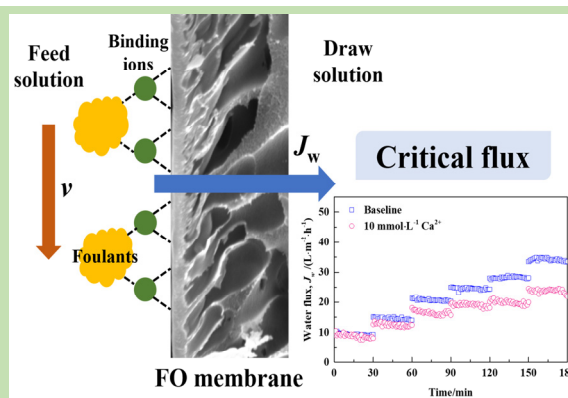
Ye YANG^{1,2}, Rui TANG¹, Yuzhu SUN^{1,2,3*}, Xingfu SONG^{1,2}, Jianguo YU^{1*}

1. National Engineering Research Center for Integrated Utilization of Salt Lake Resources, East China University of Science and Technology, Shanghai 200237, China

2. Hebei Desalination Technology Innovation Center, Tangshan, Hebei 063200, China

3. Shanghai Institute of Pollution Control and Ecological Security, Shanghai 200092, China

Abstract: Critical flux is an important concept in fouling control for membrane-based processes. Operation below the critical flux can maintain the membrane flux and reduce the maintenance cost which is associated with membrane cleaning and replacement in forward osmosis (FO) processes. In this research, the effects of foulant type, binding ions concentration, and cross-flow velocity on the critical flux in FO processes were investigated using a draw solution concentration stepping method. The results showed that the draw solution concentration stepping was feasible for the critical flux determination in FO processes. The



thin-film composite (TFC) membranes exhibited a low critical flux for sodium alginate (SA) fouling with a value of 29.32 L/(m²·h), then followed nano-silica (SiO₂) with a critical flux value of 32.17 L/(m²·h) and humic acid (HA) of 46.35 L/(m²·h). This indicated that the critical flux behavior in FO processes was dependent on the properties of both the membrane and foulants, including the membrane surface roughness, intermolecular adhesion of foulants, and the interaction between foulants and membrane. The atomic force microscopy (AFM) results revealed the deposition of foulants onto the ridge-and-valley structure of the membrane surface, leading to the deviation of water flux from the baseline with the increasing draw solution concentration. As the Ca²⁺ concentration increased from 0 mmol/L to 10 mmol/L, the critical flux for alginate fouling dramatically decreased from 29.22 L/(m²·h) to 9.48 L/(m²·h), which can be attributed to the interaction between alginate and membrane as well as the intermolecular aggregation of alginate and the interaction by Ca²⁺ binding. Moreover, the critical flux for SA–Ca²⁺ complexes fouling increased from 9.48 L/(m²·h) to 31.59 L/(m²·h) with the cross-flow velocity ranging from 5 cm/s to 15 cm/s, which indicated the improvement of the solution turbulence can enhance the critical flux, thereby expanding the operating ranges of flux.

Key words: forward osmosis; critical flux; membrane fouling; sodium alginate

收稿: 2020-04-20, 修回: 2020-06-28, 网络发表: 2020-07-29, Received: 2020-04-20, Revised: 2020-06-28, Published online: 2020-07-29

基金项目: 国家重点研发计划项目(编号: 2016YFC0401203; 2019YFC0408204); 上海市优秀学术/技术带头人计划资助项目(编号: 18XD1424600)

作者简介: 杨烨(1993-), 女, 浙江省余姚市人, 博士研究生, 化学工程专业, E-mail: y20150111@mail.ecust.edu.cn; 通讯联系人, 孙玉柱, E-mail: yzsun@ecust.edu.cn; 于建国, E-mail: jgyu@ecust.edu.cn.

引用格式: 杨烨, 唐睿, 孙玉柱, 等. 正渗透膜过程中临界通量的影响因素. 过程工程学报, 2021, 21(5): 579–586.

Yang Y, Tang R, Sun Y Z, et al. Factors affecting the critical flux in a forward osmosis membrane process (in Chinese). Chin. J. Process Eng., 2021, 21(5): 579–586, DOI: 10.12034/j.issn.1009-606X.220134.

正渗透膜过程中临界通量的影响因素

杨 烨^{1,2}, 唐 睿¹, 孙玉柱^{1,2,3*}, 宋兴福^{1,2}, 于建国^{1*}

1. 华东理工大学国家盐湖资源综合利用工程技术研究中心, 上海 200237

2. 河北省海水淡化技术创新中心, 河北 唐山 063200

3. 上海污染控制与生态安全研究院, 上海 200092

摘 要: 临界通量是膜过程中一种重要的污染特性指标。采用阶梯汲取液浓度递增法测定不同污染物、架桥离子浓度及膜面流速对正渗透(FO)膜过程临界通量的影响。结果表明, 海藻酸钠(SA)、腐殖酸(HA)及二氧化硅(SiO_2)污染时 FO 膜临界通量值分别为 29.32, 46.35 和 32.17 $\text{L}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$; 随 Ca^{2+} 浓度由 0 mmol/L 增大至 10 mmol/L , SA 污染下 FO 膜的临界通量由 29.22 $\text{L}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ 显著降低至 9.48 $\text{L}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$, 原因为 Ca^{2+} 与 SA 分子中的羧基的螯合作用及 Ca^{2+} 在膜-污染物之间的架桥作用; 此外, 当膜面流速从 5 cm/s 增至 15 cm/s 时, SA- Ca^{2+} 污染下的 FO 膜临界通量由 9.48 $\text{L}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ 提高至 31.59 $\text{L}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$, 表明改善膜表面湍动有利于提高临界通量, 扩大操作通量范围。

关键词: 正渗透; 临界通量; 膜污染; 海藻酸钠

中图分类号: TQ028.8

文献标识码: A

文章编号: 1009-606X(2021)05-0579-08

1 前 言

正渗透(Forward Osmosis, FO)是以渗透压差为驱动力的一种新型膜分离过程。在合适的汲取液选择下, FO 具有运行能耗低、截留率高、抗污染能力强等优点^[1]。实践证明, FO 技术可运用于污水处理、海水淡化、高浓盐水浓缩以及新兴污染物脱除等方面^[2-5]。然而, 尽管与反渗透(Reverse Osmosis, RO)相比, FO 膜污染较轻且易反洗, 但膜污染仍是制约 FO 技术发展的难题之一^[6]。水体中常见的污染物主要包括无机颗粒物、天然有机物、微生物等, 黏附在膜表面和孔径上, 将导致膜通量降低、运行成本增加和膜寿命缩短。在研究膜污染的过程中, 临界通量概念被广泛引用。在超滤(Ultrafiltration, UF)等压力驱动膜过程中, 当膜通量小于或等于临界通量值时, 污染物受膜面剪切力大于等于跨膜方向曳力, 膜污染将不发生或者发展非常缓慢, 从而可降低运行过程中的膜清洗费用^[7-9]。研究报道, 压力驱动膜过程的临界通量概念同样适用于渗透驱动的 FO 膜过程^[10,11]。Zou 等^[10]将 FO 膜过程中的临界通量定义为当运行通量小于或等于临界通量值时, 膜污染影响可忽略, 膜通量保持稳定; 当运行通量大于该值时, 膜污染迅速发展, 膜通量明显降低。FO 膜过程中临界通量受到进水水质、膜性质以及水力条件的影响。然而, 目前为止, FO 膜过程中临界通量影响因素的相关研究仍比较有限。Zou 等^[10]研究了 FO 膜过程中的微藻污染行为, 采用显微镜直接

观测法证明在 FO 膜的临界通量以下操作可保证系统的稳定运行。Nguyen 等^[11]比较了三醋酸纤维素(Cellulose Triacetate, CTA)膜与聚酰胺复合膜(Thin-film Composite, TFC)对于单一及复合污染物的临界通量, 且在长期实验中证明了在临界通量以下运行, 膜污染几乎完全可逆, 但未对 FO 膜过程中流速等其他因素展开进一步的讨论。因此, 对 FO 膜过程中临界通量的影响因素进行系统性的研究十分必要。

本工作研究了 FO 膜过程中临界通量的影响因素, 采用汲取液浓度阶梯式递增法测定不同污染物类型、架桥离子浓度及膜面流速影响下 FO 膜的临界通量, 为 FO 在水处理过程中临界通量的选择提供了基础数据。

2 实 验

2.1 材料与试剂

采用 30 mmol/L NaCl(分析纯, 纯度 $\geq 99.5\%$, 上海泰坦科技股份有限公司)溶液作为基线实验原料液。为探究不同种类污染物的影响, 采用海藻酸钠(Sodium alginate, SA, 分子量 12~80 kDa, 分析纯, 纯度 $\geq 90\%$, 上海麦克林生化科技有限公司)、腐殖酸(Humic acid, HA, 分子量 4000~23 000 Da, 工业纯, Sigma-Aldrich)、纳米二氧化硅(SiO_2 , 20~40 nm, 纯度 99.9%, 上海麦克林生化科技有限公司)分别代表水体中常见的微生物主要产物多糖、腐殖物质和无机颗粒污染^[12]。称取一定量 SA 溶于去离子水中, 搅拌 24 h, 配制成 2 g/L SA 储备

溶液。称取一定量 HA 溶于去离子水中，采用 1 mol/L NaOH(优级纯，国药集团化学试剂有限公司)调节溶液 pH 至 8.0，搅拌 24 h 确保完全溶解，再采用 1 mol/L HCl(优级纯，永华化学科技有限公司)调节溶液 pH 至 7.0，定容配制成 2 g/L HA 储备溶液。以上储备溶液均于 4℃避光保存，按需稀释使用^[13]。配制 1 g/L SiO₂ 悬浮液，使用前搅拌 1 h，使其完全分散。为探究水中存在的 Ca²⁺与 SA 的架桥作用对 FO 临界通量的影响，称取不同质量的 CaCl₂(0, 5 和 10 mmol/L)(分析纯，纯度 ≥96%，永华化学科技有限公司)分别加至基线实验原料液及 SA 污染实验的原料液中。配制的原料液均采用 1 mol/L NaOH 及 1 mol/L HCl 调节溶液 pH 至 7.0±0.1。

2.2 实验设备与分析仪器

FO 实验装置如图 1 所示。FO 膜采用韩国东丽尖端素材株式会社生产的聚酰胺复合膜(TFC)。该膜为非对称膜，由聚酰胺活性层及聚砜支撑层组成。平板膜池由两个 19.80 cm(长)×5.98 cm(宽)×0.10 cm(高)矩形通量组成，有效膜面积 118.40 cm²。原料液与汲取液为并流进料，分别通过 BT 300L 蠕动泵(常州市科健蠕动泵厂)进行循环。溶液温度通过 DC-2006 恒温水浴槽(上海衡平仪器仪表厂)及盘管控制，维持温度在 25.0±0.5℃。采用 JMB20002 电子天平(余姚市纪铭称重校验设备有限公司)记录汲取液质量变化。

采用纳米粒径电位分析仪(Zetasizer NanoZS9，英国 Malvern 公司)测定不同 Ca²⁺浓度下 SA 污染物带电性及水力学半径。测试条件为 pH=7.0，温度 25℃。装置采用 4 mW He-Ne 激光器，波长为 633 nm，散射角为 173°。水力学半径及 Zeta 电位的测试条件均为 pH=7.0，温度

25℃，每个样品测定 3 次，取平均值。采用 Veeco DI 原子力显微镜(德国 Bruker)对污染前、后 FO 膜的活性层的三维形貌进行表征，区域面积 5 μm×5 μm，采用平均粗糙度(R_a)表征膜表面粗糙程度。

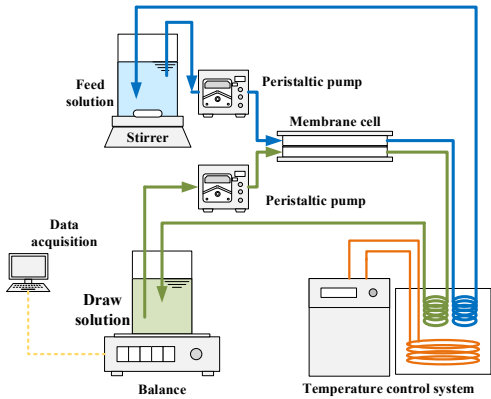


图 1 FO 实验装置图
Fig.1 Schematic diagram of the FO experimental apparatus

2.3 实验方法

临界通量测定方法采用阶梯汲取液浓度递增法^[11]。汲取液 NaCl 浓度为 0.25, 0.50, 1.00, 1.50, 2.00 和 4.00 mol/L 逐步递增。每次测试包括基线实验与污染实验。参考文献[10,11]，采取每阶梯测试时间为 30 min，每隔 1 min 记录膜通量，原料液和汲取液初始体积均为 2 L，当汲取液浓度为 4 mol/L 时，30 min 内通量仅下降 5.4%，因此原料液侧的浓缩作用及渗透液侧的稀释作用可以忽略不计。所有实验均采用活性层朝向原料液的方式以减轻膜污染^[14]。每组实验均采用新膜，实验设计方案如表 1 所示。

表 1 实验方案设计				
Table 1 Parameters of different groups				
	Foulant	Foulants concentration/(mg/L)	CaCl ₂ concentration/(mmol/L)	Cross-flow velocity/(cm/s)
Foulants type	SA	100	0	5
	HA	100	0	5
	SiO ₂	1000	0	5
Binding ion	SA	100	0	5
	SA	100	5	5
	SA	100	10	5
Cross-flow velocity	SA	100	10	5
	SA	100	10	10
	SA	100	10	15

FO 膜水通量[J_w/L/(m²·h)]计算公式如下^[15]:

$$J_w = \frac{\Delta m}{\rho_w A \Delta t}$$

(1)

式中，Δm 为Δt 时间内汲取液质量变化(g)，ρ_w 为 25℃

下水密度(g/L)，A 为有效膜面积(m²)，Δt 为时间间隔(h)。

3 结果与讨论

3.1 污染物类型影响

实验采用 SA, HA, SiO_2 作为污染物, 考察污染物类型对 FO 膜过程中临界通量的影响。实验结果如图 2(a)~2(c)所示。可以看出, 随汲取液浓度由 0.25 mol/L 增至 4 mol/L, 水通量呈阶梯式增长。污染程度可通过比较基线与污染实验水通量曲线进行评估。对于 SA 污染, 汲取液浓度在 0.25~1.5 mol/L 区间内, 污染实验通

量与基线通量[12.55~29.32 $\text{L}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$]基本重合; 当汲取液浓度增加至 2 mol/L 以上时, 污染实验通量开始偏离基线。且汲取液浓度越高, 初始通量越大, 通量偏离越严重, 原因是流体曳力增大加剧了膜表面污染物的沉积, 使得膜污染更严重^[16]。

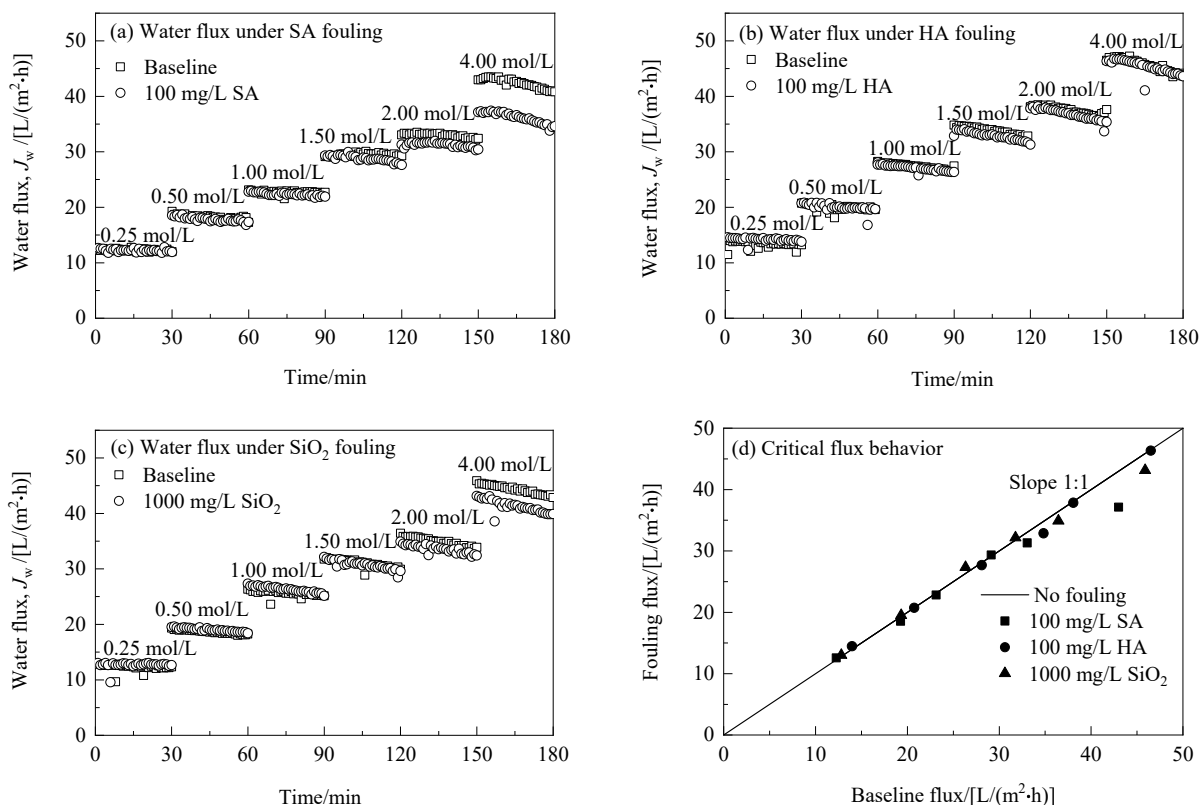


图 2 不同污染物对 FO 膜临界通量影响

Fig.2 Effect of various foulants on critical flux for FO membrane

为获得精确的临界通量值, 以基线每段实验开始时的瞬时通量为横坐标, 污染实验相同时间下瞬时通量为纵坐标作散点图[图 2(d)], 实验点在斜率为 1 的直线上时表示膜污染不发生或发展非常缓慢, 从某一实验点开始, 后续所有点均偏离直线时, 表明膜污染已在膜表面迅速发展, 取前一个实验点对应通量为临界通量值^[11]。由图 2(d)可知, SA, HA, SiO_2 污染物对应的临界通量分别为 29.32, 46.35 和 32.17 $\text{L}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ 。其中, 由于受汲取液渗透压限制, 当汲取液浓度增大至 4 mol/L 时 HA 污染实验点仍未发生偏离, 因此取测量范围内的最大通量作为 HA 的临界通量。可见, 相同条件下 SA 对应的临界通量最低, 最易造成膜污染, SiO_2 次之, HA 对应的临界通量最高。这主要是与污染物性质与膜表面性质有关: (1) 污染物-膜相互作用受膜表面形态与污染物形态

影响。如图 3(a)所示, TFC 膜活性层表面呈粗糙的峰-谷结构, 平均粗糙度 $R_a=59.5 \text{ nm}$ 。由于 SA 污染物粒径均小于膜的表面粗糙度特征参数, 污染物易沉积在膜表面的凹谷内。图 3(b)为 SA 污染后的 FO 膜表面 AFM 图像, 对比图 3(a)可见活性层表面凹谷区域被填充, 凸峰区域变平坦。生物高分子 SA 的尺寸比膜表面粗糙度特征参数要小得多, 因此更易发生沉积。(2) 污染物分子间黏附力影响。污染物在膜表面沉积后, 通过污染物分子间的粘附形成滤饼层, 亲水性的 SA 分子间的黏附力远大于疏水性的 HA, 因此更易维持凝胶网络的结构完整性, 从而在膜表面形成更厚的 SA 污染层^[17]。(3) 污染物与膜表面官能团之间的相互作用。FO 膜过程中 SiO_2 污染也较为显著, 除了由 SiO_2 污染物在膜表面凹谷内沉积导致[图 3(c)], 还由于少量 SiO_2 在溶液 pH 接

近中性时以 $\text{Si}(\text{OH})_4$ 的形式存在, 而 TFC 膜活性层存在交联后的酰胺基团($-\text{CONH}-$)及未完全交联经酸化处理后的羧基($-\text{COO}^-$)^[18], $\text{Si}(\text{OH})_4$ 中的硅醇键($\text{Si}-\text{OH}$)可通

过氢键相互作用与膜表面的羧基发生链接, 吸附在膜表面的 $\text{Si}(\text{OH})_4$ 与溶液中的 $\text{Si}(\text{OH})_4$ 聚合成多硅酸^[19], 加速滤饼层的形成, 使水通量降低。

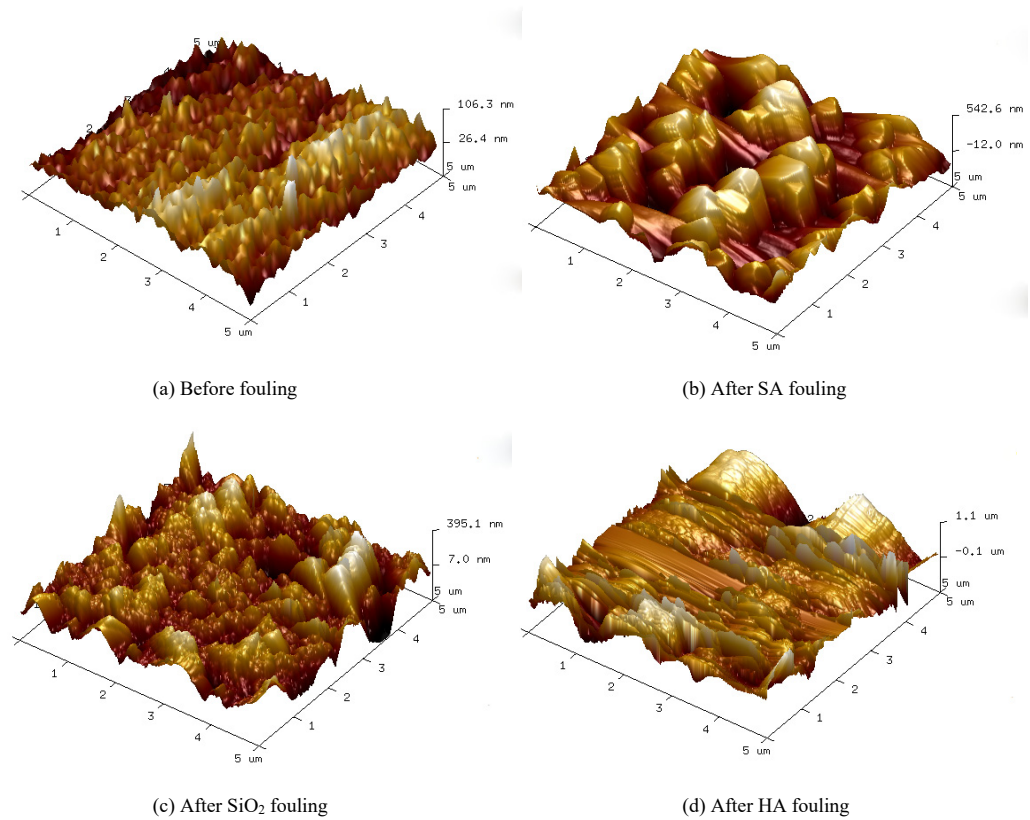


图 3 FO 膜活性层表面 AFM 图像
Fig.3 AFM images of the FO membranes active layer

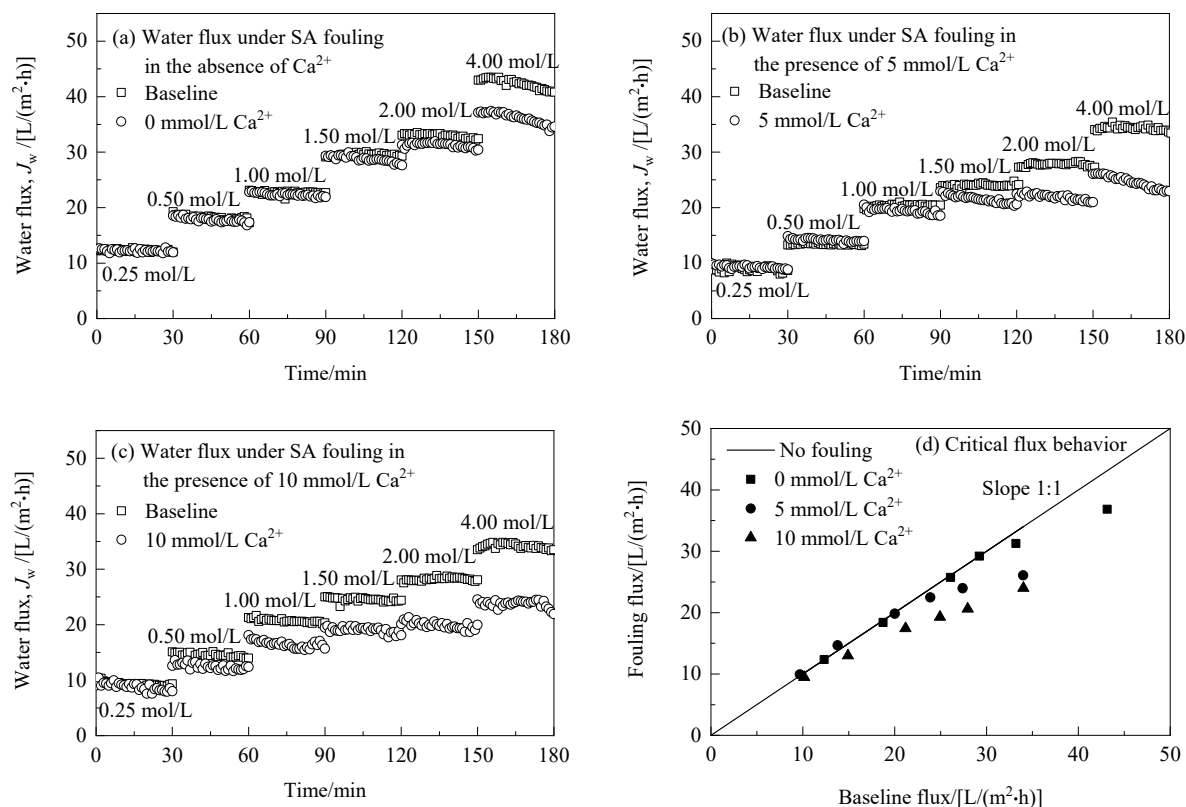
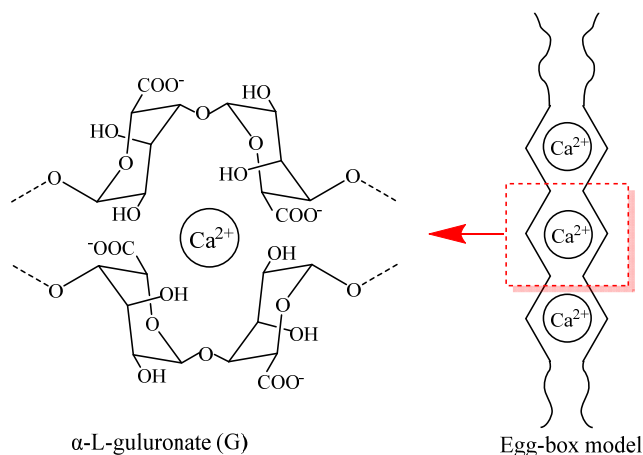
3.2 架桥离子浓度影响

SA 溶液与水体中的二价或多价金属阳离子(Ca^{2+} , Zn^{2+} , Ba^{2+} , Al^{3+} 等)可发生离子交换反应, 形成分子间架桥作用, 引起体系凝胶化的性质改变, 其中以 Ca^{2+} 最为常见^[20]。以 Ca^{2+} 为代表, 考察架桥离子浓度对临界通量的影响。图 4(a)~4(c)为 Ca^{2+} 浓度为 0, 5 及 10 mmol/L 时的 SA 污染下 FO 膜通量特征。当 Ca^{2+} 浓度为 5 mmol/L 时, 污染实验通量在 1.5 mol/L 时[通量: 22.48 L/($\text{m}^2\cdot\text{h}$)]发生偏离; 当 Ca^{2+} 浓度增加至 10 mmol/L 时, 污染实验通量仅在 0.25 mol/L 浓度时与基线通量[通量: 9.48 L/($\text{m}^2\cdot\text{h}$)]重合。可见, Ca^{2+} 浓度对 SA 污染下的临界通量具有显著影响。由图 4(d)可知, Ca^{2+} 浓度为 0, 5 和 10 mmol/L 时 SA 污染对应的临界通量分别为 29.22, 19.83 和 9.48 L/($\text{m}^2\cdot\text{h}$)。表 2 为 Ca^{2+} 浓度 0, 5 及 10 mmol/L 条件下, SA 污染物的 Zeta 电位及水力学直径。可见, 随着 Ca^{2+} 浓度的增加, SA 污染物的 Zeta 电位逐渐减小, 而水力学直径逐渐增大。原因是, Ca^{2+} 与 SA 分子中 GG

嵌段的羧基($-\text{COO}^-$)发生螯合作用, Ca^{2+} 包裹于两个 GG 嵌段之间的空穴内, 形成类似“蛋盒”结构的团聚体(如图 5 所示), 使交联污染物表面电荷减小, 易沉积在膜表面形成致密的污染层^[21]。同时, Ca^{2+} 又能与 TFC 膜表面羧基相互作用, 起到膜-SA 之间的架桥作用^[22], 从而使污染层与膜表面结合力更强。而当膜表面被 SA- Ca^{2+} 污染层覆盖, 吸附沉积在膜表面的 SA 与溶液中的 SA- Ca^{2+} 聚集体相互黏附, 使得膜污染进一步加剧, FO 临界通量值大大降低。

表 2 不同 Ca^{2+} 浓度下 SA 污染物的 Zeta 电位及水力学直径
Table 2 Zeta potentials and hydrodynamic diameters of SA foulant under various Ca^{2+} concentrations

Ca^{2+} concentration/(mmol/L)	Hydrodynamic diameter/nm	Zeta potential/mV
0	125.0±6.8	-41.9±3.4
5	249.0±2.5	-24.8±3.0
10	311.0±3.5	-16.1±0.4

图 4 Ca^{2+} 浓度对 SA 污染下 FO 膜临界通量影响Fig.4 Effect of Ca^{2+} concentration on critical flux for FO membrane under SA fouling图 5 SA- Ca^{2+} 的“蛋盒”结构示意图Fig.5 Schematic of egg-box structure of SA- Ca^{2+}

3.3 膜面流速影响

实验考察了膜面流速对 SA- Ca^{2+} 复合污染物下 FO 膜临界通量的影响。如图 6(a)~6(c) 所示, 对于原料液中 100 mg/L SA 与 10 mmol/L Ca^{2+} 复合污染下, 随着膜面流速增大, 高浓度(如 4 mol/L)汲取液下基线水通量明显增大, 原因是膜面流速的增加可在一定程度上降低外浓差极化, 强化主体溶液与膜面边界层溶液之间的传质,

从而使水通量增大^[23]。尽管跨膜方向曳力将随之增大, 但当膜面流速由 5 cm/s 增大至 15 cm/s 时, 临界通量由 9.48 L/(m²·h) 增大至 31.59 L/(m²·h)。由此可见, 增强膜面流速可提高 FO 膜临界通量。这是由于膜表面污染物受到的剪切力远大于跨膜曳力, 膜面流速的增大加强流体湍动, 从而减缓污染物向膜表面的沉积的趋势。这与文献中改善膜表面水体动力学条件可以有效缓解膜污

染的结论一致^[8,24]。

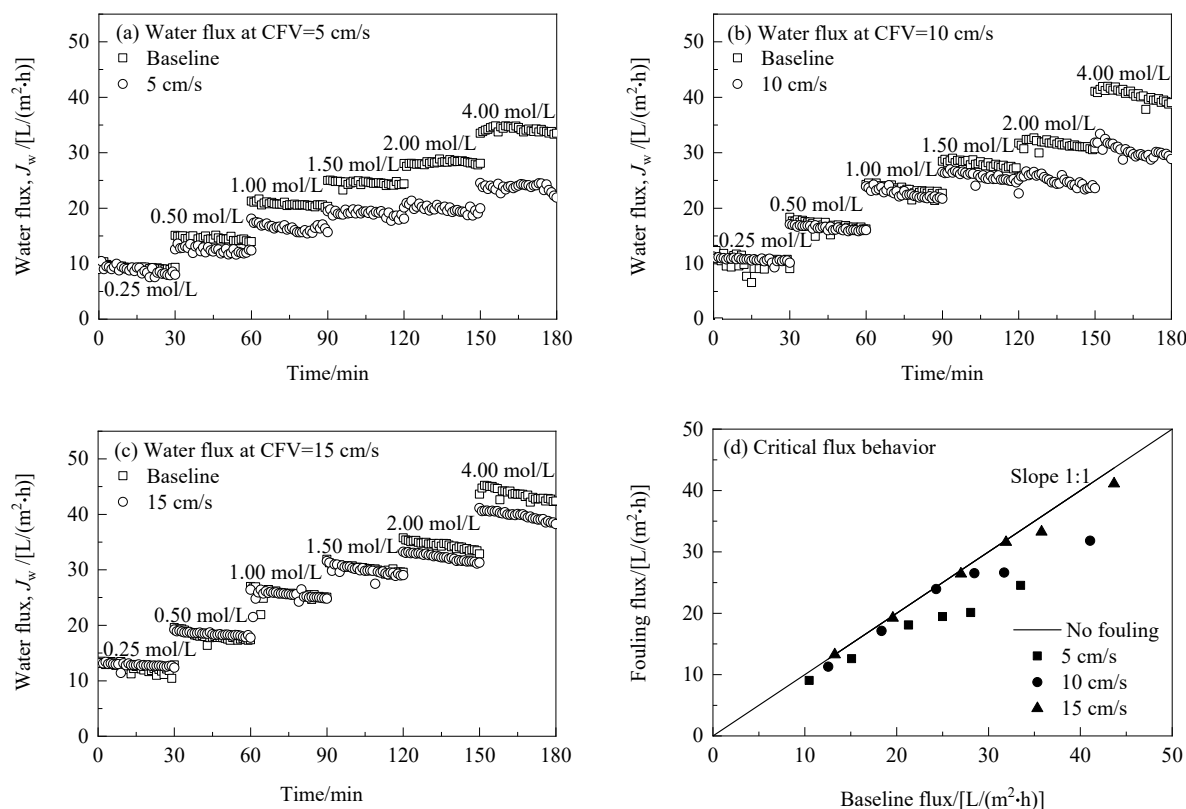


图6 膜面流速对SA-Ca²⁺复合污染下FO膜临界通量影响

Fig.6 Effect of cross-flow velocity (CFV) on critical flux for FO membrane under SA-Ca²⁺ complexes fouling

4 结论

采用阶梯汲取液浓度递增法测定了FO膜过程中临界通量,并研究了污染物类型、架桥离子浓度及膜面流速对FO临界通量的影响,主要得到以下结论:

(1) 当汲取液浓度低于临界值时,FO通量可保持相对稳定。FO膜过程中的临界通量行为受污染物类型的影响,临界通量值由低至高依次为SA<SiO₂<HA。

(2) 水体中的Ca²⁺对SA存在时的临界通量有显著影响。随着Ca²⁺浓度由0增加至10 mmol/L,SA污染下FO膜的临界通量由29.22 L/(m²·h)显著降低至9.48 L/(m²·h),原因是Ca²⁺在SA分子间以及SA-膜之间的架桥作用。

(3) 水体动力学条件的优化可提高FO膜的临界通量。当膜面流速由5 cm/s增大至15 cm/s时,临界通量值由9.48 L/(m²·h)提高至31.59 L/(m²·h),这是由于膜表面流体湍动的加强减缓了污染物向膜表面沉积的趋势。

参考文献

- [1] Akther N, Sodiq A, Giwa A, et al. Recent advancements in forward osmosis desalination: a review [J]. Chemical Engineering Journal, 2015, 281: 502-522.
- [2] Yangali-Quintanilla V, Li Z, Valladares R, et al. Indirect desalination of Red Sea water with forward osmosis and low pressure reverse osmosis for water reuse [J]. Desalination, 2011, 280(1/2/3): 160-166.
- [3] Volpin F, Fons E, Chekli L, et al. Hybrid forward osmosis-reverse osmosis for wastewater reuse and seawater desalination: understanding the optimal feed solution to minimise fouling [J]. Process Safety and Environmental Protection, 2018, 117: 523-532.
- [4] Zheng Y, Huang M H, Chen L, et al. Comparison of tetracycline rejection in reclaimed water by three kinds of forward osmosis membranes [J]. Desalination, 2015, 359: 113-122.
- [5] 丁嘉奇, 蔡腾, 黄满红. 正渗透膜对再生水中不同抗生素的截留特性研究 [J]. 膜科学与技术, 2018, 38(6): 97-103.
- [6] Ding J Q, Cai T, Huang M H. Rejection of three antibiotics with different charges in recycled water by a forward osmosis membrane [J]. Membrane Science and Technology, 2018, 38(6): 97-103.
- [7] She Q H, Wang R, Fane A G, et al. Membrane fouling in osmotically driven membrane processes: a review [J]. Journal of Membrane Science, 2016, 499: 201-233.
- [8] Wu X T, Zhou C W, Li K Y, et al. Probing the fouling process and mechanisms of submerged ceramic membrane ultrafiltration during algal harvesting under sub- and super-critical fluxes [J]. Separation

- and Purification Technology, 2018, 195: 199–207.
- [8] Tanudjaja H J, Pee W, Fane A G, et al. Effect of spacer and crossflow velocity on the critical flux of bidisperse suspensions in microfiltration [J]. *Journal of Membrane Science*, 2016, 513: 101–107.
- [9] 付宛宜, 张锡辉, 吴启龙, 等. 陶瓷平板膜在饮用水处理中临界通量的影响因素研究 [J]. *水处理技术*, 2013, 39(11): 73–82.
Fu W Y, Zhang X H, Wu Q L, et al. Factors affecting critical flux of ceramic flat membrane in drinking water treatment [J]. *Technology of Water Treatment*, 2013, 39(11): 73–82.
- [10] Zou S, Wang Y N, Wicaksana F, et al. Direct microscopic observation of forward osmosis membrane fouling by microalgae: critical flux and the role of operational conditions [J]. *Journal of Membrane Science*, 2013, 436: 174–185.
- [11] Nguyen T, Kook S, Lee C, et al. Critical flux-based membrane fouling control of forward osmosis: Behavior, sustainability, and reversibility [J]. *Journal of Membrane Science*, 2019, 570/571: 380–393.
- [12] Ma B W, Wu G Z, Li W J, et al. Roles of membrane-foulant and inter/intrafoulant species interaction forces in combined fouling of an ultrafiltration membrane [J]. *Science of the Total Environment*, 2019, 652: 19–26.
- [13] Li K, Liang H, Qu F S, et al. Control of natural organic matter fouling of ultrafiltration membrane by adsorption pretreatment: comparison of mesoporous adsorbent resin and powdered activated carbon [J]. *Journal of Membrane Science*, 2014, 471: 94–102.
- [14] Li J Y, Ni Z Y, Zhou Z Y, et al. Membrane fouling of forward osmosis in dewatering of soluble algal products: comparison of TFC and CTA membranes [J]. *Journal of Membrane Science*, 2018, 552: 213–221.
- [15] Thabit M S, Hawari A H, Ammar M H, et al. Evaluation of forward osmosis as a pretreatment process for multi stage flash seawater desalination [J]. *Desalination*, 2019, 461: 22–29.
- [16] Mazlan N M, Marchetti P, Maples H A, et al. Organic fouling behaviour of structurally and chemically different forward osmosis membranes—a study of cellulose triacetate and thin film composite membranes [J]. *Journal of Membrane Science*, 2016, 520: 247–261.
- [17] Heo J, Chu K H, Her N, et al. Organic fouling and reverse solute selectivity in forward osmosis: role of working temperature and inorganic draw solutions [J]. *Desalination*, 2016, 389: 162–170.
- [18] 吕兴霖. 聚酰胺正渗透复合膜污染及离子返混机理和调控技术研究 [D]. 哈尔滨: 哈尔滨工业大学, 2015: 39–40.
Lü X L. Mechanisms and control strategies of fouling propensity and reverse ion diffusion of polyamide forward osmosis composite membrane [D]. Harbin: Harbin Institute of Technology, 2015: 39–40.
- [19] Higgin R, Howe K J, Mayer T M. Synergistic behavior between silica and alginate: novel approach for removing silica scale from RO membranes [J]. *Desalination*, 2010, 250(1): 76–81.
- [20] 艾文家. 海藻酸钠与碱土金属离子的络合机理研究 [D]. 武汉: 湖北工业大学, 2015: 50–51.
Ai W J. Mechanism of binding of alkaline earth metal ions to alginate [D]. Wuhan: Hubei University of Technology, 2015: 50–51.
- [21] Jiang J K, Mu Y, Yu H Q. Differences in the colloid properties of sodium alginate and polysaccharides in extracellular polymeric substances with regard to membrane fouling [J]. *Journal of Colloid and Interface Science*, 2019, 535: 318–324.
- [22] Wang Y N, Järvelä E, Wei J, et al. Gypsum scaling and membrane integrity of osmotically driven membranes: the effect of membrane materials and operating conditions [J]. *Desalination*, 2016, 377: 1–10.
- [23] Suh C, Lee S. Modeling reverse draw solute flux in forward osmosis with external concentration polarization in both sides of the draw and feed solution [J]. *Journal of Membrane Science*, 2013, 427: 365–374.
- [24] 薛念涛, 潘涛. 正渗透浓差极化与膜污染特征的研究进展 [J]. *膜科学与技术*, 2015, 35(5): 109–113.
Xue N T, Pan T. Research progress on characterization of concentration polarization and membrane fouling of forward osmosis [J]. *Membrane Science and Technology*, 2015, 35(5): 109–113.