

小型正渗透静态膜组件的净水实验

刘 帅¹ 谢朝新^{1,2} 周宁玉^{1,2,*} 黄泽明¹

(1. 后勤工程学院国防建筑规划与环境工程系, 重庆 401311; 2. 重庆市水工业与环境工程技术研究中心, 重庆 401311)

摘 要 以葡萄糖溶液为汲取液, 用1种小型正渗透静态膜组件, 研究了温度、压强等操作条件对正渗透膜脱盐性能的影响, 以及正渗透膜对实际污水中污染物的截留效果。结果表明, 在15~45℃的温度范围内, 2、5和8 g·L⁻¹的苦咸水对应的产水量均随温度的升高而增大, 脱盐率则均随温度的升高而减小; 在0~1 700 Pa的压强范围内, 2、5和8 g·L⁻¹的苦咸水对应的产水量均随压强的提高而增大, 苦咸水浓度越高, 对应的产水量增幅越大, 2 g·L⁻¹苦咸水的脱盐率随压强的提高而增大, 5 g·L⁻¹苦咸水的脱盐率随压强的提高呈先增后减的趋势, 8 g·L⁻¹苦咸水的脱盐率则随压强的提高而减小; 膜组件对实际污水中的污染物均有较好的截留效果, 总硬度及硫酸盐的去除率分别为94.55%和96.13%。

关键词 正渗透; 温度; 压力; 产水量; 脱盐率; 污水

中图分类号 X703 文献标识码 A 文章编号 1673-9108(2016)08-4233-06 DOI 10.12030/j. cjee. 201503021

Water purification experiments using small static forward osmosis membrane module

LIU Shuai¹ XIE Chaoxin^{1,2} ZHOU Ningyu^{1,2,*} HUANG Zeming¹

(1. Department of Architecture Planning and Environment Engineering, Logistical Engineering University, Chongqing 401311, China;
2. Chongqing Technology Research Center for Water Industry and Environmental Engineering, Chongqing 401311, China)

Abstract With a glucose solution as the draw solution, a small static forward osmosis (FO) membrane module was used to investigate the effects of temperature and pressure on FO membrane desalination performance and the membrane's ability to reduce pollutants in wastewater. The results indicate that in the temperature range of 15 to 45℃, with brine concentrations of 2, 5, and 8 g·L⁻¹, the water production increased, but the desalination rate decreased with rising temperature. In the pressure range of 0 to 1 700 Pa, with brine concentrations of 2, 5, and 8 g·L⁻¹, the higher the pressure was, the greater the water production was, and the rate of the corresponding water production increased as the brine concentration increased. However, the desalination rate was different for the three concentrations of brine: with increasing pressure, the rate increased when the concentration was 2 g·L⁻¹; the rate initially increased then decreased when the concentration was 5 g·L⁻¹; and the rate decreased when the concentration was 8 g·L⁻¹. The small static FO membrane module effectively retained pollutants in the wastewater. The reductions in total hardness and sulfate were 94.55% and 96.13%, respectively.

Key words forward osmosis; temperature; pressure; water production; desalination rate; wastewater

近年来, 一种新型膜分离技术——正向渗透(forward osmosis, FO)技术以高水回收率、高污染物截留率、轻膜污染等优势引起了人们的关注^[1]。FO是在无外部压力的条件下, 利用半透膜两侧溶液渗透压的差异使水分子自发地从低渗透压侧流向高渗透压侧, 即实现水的逆浓度梯度方向传递的过程^[2]。FO过程中, 低渗透压侧溶液中的溶质分子

因半透膜截留实现浓缩。高、低渗透压溶液分别称为汲取液、原料液。

目前, FO技术在海水淡化、食品加工、发电等领域已有一些应用^[3-7], 但由于FO商业膜的价格昂贵, 限制了FO技术的大型工业化应用, 因此, 便携式FO净水袋的研究成为FO应用研究的一个新热点^[8]。关于FO的静态水处理研究, 如污水处理、苦

基金项目: 重庆市重大科技公关项目资助(cstc2012gg-sfgc00002); 2013年重庆高校创新团队建设计划资助项目(KJTD201340)

收稿日期: 2015-03-03; 修订日期: 2015-04-12

作者简介: 刘帅(1990—), 男, 硕士研究生, 研究方向: 正向渗透净水技术。E-mail: 15213304834@163.com

* 通讯联系人, E-mail: zningyu02@163.com

咸水脱盐等,目前还很少涉及。本文设计了一种小型 FO 静态膜组件,可模拟 FO 净水袋,以葡萄糖溶液为汲取液,处理不同浓度的模拟苦咸水,考察温度、压强等操作条件对正渗透膜脱盐性能的影响,筛选出较优的操作条件,并在筛选出的条件下,对实际污水进行处理,探索 FO 静态膜组件在实际应用中的可行性。

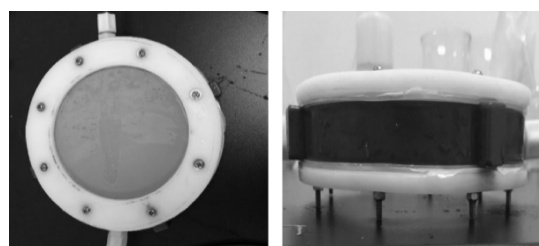
1 实验部分

1.1 实验材料

实验用膜为美国 HTI 公司提供的三醋酸纤维素(CTA)正渗透膜,该膜为非对称膜,由致密活性层和多孔支撑层组成,活性层材质为三醋酸纤维素,支撑层材质为聚酯,膜厚约 50 μm ,支撑层孔径约为 0.5 μm 。

1.2 实验装置

实验装置为如图 1 所示的小型 FO 静态膜组件,自制。其核心部件是上、下两层 FO 膜,采用活性层朝向原料液(active layer-feed solution,简称 AL-FS)模式,单层膜的有效面积为 126.61 cm^2 ,2 层膜与膜中间的环形构件组成一个密闭腔室,腔室体积为 126.61 $\text{cm}^2 \times 2.1 \text{ cm}$,固定 FO 膜时,用 2 个环形硅胶薄垫片进行水封,最外侧以硬质塑料环进行加固保护,整个膜组件密封性良好。



(a) 俯视图

(b) 侧视图

图 1 FO 静态膜组件实物图

Fig. 1 Real figure of static FO membrane module

1.3 实验试剂及仪器

实验试剂包括 NaCl、葡萄糖(国产分析纯,成都科龙化工试剂厂);超纯水(电导率变化范围为 1~3 $\mu\text{S} \cdot \text{cm}^{-1}$)。

配制浓度为 2、5 和 8 $\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$ 的 NaCl 溶液分别模拟低、中、高浓度苦咸水,并作为原料液;鉴于医学中规定人体所需生理糖水为浓度 5% 的葡萄糖溶液,即浓度为 50 $\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$ ^[9],是以质量浓度作为标准,故本实验浓度采用质量浓度,配制浓度为 60% 的葡萄糖溶液作为汲取液。

污水取自重庆市西永污水厂出水,使用前不做

任何处理,主要水质指标值为:感官性状指标色度 10 度、浊度 3.49 NTU,一般化学指标 pH 值 6.58、总硬度 341 $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ 、硫酸盐 216.49 $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$,毒理学指标氟化物 0.5 $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ 、铅 0.44 $\mu\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$,细菌学指标中的大肠埃希氏菌检测结果为“检出”,菌落总数含量为 20 $\text{CFU} \cdot \text{mL}^{-1}$ 。

主要实验仪器包括电子天平(APT456)、多参数水质分析仪(DZS-706)、数显恒温三用水箱(HH-W42)、超纯水机(GWA-UN2-20)、PVC 材质密封袋。

1.4 实验过程

研究温度的影响时,每组实验配制 6 L 原料液,将原料液倒入数显恒温三用水箱中,分别维持恒温 15(不开启水浴锅,为常温)、25、35 和 45 $^{\circ}\text{C}$;配制 50 mL 葡萄糖汲取液,将汲取液倒入 FO 静态膜组件中,后将膜组件水平置于水箱内,使膜组件完全浸没于原料液液面之下,实验时间为 3 h。

研究压强的影响时,每组实验配制 7 L 原料液,将原料液倒入 PVC 材质外袋中,配制 50 mL 葡萄糖汲取液,将汲取液倒入 FO 静态膜组件中,密封膜组件,后将膜组件置于盛有原料液的外袋内,排净外袋内的空气后密封,水平放置,使原料液完全充满外袋,在外袋上侧施加不同的操作压力,换算成压强,分别为 0、850 和 1 700 Pa。实验时间为 3 h。

研究 FO 静态膜组件对污水中污染物的截留效果时,取 7 L 污水作原料液,全部倒入 PVC 材质外袋内,取 50 mL 浓度 60% 的葡萄糖溶液作汲取液,全部倒入 FO 静态膜组件中,密封膜组件,将膜组件置于外袋内,排净袋内空气,密封,实验时间为 3 h,实验结束后,将产水倒入无菌瓶中保存,重复实验 6 组,收集产水。

1.5 主要测量指标

1.5.1 产水量

实验结束后,倒出被稀释的汲取液,测量汲取液体积,便可得到整个实验过程从原料液中吸取的纯水的体积,即为产水量。计算公式如下:

$$V_{\text{产}} = V_t - V_0 \quad (1)$$

式中: $V_{\text{产}}$ 为 FO 过程的产水量, mL; V_t 为实验结束后汲取液的总体积, mL; V_0 为实验之前汲取液的体积, mL。

1.5.2 脱盐率

在 25 $^{\circ}\text{C}$ 时,绘制如图 2 所示的 NaCl 溶液质量浓度与电导率之间的标准曲线图,其拟合度 $R^2 = 0.999\ 39$ 。

由于纯葡萄糖溶液的电导率为 0,所以实验结束后,汲取液的电导率仅由从原料液扩散到汲取液

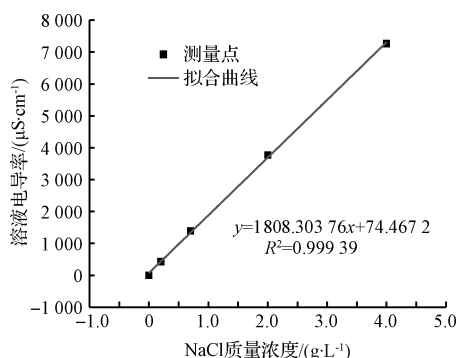


图2 NaCl 溶液浓度与电导率的标准曲线图

Fig. 2 Standard curve of concentration vs. conductivity for NaCl solution

中的 Na^+ 、 Cl^- 决定。可通过测量汲取液的电导率,并根据氯化钠溶液电导率与浓度之间的标准曲线,得到汲取液中 Na^+ 、 Cl^- 的浓度,进而计算出 FO 静态膜组件对氯化钠的截留率,即为脱盐率。公式如下:

$$R = (1 - C_p / C_0) \times 100\% \quad (2)$$

式中: R 为脱盐率,%; C_p 为透过液的浓度, $\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$; C_0 为原料液的浓度, $\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$ 。

1.5.3 其他指标

参考饮用水水质标准^[10],取色度、浊度、pH、总硬度、硫酸盐、氟化物、铅、大肠埃希氏菌、菌落总数等作为水质的评价指标,委托重庆市清泽水质检测有限公司检测。

2 结果与讨论

2.1 温度对正渗透产水量的影响

图3为在 15、25、35 和 45 °C 条件下,2、5 和 8 $\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$ 的模拟苦咸水对应的产水量情况。

结果表明,温度对 FO 过程的产水量有较显著的影响。对于浓度为 2 $\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$ 的模拟苦咸水,15 °C 时的产水量为 135 mL,升高温度至 25 °C 时,产水量为 157 mL,当温度升至 35 °C 时,产水量为 185 mL,当温度继续升高至 45 °C 时,产水量为 193 mL,对于 5 $\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$ 和 8 $\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$ 的苦咸水,也存在类似规律,即当模拟苦咸水浓度一定时,温度越高,膜组件的产水量越大。

可能的原因是:原料液方面,温度升高减小了原料液的黏度,增大了纯水的渗透系数,使水分子的通透性增强^[11];汲取液方面,在 AL-FS 模式下,在 FO 膜的支撑层内部产生了稀释的内浓差极化现象,内浓差极化对 FO 高产水量的获得有较强的阻碍作用^[12]。温度升高使得汲取液的粘度减小,故葡萄糖

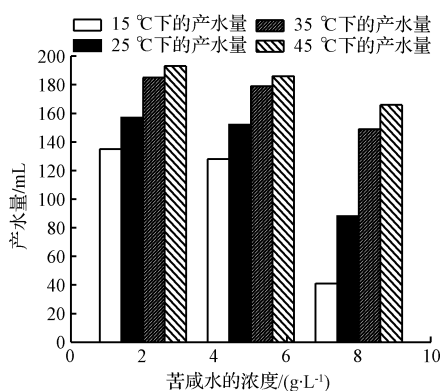


图3 15、25、35 和 45 °C 下各浓度苦咸水对应的产水量

Fig. 3 Water production of different concentrations brackish water at 15, 25, 35 and 45 °C

分子在支撑层内的扩散阻力减小,削弱了内浓差极化作用^[13]。所以,温度升高,膜组件的产水量增大。

2.2 温度对正渗透脱盐率的影响

图4为温度在 15、25、35 和 45 °C 下,实验运行 3 h 之后,膜组件对低、中、高浓度模拟苦咸水的脱盐率情况。结果表明,温度对脱盐率有一定程度的影响。由图4可知,在各温度下,膜组件对 2、5 和 8 $\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$ 模拟苦咸水的脱盐率均在 90% 以上。对于浓度为 2 $\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$ 的模拟苦咸水,15 °C 时的脱盐率为 94.69%,升高温度至 25 °C 时,脱盐率为 94.31%,当温度升至 35 °C 时,脱盐率为 92.31%,当温度继续升高至 45 °C 时,脱盐率为 91.74%,对于 5 $\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$ 和 8 $\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$ 的苦咸水,也存在类似规律,即当模拟苦咸水浓度一定时,随着温度的升高,脱盐率有一定程度的下降。

可能的原因是:原料液方面,温度升高增大了原料液中溶质的渗透系数^[14],使 Na^+ 、 Cl^- 更易于通过

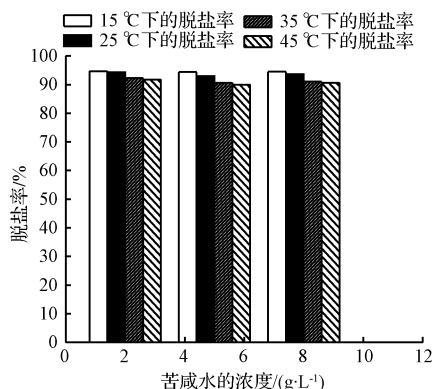


图4 15、25、35 和 45 °C 下各浓度苦咸水对应的脱盐率

Fig. 4 Desalination rate of different concentrations brackish water at 15, 25, 35 and 45 °C

FO 膜扩散至汲取液中,导致 FO 膜对 Na^+ 、 Cl^- 的截留率变小;汲取液方面,温度升高使葡萄糖溶液的黏度变小,从而减弱了葡萄糖溶液对渗透过来的 Na^+ 、 Cl^- 的黏滞作用,即减小了 Na^+ 、 Cl^- 在汲取液中的扩散阻力,使 Na^+ 、 Cl^- 在汲取液中的扩散更容易,导致截留率变小。所以,温度升高,FO 静态膜组件对模拟苦咸水的脱盐率减小。

2.3 压强对正渗透产水量的影响

图 5 为分别在 0、850 和 1 700 Pa 的压强条件下,浓度为 2、5 和 8 $\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$ 的模拟苦咸水对应的产水量情况。结果表明,压强对 FO 过程的产水量有一定的影响,但效果不很显著。当模拟苦咸水浓度为 2 $\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$ 时,0 Pa 压强对应的产水量为 151 mL,提高压强至 850 Pa,对应的产水量为 154 mL,继续提升压强至 1 700 Pa,产水量为 156 mL,对于 5 $\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$ 和 8 $\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$ 的苦咸水,也存在类似规律,即当模拟苦咸水浓度一定时,随着压强的增大,产水量也逐渐提高。

原因可能是:在本实验中,对盛有苦咸水的外袋施加压强,相当于在 FO 体系中的原料液一侧施加了压强。由于 FO 过程的驱动力来自高渗透压汲取液与低渗透压原料液之间的渗透压差,所以原料液中水分子所受到的驱动力是从原料液指向汲取液,而在原料液一侧施加压强相当于增大了 FO 过程的有效驱动力,所以,压强越大,驱动力越大,进入汲取液中的水分子越多,产水量也就越大。

但是,由于施加的压强数量级比较低,最大仅为 10^3 ,远达不到溶液渗透压的数量级 (10^6)^[15],所以本实验施加的压强对产水量的影响程度较小,压强从 0 Pa 升至 1 700 Pa,低、中、高浓度模拟苦咸水对应的产水量增幅均很小,具体情况见表 1。

表 1 各个浓度苦咸水对应的产水量随压强升高的增幅
Table 1 Water production amplification of different concentrations brackish water as pressure's increment

苦咸水浓度/($\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$)	产水量增幅/%	
	0 ~ 850 Pa	850 ~ 1 700 Pa
2	1.98	1.29
5	4.58	3.64
8	6.83	5.6

从表 1 可看出,模拟苦咸水浓度不同,产水量随压强的增幅也有差异,具体地,模拟苦咸水的浓度越高,产水量随压强的增幅越大。

原因可能是:低浓度 (2 $\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$) 模拟苦咸水与 60% 葡萄糖溶液之间的渗透压差最大,FO 过程的驱动力也最大,此时,对 2 $\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$ 苦咸水施加的压强相对于 FO 过程的整体驱动力而言,几乎可忽略不计,所以产水量随压强的增幅很小,不及 2%。随着模拟苦咸水浓度的提高,5 $\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$ 模拟苦咸水与 60% 葡萄糖溶液之间的 FO 驱动力较 2 $\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$ 模拟苦咸水与 60% 葡萄糖溶液之间的 FO 驱动力小,此时,对 5 $\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$ 模拟苦咸水施加的压强对于 FO 过程整体驱动力的贡献,高于 2 $\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$ 模拟苦咸水,所以,5 $\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$ 模拟苦咸水对应的产水量随压强的增幅较大,同样地,对于高浓度 (8 $\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$) 模拟苦咸水,对其施加的压强对 FO 过程整体驱动力的贡献相对最大,所以,8 $\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$ 模拟苦咸水的产水量随压强的增幅也相对最大。

2.4 压强对正渗透脱盐率的影响

图 6 为压强分别在 0、850 和 1 700 Pa 时,实验运行 3 h 之后,膜组件对低、中、高浓度模拟苦咸水的脱盐率的情况。

实验结果表明,压强对脱盐率有影响但效果不

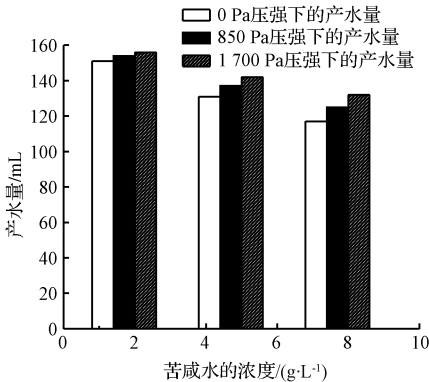


图 5 0、850 和 1 700 Pa 压强下各浓度苦咸水对应的产水量

Fig. 5 Water production of different concentrations brackish water at 0, 850 and 1 700 Pa

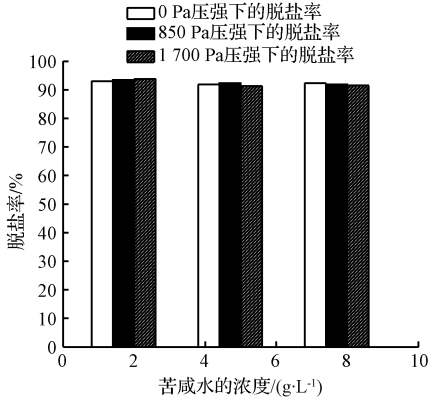


图 6 0、850 和 1 700 Pa 压强下各浓度苦咸水对应的脱盐率

Fig. 6 Desalination rate of different concentrations brackish water at 0, 850 and 1 700 Pa

显著。由图 6 可知,对于低浓度($2\text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$)的模拟苦咸水,当压强为 0 Pa 时,脱盐率为 93.08% ,提高压强至 850 Pa 时,脱盐率为 93.53% ,当压强继续提高至 $1\,700\text{ Pa}$ 时,脱盐率为 93.88% 。即,对于低浓度模拟苦咸水,压强越大,脱盐率就越大;对中浓度($5\text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$)的模拟苦咸水,,当压强为 0 Pa 时,脱盐率为 91.89% ,提高压强至 850 Pa ,脱盐率为 92.44% ,当压强再提高至 $1\,700\text{ Pa}$ 时,脱盐率为 91.34% 。即,对于中浓度的模拟苦咸水,随着压强的增大,脱盐率呈现先增加后减小的趋势;对于高浓度($8\text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$)的模拟苦咸水,当压强为 0 Pa 时,脱盐率为 92.36% ,提高压强至 850 Pa 时,脱盐率为 91.98% ,当压强继续提升至 $1\,700\text{ Pa}$ 时,脱盐率为 91.57% 。即,对于高浓度模拟苦咸水,压强越大,正渗透过程的脱盐率就越低。

原因可能是:对苦咸水施加压强会使苦咸水中盐离子向汲取液中扩散的趋势增大。对于低浓度($2\text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$)模拟苦咸水,由于盐离子的浓度很低,压强的提高基本上不改变盐通量,但会使水通量增大,导致透过液中盐离子的浓度减小,进而使截留率变大,此为正渗透过程的稀释效应^[16];对于中浓度($5\text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$)的模拟苦咸水,压强在 $0\sim 850\text{ Pa}$ 的范围内,对盐通量的影响程度较小,由于稀释效应,导致截留率变大,当操作压力从 850 Pa 升至 $1\,700\text{ Pa}$ 时,对盐通量的影响程度增大,导致盐通量有所提高,在此过程中,虽然 FO 水通量也增大,但其增大的程度略小于盐通量增大的程度,故导致透过液中盐离子的浓度增大,进而使截留率变小;而对于高浓度($8\text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$)的模拟苦咸水,由于盐离子的浓度较高,压强从 0 Pa 增至 850 Pa ,再增至 $1\,700\text{ Pa}$,使得盐通量均有较明显的提高,而且盐通量的增大程度高于水通量的增大程度,所以导致透过液中盐离子的浓度提高,使截留率变小。

但是,在上述过程中,由于施加的压强仅在 $0\sim 1\,700\text{ Pa}$ 之间,数量级比较低,故压强的提高对脱盐率增减幅度的影响整体较小。

2.5 最适温度及压力的筛选

由 2.2 节可知,在 $15\text{ }^{\circ}\text{C}$ 条件下,膜组件对低、中、高浓度苦咸水的脱盐率最高,均达到了 94% 以上,鉴于目前国家对饮用水的水质要求日益提高,故在此主要以脱盐率的高低为衡量条件优劣的标准。在 FO 净水袋的实际应用中,不用再额外提升温度,常态温度即可。在此选择 $15\text{ }^{\circ}\text{C}$ 为最适温度。

由 2.3 和 2.4 节可知,压强在 $0\sim 1\,700\text{ Pa}$ 的范围之内,对 FO 静态膜组件的产水量及脱盐率的影

响均很小,虽然产水量随压强的提高而有所增大,但增幅有限。同样地,膜组件对苦咸水的脱盐率也几乎不随压强的提高而改变。在 FO 净水袋的实际应用中,所能施加的压强最大数量级也只有 10^3 ,此数量级的压强对提高产水量和脱盐率都几乎没有贡献,相反地,若原水中的污染物浓度较高时,额外施加压强还会使 FO 膜的截留率有所降低。故在此选择不施加压强为最适宜条件。

2.6 正渗透膜对实际污水的处理

在 $15\text{ }^{\circ}\text{C}$ 、不施加压强的条件下,采用 FO 静态膜组件处理实际污水,运行 6 个周期后获得产水,并检测水质,原污水和产水的水质具体情况见表 2。

表 2 污水与产水的基本性质对比
Table 2 Characterization's comparison of wastewater and produced water

检测指标	原污水	产水
色度/度	10	<5
浊度/NTU	3.49	0.535
pH	6.58	6.80
总硬度/($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	341	18.6
硫酸盐/($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	216.49	7.88
氟化物/($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	0.5	0.09
铅/($\mu\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$)	0.44	<0.07
大肠埃希氏菌/($\text{MPN}\cdot(100\text{ mL})^{-1}$)	检出	未检出
菌落总数/($\text{CFU}\cdot\text{mL}^{-1}$)	20	7

由表 2 可知,FO 静态膜组件对污水中的各种污染物均有较好的截留效果。其中色度、浊度为感官性状指标,在处理之前,原污水呈淡黄色且浑浊,其色度与浊度均不低,在处理之后,产水的色度低于 5 度,浊度降至 0.535 NTU ,产水清澈,表明 FO 膜静态膜组件对感官性状污染物的去除率达到了预期效果;一般化学指标包括 pH、总硬度、硫酸盐,从表 2 的数据可知,与原污水相比,产水的 pH 更接近中性,而且,膜组件对总硬度及硫酸盐的去除率可分别达到 94.55% 和 96.13% ;氟化物和铅为毒理学指标,由表 2 数据可知,膜组件对两种毒理学污染物的去除率分别为 82% 和 86.4% ;细菌学指标包括大肠埃希氏菌和菌落总数,以大肠埃希氏菌为例,原水中的测试结果为“检出”,表明其尚未达到饮用水水质标准,但实验结束后,产水中未检出大肠埃希氏菌,表明膜组件已去除所有的大肠埃希氏菌,表现出良好的微生物截留性能。综上所述,FO 静态膜组件在实际应用中具有一定的可行性。

3 结 论

1)温度对 FO 静态膜组件的产水量有较显著的

影响,在 15 ~ 45 °C 的范围内,低、中、高浓度苦咸水对应的产水量均随温度的升高而增大;温度对 FO 静态膜组件的脱盐率有一定程度的影响,在 15 ~ 45 °C 的范围内,随着温度的升高,脱盐率越来越低,膜组件对各浓度苦咸水的脱盐率均在 90% 以上,最高可达到 94.69%,采用 15 °C 为最适宜的操作温度。

2) 压强对 FO 静态膜组件的产水量有一定程度的影响,但效果不太显著,在 0 ~ 1 700 Pa 的范围内,随着压强的增大,低、中、高浓度模拟苦咸水的产水量均增大,但高浓度苦咸水对应的产水量随压强的增幅略高于低浓度苦咸水对应的产水量增幅;压强对膜组件脱盐率的影响效果也不太显著,在 0 ~ 1 700 Pa 的范围内,随着压强的增大,低浓度苦咸水的脱盐率有所提高,中浓度苦咸水的脱盐率呈先增后减的趋势,高浓度苦咸水的脱盐率却有所降低。以不施加压强为最适宜的操作条件。

3) 以 60% 的葡萄糖溶液为汲取液,在 15 °C、不施加压强的条件下,FO 静态膜组件对实际污水中的各种污染物均有较好的去除效果,其中以总硬度和硫酸盐为例,去除率分别可达到 94.55% 和 96.13%,表明 FO 静态膜组件在实际应用中具有可行性。

参考文献

- [1] CHUNG T. S., ZHANG Sui, WANG Kaiyu, et al. Forward osmosis processes: Yesterday, today and tomorrow. *Desalination*, **2012**, 287: 78-81
- [2] ZHAO Shuaifei, ZOU Linda, TANG C. Y., et al. Recent developments in forward osmosis: Opportunities and challenges. *Journal of Membrane Science*, **2012**, 396: 1-21
- [3] MCCUTCHEON J. R., MCGINNIS R. L., ELIMELECH M. A novel ammonia-carbon dioxide forward (direct) osmosis desalination process. *Desalination*, **2005**, 174(1): 1-11
- [4] MCCUTCHEON J. R., MCGINNIS R. L., ELIMELECH M. Desalination by ammonia-carbon dioxide forward osmosis: Influence of draw and feed solution concentrations on process performance. *Journal of Membrane Science*, **2006**, 278(1/2): 114-123
- [5] CATH T. Y., CHILDRESS A. E., ELIMELECH M. Forward osmosis: Principles, applications, and recent developments. *Journal of Membrane Science*, **2006**, 281(1/2): 70-87
- [6] MCGINNIS R. L., ELIMELECH M. Global Challenges in energy and water supply: The promise of engineered osmosis. *Environmental Science & Technology*, **2008**, 42(23): 8625-8629
- [7] ACHILLI A., CATH T. Y., CHILDRESS A. E. Power generation with pressure retarded osmosis: An experimental and theoretical investigation. *Journal of Membrane Science*, **2009**, 343(1/2): 42-52
- [8] GE Qingchun, LING Mingming, CHUNG T. S. Draw solutions for forward osmosis processes: Developments, challenges, and prospects for the future. *Journal of Membrane Science*, **2013**, 442: 225-237
- [9] 孙庆伟, 周光纪, 白洁, 等. 人体生理学. 2 版. 北京: 中国医药科技出版社, **2009**
- [10] 侯悦, 蒋兴锦, 卓鉴波, 等. 军队战时饮用水卫生标准. 解放军预防医学杂志, **1994**, 12(2): 90-93
HOU Yue, JIANG Xingjing, ZHUO Jianbo, et al. Hygienic standard of drinking water for army in wartime. *Journal of Preventive Medicine Medicine of Chinese People's Liberation Army*. **1994**, 12(2): 90-93 (in Chinese)
- [11] 钟铭, 尤世界, 王秀衡, 等. 温度对正向渗透的影响机制与数值模拟. 化工学报, **2012**, 63(10): 3143-3151
ZHONG Ming, YOU Shijie, WANG Xiuheng, et al. Effect of temperature on forward osmosis and its numerical simulation. *CIESC Journal*, **2012**, 63(10): 3143-3151 (in Chinese)
- [12] GAO Yiben, WANG Yining, LI Weiyi, et al. Characterization of internal and external concentration polarizations during forward osmosis processes. *Desalination*, **2014**, 338: 65-73
- [13] ZHAO Shuaifei, ZOU Linda. Effects of working temperature on separation performance, membrane scaling and cleaning in forward osmosis desalination. *Desalination*, **2011**, 278(1/2/3): 157-164
- [14] 李洁, 王军, 白羽, 等. 温度对正渗透工艺性能的影响. 环境工程学报, **2014**, 8(10): 4168-4174
LI Jie, WANG Jun, BAI Yu, et al. Effect of temperature on performance of forward osmosis process. *Chinese Journal of Environmental Engineering*, **2014**, 8(10): 4168-4174 (in Chinese)
- [15] WONG M. C. Y., Martinez K., Ramon G. Z., et al. Impacts of operating conditions and solution chemistry on osmotic membrane structure and performance. *Desalination*, **2012**, 287: 340-349
- [16] 刘蕾蕾. 三醋酸纤维素正渗透膜的制备与性能研究. 青岛: 中国海洋大学硕士学位论文, **2010**
LIU Leilei. Studies on preparation and performance of cellulose triacetate forward osmosis membrane. Qingdao: Master Dissertation of Ocean University of China, **2010** (in Chinese)