

膜蒸馏海水淡化过程研究: 三种膜蒸馏过程的比较

赵 晶, 武春瑞, 吕晓龙*

(天津工业大学 中空纤维膜材料与膜过程教育部重点实验室 生物化工研究所, 天津 300160)

摘 要: 采用聚偏氟乙烯(PVDF)中空纤维疏水微孔膜, 以质量分数 3.5% NaCl 水溶液为模拟海水测试液, 进行膜蒸馏脱盐实验. 比较了真空(VMD)、气扫式(SGMD)和直接接触膜蒸馏(DCMD)过程的脱盐性能, 考察了料液温度、流速、浓度以及冷侧冷凝条件等操作条件对过程性能的影响. 结果表明: VMD 过程的产水通量最高, 达到 $21.8 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$; DCMD 次之, SGMD 最小. 三种 MD 过程的渗透通量均随料液温度的升高而增大, 随料液浓度的增加而降低; SGMD 和 VMD 过程通量分别随冷侧气体流速和真空度增加而提高, 而 DCMD 过程通量则几乎不随冷却水流速变化而改变. SGMD、DCMD 和 VMD 过程的脱盐率分别为 99.97%、99.98% 和 99.99%, 几乎不随操作条件而改变.

关键词: 膜蒸馏; 海水淡化; 聚偏氟乙烯; 中空纤维疏水膜

中图分类号: TQ028.8 **文献标识码:** A **文章编号:** 1007-8924(2009)01-0083-07

膜蒸馏(MD)是膜技术与蒸馏过程相结合的分水过程, 它以疏水微孔膜为介质, 在膜两侧蒸汽压差的作用下, 料液中挥发性组分以蒸气形式透过膜孔, 从而实现分离的目的. 与其他常用分离过程相比, MD 具有分离效率高、操作条件温和、对膜与原料液间相互作用及膜的机械性能要求不高等优点, 引起了国内外的高度重视^[1,2].

自 20 世纪 60 年代提出膜蒸馏概念至今, 已开发出了多种膜蒸馏形式, 如直接接触式膜蒸馏(DCMD)、气扫式膜蒸馏(SGMD)、气隙式膜蒸馏(AGMD)和真空膜蒸馏(VMD)等. 利用 MD 过程进行的净水研究已经扩展到海水及苦咸水淡化^[3-5]、化学物质及热敏性物质的浓缩和回收^[6-8]、水溶液中挥发性溶质的脱除和回收^[9]、废水处理^[10,11]等诸多领域. 关于海水脱盐过程一直以来都是 MD 过程研究的热点. 针对盐水淡化的 MD 过程分离机理与运行工艺的研究广泛开展^[12-15], 但目前 MD 过程所采用的分离膜多为聚丙烯材料的微孔膜, 利用相同分离膜与组件对不同 MD 过程的脱盐淡化效率

的系统性比较研究较少.

本文采用疏水性聚偏氟乙烯(PVDF)中空纤维微孔膜, 以 3.5% NaCl 水溶液为模拟海水测试液, 对 DCMD、SGMD 及 VMD 过程进行了较系统的盐水淡化过程性能的对比实验研究, 着重考察了料液温度、流速及浓度等因素对三种形式膜蒸馏过程的脱盐效果与效率的影响.

1 实验部分

1.1 主要实验材料和仪器

疏水性聚偏氟乙烯中空纤维微孔膜, 自制, 内径 1.0 mm, 壁厚 0.15 mm, 平均孔径 0.16 μm , 孔隙率 85%. 中空纤维膜组件有效长度 23 cm, 有效膜面积约 0.03 m^2 ; 氯化钠, 分析纯, 天津市化学试剂一厂.

电子天平, 天津市天马仪器厂; DDS-11A 型电导率仪, 上海市雷磁仪器厂.

1.2 实验装置与运行

MD 实验系统流程如图 1 所示, 主要由热侧、冷侧两个回路和 PVDF 疏水膜组件构成.

收稿日期: 2007-09-05; 修改稿收到日期: 2007-12-13

基金项目: 国家科技支撑计划项目(2006BAB03A06), 天津市重大科技攻关项目(05YFGDGX10000)

作者简介: 赵 晶(1983-), 男, 河北邢台人, 硕士生, 主要从事真空膜蒸馏含盐废水处理过程研究. <zhaojingnm@163.com>. * 通讯联系人 <luxiaolong@263.net>

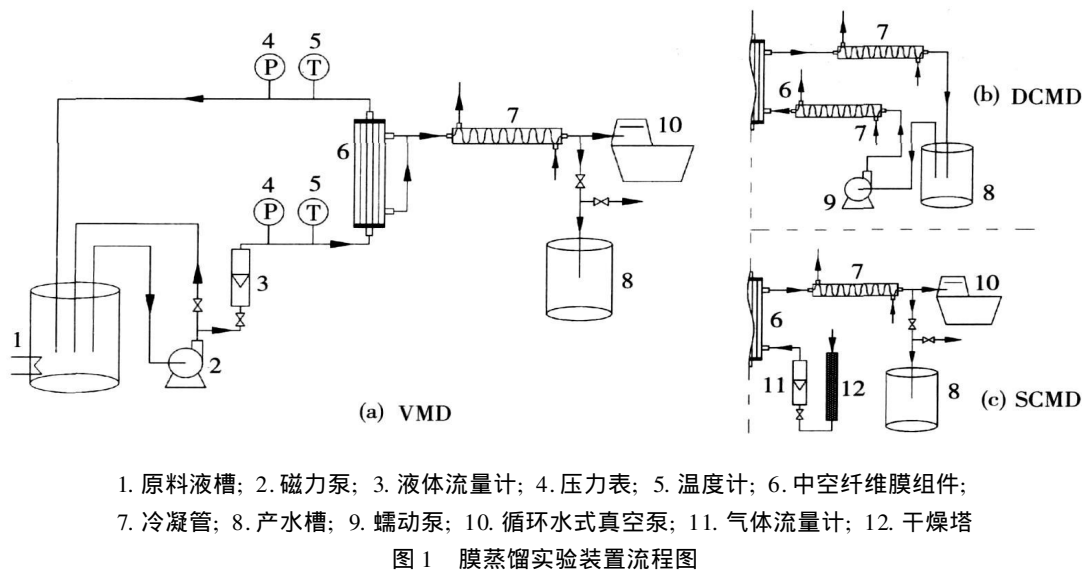


Fig. 1 Experimental apparatus for MD process

三种 MD 过程的热侧回路都由恒温水浴、磁力泵、流量计、压力表、温度计组成; 冷侧回路则各有特色:

1) VMD 中, 在循环水式真空泵所提供的真空度下, 蒸汽透过膜孔, 经冷凝管冷凝后进入产水槽;

2) DCMD 产水槽中的去离子水通过冷凝器冷却以保持预定温度, 由磁力泵驱动使其在冷侧循环, 从而使渗透蒸汽冷凝收集在产水槽中;

3) SGMD 中, 在循环水式真空泵的抽吸作用下形成的气流经由干燥塔和气体流量计后进入组件, 将渗透蒸汽带入冷凝管中冷凝, 然后流入产水槽。

料液在恒温水浴中加热到预定温度后, 打开冷、热侧循环泵、真空泵 (VMD)、或打开吹扫气 (SGMD), 通过流量计调节流体流量 (流速) 到预定值。当膜组件两侧的进出口温度都稳定后, 开始计时并收集产水。通过电子天平称量产水接收器的质量增量, 即产水质量; 以电导率仪监测产水电导值。再利用公式计算膜的通量 (J) 和脱盐率 (R_j):

$$J = W / (A \times t) \quad (1)$$

式中, W 为渗透液质量, kg; A 为有效膜面积, m^2 ; t 为运行时间, h。

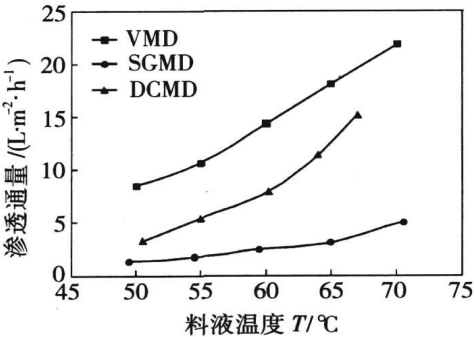
$$R_j = \frac{C_f - C_p}{C_f} \times 100\% \quad (2)$$

式中, C_f 、 C_p 分别为原料液和产水的盐浓度, g/L, 可利用电导仪测定溶液的电导值, 再从 NaCl 溶液的浓度-电导率工作曲线得到浓度值。

2 结果与讨论

2.1 盐水温度对 MD 过程性能的影响

采用相同的 PVDF 中空纤维膜与膜组件, 保持热侧盐水流速等操作条件不变, 考察了热侧盐水温度对 VMD、SGMD 和 DCMD 过程性能的影响, 结果分别如图 2 和表 1 所示。



$C_f = 35 \text{ g/L}$, $v_f = 0.66 \text{ m/s}$. VMD: $p = -0.095 \text{ MPa}$;
SGMD: $v_p = 0.27 \text{ m/s}$; DCMD: $v_p = 0.02 \text{ m/s}$

图 2 料液温度对渗透通量的影响

Fig. 2 Effect of feed temperature on the flux of MD process

由图 2 可知, 在实验范围内 ($50 \sim 70 \text{ }^\circ\text{C}$), 三种形式 MD 过程的产水通量都随热侧盐水温度的升高而增加; 且在相同盐水温度下, 三种过程的通量表现为 $\text{VMD} > \text{DCMD} > \text{SGMD}$ 。当料液温度从 $50 \text{ }^\circ\text{C}$ 升高到 $70 \text{ }^\circ\text{C}$ 时, VMD 过程通量由 $8.5 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 增加至 $21.8 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, 而 SGMD 和 DCMD 过程通量分别由 $1.34 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 和 $3.22 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, 增加至

4. 11 L/(m²·h) 和 15. 12 L/(m²·h).

表 1 料液温度对馏出液电导率与脱盐率的影响

Table 1 Effect of feed temperature on the conductivity and rejection of MD process						
料液温度 <i>T</i> /℃	VMD		SGMD		DCMD	
	电导率 ρ $/(\mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1})$	脱盐率 $R_f/\%$	电导率 ρ $/(\mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1})$	脱盐率 $R_f/\%$	电导率 ρ $/(\mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1})$	脱盐率 $R_f/\%$
50	3.4	99.99	10	99.97	5.4	99.98
55	3.3	99.99	9.5	99.97	5.0	99.98
60	3.1	99.99	10	99.97	4.8	99.98
65	3.2	99.99	9.5	99.97	5.4	99.98
70	3.2	99.99	10	99.97	5.4	99.98

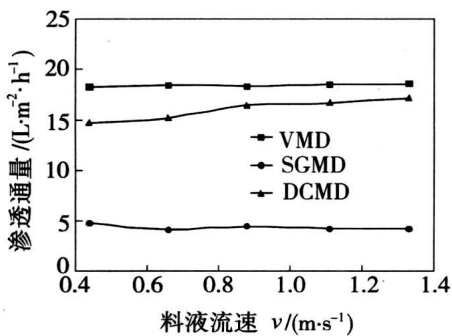
MD 过程通量随热侧温度提高而上升, 是因为随着料液温度的升高, 热侧气液相界面处水的饱和蒸气压增大, 从而增大了过程的传质推动力, 使过程通量明显增大. 在 VMD 过程中, 水蒸汽通过膜的推动力主要由两部分组成, 一部分是膜热冷两侧温差

形成的水蒸汽压差, 另一部分是由冷侧真空度导致的膜两侧的压力差; 而在 DCMD 和 SGMD 过程中, 水蒸汽透过膜孔的推动力主要是膜热冷两侧温差形成的水蒸汽压差, 因此在三个膜蒸馏过程中, VMD 过程的膜渗透通量最大. 在实际的水处理过程中, 还需考虑膜材料的使用温度、能耗以及冷却水用量等因素, 进料温度不能无限提高, 一般选择在 50~70℃ 为宜^[15].

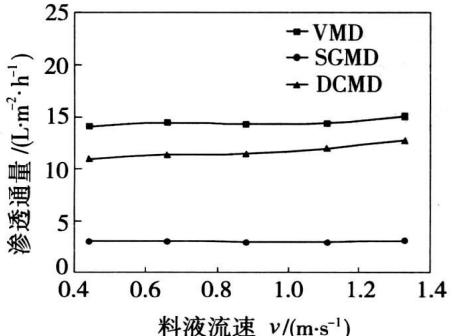
由表 1 可知, 进料液温度从 50℃ 提高到 70℃, VMD、SGMD 和 DCMD 过程的产水电导均保持稳定, 脱盐率也都保持在较高水平, 分别为 99.99%、99.97% 和 99.98%, 且不随料液温度提高而变化.

2.2 料液流速对过程处理性能的影响

分别控制进料液温度为 65℃ 和 70℃, 考察了料液流速对 VMD、SGMD 和 DCMD 过程性能的影响情况, 结果分别如图 3 和表 2、表 3 所示.



(a) 进料液 70℃



(b) 进料液 65℃

$C_f=35\text{ g/L}$. VMD: $p=-0.09\text{ MPa}$; SGMD: $v_p=0.27\text{ m/s}$; DCMD: $v_p=0.02\text{ m/s}$

图 3 料液流速对渗透通量的影响

Fig.3 Effect of feed velocity on the flux of MD process

表 2 料液流速对馏出液电导率与脱盐率的影响(70℃)

Table 2 Effect of feed velocity on the conductivity and rejection of MD process(70℃)

料液流速 $v/(\text{m}\cdot\text{s}^{-1})$	VMD		SGMD		DCMD	
	电导率 $\rho/(\mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1})$	脱盐率 $R_f/\%$	电导率 $\rho/(\mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1})$	脱盐率 $R_f/\%$	电导率 $\rho/(\mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1})$	脱盐率 $R_f/\%$
0.44	3.1	99.99	10	99.97	5.8	99.98
0.66	3.1	99.99	10	99.97	5.4	99.98
0.88	3.1	99.99	9.5	99.97	5.6	99.98
1.11	3.2	99.99	9.5	99.97	5.8	99.98
1.33	3.1	99.99	9.5	99.97	5.8	99.98

由图 3 可知, 在冷侧操作条件和热侧料液温度确定时, 料液流速从 0.44 m/s 提高到 1.33 m/s, VMD 和 SGMD 过程的产水通量都无明显变化, 在 65℃ 下分别保持在 14.4 和 3 L/(m²·h), 在 70℃ 下

分别保持在 18.3 和 4.2 L/(m²·h). 随料液流速提高, DCMD 过程的产水通量也基本稳定, 只是在流速为 0.8~1.0 m/s 时略有提高.

上述现象产生的原因是: VMD 和 SGMD 过程

的传质阻力主要是由膜孔内或冷侧的气相所造成的,以至于通过提高热侧料液流速来削减温度极化和浓差极化并不能有效提高膜蒸馏过程的渗透通量^[12];而在 DCMD 过程中,冷侧冷凝液与膜表面直接接触,不存在气相所造成的阻力.因此,膜两侧热边界层内的传热过程可能成为该过程传质的控制步骤,而热侧料液流速的增加可以使膜面流体的湍流程度增大,减小了膜面与主体之间的层流边界层的

厚度,使极化现象减弱,从而使 DCMD 过程的渗透通量略有增加.

由表 2、表 3 可知,随热侧料液流速的增加,三种 MD 过程的馏出液电导率和脱盐率均无明显变化.其中又以 VMD 馏出液水质最佳,其电导率保持在 3 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 以下,脱盐率保持在 99.99% 以上,而 SGMD 和 DCMD 过程的脱盐率分别为 99.97% 和 99.98%.

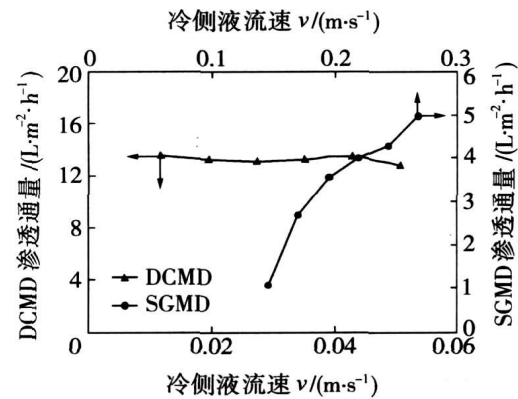
表 3 料液流速对馏出液电导率与脱盐率的影响(65 $^{\circ}\text{C}$)

Table 3 Effect of feed velocity on the conductivity and rejection of MD process(65 $^{\circ}\text{C}$)

料液流速 $v/(\text{m}\cdot\text{s}^{-1})$	VMD		SGMD		DCMD	
	电导率 $\rho/(\mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1})$	脱盐率 $R_j/\%$	电导率 $\rho/(\mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1})$	脱盐率 $R_j/\%$	电导率 $\rho/(\mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1})$	脱盐率 $R_j/\%$
0.44	2.7	99.99	9.5	99.97	5.6	99.98
0.66	2.8	99.99	9.5	99.97	5.4	99.98
0.88	2.8	99.99	9	99.97	5.4	99.98
1.11	2.9	99.99	9	99.97	5.5	99.98
1.33	2.9	99.99	9.5	99.97	5.6	99.98

2.3 冷侧冷凝条件对过程处理性能的影响

分别考察了冷侧真空度、气体流速和冷却水流速对 VMD、SGMD 和 DCMD 过程性能的影响情况,结果分别如图 4、图 5 和表 4 所示.

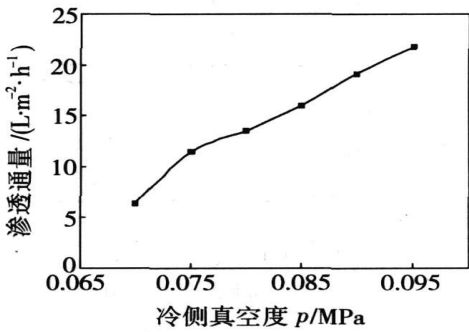


$T_f=70\text{ }^{\circ}\text{C}$, $C_f=35\text{ g/L}$, $v_f=0.66\text{ m/s}$

图 4 冷侧液体(气体)流速对渗透通量的影响

Fig.4 Effect of water(sweeping gas) velocity on the flux of MD process

由图 4 可知,对 DCMD 过程而言,冷却水流速从 0.01 m/s 提高到 0.05 m/s,通量基本保持在 13.2 $\text{L}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$.在实验范围内,产水通量几乎不随冷却水流速提高而变化.而 SGMD 过程通量则随冷侧气体流速增加迅速提高,冷侧气体流速从 0.15 提高到 0.27 m/s,过程通量由 1.08 增加到 4.97 $\text{L}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$,提高了近 4 倍.由图 5 可知,VMD 过程的通量随着真空度提高而呈近直线上升趋势,冷侧



$T_f=70\text{ }^{\circ}\text{C}$, $C_f=35\text{ g/L}$, $v_f=0.66\text{ m/s}$

图 5 冷侧真空度对 VMD 渗透通量的影响

Fig.5 Effect of vacuum degree on the flux of MD process
真空度从 0.07 提高到 0.095 MPa,过程通量由 6.4 增加到 21.79 $\text{L}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$,提高了近 3 倍.

在 SGMD 过程中,料液侧的传热系数远高于吹扫气侧,温度极化的影响主要来自于吹扫气侧,即 SGMD 中水的传质也主要受控于吹扫气侧而非料液侧.因此,随着吹扫气侧流速的增加,使冷侧膜表面处的温度极化现象减弱,从而增大了过程的传质推动力,致使 SGMD 过程的渗透通量随冷侧吹扫气流速的增大而增加^[9].VMD 过程的传质推动力(即气液界面层与气相主体之间的压力差, ΔP)随着冷侧真空度的增加而增大,导致了其渗透通量与推动力呈正比线性关系($J=K_m\cdot\Delta P$).而在 DCMD 过程中,热侧料液和冷侧冷却水都与膜表面直接接触,冷侧膜表面的温度极化现象对其传质过程都有影

响, 从而使其渗透通量并不随冷侧液体流速的增加而有所变化.

由表 4 可知, 在 VMD 和 DCMD 过程中, 其馏出液电导率和过程脱盐率均不受冷侧冷凝条件改变

的影响, 脱盐率保持在 99.98% 以上. 而在 SGMD 过程中, 由于其传质过程主要受冷侧吹扫气的影响, 因此, 该过程馏出液电导率随冷侧气体流速的增加而有所降低, 过程脱盐率维持在 99.97% 左右.

表 4 冷侧液体(气体)流速对馏出液电导率与脱盐率的影响

Table 4 Effect of water(sweeping gas) velocity on the conductivity and rejection of MD process

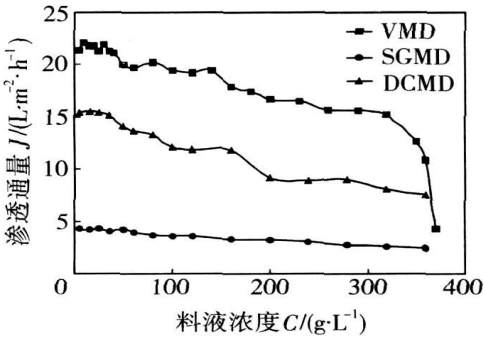
VMD			DCMD			SGMD		
冷侧真空度 p/MPa	电导率 $\rho/(\mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1})$	脱盐率 $R_f/\%$	冷侧液体流速 $v/(\text{m}\cdot\text{s}^{-1})$	电导率 $\rho/(\mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1})$	脱盐率 $R_f/\%$	冷侧气体流速 $v/(\text{m}\cdot\text{s}^{-1})$	电导率 $\rho/(\mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1})$	脱盐率 $R_f/\%$
0.07	3.3	99.99	0.012	4.5	99.98	0.15	9	99.97
0.075	3.2	99.99	0.019	4.7	99.98	0.17	9	99.97
0.08	3.2	99.99	0.027	4.5	99.98	0.19	8.5	99.97
0.085	3.2	99.99	0.035	4.4	99.98	0.21	8.3	99.97
0.09	3.4	99.99	0.042	4.4	99.98	0.24	8.2	99.97
0.095	3.5	99.99	0.051	4.5	99.98	0.27	8.2	99.97

2.4 料液浓度对过程处理性能的影响

图 6 和表 5 分别给出了 VMD、SGMD 和 DCMD 过程通量和产水电导、脱盐率等性能随原料液盐水浓度的变化情况.

由图 6 可知, 当原料液盐水浓度较低时($< 40\text{ g/L}$), 三种过程渗透通量随料液浓度的变化并不明显; 而当浓度超过 80 g/L 后, 随着盐水浓度继续增加, 三种膜蒸馏过程的渗透通量都呈缓慢下降的趋势. 在 VMD 过程中, 当料液浓度大于 320 g/L 时, 产水通量迅速降低.

随着料液浓度的增加, 热侧水蒸汽分压降低, 膜两侧蒸气压差也随之降低, 从而导致膜蒸馏过程推动力下降; 另一方面, 随着料液浓度的增加, NaCl 水



$T_f=70\text{ }^{\circ}\text{C}$, $v_f=0.66\text{ m/s}$. VMD: $p=-0.095\text{ MPa}$;
SGMD: $v_p=0.27\text{ m/s}$; DCMD: $v_p=0.02\text{ m/s}$

图 6 料液浓度对渗透通量的影响

Fig. 6 Effect of feed concentration on the flux of MD process

表 5 料液浓度对馏出液电导率与脱盐率的影响

Table 5 Effect of feed concentration on the conductivity and rejection of MD process

料液浓度 $C/(\text{g}\cdot\text{L}^{-1})$	VMD		SGMD		DCMD	
	电导率 $\rho/(\mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1})$	脱盐率 $R_f/\%$	电导率 $\rho/(\mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1})$	脱盐率 $R_f/\%$	电导率 $\rho/(\mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1})$	脱盐率 $R_f/\%$
5	3.1	99.99	8.5	99.97	5.2	99.98
15	2.8	99.99	8.5	99.97	5.6	99.98
35	3.1	99.99	8.5	99.97	5.4	99.98
60	2.8	99.99	9.0	99.98	5.0	99.99
80	3.1	99.99	9.0	99.99	5.5	99.99
100	3.0	99.99	9.5	99.99	5.5	99.99
120	2.7	99.99	10.0	99.99	5.5	99.99
160	3.0	99.99	10.0	99.99	6.0	99.99
200	2.4	99.99	10.0	99.99	8.0	99.99
240	2.1	99.99	10.0	99.99	10.5	99.99
280	2.4	99.99	10.0	99.99	15	99.99
320	2.6	99.99	10.5	99.99	23	99.99
360	2.8	99.99	10.5	99.99	29	99.99

溶液的黏度逐渐增大,从而使温度边界层和浓度边界层增厚,膜面处溶液的温度降低、浓度增高,因而水蒸汽压下降,过程传质推动力减小。以上两方面都会导致膜蒸馏渗透通量随料液浓度的增加而下降。对 VMD 过程,当盐水浓度超过 320 g/L 时,由于产生的蒸气量较大,使膜表面处盐溶液浓度过高,可能在膜表面析出形成 NaCl 晶体堵塞膜孔,从而导致了 VMD 过程膜渗透通量的迅速降低。

由表 5 可知,随着料液浓度的增加,VMD 过程的馏出液电导率基本保持稳定,其脱盐率接近 100%,而其它两种形式的馏出液电导率均随料液浓度的升高有所增加,但其过程脱盐率均达 99.99% 以上。

综合考虑料液浓度对三种 MD 处理性能的影响,VMD 在料液浓度较高时仍能保持较高渗透通量,且馏出液电导率最低。因此,VMD 过程可望应用于高浓度盐水的处理。

3 结论

采用 PVDF 中空纤维疏水微孔膜进行的三种 MD 过程脱盐实验中,VMD 过程渗透通量最高,达 $21.8 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$,DCMD 次之,SGMD 最小。三种 MD 过程的渗透通量均随料液温度的升高而增大,随料液浓度的增加而降低;随着料液流速的增加,VMD 和 SGMD 渗透通量无显著变化,而 DCMD 过程略有增加;VMD 和 SGMD 过程的渗透通量分别随冷侧气体流速和真空度的增加而增加,DCMD 渗透通量不随冷却水流速的增加而改变。三种 MD 过程的脱盐率均不随各操作条件的改变而改变,脱盐率接近 100%。

参 考 文 献

- [1] Kevin W Lawson, Douglas R Lloyd. Membrane distillation[J]. J Membr Sci, 1997, 124: 1–25.
- [2] 吴庸烈. 膜蒸馏技术及其应用进展[J]. 膜科学与技术, 2003, 3(4): 67–79.
- [3] Hsu S T, Cheng K T, Chiou J S. Seawater desalination by

direct contact membrane distillation [J]. Desalination, 2002, 143: 279–287.

- [4] Xu Y, Zhu B K, Xu Y Y. Pilot test of vacuum membrane distillation for seawater desalination on a ship[J]. Desalination, 2006, 189: 165–169.
- [5] 李 玲, 匡琼芝, 闵犁园, 等. 减压膜蒸馏法淡化罗泊湖地下苦咸水研究. 水处理技术, 2007(1): 67–70.
- [6] 李建梅, 王树源, 徐志康, 等. 真空膜蒸馏法浓缩益母草及芍药提取液的实验研究[J]. 中成药, 2004(5): 423–424.
- [7] Knud C, Rene A, Iben T, *et al.* Using direct contact membrane distillation for whey protein concentration[J]. Desalination, 2006, 200: 523–525.
- [8] Zakrzewska-Trznadel G, Harasimowicz M, Chmielewski A G. Concentration of radioactive components in liquid low-level radioactive waste by membrane distillation[J]. J Membr Sci, 1999, 163: 257–264.
- [9] 丁忠伟, 李兆曼, 刘丽英, 等. 气扫式膜蒸馏用于脱除水中氨的分性性能[J]. 北京化工大学学报, 2007(1): 291–301.
- [10] 王车礼, 钟 军. 膜蒸馏淡化处理油田高含盐废水的实验研究[J]. 膜科学与技术, 2004, 24(1): 46–49.
- [11] 刘金生. 膜蒸馏法对含甲醇废水的处理实验研究[J]. 特种油气藏, 2003, 10(4): 87–89.
- [12] Termpiyakul P, Jiratananon R, Srisurichan S. Heat and mass transfer characteristics of a direct contact membrane distillation process for desalination [J]. Desalination, 2005, 177: 133–141.
- [13] Fawzi Banat, Fahmi Abu Al Rub, Khalid Bani Mehem. Desalination by vacuum membrane distillation: sensitivity analysis[J]. Sep Pur Technol, 2003, 33: 75–87.
- [14] 张建芳, 李 玲. 减压膜蒸馏淡化处理盐水的实验研究[J]. 精细石油化工进展, 2005, 3: 10–12.
- [15] 高 振, 朱春英, 徐世昌, 等. 真空膜蒸馏过程影响因素研究[J]. 海湖盐与化工, 2005, 34(1): 10–13.
- [16] Ding Z W, Liu L Y, Li Z M, *et al.* Experimental study of ammonia removal from water by membrane distillation (MD): The comparison of three configurations[J]. J Membr Sci, 2006, 286: 93–103.

书 讯

编辑部尚有 2008 年 12 月召开的“新膜过程研究与应用研讨会”论文集出售。该书约 48 万字,分新膜过程的基础理论研究和专题综述两部分,收录大会报告 24 篇,会议论文 33 篇,该书的售价是 80 元/册。2008 年《膜科学与技术》精装合订本即将发行,售价为 130 元/册(含邮费),编辑部现接受预定。

(本刊编辑部)

Seawater desalination by membrane distillation: a comparison of three processes

ZHA O Jing, W U Chunrui, L Ü Xiaolong

(Key Laboratory of Hollow Fiber Membrane Materials and Membrane Process Ministry of Education,
Institute of Biology and Chemistry Engineering, Tianjin Polytechnic University, Tianjin 300160, China)

Abstract: Microporous hydrophobic polyvinylidene fluoride (PVDF) hollow fiber membrane was employed in the seawater desalination experiment, using 3.5% NaCl aqueous solution as testing solution. The desalination performances of vacuum (VMD), sweeping gas (SGMD), and direct contact membrane distillation (DCMD) processes were compared. The effects of the temperature, velocity, and concentration of the feed solution, together with the condition of the permeate side on the performance of MD processes were studied. The results show that the flux of VMD process is the highest, with $21.8 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, that of the DCMD process is moderate, and the SGMD is the lowest. In all the three processes, the flux increases with the enhancement of feed temperature, and decreases with the increase of feed concentration. In VMD or SGMD process, the flux increases as the vacuum degree or sweeping gas velocity increases. But in our experiments, the flux of DCMD process hardly showed any variation as the water velocity of the permeate side increased. The rejection for salt in all the three processes was stable and kept near 100%, as the operating parameters changed.

Key words: membrane distillation; seawater desalination; polyvinylidene fluoride; hydrophobic hollow fiber membrane

(上接第 82 页)

Nanofiltration continuous process control: recovery of oligosaccharides from streamed soybean waste water

WANG Lei¹, SHAO Cheng¹, WANG Hai²

(1. Institute of Advanced Control Technology, Dalian University of Technology, Dalian 116024, China;
2. Dalian Institute of Chemical Physics, Chinese Academy of Sciences, Dalian 116023, China)

Abstract: A novel nanofiltration concentration process for recovery of oligosaccharides from streamed soybean waste water is explored. Technical flow and control requirements for 20 t/h nanofiltration continuous process is introduced. One process control system based on PLC was designed. The control system is integrated by Siemens TP170B as human machine interface (HMI), S7200, DR20 and MM430 as control center. It is proved by application in Shandong Gushen that the design can meet the technical requirements with availability, reliability and efficiency.

Key words: membrane separation; nanofiltration (NF); soy oligosaccharide; process control; auto control