

减压分级式多效膜蒸馏过程的研究

吕双江^{1,2}, 高启君^{1,2}, 武春瑞^{1,2}, 陈华艳^{1,2}, 王 暄^{1,2}, 贾 悦^{1,2}, 吕晓龙^{1,2}

(1. 天津工业大学 中空纤维膜材料与膜过程省部共建国家重点实验室培育基地, 天津 300387; 2. 天津工业大学 生物化工研究所, 天津 300387)

摘要: 针对减压膜蒸馏 (VMD) 过程能耗高、蒸汽冷凝耗水量大的问题, 设计了减压分级式多效膜蒸馏过程 (MEMD). 其特征是将传统膜蒸馏过程中的水蒸汽冷凝与原水加热过程耦合, 在 MEMD 过程设立分级式多效蒸发区; 级内的冷凝换热器与膜组件串联连接, 由换热器管程内的补充料液回收 MEMD 过程所产生的蒸汽潜热. 实验研究了系统真空度对 VMD 过程的影响; 探索了主蒸发区膜面积、多效蒸发区换热器壳程进液流量及真空泵抽气量对 MEMD 过程的影响. 结果表明: 当主蒸发区膜面积为 0.10 m²、真空泵抽速为 2.0 L/s 时, 当量膜通量比相同主蒸发区真空度下 VMD 的膜通量高 22.3%; 采用抽气量更高的真空泵 (抽速为 4.0 L/s) 时, 膜蒸馏的当量膜通量增加了 8.2%, 蒸汽相变热回收率增加了 7.3%.

关键词: 多效膜蒸馏; 分级式; 相变热回收; 废水处理; PVDF 中空纤维疏水膜

中图分类号: TQ28.8 文献标志码: A 文章编号: 1671-024X(2013)02-0001-06

Study on vacuum separate-stage multiple-effect membrane distillation process

LÜ Shuang-jiang^{1,2}, GAO Qi-jun^{1,2}, WU Chun-rui^{1,2}, CHEN Hua-yan^{1,2},
WANG Xuan^{1,2}, JIA Yue^{1,2}, LÜ Xiao-long^{1,2}

(1. State Key Laboratory of Hollow Fiber Membrane Material and Membrane Process, Tianjin Polytechnic University, Tianjin 300387, China; 2. Institute of Biological and Chemical Engineering, Tianjin Polytechnic University, Tianjin 300387, China)

Abstract: Aiming at the high energy consumption and the high cooling water consumption in the vacuum membrane distillation (VMD) process, a vacuum separate-stage multiple-effect membrane distillation (MEMD) process is designed. The process set up a separate-stage multi-effect evaporation chamber where the condensation of heat vapor in the traditional VMD process and the enhancing temperature of original water are coupled. The condensing heat exchanger and membrane module within each stage are connected in series. The complementary feed in the lumen side of heat exchanger recovers the vapor latent heat produced in MEMD process. The influences of the vacuum degree on VMD process are studied, and the effects of the membrane area in main evaporations zone, feed fluid flow in the shell sides of heat exchanger in multiple-effect evaporation zone and the extraction of vacuum pump on MEMD process are explored. The results show that the equivalent flux of the system could be higher 22.3% than VMD process under the same vacuum pressure in the main evaporation zone when the membrane area in the main evaporation zone is 0.10 m², and the speed of vacuum pump is 2.0 L/s. The equivalent flux and the heat recovery rate of vapor phase transition both increase 8.2% and 7.3%, respectively, when the vacuum pump with the higher speed (4.0 L/s) is used.

Key words: multiple-effect membrane distillation; separate-stage; heat recovery of vapor phase transition; wastewater treatment; PVDF hollow fiber hydrophobic membrane

收稿日期: 2012-11-16

基金项目: 国家自然科学基金资助项目 (21176188, 21106100); 天津市应用基础及前沿技术研究计划项目 (11JCYBJC04700, 12JCQN-JC05500); 高等学校博士学科点专项科研基金资助项目 (20111201110004)

第一作者: 吕双江 (1988—), 男, 硕士研究生.

通信作者: 吕晓龙 (1964—), 男, 教授, 博士生导师. E-mail: luxiaolong@263.net

膜蒸馏 (MD) 是将传统蒸馏工艺和膜技术相结合,以疏水性微孔膜两侧蒸汽压差作为传质推动力的新型膜过程^[1].减压膜蒸馏(VMD)过程^[2-3]作为 MD 过程的一种,具有产水水质好、通量较大、便于对其潜热进行回收等优点^[4],因此更具有大规模工业化应用前景.目前,VMD 过程的研究更多是以获得产水为目的,过程所产蒸汽采用冷却水冷凝,有关过程蒸汽相变热回收的报道极少^[5-10].本文针对 VMD 过程能耗高、蒸汽冷凝耗水量大的问题,将多效蒸发原理引入 VMD 过程,设计了减压分级式多效膜蒸馏过程(MEMD).其特征是将传统膜蒸馏过程中的水蒸汽冷凝与原水加热过程耦合,在 MEMD 过程设立分级式多效蒸发区,级内的冷凝换热器与膜组件串联连接.当补充料液进入疏水膜组件的温度达到其真空度下的蒸发温度时,料液在组件内发生膜蒸馏,增加产水收率,也实现了对来自前一级的蒸汽潜热的回收利用,降低过程能耗.本文研究系统真空度对 VMD 过程的影响,讨论主蒸发区膜面积、多效蒸发区换热器壳程进液流量及真空泵抽气量对 MEMD 过程的影响,从而探索提高蒸汽潜热回收率、降低冷却水用量的可行性.

1 实验部分

1.1 实验材料与仪器

实验材料包括:PVDF 中空纤维疏水膜膜丝及膜

组件,均为自制,其参数如表 1 所示;铜盘管冷凝换热器,自制,由 2 根长度均为 3.7 m 的铜管并排螺旋缠绕而成,换热面积为 0.20 m²;原料液为自来水,电导率值约为 280 μS/cm.

表 1 PVDF 中空纤维疏水膜膜丝及膜组件结构参数
Tab.1 Structural parameters of PVDF hollow fiber hydrophobic membrane and modules

名称	膜丝				膜组件			
	内径/mm	外径/mm	膜孔/μm	孔隙率/%	膜丝根数/根	膜丝长度/mm	组件面积/m ²	组件数量/个
MD	0.80	1.1	0.16	85	100/200	230	0.05/0.10	1
MD1/ MD2	0.80	1.1	0.16	85	200	230	0.10	3

实验仪器包括:MP-55RZ 型磁力驱动循环泵,浙江西山泵业有限公司生产;2XZ-2 型、2XZ-4 型真空泵,浙江黄岩求精真空泵厂生产;DDS-11A 型电导率仪,上海精密科学仪器有限公司生产;TD10001 型电子天平,天津天马仪器厂生产;JJ-1 型电动搅拌器,江苏金坛市中大仪器厂生产;LZM-ZT 型流量计,余姚市金泰仪表有限公司生产;加热功率为 3.0 kW 的恒温水浴箱,自制.

1.2 实验装置与运行

MEMD 过程的实验装置如图 1 所示,由主蒸发区、多效蒸发区及补充冷却区组成.其中,HX 代表换热器,MD 代表膜蒸馏组件;多效蒸发区内,HX 与 MD

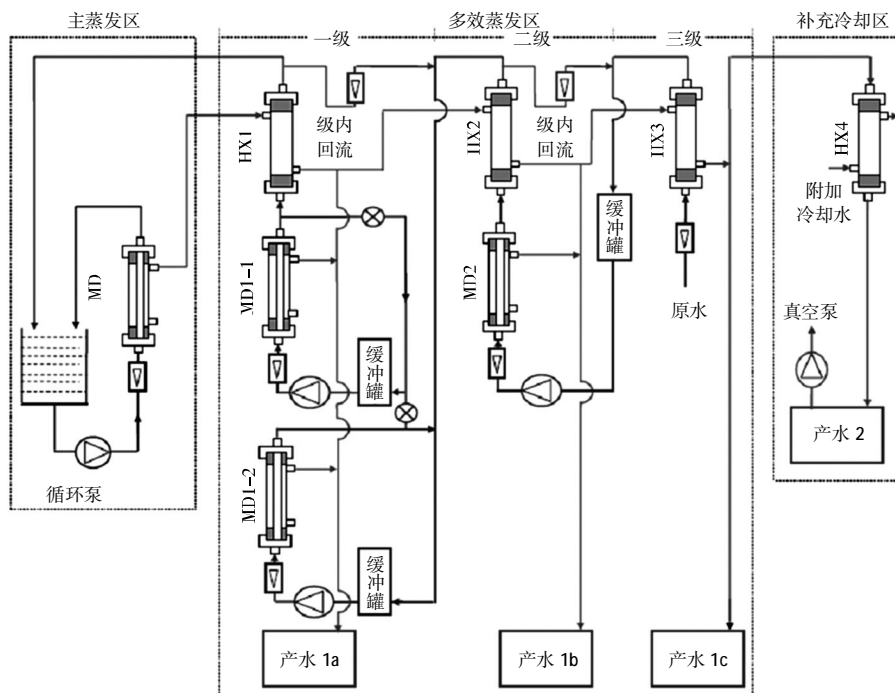


图 1 实验装置

Fig.1 Experimental apparatus

采用间隔排列;根据 HX 数量的多少,对多效蒸发区又分为多级;每个 HX 的位置定义为各级的起点;对级内原料液进行回流设计,使其在每个膜组件管程内均循环流动。

主蒸发区即为传统的 VMD 部分,恒温水槽内设有加热装置,为 VMD 过程提供热量.原料液在中空纤维膜组件的管程内循环流动,在壳程真空负压作用下发生膜蒸馏.待原料液浓度达到设定浓度时,定量排入浓缩液收集槽.产生的蒸汽在真空泵的抽吸作用下进入多效蒸发区的一级换热器。

多效蒸发区的设计是 MEMD 过程研究的关键,其主要目的是实现主蒸发区所产膜蒸馏蒸汽的高效冷凝和热量回收利用.其传质传热过程为:

(1) 在真空泵的抽吸作用下,主蒸发区所产生的蒸汽被引入一级换热器管程,冷凝产水进入集液瓶 1a,未被冷凝的蒸汽依次进入二、三级换热器管程。

(2) 管程内的蒸汽与壳程内的原料液在换热器内逆向流动.膜组件的壳程连接到与其相邻两换热器管程的连通管线上.这样,真空泵的抽吸作用也给膜组件的壳程提供了真空负压.换热器壳程内被蒸汽加热后的原料液进入膜组件的管程.当膜组件内的原料液被加热到其真空度下的蒸发温度时,原料液在膜组件内发生二次膜蒸馏,产出的蒸汽在真空负压的作用下进入温度较低的后级换热器内,在该换热器内与壳程的原料液继续进行换热。

(3) 从膜组件管程出来的因二次膜蒸馏发生而温度降低并被浓缩的料液,进入前级换热器的壳程,与温度较高的管程内蒸汽换热后被加热,重新进入膜组件的管程,继续发生二次膜蒸馏,从而实现多效蒸发区逐级膜蒸馏的发生。

根据以上步骤,从主蒸发区出来的蒸汽,其潜热就这样在换热器-膜组件-换热器-膜组件-换热器之间多次被回收并加以利用.该传质传热过程与传统的膜蒸馏过程存在显著的不同,即利用原料液在升温过程中的相变来回收主蒸发区所产蒸汽的热能. MEMD 系统膜组件内二次膜蒸馏的发生,增加了产水收率,降低了过程能耗,也解决了冷凝水耗量大的问题。

在补充冷却区真空泵的抽吸作用下,被多效蒸发区换热器冷凝而获得的产水分别进入集液瓶 1a、1b、1c 中,未被冷凝的蒸汽则进入补充冷却区的换热器,经充分冷凝后进入集液瓶 2 中.集液瓶 1、集液瓶 2 的产水之和即为多效膜蒸馏系统的总产水.实验中使用 2XZ-2、2XZ-4 两种规格的真空泵,其抽气量分别为 2.0、4.0 L/s。

1.3 数据处理

(1) 膜通量及当量膜通量.为计算 MEMD 过程的多效蒸发区对总产水的贡献,需测量主蒸发区膜组件的产水.本文用主蒸发区膜组件不经过多效蒸发区而直接连接冷凝换热器进行膜蒸馏实验,以测量该过程的产水.当系统真空度、流量、温度等恒定后开始计时,收集产水,并通过电子天平称量产水质量增量,利用公式(1)计算膜通量 J :

$$J = \frac{\Delta W}{S \cdot t} \quad (1)$$

式中: ΔW 为产水质量增量(kg); S 为主蒸发区有效膜面积(m^2); t 为测试时间(h).在 MEMD 实验中,当系统真空度、流量、温度等恒定,稳定运行一定时间后开始计时,收集产水 1、产水 2,通过电子天平称量总产水质量增量.当量膜通量 J ($kg/(m^2 \cdot h)$) 仍用公式(1)计算,但 S 仅为主蒸发区有效膜面积(m^2).

(2) 蒸汽相变热回收率. MEMD 过程的蒸汽相变热回收率 η (%) 由公式(2)计算:

$$\eta = \left(1 - \frac{\Delta W_2}{\Delta W}\right) \cdot 100\% \quad (2)$$

式中: ΔW 为总产水质量增量(kg); ΔW_2 为集液瓶 2 中产水 2 的质量增量(kg)。

2 结果与讨论

2.1 真空度对 VMD 过程性能的影响

在膜组件面积为 $0.10 m^2$ 、循环流量为 $2.5 L/min$ 、组件进水温度分别为 $68^\circ C$ 和 $70^\circ C$ 、真空泵抽气量为 $2.0 L/s$ 的条件下,考察了 VMD 膜组件壳程处的真空度对 VMD 过程膜通量的影响,结果如图 2 所示。

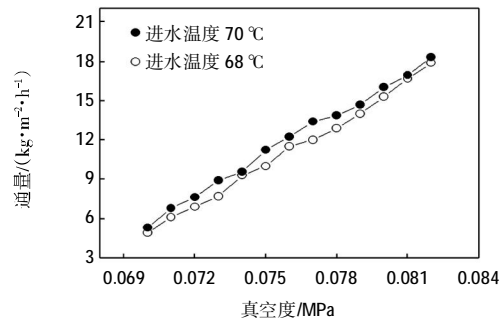


图 2 真空度对 VMD 过程膜通量的影响

Fig. 2 Effect of vacuum degree on flux in VMD process

由图 2 可知,VMD 过程膜通量随着壳程真空度的升高而增大;在同样的真空度条件下,组件进水温度越高,膜通量也相应的越大.根据能量守恒原理,膜蒸馏过程所带走的热量 Q_m 等于循环液所损失的热量 Q_c ,

即:

$$Q_m = Q_c = q_c \times \Delta T \times C_p \quad (3)$$

式中: q_c 为 VMD 组件管程的循环流量 (L/min); ΔT 为组件管程的进出口温差 ($^{\circ}\text{C}$); C_p 为水的热容 ($\text{kJ}/\text{kg}\cdot^{\circ}\text{C}$). 因此, 在 q_c 一定的情况下, ΔT 的变化趋势(如图 3)也能反映膜通量的变化趋势.

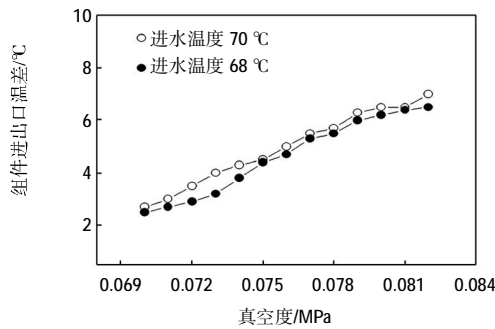


图 3 真空度对 VMD 组件管程进出口温差的影响

Fig. 3 Effect of vacuum degree on difference in temperature between inlet and outlet of lumen side of VMD modules

由图 3 可知, VMD 组件管程进出口温差随着壳程真空度的升高而增大; 在同样的真空度下, 组件进水温度越高, 管程进出口温差越大. 显然, 这与膜通量的变化趋势相一致.

2.2 主蒸发区膜面积对 MEMD 过程性能的影响

主蒸发区膜组件进水温度为 70°C , 膜组件面积为 0.10 m^2 , 循环流量为 $2.5\text{ L}/\text{min}$, MD1、MD2 循环流量均为 $2.0\text{ L}/\text{min}$, 一、二级内回流分别为 0.66 、 $2.0\text{ L}/\text{min}$, 真空泵抽气量为 $2.0\text{ L}/\text{s}$, 考察主蒸发区膜组件面积分别为 0.05 、 0.10 m^2 时 MEMD 过程的性能, 结果如表 2 所示. 实验中, 因主蒸发区膜面积的改变, 多效蒸发区 HX3 壳程的进液流量也做同比例的调整.

由表 2 可知, 随着主蒸发区膜面积的增加, 当量膜通量降低, 蒸汽相变热回收率增加, 而产水电导率变化不大.

在同样的真空泵条件下, 主蒸发区膜面积增加, 使得主蒸发区产生的蒸汽量增加. 尽管多效蒸发区 HX3 壳程的进液流量已做同比例的增加, 但增加的进液流量并不足以完全冷凝因膜面积增加而增多的蒸

汽量, 因此系统抽真空的阻力增加, 使得主蒸发区组件壳程的真空度降低, 从而导致主蒸发区的膜通量降低. 由此可见, 主蒸发区所产蒸汽量增加的比例小于膜面积增加的比例.

在同样的主蒸发区 HX3 壳程的进液温度和循环流量下, 主蒸发区真空度的差异使得其所产生蒸汽的温度也不同. 膜面积越大, 主蒸发区所产生的蒸汽温度越高.

当主蒸发区膜面积为 0.05 m^2 时, 主蒸发区产生的蒸汽温度较低, 尽管系统做了必要的保温, 但其向环境散失热量的比例仍然高于膜面积为 0.10 m^2 的 MEMD 过程, 这均使得多效蒸发区内进液经冷凝换热进入膜组件时的温度低于膜面积为 0.10 m^2 的 MEMD 过程, 从而导致多效蒸发区内膜组件进水温度与其对应真空度下的沸点相差较大(约 5°C). 因此对于膜面积为 0.05 m^2 的 MEMD 过程, 当量膜通量接近于相同主蒸发区真空度下 VMD 的膜通量. 对于主蒸发区膜面积为 0.05 m^2 的 MEMD 过程, 多效蒸发区更多的是起到了冷凝换热器的作用, 因此蒸汽相变热回收率较低.

对于膜面积为 0.10 m^2 的 MEMD 过程, 尽管多效蒸发区内的膜组件进水温度没有达到其对应真空度下的沸点, 但距离沸点的温差小于主蒸发区膜面积为 0.05 m^2 的 MEMD 过程, 这样多效蒸发区内因原液自然蒸发所引起的膜蒸馏发生而贡献的膜通量比例增加, 因此在一定程度上提高了 MEMD 过程的当量膜通量, 当量膜通量较相同主蒸发区真空度下 VMD 的膜通量高 22.3% . 对于主蒸发区膜面积为 0.10 m^2 的 MEMD 过程, 多效蒸发区内因料液自然蒸发而引发膜蒸馏, 使得多效蒸发区对当量膜通量贡献的比例增加, 因此蒸汽相变热回收率稍高些. 因为主蒸发区所产蒸汽量增加的比例小于膜面积增加的比例, 尽管在多效蒸发区有自然蒸发而贡献的产水量, 但这部分的比例相对较低, 因此主蒸发区膜面积为 0.10 m^2 的 MEMD 过程的当量膜通量要低.

两种主蒸发区膜面积下, 产水电导率均较低 ($\sigma \leq 13\ \mu\text{S}/\text{cm}$).

表 2 主蒸发区膜面积对 MEMD 过程性能的影响

Tab. 2 Effect of membrane area in main evaporation zone on MEMD process

MD 膜面积/ m^2	HX3 进液流量/ $(\text{L}\cdot\text{h}^{-1})$	真空度/MPa				膜通量/ $(\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1})$		热回收率/%	产水电导率/ $(\mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1})$
		MD	MD1-1	MD1-2	MD2	系统当量	MD		
0.05	1.0	0.083	0.085	0.086	0.087	19.6	18.5	30.3	5.0~13
0.10	2.0	0.077	0.079	0.080	0.084	16.4	13.4	34.1	5.0~12

2.3 多效蒸发区换热器壳程进液流量的影响

主蒸发区膜组件进水温度为 $70\text{ }^{\circ}\text{C}$,膜组件面积为 0.10 m^2 ,循环流量为 2.5 L/min ,MD1、MD2 循环流量均为 2.0 L/min ,一、二级内回流分别为 0.66 、 2.0 L/min ,真空泵抽气量为 2.0 L/s ,考察多效蒸发区换热器壳程进液流量对 MEMD 过程的系统真空性能、产水当量膜通量及蒸汽相变热回收率的影响,结果如图 4 所示。

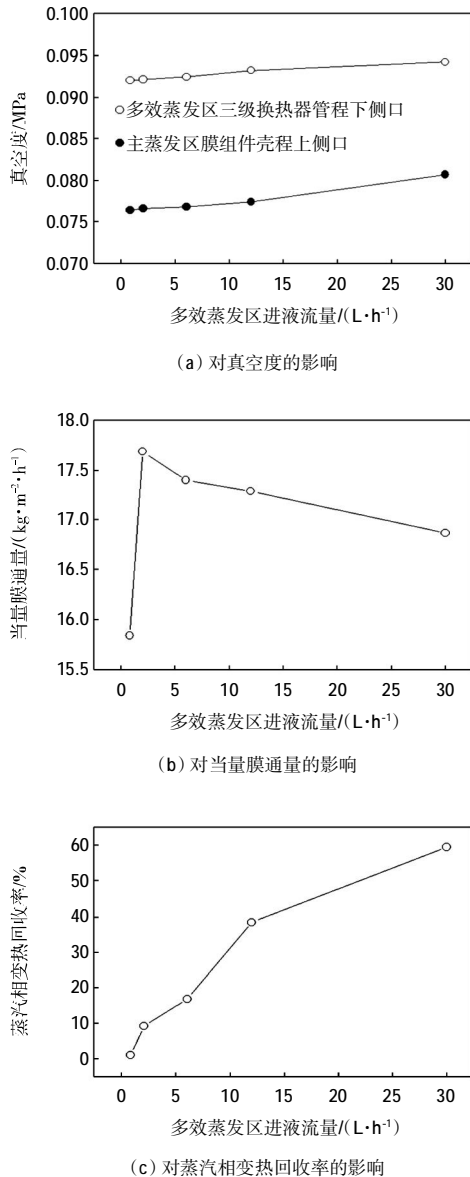


图 4 多效蒸发区换热器壳程进液流量对 MEMD 过程性能的影响

Fig. 4 Effect of feed fluid flow on properties of MEMD process

由图 4(a)可知,随着多效蒸发区换热器壳程进液流量的增加,主蒸发区膜组件壳程上侧口、多效蒸发区三级换热器管程下侧口的真空度均增加。这主要是因为进液流量的增加导致多效蒸发区各级换热器铜管两侧的蒸汽和进液流体主体的温差增大,从而加快

了换热效率,并使主蒸发区膜组件产生的蒸汽在多效蒸发区充分冷凝的比例增加,减少了蒸汽在多效蒸发区的停留时间,因此使得多效蒸发区换热器管程的真空度随进液流量的增加而增大,同时也提高了主蒸发区组件壳程的真空度。

由图 4(b)可知,随多效蒸发区换热器壳程进液流量的增加,系统当量膜通量先增大后逐渐降低。在主蒸发区膜组件管程进液温度、多效蒸发区膜组件面积、多效蒸发区膜组件处的循环流量、级内回流量均一定时,系统的当量膜通量主要是由系统真空度和多效蒸发区膜组件的进液温度决定的。由图 4(a)可知,随着多效蒸发区换热器壳程进液流量的增加;系统的真空度逐渐增加,有利于系统产水的增加,但又减小了蒸汽在多效蒸发区的停留时间,降低多效蒸发区换热器壳程料液的温度,从而降低了多效蒸发区膜组件的进液温度。当多效蒸发区换热器管程料液流量较低时,多效蒸发区膜组件的进液温度接近其真空度下的沸点,从而有少量膜蒸馏发生,增加产水;随着进液流量的增加,蒸汽量增加,产水逐渐增加,料液的温度也逐渐降低;但达到某一进液流量时,料液的进口温度较低,在对应的真空度下不足以发生膜蒸馏,料液只起到对主蒸发区蒸汽的冷凝换热作用,因此产水减少,当量膜通量降低。随着主蒸发区换热器壳程进液流量的增加,系统产水 1 和产水 2 的电导变化不大,均维持在 $2.0\text{--}8.5\text{ }\mu\text{S/cm}$ 。

由图 4(c)可知,随着多效蒸发区换热器壳程进液流量的增加,蒸汽相变热回收率逐渐增大。进液流量的增加,一方面使得主蒸发区产生的蒸汽在多效蒸发区换热器管程内得到充分冷凝,即产水 1 的比例增加,只有部分蒸汽在补充冷却区冷凝,即产水 2;另一方面,进液流量的增加不利于多效蒸发区膜组件发生膜蒸馏,使得该区域膜蒸馏蒸汽量减少。可见,随着多效蒸发区进液流量的增加,更多的蒸汽在多效蒸发区内被充分冷凝,其热量被膜组件管程内的料液吸收利用,因此蒸汽相变热回收率逐渐增大。

2.4 真空泵抽气量对 MEMD 过程性能的影响

主蒸发区膜组件进水温度为 $70\text{ }^{\circ}\text{C}$,膜组件面积为 0.1 m^2 ,循环流量为 2.5 L/min ,MD1、MD2 循环流量均为 2.0 L/min ,一、二级内回流分别为 0.66 、 2.0 L/min ,采用型号分别为 2XZ-2(2.0 L/s)、2XZ-4(4.0 L/s)两种规格的真空泵分别给系统抽真空,考察了真空泵抽气量对 MEMD 过程的系统真空度、当量膜通量、产水电导率、相变热回收率的影响,结果如表 3 所示。

由表 3 可知,随着真空泵抽气量的提高,蒸汽相

表 3 真空泵抽气量对 MEMD 过程性能的影响
Tab. 3 Effect of extraction of vacuum pump on
MEMD process

抽气量/ (L·s ⁻¹)	真空度/MPa				热回收 率/%	产水电导率/ ($\mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1}$)	当量膜通量/ ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$)
	MD	MD1-1	MD1-2	MD2			
2.0	0.077	0.079	0.080	0.084	34.1	5.0~12	16.4
4.0	0.077	0.081	0.082	0.086	36.9	5.5~11	17.6

变热回收率及当量膜通量均逐渐增加,而产水电导率均较低(5.0~12 $\mu\text{S}/\text{cm}$).其中,蒸汽相变热回收率增加了 8.2%,当量膜通量增加了 7.3%.

在多效蒸发区换热器壳程进料流量一定的情况下,当真空泵由 2XZ-2 变为 2XZ-4 时,真空泵抽气量增加,多效蒸发区内的膜组件 MD1-1、MD1-2、MD2 壳程的真空度提高,但主蒸发区膜组件壳程的真空度没有明显变化,因此主蒸发区所产蒸汽量没有增加,系统当量膜通量的增加因多效蒸发区组件壳程真空度的提高所致.当量膜通量体现了多效蒸发区热量的回收利用效果,因此采用抽气量为 4.0 L/s 的 2XZ-4 真空泵时,系统的蒸汽相变热回收率也稍高些.

3 结 论

设计了带有分级式多效蒸发区的 MEMD 过程,实验结果表明:

(1) VMD 过程通量随着膜组件壳程真空度、组件进水温度的升高而增大;

(2) MEMD 过程当量膜通量随着主蒸发区膜面积的增加逐渐降低,随着多效蒸发区换热器壳程进液流量的增加先增大后逐渐降低,随着真空泵抽气量的增加逐渐增大;

(3) MEMD 过程的蒸汽相变热回收率随着主蒸发区膜面积、多效蒸发区换热器壳程进液流量、真空泵抽气量的增加均逐渐增大;

(4) MEMD 过程的产水电导率均较低(2.0~13 $\mu\text{S}/\text{cm}$);

(5) 主蒸发区膜面积为 0.1 m²、真空泵抽速为 2.0 L/s(泵型号 2XZ-2)时,当量膜通量较相同主蒸发区真空度下 VMD 的膜通量高 22.3%,说明这种新型的 MEMD 过程具有较好的工业化应用前景.

参考文献:

- [1] OLUJIC Ž, BEHRENS M, SUN L, et al. Augmenting distillation by using membrane based vapor-liquid contactors: An engineering view from Delft [J]. Journal of Membrane Science, 2010, 350(1/2): 19-31.
- [2] BONYADI S, CHUNG T-S. Highly porous and macrovoid-free PVDF hollow fiber membranes for membrane distillation by a solvent-dope solution co-extrusion approach [J]. Journal of Membrane Science, 2009, 331(1/2): 66-74.
- [3] 吕晓龙. 膜蒸馏过程探讨 [J]. 膜科学与技术, 2010, 30(3): 2-3.
- [4] CHEN H Y, WU C R, JIA Y, et al. Comparison of three MD configurations and seawater desalination by vacuum membrane distillation [J]. Desalination and Water Treatment, 2011, 28: 321-327.
- [5] FANE A G, SCHOFIELD R W, FELL C J D. The efficient use of energy in membrane distillation [J]. Desalination, 1987, 64: 231-234.
- [6] FOSTER P J, BURGOYNE A, VAHDATI M M. Improved process topology for membrane distillation [J]. Separation and Purification Technology, 2001, 21: 205-217.
- [7] 阎建民. 膜蒸馏的传质机理及膜组件的优化[D]. 北京: 北京化工大学, 2000: 95-97.
- [8] 韩怀远, 高启君, 吕晓龙. 减压膜蒸馏过程与热泵耦合技术研究[J]. 天津工业大学学报, 2011, 30(1): 1-4.
- [9] 吕晓龙. 多效膜蒸馏装置与方法: 中国, CN102107119A[P]. 2011-06-29.
- [10] 张猛, 高启君, 文晨, 等. 减压多效膜蒸馏过程试验研究[J]. 水处理技术, 2012, 38(6): 57-62.