

中空纤维膜溶液热交换器的传热传质模拟研究

王赞社¹, 冯诗愚¹, 李云¹, 顾兆林²

(1. 西安交通大学能源与动力工程学院, 710049, 西安; 2. 西安交通大学人居环境与建筑工程学院, 710049, 西安)

摘要: 提出了一种适用于溴化锂吸收式制冷系统的新型溶液热交换器——中空纤维膜溶液热交换器。该溶液热交换器不同于传统的间壁式溶液热交换器, 在高温浓溶液和低温稀溶液进行热量传递的同时, 存在水蒸气的质量传递, 质量传递的方向取决于膜两侧的水蒸气压差。应用分布参数法对溶液热交换器建立了溶液流动的传热、传质数学模型, 并对顺流和逆流布置的流动过程进行了比较。研究结果表明: 当溶液热交换器逆流布置时, 沿程温差均匀, 热量传递稳定, 水蒸气由高温侧向低温侧的持续传质作用不但进一步浓缩了浓溶液, 而且稀释了稀溶液, 因此减小了发生器的热负荷和吸收器的冷负荷。

关键词: 溶液热交换器; 中空纤维膜; 吸收式制冷; 溴化锂; 传质

中图分类号: TB61; TQ028.8 **文献标志码:** A **文章编号:** 0253-987X(2009)03-0036-06

Simulation of Heat and Mass Transfer in Solution Heat Exchanger with Hollow Fiber Membrane

WANG Zanshe¹, FENG Shiyu¹, LI Yun¹, GU Zhaolin²

(1. School of Energy and Power Engineering, Xi'an Jiaotong University, Xi'an 710049, China; 2. School of Human Settlements and Civil Engineering, Xi'an Jiaotong University, Xi'an 710049, China)

Abstract: A solution heat exchanger with hollow fiber membrane applied in lithium bromide absorption systems was proposed. Unlike in conventional dividing wall type heat exchangers, water vapor mass transfer occurs with heat transfer and the direction of mass transfer depends on the water vapor pressure difference between the two sides of membrane. A mathematical model of heat transfer and mass transfer process in the membrane heat exchanger was established with the distributed parameter method, and its performances with the parallel-flow mode and the counter-flow mode were compared. The simulation result shows that with the counter-flow mode, the temperature difference is uniform along the flow path, and heat transfer and mass transfer are more steady. The rich solution can be concentrated and the weak solution can be diluted further, leading to lower heat loads of the generator and the absorber.

Keywords: solution heat exchanger; hollow fiber membrane; absorption refrigeration; LiBr-H₂O; mass transfer

符 号 表

η	平均孔径, m	m	质量流量, kg/s	Q_{r0}	有益潜热, kW
δ	膜壁厚, m	m_c	制冷剂水流量, kg/s	ϵ	孔隙率, %
d_0	换热器内径, m	Δr	水的汽化潜热, kJ/kg	r'	膜管外半径, m
A	膜面积, m ³	Q_{tot}	总换热量, kW	l	膜管有效长度, m

d	膜管内径,m
T	温度,K
Q_c	系统制冷量,kW
t	温度, $^{\circ}\text{C}$
u	管内流速,m/s
Q_r	总潜热交换量,kW

Δp	流阻,Pa
r	膜管内半径,m
d_s	膜换热器外径,m
n	膜管数
d'	膜管外径,m
w	溴化锂质量分数,%

下标	
m	膜
f	高温料液侧
p	低温料液侧
e	蒸发

溶液热交换器在溴化锂吸收式制冷系统中具有重要作用,对其的研究主要集中在换热器结构形式、接触面积、流体流动特性和参数变化对系统性能的影响等几方面,很多研究采用理论分析、数值模拟和实验方法等^[1-3]. 传统的溶液热交换器采用间壁式换热器,一般金属耗费量大,且体积、重量也较大,随着使用时间的增加,金属表面由于溶液的腐蚀和结垢效用,换热器的效率会严重下降,导致系统的制冷量衰减.

膜蒸馏技术是一项新兴的溶液处理方式,是膜技术与蒸发过程相结合的分膜分离过程,特别是随着有机高分子材料和膜制备工艺的发展,该技术正越来越受到人们的重视. 目前,膜蒸馏技术主要应用领域为废水处理、海水淡化及溶液浓缩等,其基本原理是通过膜两侧溶液水蒸气压力差的推动作用,使水蒸气从高温侧扩散至低温侧,在该过程中存在热量与质量同时传递. 实现膜蒸馏必须有 2 个条件:①膜材料必须是疏水性微孔膜,以保证只有蒸汽能通过膜孔,而液体溶液不能通过;②膜两侧必须有一定的温差,以提供传质所需的推动力^[4]. 膜蒸馏采用的膜材料一般为高分子疏水性微孔膜材料,常用膜材料有聚丙烯膜、聚乙烯膜、聚四氟乙烯膜和聚偏氟乙烯膜(PVDF),它们通过制膜工艺可做成板框式、螺旋卷式、圆管式、中空纤维式和毛细管式等多种形式. 按照扩散到膜冷侧的蒸汽冷凝方式的不同,可分为直接接触膜蒸馏、气隙膜蒸馏、气扫式膜蒸馏和减压膜蒸馏.

根据直接接触式膜蒸馏的传热、传质机理和溴化锂吸收式制冷系统中溶液热交换器的特点,本文提出了一种新型中空纤维膜溶液热交换器,并简要介绍了这种溶液热交换器的原理和基本结构,然后运用分布参数法,对其流动过程建立微观传热、传质数学模型,并对冷、热流体的顺流、逆流布置方式进行了对比.

1 中空纤维膜溶液热交换器原理

中空纤维膜溶液热交换器一般由成百上千根小

膜管装填在壳体内,两端进行密封处理,形成了管侧和壳侧 2 种流动空间. 一般热流体在膜管内流动,冷流体在壳侧与膜管之间形成的空间内流动. 微孔疏水膜在制备时,膜孔与液体的接触角较大,因此液体不能通过膜孔,只有水蒸气能扩散通过. 如图 1 中的微观放大图所示,膜孔的孔径一般都很小,和水分子的平均自由程基本相当,只有水蒸气能在膜孔两侧的蒸汽压差推动下,从一侧扩散至另一侧. 水蒸气的膜通量(单位时间、单位面积下水蒸气通过膜的流量)与膜材料的特性和流体操作参数有关. 膜材料的特性包括孔隙率、壁厚和膜管的弯曲因子等,流体操作参数包括流体温度、流速和流动方式等.

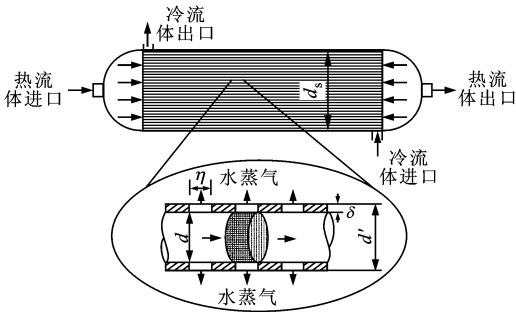


图 1 中空纤维膜溶液热交换器示意图

这种溶液热交换器不同于传统的间壁式热交换器,在冷、热流体进行热量交换的同时,还有水蒸气的传质作用发生. 这种传质作用不但能将高温侧的热量以潜热的方式传递至低温侧,而且能进一步提高浓溶液的浓度,降低稀溶液的浓度,比传统的溶液热交换器更有效地降低了发生器的加热负荷和吸收器的冷却负荷.

跨膜传热过程主要包括 3 部分:①料液侧热边界层内热传递;②通过膜的两部分热传递,即伴随着跨膜传质而发生的汽化潜热和通过膜材料本身的导热;③渗透侧热边界层内热传递^[4]. 其中,水蒸气跨膜传质过程较复杂,不但与膜材料的特性有关,而且与溶液流动过程中在膜表面形成的温度和浓度极化有关.

2 传热传质数学模型

图 2 以逆流布置为例,并取单根膜管为研究对象的膜换热器的微观传热、传质模型示意图。假设流动处于稳态,膜长度方向无导热,整个过程无热量损失。由于膜两侧的温差对传质的影响远大于浓度差对传质的影响,因此忽略膜两侧的浓度极化现象。此外,认为传质和传热阻力都集中在膜两侧的边界层内。

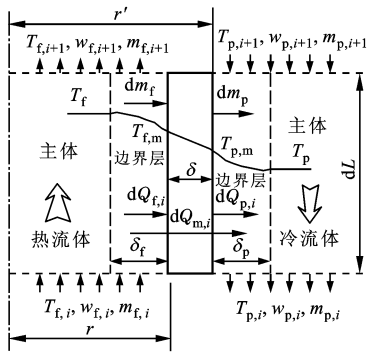


图 2 膜换热器的微观传热、传质模型示意图

2.1 模型参数

膜材料和中空纤维膜换热器的结构参数见表 1,膜换热器的进口参数选择 10 kW 制冷量的吸收式制冷机的操作参数见表 2。在建立数学模型时,分别对冷、热流体顺流和逆流布置时进行模拟计算。不同流程布置时,其他的参数均一样。

表 1 膜材料和中空纤维热交换器结构参数

膜材料参数		膜热交换器结构参数	
$\eta/\mu\text{m}$	0.16	d_s/mm	50
$\epsilon/\%$	85	d_0/mm	42
r/mm	0.8	l/mm	400~1 000
δ/mm	0.15	n	600
r'/mm	1.1	A/m^2	0.6~1.51

表 2 膜热交换器热侧和冷侧进口参数

进口参数	数值	进口参数	数值
Q_c/kW	10	$m_{f,\text{in}}/\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}$	4.26×10^{-2}
$m_{e}/\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}$	4.26×10^{-3}	$m_{p,\text{in}}/\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}$	4.69×10^{-2}
$w_f/\%$	55	$t_{f,\text{in}}/^{\circ}\text{C}$	99.8
$w_p/\%$	50	$t_{p,\text{in}}/^{\circ}\text{C}$	40

2.2 传热传质过程的数学描述

如图 2 所示,取膜管长度方向一很小微元段

dL ,对其建立质量、能量、传质、传热数学描述。

微元段中溶液总质量、溶质质量守恒,因此有

$$m_{f,i} = m_{f,i+1} + dm_f \tag{1}$$

$$m_{p,i} = m_{p,i+1} \mp dm_p \tag{2}$$

$$m_{f,i}w_{f,i} = m_{f,i+1}w_{f,i+1} \tag{3}$$

$$m_{p,i}w_{p,i} = m_{p,i+1}w_{p,i+1} \tag{4}$$

显然有 $dm_f = dm_p$ 。

管侧和壳侧能量守恒,因此

$$m_{f,i}h_{f,i} = m_{f,i+1}h_{f,i+1} + dQ \tag{5}$$

$$m_{p,i}h_{p,i} = m_{p,i+1}h_{p,i+1} \mp dQ \tag{6}$$

式中: h 为流体焓值, kJ/kg ; Q 为热量, kW 。式(2)和式(6)中,加号代表逆流流程,减号代表顺流。

膜两侧边界层内传热以对流方式进行,由于所取微元长度很小,在该微元内冷热主流温度分别用进、出口边界温度代替,因此

$$dQ_{f,i} = \alpha_{f,i}(T_{f,i} - T_{f,m,i})(2\pi r dL) \tag{7}$$

$$dQ_{p,i} = \alpha_{p,i}(T_{p,m,i} - T_{p,i})(2\pi r' dL) \tag{8}$$

式中: α 为对流换热系数, $\text{W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$; T 为各处温度, K 。

本文认为,所有的相变过程都在气体穿越膜孔时发生,因此通过膜壁的传热由导热和相变热 2 部分组成

$$dQ_{m,i} = (2\pi\lambda_{m,i}dL) \frac{T_{f,m,i} - T_{p,m,i}}{\ln(r'/r)} + J_i\Delta r_i(2\pi r dL) \frac{r'/r - 1}{\ln(r'/r)} \tag{9}$$

其中,微元段传质与微元段的膜通量的关系为

$$dm_f = dm_p = J_i(2\pi r dL) \frac{r'/r - 1}{\ln(r'/r)} \tag{10}$$

式中: $\lambda_{m,i}$ 为该微元段膜壁的导热系数,对于 PVDF 膜,可取 $0.14\text{ W}/(\text{m}\cdot\text{K})$ ^[4]; J_i 为该微元段的膜传质通量, $\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$ 。

由传热学基本原理可知

$$dQ = dQ_{f,i} = dQ_{p,i} = dQ_{m,i} \tag{11}$$

根据表 1 和表 2 的参数计算可知,管内外都处于层流状态,因此管侧对流传热系数按下式计算^[5],即

$$\alpha_{f,i} = \frac{dNu_{f,i}}{\lambda_{f,i}} = \frac{2rNu_{f,i}}{\lambda_{f,i}} \tag{12}$$

由于膜管长度较膜管内径大很多,故取

$$Nu_{f,i} = 4.36$$

壳侧换热系数和膜丝数与装填方式有关,可按照下式计算^[6],即

$$Nu_{p,i} = (0.53 - 0.58\phi)Re_{p,i}^{0.53}Pr_{p,i}^{0.33} =$$

$$(0.53 - 0.58\phi) \left(\frac{u_{p,i} d_e}{\nu_{p,i}} \right)^{0.53} \left(\frac{\mu_{p,i} C_{p,p,i}}{\lambda_{m,i}} \right)^{0.33} \quad (13)$$

式中: d_e 为当量水力直径, m; ϕ 为装填率, 定义为膜管总截面积与膜换热器总截面积之比, 即

$$\phi = n \left(\frac{d'}{d_s} \right)^2 \quad (14)$$

$$d_e = \frac{2(1-\phi)r'}{\phi} \quad (15)$$

局部质量传递方程, 即微元段的膜传质通量

$$J_i = K_i (p_{f,m,i} - p_{p,m,i}) \quad (16)$$

膜热交换器平均膜通量

$$J = \frac{1}{L} \int_0^L J(x) dx \quad (17)$$

式中: $p_{p,m}$ 和 $p_{f,m}$ 为冷、热膜壁温度下水蒸气对应的饱和蒸汽压力, Pa; K 为膜蒸馏系数, 其与膜材料特性和冷、热侧流体的操作参数有关. PVDF 的膜孔直径与水蒸气的分子平均自由程相当, 故水蒸气的扩散过程介于 Knudsen 和 Molecular 扩散之间. 文献[7]对 3 种膜材料在不同膜蒸馏过程中 K 的计算方法进行了详细的分析, 但所得计算方法非常复杂. 考虑到吸收式系统中需进行抽真空处理, 故可忽略膜孔的残留空气对传质的影响, K 的计算简化为^[8]

$$K_i = \frac{\epsilon}{\xi \delta} \frac{M}{RT_i} \frac{1}{3} \eta \left(\frac{8RT_i}{\pi M} \right)^{0.5} \quad (18)$$

式中

$$\xi = \epsilon^{-2.6}; \quad \bar{T}_i = (T_{f,m,i} + T_{p,m,i})/2$$

如上所述, 流体在管侧和壳侧的流动属于层流流动, 因此其沿程压力损失为

$$\Delta p = \frac{64}{Re} \frac{l}{d} \frac{u^2}{2g} \quad (19)$$

3 模拟结果及讨论

3.1 顺流布置下换热器的温度和溴化锂浓度分布

由图 3 可以看出, 热侧和冷侧的进口温度变化非常快, 但很快趋于平缓. 这是因为进口段的平均温差大, 导致换热剧烈、温度变化大, 随着换热量的减小, 两侧温度趋于平缓. 两侧温差的变化导致了水蒸气的传质速度也发生变化. 在开始阶段, 由于传质推动力大, 水蒸气由管侧向壳侧的传递量较大, 溴化锂浓度变化加剧. 随着膜两侧温差的减小, 传质推动力减小, 浓度的变化也减小, 甚至在膜换热器的后半程, 出现了水蒸气的传质由壳侧向管侧传递的现象. 这是因为虽然两侧仍有一定的温差存在, 但膜两侧的蒸汽压发生了逆转, 导致水蒸气的传递方向发生变化, 所以两侧的溴化锂浓度差逐渐变小.

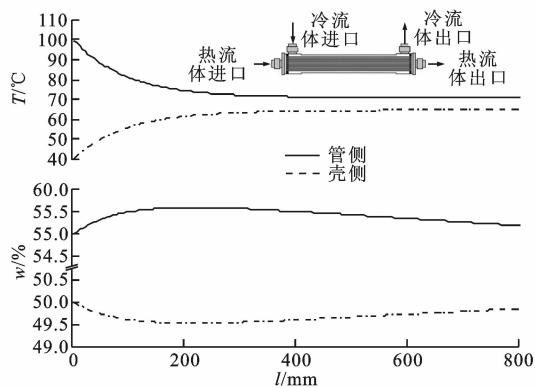


图 3 顺流布置下温度和溴化锂浓度分布

水蒸气的传质对膜两侧的温度变化也有影响. 在开始阶段, 传质量相对较大, 潜热由管侧向壳侧传递也大, 加剧了换热效果, 使得两侧温度趋于平缓. 在换热器后半程, 由于传质方向发生了逆转, 水蒸气由壳侧向管侧传递, 传递潜热抵消了一部分导热热量, 使得两侧的温度变化更趋于平缓.

3.2 逆流布置下换热器的温度和溴化锂浓度分布

由图 4 可以看出, 热溶液与冷溶液的温度差基本均匀, 而且热溶液温度的降低和冷溶液温度的升高幅度都较大, 显示出换热效果很充分. 从膜两侧温差较均匀的现象可以看出, 膜两侧的蒸汽压差也保持较均匀, 所以水蒸气的传质持续从热溶液侧向冷溶液侧进行, 这点可以从图 4 看出. 热溶液的浓度逐渐增加, 而冷溶液的浓度逐渐降低. 也就是说, 逆流布置时, 冷、热流体不但进行了很充分的换热, 而且进一步的浓缩了浓溶液, 稀释了稀溶液. 这对于减小发生器的加热负荷和吸收器的冷却负荷都是非常有益的.

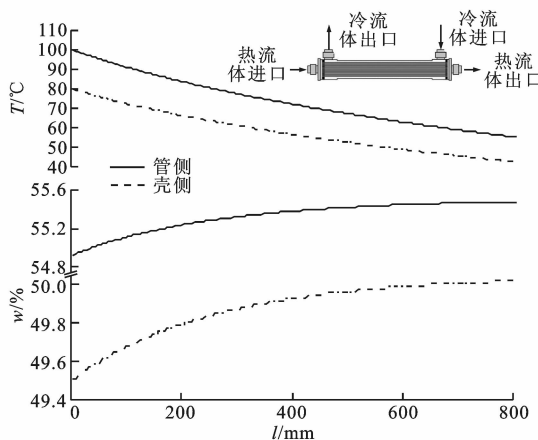


图 4 逆流布置下温度和溴化锂浓度分布

3.3 逆流和顺流布置下的换热量比较

由图 5 可以看出,在逆流布置时,整个换热器换热分布较均匀,由于水蒸气的传质始终是从高温侧向低温侧,所以潜热的传递与换热器的换热量相似,分布较为均匀。

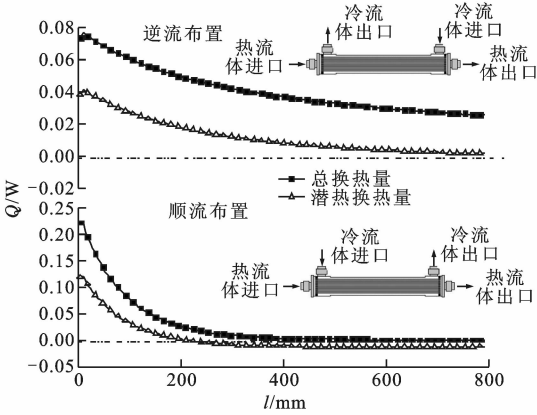


图 5 逆流和顺流布置下换热器的换热量

顺流布置时,在膜换热器的进口段由于平均温差很大,换热量很大,水蒸气传质量大,潜热传递大,但在换热器后段,膜两侧的蒸汽压差发生变化,水蒸气的传质方向发生转变,潜热传递方向变化,使得在换热器后段的综合换热效果发生内耗。

由表 3 可以看出:顺流布置时总换热量小于逆流布置;潜热传递方面,顺流的总潜热换热量大于逆流布置,但真正有益于换热器的潜热传递却远远小于逆流布置。

表 3 顺流和逆流布置时膜换热器总换热量 kW

换热器	顺流流程			逆流流程		
	Q_{tot}	Q_r	Q_{r0}	Q_{tot}	Q_r	Q_{r0}
膜	2.605	1.794	0.285	3.998	1.196	1.196
铜	1.740			1.910		

根据表 1 和表 2 的中空纤维膜热交换器参数,使用 12 根 $\varnothing 6 \times 1$ 的黄铜管构造了和膜换热器类似的 I-I 型金属换热器,其管侧和壳侧的截面积、换热面积、流量等参数均与膜换热器相同,但铜管换热器的长度(体积)是膜换热器的近 7 倍.运用效能-传热单元数法(ϵ -NTU 法)对顺流和逆流布置的情况进行了计算(限于篇幅,具体的计算过程不再赘述),计算结果如表 3 所示.从表中可见,在本文给定的流量情况下,顺流和逆流布置时金属换热器的总换热量总是小于膜换热器。

3.4 逆流和顺流布置下的流阻分布

由图 6、表 4 可以看出,无论逆流还是顺流,流阻的分布基本相似,管侧的流阻大于壳侧.原因是膜管的内径很小,沿程阻力损失较大,壳侧流体流动的当量直径相对较大,沿程阻力损失相对较小。

表 4 顺流和逆流布置时膜换热器的总流阻

流动方式	顺流		逆流	
	管内侧	管外侧	管内侧	管外侧
$\Delta p/\text{Pa}$	31 608.5	2 896.6	32 669.9	3 116.4

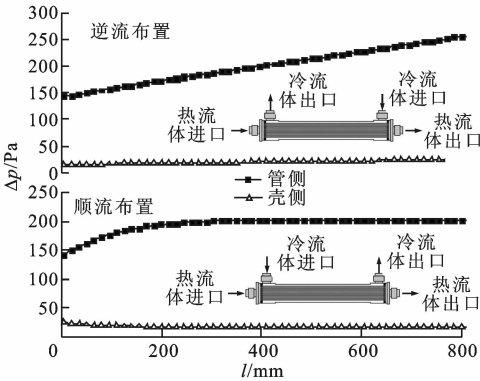


图 6 逆流和顺流布置时换热器的流阻分布

4 结 论

(1)提出了一种适用于吸收式制冷系统的新型中空纤维膜溶液热交换器,不同于传统的间壁式金属热交换器.膜换热器在进行热量交换的同时,有水蒸气传质过程的发生,水蒸气通过膜的传质作用将液体的潜热进行传递,加剧了溶液间的热量交换。

(2)水蒸气传质进一步浓缩了浓溶液,稀释了稀溶液,从而能够降低发生器的加热负荷,减小吸收器的冷却负荷,有望提高吸收式循环的性能系数。

(3)对膜热交换器的数值模拟结果表明,冷、热流体的逆流布置能够使换热效果更充分,并且能使水蒸气的传质始终从高温侧向低温侧进行,因此更适合作为溶液热交换器的流动方式。

(4)由于膜传质传热特性的复杂性,所以本文对所建立的数学模型进行了一定的简化和假设.更加完善的数学模拟及试验研究将在后续工作中进一步展开。

参考文献:

[1] GENSSLE A, STEPHAN K. Analysis of the process characteristics of an absorption heat transformer with

- compact heat exchangers and the mixture TFE-E181 [J]. *International Journal of Thermal Sciences*, 2000, 39 (1): 30-38.
- [2] DE VEGA M, ALMENDROS-IBANEZ J A, RUIZ G. Performance of a LiBr-water absorption chiller operating with plate heat exchangers [J]. *Energy Conversion and Management*, 2006, 47 (18/19): 3393-3407.
- [3] 龙剑. 溴化锂吸收式制冷系统溶液热交换器的传热性能研究 [J]. *制冷与空调*, 2006, 6(3): 68-70.
LONG Jian. Research on heat transfer performance of solution heat exchanger of lithium bromide absorption refrigeration system [J]. *Refrigeration and Air Conditioning*, 2006, 6(3): 68-70.
- [4] 马方伟, 赵之平, 郭轶琼, 等. 膜蒸馏过程传递机理研究进展: 直接接触式膜蒸馏 [J]. *膜科学与技术*, 2008, 28(1): 86-90.
MA Fangwei, ZHAO Zhiping, GUO Yiqiong. Advances in transfer mechanism in membrane distillation; direct contact membrane distillation [J]. *Membrane Science and Technology*, 2008, 28(1): 86-90.
- [5] 杨世铭, 陶文铨. 传热学[M]. 3版. 北京: 高等教育出版社, 1998: 168.
- [6] 阎建民, 马润宇. 用于膜蒸馏的中空纤维膜组件优化 [J]. *化工学报*, 2000, 51(6): 827-831.
YAN Jianmin, MA Runyu. Optimal design of hollow fiber module for membrane distillation [J]. *Journal of Chemical Industry and Engineering(China)*, 2000, 51 (6): 827-831.
- [7] MARTINEZ L, FLORIDO-DIAZ F J, HERNANDEZ A, et al. Characterization of three hydrophobic porous membranes used in membrane distillation; modelling and evaluation of their water vapour permeabilities [J]. *Journal of Membrane Science*, 2002, 203 (1/2): 15-27.
- [8] QTAISHAT M, MATSUURA T, KRUCZEK B, et al. Heat and mass transfer analysis in direct contact membrane distillation [J]. *Desalination*, 2008, 219 (1/3): 272-292.

(编辑 王焕雪)