

中空纤维膜换热器传热传质特性的实验和理论研究

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: 将直接接触式膜蒸馏的概念和操作过程引入到换热器的设计中, 提出了一种既有传热又有传质的新型中空纤维膜换热器. 以水为工作介质, 对采用聚偏氟乙烯膜(PVDF)的中空纤维膜换热器进行了初步的传热、传质实验研究, 考察了逆流布置下溶液的进口温度和流量对换热器的传热、传质效果的影响, 并构建了同样尺寸的铜列管式换热器进行对比研究. 实验和理论结果表明, 虽然膜材料本身的热传导系数较低, 但膜换热器冷热流体之间接触面积比传统换热器大, 特别是水蒸气从热侧向冷侧进行质量传递的同时还进行潜热传递, 因此膜换热器的换热量可维持在较高水平, 流体的进出口温差也有大幅度提高. 初步研究结果显示, 在实验的工况范围内, 在低流速、小流量下, 膜换热器的传热性能优于金属换热器, 但随着管内流速的增加, 膜换热器的沿程阻力将远大于金属换热器, 因此膜换热器适合于在低流速的情况下使用.

关键词: 中空纤维膜; 换热器; 膜蒸馏; 余热回收

中图分类号: TB61; TQ028.8 **文献标志码:** A **文章编号:** 0253-987X(2009)05-0040-06

Experimental and Theoretical Study on Heat and Mass Transfer of Hollow Fiber Membrane Heat Exchanger

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 Settlement and Civil Engineering, Xi'an Jiaotong University, Xi'an 710049, China)

Abstract: An experiment on heat and mass transfer of a hollow fiber membrane heat exchanger proposed in our study was conducted with water as a working medium and Poly(vinylidene fluoride) (PDVF) as a membrane material. The influence of inlet temperature and flow rate of the solution on heat and mass transfer of the heat exchanger was explored under the counter flow condition. Moreover, a brass shell-and-tube heat exchanger with the same size as the membrane one was fabricated to compare its heat transfer, pressure drop and other characteristics with those of the membrane heat exchanger. The experimental and theoretical studies indicate that although the thermal conductivity of the membrane materials is lower, the heat transfer capability of the membrane heat exchanger is higher due to its larger contact surface between the hot fluid and cold fluid, especially, the latent heat of the vapor caused by the mass transfer from the hot side to the cold side. The experimental result shows that the performance of the membrane heat exchanger is better than that of the metal one at the low flow rate under the experimental operation conditions. However, when the flow velocity in the tubes increases, the frictional resistance in the membrane heat exchanger is far larger than that in the metal heat exchanger. It seems that the present heat exchanger could be applied under low flow rate conditions.

Keywords: hollow membrane; heat exchanger; membrane distillation; waste heat recovery

符号表

η	平均孔径,m	A	膜面积,m ²	Q	换热量,kW
ε	孔隙率,%	d	管径,m	J	水蒸气的传质量,kg/(m ² ·K)
r	膜管内半径,m	A_L	管侧截面积,m ²	$G_L、G_S$	管侧、壳侧进口流量,L/h
δ	管壁厚,m	A_S	壳侧截面积,m ²	v	膜管内流速,m/s
r'	膜管外半径,m	F	管外侧换热面积,m ²	Δt_m	平均温差,℃
d_s	膜换热器外径,m	Re	雷诺数	H_i	换热系数,W/(m ² ·K)
d_0	膜换热器内径,m	Pr	普朗特数	Δt	换热温差,℃
l	管的有效长度,m	u	流速,m/s	Δp	沿程阻力,Pa
n	膜管数量	t	管侧进口温度,℃		

在工业生产的很多领域,大量的废汽、废热和余热等低品位能源以废水的形式被直接排出,造成了能量和水资源的大量浪费.在废水余热回收方面,大多采用金属制造的间壁式换热器作为冷热交换的中介设备,换热器的体积、重量和初投资很大^[1],而且在回收了余热的部分能量后,将回收后含有杂质的废水直接排空,严重浪费了水资源.直接接触式膜蒸馏过程就具有克服以上不足和缺点的潜在性能.

在膜分离领域中,直接接触式膜蒸馏作为一项有效溶液分离手段被广泛地应用在溶液浓缩、溶质提纯、废水处理等领域^[2-3].直接接触式膜蒸馏组件的结构类似于管壳式换热器,膜组件中排列了成百上千根由高分子疏水性材料制成的微细膜管,将流体分为管侧和壳侧两部分,膜管大大增加了溶液与膜材料的有效接触面积.与管壳式换热器最大的不同在于,直接接触式膜蒸馏过程中,有水蒸气从热侧溶液向冷侧溶液扩散,而溶液本身不发生混合,扩散的方向取决于膜两侧水蒸气的饱和分压,扩散的通量取决于膜材料的结构参数和膜两侧的水蒸气的分压差^[4].

国内外对于直接接触式膜蒸馏过程在溶液膜分离领域应用的研究较多,但研究范围大多限于海水和苦咸水淡化、溶质提纯、溶液分离等方面^[5-8],对于既有传热过程又有传质过程的膜组件应用于换热器的设计研究还未见报道.因此,本文将直接接触式膜蒸馏的概念和操作过程引入到换热器的设计中,以能量和水资源的双向回收或传递为研究目的,提出一种新型中空纤维膜式换热器,并通过实验和理论计算来初步研究其传热、传质过程及特性.

1 中空纤维膜换热器传热传质原理

在膜蒸馏技术中,常用的膜材料有聚乙烯膜(PE)、聚丙烯膜(PP)、聚偏氟乙烯膜(PVDF)和聚

四氟乙烯膜(PTFE).这些膜材料都是高分子疏水性微孔膜材料,其膜孔直径和水蒸气分子的平均自由程相当.这些膜材料具有良好的疏水性,只有水蒸气能够透过膜孔,溶液以及溶液中的分子和离子均不能通过,因此透过的水蒸气非常纯净.冷热流体在膜两侧形成的水蒸气的压差是水蒸气传递的动力.

在换热器壳体中布置了成百上千根中空纤维膜微细膜管,热流体在膜管内侧流动,冷流体在膜管外侧流动.如图 1 中的微观放大图所示,膜管上布置了许多微孔,在膜两侧水蒸气的压差的作用下,水蒸气分子由管侧扩散至壳侧.因此,膜两侧流体的换热过程包括两部分,一部分是通过膜材料的导热量,一部分是透过膜孔的水蒸气所带走的潜热量.本实验中,微细膜管是由高分子疏水微孔膜 PVDF 材料制成,PVDF 材料的导热系数与金属材料的导热系数相比很小,只有 0.14 W/(m·K)^[9].但是,微细膜管为管侧和壳侧的溶液提供了非常大的接触面积,可以弥补膜材料导热系数的不足,而且由于水蒸气的潜热量很大,从管侧至壳侧的水蒸气的传质作用非常有利于传热过程.

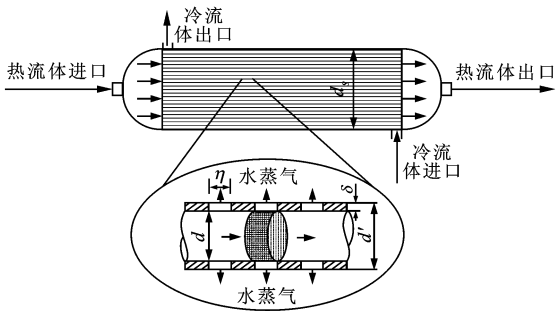


图 1 直接接触式膜蒸馏组件示意图

水蒸气的传质量(单位时间、单位面积下水蒸气通过膜的膜通量)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.水蒸气跨膜传质过程非常复杂,其传质方程可以用下式表示^[10]

$$J=K(p_{f,m}-p_{p,m}) \tag{1}$$

式中: $p_{f,m}$ 为膜内侧水蒸气饱和压力,Pa; $p_{p,m}$ 为膜外侧水蒸气饱和压力,Pa; K 为膜蒸馏系数,与膜材料本身的特性和冷热侧流体的操作参数有关.文献[11]详细分析了影响膜蒸馏系数的影响因素,但鉴于各种因素的复杂性,膜蒸馏系数大多需要通过实验的方法来确定.

由以上分析可见,膜换热器除了通过膜壁的导热量和传统换热器相同以外,另外一部分通过潜热传递的热量由传质量的大小控制.

2 实验装置与方法

2.1 膜材料以及膜换热器参数

实验中采用的膜材料为 PVDF 微孔膜材料,膜材料参数和膜换热器参数见表 1.

表 1 膜材料和中空纤维换热器结构参数

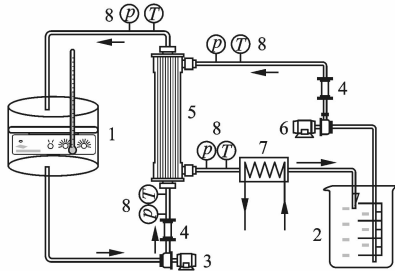
膜材料参数		膜换热器结构参数	
$\eta/\mu\text{m}$	0.16	d_0/mm	42
$\epsilon/\%$	85	l/mm	400
r/mm	0.8	$n/\text{根}$	600
δ/mm	0.15	A/m^2	0.6
r'/mm	1.1	$\Phi/\%$	41.16

注: Φ 为膜管总截面面积与换热器截面面积之比.

2.2 实验系统装置

膜换热器实验流程如图 2 所示,恒温水浴箱采用 501A 型超级恒温器,由于其加热功率不能满足热量的供给,对恒温器进行了改造,添加了 3 kW 的电加热热源,加热装置可达到的最高温度为 99℃,温度波动度小于等于±0.05℃.温度测量采用 Pt100/A 级温度传感器,温度误差为±(0.15+0.002| t |).压力测量采用 0.4 级的精密压力表.流量计为 LZJ 玻璃转子流量计.溶液泵为磁力循环泵.冷凝器为自制的水冷式冷凝器,可调节保持冷侧溶液收集器内的温度.

管侧溶液进口温度由 501A 超级恒温器控制,溶液流量由调节阀和流量计控制.壳侧溶液进口温度由冷凝器控制,溶液流量由调节阀和流量计控制.水蒸气的传质量由冷侧溶液收集器的刻度读出.



1:恒温水浴;2:冷侧溶液收集器;3:管侧溶液泵;4:流量计;5:膜换热器;6:壳侧溶液泵;7:冷凝器;8:温度压力传感器

图 2 膜换热器实验流程图

2.3 实验过程

实验中,管侧和壳侧的工作介质都为蒸馏水,逆流布置.为检验实验过程中膜管是否发生渗漏或破裂而引起管侧蒸馏水渗漏至壳侧,在管侧流体中加入微量染色剂,如果管侧有溶液向壳侧渗漏,可以通过观察壳侧流体的颜色发现.

首先记录冷侧溶液收集器的液位刻度,调整恒温水浴箱的加热温度直至达到实验所需温度,同时调整冷侧溶液收集器的温度使其达到实验所需的温度.开启管侧溶液泵和壳侧溶液泵,调整流量计使管侧流量和壳侧流量达到实验所需值.调整冷凝器的冷凝水流量使得进入冷侧溶液收集器的流体温度达到所需的温度,每组实验稳定运行时间不少于 60 min(实验工况范围见表 2).

表 2 实验工况范围

$t_L/^\circ\text{C}$	$t_S/^\circ\text{C}$	$G_L, G_S/(\text{L}\cdot\text{h}^{-1})$
65~88	33~42	40~140

注: t_L 为管侧进口温度; t_S 为壳侧进口温度.

3 实验结果及分析

3.1 不同进口温度时膜换热器的传热传质性能

实验中管侧和壳侧进口流量恒定,均为 60 L/h,壳侧进口温度维持在 37.5℃.由本文第 1 节所述可知,膜换热器的换热量由潜热和显热两部分组成,故可根据水蒸气的传质量计算出显热和潜热在总传热量所占的比重.从图 3 可见,膜换热器的总传热量、显热、潜热和水蒸气的传质量均随着管侧进口温度增加而增加,且基本保持线性关系.在实验的温度范围内,通过膜壁面的潜热传热量约为显热传热量的 2 倍.传热量增加的原因主要是由于膜两侧换热温差提高,而管侧进口温度的增加,提高了膜两侧的

水蒸气压差,因此传质动力提高,水蒸气的传质量加大,水蒸气通过膜两侧蒸发和冷凝过程中,携带了更多的潜热从管侧向壳侧传递.

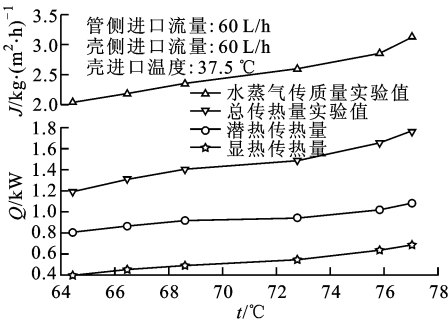


图3 管侧不同进口温度下膜换热器的传热传质特性

3.2 不同进口流量时膜换热器的传热传质性能

实验中管侧和壳侧的流量相同.从图4可见,膜换热器的总传热量和传质量随着流量的增加而增加,潜热和显热的传递同时也增加,其中显热量增加的主要原因是由于流量增加后,内外表面的对流传热系数增加所致,而流量的增加所提高的流体流速,可减小膜表面的温度极化和浓度极化现象,减薄热边界层,增加膜表面的传质系数和膜两侧的温差,从而提高膜两侧的水蒸气压差,因此增加了水蒸气传质和潜热传热量.

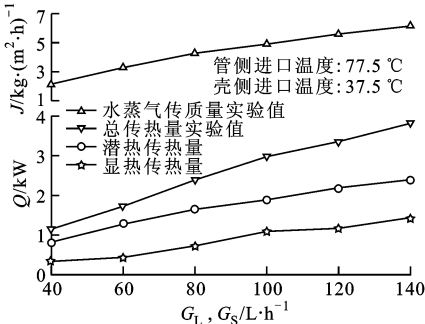


图4 不同流量下膜换热器的传热传质特性

4 膜换热器与金属换热器的比较

4.1 相似结构尺寸的金属换热器与膜换热器比较

为了和金属换热器的换热效果进行对比,构建了与膜换热器结构和外形尺寸相近的铜换热器,参数见表3.在同样外壳尺寸下构建管程为1、壳程为1、无折流板的铜管壳式换热器,即在长度为400 mm、直径为42 mm的壳体内布置 $\varnothing 6\text{ mm}\times 1\text{ mm}$ 的黄铜管12根,使得管侧和壳侧的截面积与膜换热器类似,以便在相同结构尺寸和进口流量下进行换热效果的对比.

表3 两种换热器的参数对比

换热器材料	<i>n</i>	<i>d</i> , δ /mm	<i>A_L</i> /cm ²	<i>A_S</i> /cm ²	<i>F</i> /m ²
PVDF	600	0.8,0.15	3.02	8.15	0.829
黄铜	12	6.0,1.00	3.39	7.82	0.121

从表3中可见,相同外形尺寸和体积下膜换热器所提供的换热面积约是铜换热器的7倍.运用效能-传热单元数法对铜管换热器进行模拟计算,铜换热器的管侧和壳侧的进口参数取值与膜换热器相同.

在本文实验和计算中,2种换热器都处于低流速、小流量工况,管侧和壳侧流体的流动为层流方式,效能-传热单元数法中铜换热器的换热系数依据下式进行计算^[12]

$$Nu_f = 0.46Re_f^{0.5} Pr_f^{0.43} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w}\right)^{0.25} \left(\frac{d}{l}\right)^{0.4} \tag{2}$$

式中:下标f表示管内,w表示管壁.

从图5可见,2种换热器管侧和壳侧流速基本相同,在实验的流量范围内,流速较低.随着流量增加,2种换热器的换热量都增加,但膜换热器换热量增加的幅度远大于铜换热器,其原因除了膜换热器实际换热面积比铜换热器大7倍以外,主要原因在于膜换热器在换热过程中发生了水蒸气的传质作用,将潜热从管侧向壳侧传递,由于水蒸气的潜热量较大,因此换热效果要远高于金属换热器.

从图5还可以看出,在同等体积的相似结构尺寸下,铜换热器的对数平均温压大于膜换热器,这说明膜换热器中管侧和壳侧流体的进出口温差大于铜换热器,这也是由于潜热的传递极大地加剧了膜两侧热量的交换所致.

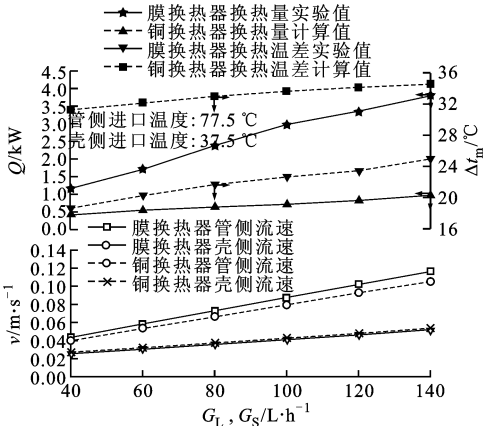


图5 相似结构下膜换热器和金属换热器的比较

4.2 相同换热面积下膜换热器与金属换热器比较

为了进一步比较2种换热器的换热面积,以表3中铜换热器的基本结构为基础,保持铜换热器截面不变,将铜管长度由0.4 m增大到2.75 m,这样2种换热器的换热面积均为 0.829 m^2 ,而铜换热器的体积约为膜换热器的7倍.同样采用效能-传热单元数法对铜管换热器进行模拟计算,并将结果和膜换热器实验数据进行对比,结果如图6所示.

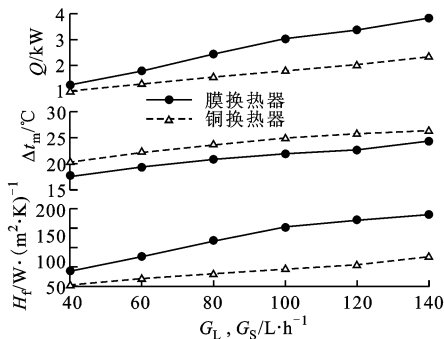


图6 相同换热面积下膜换热器和金属换热器的比较

从图6可见,在相同进口温度、相同流量以及相同换热面积条件下,膜换热器的总体换热效果仍然优于铜管换热器,膜换热器的平均换热温差依旧小于铜换热器,但由于本例中两者的换热面积相同,故图6和图5相比,2种换热器的换热量差别有所减小.

由于膜换热器存在传质现象,不能用传统意义上的换热系数表达方式进行评价,为了和金属换热器进行比较,利用实验测量得到的膜换热器的总换热量、换热面积以及由进出口温差得到的对数平均温差来回归膜换热器的当量换热系数,并将回归得到的膜换热器总换热系数和由式(2)计算得到的铜换热器换热系数进行对比,结果见图6.由图6可见,由于膜换热器潜热传递作用,在相同温差下,单位面积内膜换热器的换热量要大于铜换热器.

限于实验条件,铜换热器换热特性采用效能-传热单元数法进行了计算,未对其进行实验对比,显然这会造成一定的误差,但鉴于管壳式换热器计算方法的成熟性,以及从图5和图6的对比结果来看,在限定的工况范围内,同体积下的膜换热器传热特性远好于铜换热器,即使将铜换热器体积扩大,使其换热面积和膜换热器相同,其换热量仍然小于膜换热器.

本例中选用 $\varnothing 6 \text{ mm} \times 1 \text{ mm}$ 的铜管,若将铜管直径减小,则同外形尺寸和体积下换热面积将增加,其与膜换热器的换热量差别将会减少,但小直径铜

管换热器的制作成本远高于膜换热器.

4.3 膜换热器的阻力分析

由于实验中流量范围较小,管侧和壳侧流速很小,而影响换热器的另外一个重要参数为换热器阻力损失.换热器管程阻力由3部分组成,即沿程阻力、回弯阻力和进出口连接管阻力,其中又以前二者为主.本研究中构造的换热器为I-I型换热器,无回弯阻力问题,因此重点对比2种换热器的沿程阻力.

假设膜管和铜管均为光管,由于管内流速较小,计算得到的管内流体的最大 Re 小于1 200,因此换热器的沿程阻力损失按下式来计算

$$\Delta p = \frac{64}{Re} \frac{l}{d} \frac{u^2}{2g} \quad (3)$$

从图7可见,在400 mm长度下,2种换热器的管内流速基本相等,但由于膜管的内径很小,随着流速增加,膜换热器沿程阻力损失急剧增加.考虑到膜壁表面存在很多微孔,加之膜管制造工艺的原因,如果考虑膜管内壁的粗糙度后,实际情况下膜换热器的沿程阻力较图7计算的情况更高.过高的沿程阻力不仅直接影响到换热器的流阻特性,同时当膜两侧的压差达到膜材料的液体挤入压力时,高压侧液体将被压入膜孔,形成溶液之间的交叉污染^[13].

从图7可知,与铜换热器相比,膜换热器一般适用于低流量、小流速工况,在溶液处理量较大的工况下,一般都采用组件串联或并联的方式进行.

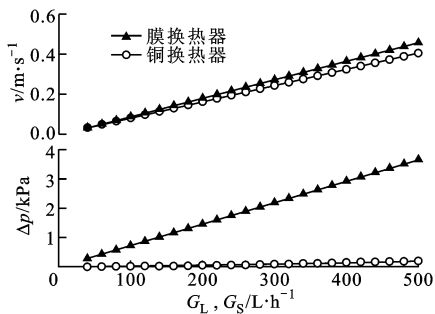


图7 膜换热器和铜换热器沿程阻力理论计算比较

需要说明的是,本次实验中采用的膜组件最初的用途是进行高浓度氯化锂水溶液的膜蒸馏分离,在膜蒸馏技术中,增加膜管管壁的热阻,可以减小膜表面的温度极化现象,有利于传质的进行.因此,实验中膜组件的膜管壁制作得较厚,而将该膜组件应用于膜换热器时,过厚的膜壁在一定程度上对传热过程不利.同时,该膜组件的设计也未能完全按照换热器设计方法进行优化,例如壳侧缺少合适的折流板,进出口接管管径较细,极大地增加了局部阻力损

失,液体分配器对流体分配不均匀,导致部分膜管出现短流现象,等等.进一步的工作将围绕这些环节展开.

5 结 论

(1)将膜分离理论中的直接接触式膜蒸馏技术及其操作过程引入到换热器的设计中,提出了一种既有传质又有传热过程的换热器,该换热器可应用于含杂质的余热水的热量和水量回收,以及溴化锂吸收式制冷机溶液热交换器等领域.

(2)采用 PVDF 中空纤维膜构建了一个换热器,并对其进行了初步实验研究.研究表明,膜换热器热侧温度的提高和流量的增加会提高膜换热器的传热和传质量.与相同尺寸的黄铜管壳式换热器比较后可见,在实验流量下,膜换热器的总换热量大于铜管壳式换热器,其原因在于膜换热器的实际流体换热面积较铜管壳式换热器大,加之水蒸气从热侧向冷侧的转移,以潜热的形式携带了大量热量.

(3)从2种换热器沿程阻力对比可见,膜换热器适用于低流速小流量工况,可以保证传热和传质过程的充分进行,膜换热器的进出口温差较大,对于流量较大的工况,可通过组件的串联和并联满足.

(4)限于实验条件和设备,实验中所采用的 PVDF 膜换热器存在一定的设计缺陷,同时与铜换热器的对比以理论分析为主,实验中流量范围也较窄.以后我们将根据本次实验结果对膜换热器的膜管和膜组件结构进行优化设计,同时加工同尺寸的铜换热器并进一步提高流速,来进行对比实验研究.

参考文献:

- [1] 吴双应,苏芬仙,李友荣. 余热回收换热器投资的热技术经济分析[J]. 冶金能源, 2000(4): 34-39.
WU Shuangying, SU Fenxian, LI Yourong. The thermal techno-economic analysis of investment on waste heat recovery exchanger[J]. Energy for Metallurgical Industry, 2000(4): 34-39.
- [2] 马方伟,赵之平,郭铁琼,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(1): 86-90.
MA Fangwei, ZHAO Zhiping, GUO Yiqiong, et al. Advances in transfer mechanism in membrane distillation: direct contact membrane distillation[J]. Membrane Science and Technology, 2008(1): 86-90.
- [3] YUN Y, MA R, ZHANG W, et al. Direct contact membrane distillation mechanism for high concentration NaCl solutions[J]. Desalination, 2006, 188 (1/3): 251-262.
- [4] 吴庸烈. 膜蒸馏技术及其应用进展[J]. 膜科学与技术, 2003(4): 67-79.
WU Yonglie. Advance of membrane distillation technology and the application[J]. Membrane Science and Technology, 2003(4): 67-79.
- [5] CATH T Y, ADAMS V D, CHILDRESS A E. Experimental study of desalination using direct contact membrane distillation: a new approach to flux enhancement[J]. Journal of Membrane Science, 2004, 228 (1): 5-16.
- [6] CHENG L H, WU P C, CHEN J. Modeling and optimization of hollow fiber DCMD module for desalination[J]. Journal of Membrane Science, 2008, 318 (1/2): 154-166.
- [7] IMDAKM A O, MATSUURA T. Simulation of heat and mass transfer in direct contact membrane distillation (MD): the effect of membrane physical properties[J]. Journal of Membrane Science, 2005, 262 (1/2): 117-128.
- [8] LAGAN F, BARBIERI G, DRIOLI E. Direct contact membrane distillation: modelling and concentration experiments[J]. Journal of Membrane Science, 2000, 166 (1): 1-11.
- [9] 负延滨,刘丽英,马润宇,等. 浓盐溶液的膜蒸馏机理研究[J]. 高校化学工程学报, 2002(4): 389-395.
YUN Yanbin, LIU Liying, MA Runyu, et al. Study of membrane distillation mechanism for high concentration NaCl solution[J]. Journal of Chemical Engineering of Chinese Universities, 2002(4): 389-395.
- [10] 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.
- [11] MARTINEZ L, FLORIDO-DIAZ F J, HERNANDEZ A, et al. Characterisation 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.
- [12] 杨世铭,陶文铨. 传热学[M]. 北京: 高等教育出版社, 1998: 205.
- [13] 刘茉娥. 膜分离技术[M]. 北京: 化学工业出版社. 1998: 325.

(编辑 王焕雪)