

薄膜蒸发器温度场及膜内给热系数的数值模拟

贺小华¹, 李佳¹, 陆小华²

(1. 南京工业大学机械与动力工程学院, 江苏 南京 210009; 2. 南京工业大学化学工程学院, 江苏 南京 210009)

摘要:应用 CFD 软件 CFX4.4 建立了薄膜蒸发器内水及粘性料液的传热计算模型, 获得了沿轴向及膜厚方向的液膜平均温度分布, 计算了各参数下加热段液膜内给热系数 α 。结果表明, 进料量及搅拌转速对各料液液膜温度分布及膜内给热系数影响显著。不同粘度料液在不同操作条件下均存在同一最佳进料量, 此时圈形波内截面平均速度 \bar{u}_s 达到最大值, 相应的膜内给热系数 α 也达到最大值。高转速或最佳进料量下, 纯物质水流动边界层与膜厚之比及温度边界层与膜厚之比均最小, 流动边界层与温度边界层存在内在联系。传递边界层厚度严重影响液膜内温度分布及给热系数。本研究各工况下, 粘性料液尚未形成明显的温度边界层。

关键词: 薄膜蒸发器; 温度场; 给热系数; 传递边界层

中图分类号: TK124 **文献标识码:** A **文章编号:** 1009-606X(2005)04-0364-06

1 前言

机械搅拌式薄膜蒸发器(以下简称薄膜蒸发器)相对于普通升膜或降膜蒸发器, 由于刮板的机械刮擦成膜作用, 使处理的物料在蒸发表面停留时间短而受热效果好, 适用于蒸发浓缩高粘性、热敏性或易结晶物料, 已广泛应用于化工、医疗、食品、轻工等行业^[1,2]。

国内外对薄膜蒸发器的传热系数和蒸发效率进行了大量的实验室研究, 对其工业操作设备从结构和操作工艺上进行了优化^[3-6]。但由于蒸发传热及刮板刮擦成膜的复杂性, 目前用于设计计算的基础数据仍显不足, 用于蒸发设计计算的液膜侧传热系数主要是液膜受热的数据。蒸发实验多以水为介质, 有关粘性料液的传热数据报道较少。基于碱液蒸发浓缩开发的机械搅拌式薄膜蒸发器结构对高粘度料液是否存在优化设计的余地值得进一步研究。虽有一些描述刮膜蒸发/蒸馏的数学模型^[7], 但尚未经实验研究证实。对薄膜蒸发器内液膜流动及传热、传质机理进行研究十分迫切, 如何准确获得液膜内速度分布、温度分布及浓度分布是值得研究的课题^[8]。

计算流体力学(CFD)是流体力学的一个分支, 现已广泛应用于各相关领域, 显示出巨大活力, 其基础是动量、能量和质量守恒方程。目前, 国内外基于 CFD 技术的薄膜蒸发器传热特性研究尚未见报道。

本研究采用 CFX4.4 软件, 在薄膜蒸发器流场分析的基础上^[9], 进一步分析薄膜蒸发器加热段(液膜温度在沸点以下的区域)内粘性料液的温度场, 探讨薄膜蒸发器加热段长度及加热段液膜内给热系数的影响因素, 为

薄膜蒸发器优化参数设计及进一步研究传热、传质机理奠定基础。

2 传热模型的确定

2.1 几何模型

根据文献^[9]对薄膜蒸发器内流场的分析, 将整个薄膜蒸发器内流体流道简化为静止的紧贴筒体内壁的薄膜和旋转运动的圈形波两部分。几何模型的确定及流场分析参数详见流场分析模型^[9]。计算网格采用六面体, 网格为 0.01 mm×0.02 mm×0.1 mm。计算比较过几种不同尺度的网格(小于此计算网格), 结果几乎不变, 求出的解是稳定、收敛的。

2.2 计算数学模型

采用 CFD 软件 CFX4.4, 计算方法用滑移网格法^[10], 数学模型选用 CFX4.4 中 $k-\epsilon$ 湍流模型^[11], 传热控制方程为

$$(\partial/\partial t)\rho H + \nabla(\rho \vec{U}H) - \nabla(\lambda \nabla T) = 0. \quad (1)$$

根据设备结构的对称性, 选取蒸发器的 1/2 区域作为计算几何模型。采用柱坐标系, 计算模型如图 1 所示。

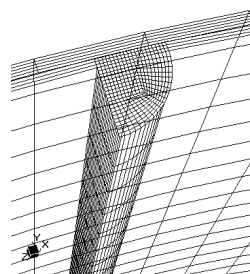


图1 计算几何模型网格示意图
Fig.1 Mesh for geometry model of calculation

2.3 计算条件

(1) 圈形波和薄膜流体的入口以速度为边界条件, 给定初始轴向速度; (2) 固体壁面边界条件为无滑移固体壁面; (3) 自由表面处无剪切力; (4) 在固体表面处加以恒定的热流率; (5) 入口温度为定值; (6) 假设流体不可压缩; (7) 假设加热段内液相流体的物理特性不变.

3 传热模拟计算与分析

3.1 计算方案

以纯物质水为基础, 改变料液粘度(其余物性同水), 选取介质水及物质 A($\mu=0.5 \text{ Pa}\cdot\text{s}$)、物质 B($\mu=1 \text{ Pa}\cdot\text{s}$). 根据文献[9]的传热计算, 进料温度对加热段膜内给热系数的影响因子较小, 故分析转子转速、进料量 2 个参数, 根据文献[9,12]的蒸发实验, 选取的水平分别是: 转子转速 200, 300, 450 r/min, 进料量 40, 60, 80 L/h, 进料温度 35°C , 设备内的真空度 70.17 kPa, 此时水的沸点 70°C , 即 343 K.

3.2 温度场分布

3.2.1 沿轴向温度分布

图 2 给出了不同进料量下薄膜蒸发器内介质水及粘性料液 B 液膜内平均温度沿轴向位置的分布. 由图可知, 进料量越小, 薄膜蒸发器沿轴向温度分布曲线越陡峭, 即物料在蒸发表面达到沸点时沿轴向流动的距离(加热段长度)越短, 沸腾蒸发段长度越长, 则筒壁的有效蒸发面积就越大, 总蒸发速率也相应提高. 但在实际操作中, 既要保证刮板 2 次刮擦之间能在蒸发器壁面维持整个液膜的润湿, 又要保证一定的产量, 因此进料量不能过小. 进一步比较图 2 可知, 同一转速、进料量下, 粘性料液 B 比水达到沸点时沿轴向流动的加热段长度较短, 即沸腾蒸发段长度较长, 蒸发效率较高. 从蒸发强度看, 薄膜蒸发器更适合于高粘度料液的蒸发浓缩.

图 3 给出了不同转速下薄膜蒸发器液膜内平均温度沿轴向位置的分布. 由图可知, 转速对粘性料液 B 的影响不显著. 对介质水, 转速升高, 物料在蒸发表面达到沸点时沿轴向流动的距离缩短, 筒壁的有效蒸发面积增大, 蒸发效率也相应提高, 但转速的影响程度远小于进料量.

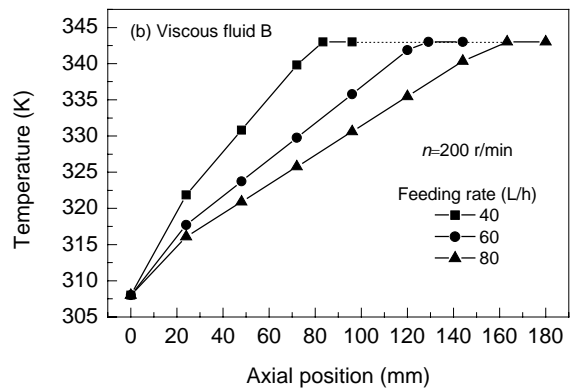
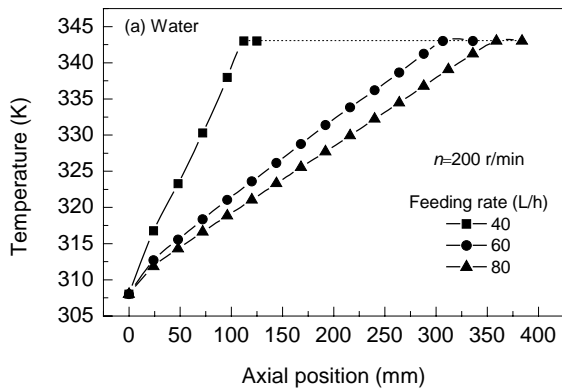


图 2 液膜温度轴向分布与进料量的关系
Fig.2 Relations between axial distribution of film temperature and feeding rate

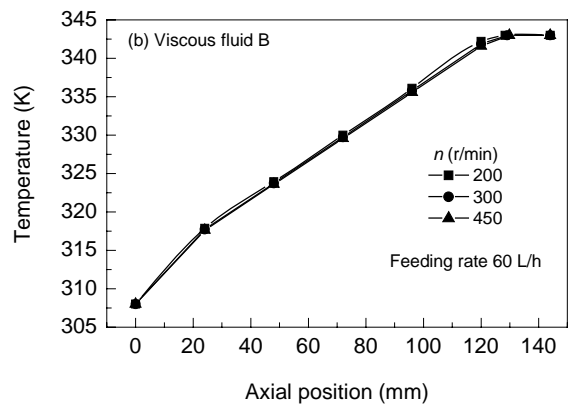
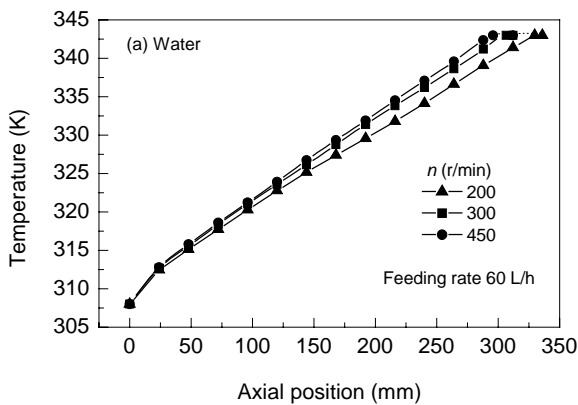


图 3 液膜温度轴向分布与转速的关系
Fig.3 Relations between axial distribution of film temperature and rotor speed

3.2.2 沿膜厚方向温度分布

分析了薄膜蒸发器加热段内不同高度处液膜的径向温度分布,发现同一料液不同高度处液膜内平均温度沿膜厚分布规律一致.

图 4(a)和 5(a)给出了不同转速及不同进料量下薄膜蒸发器内介质水液膜内平均温度沿膜厚分布(截面位置为沿轴向高度 100 mm 处),图 4(b)和 5(b)给出了相应工况下粘性料液 B 液膜内平均温度沿膜厚分布(截面位置为沿轴向高度 80 mm 处).由图可知,粘性料液 B 液膜内平均温度沿膜厚分布与水的分布趋势一致,但存在差异.远离壁面一定位置处,介质水液膜内平均温度趋于稳定,此时,圈形波截面内各点温度均为液膜内温度稳

定值.粘性料液 B 液膜及圈形波截面内各点温度随该点与壁面径向距离增加而略有减小.

为进一步讨论转速、进料量等参数对介质水液膜温度分布的影响,根据温度边界层厚度 δ_t 定义^[13],分别计算图 4、5 对应工况下的 δ_t 及无量纲因子 δ_t/δ ,详见表 1.表中流动边界层与膜厚之比 δ_t/δ 取自文献[9].由表结合图 4 可知,不同转速下 δ_t 及 δ_t/δ 不同,转速最大(450 r/min)时 δ_t/δ 最小(0.371),此时 δ_t/δ (0.700)也恰最小.由表结合图 5 可知,不同进料量下 δ_t 及 δ_t/δ 也不同,进料量 60 L/h 时 δ_t/δ 最小(0.514),此时 δ_t/δ (0.771)最小.由此表明,温度边界层受流动边界层的强烈影响,温度边界层的厚薄影响层内的温度分布,因而影响温度梯度.

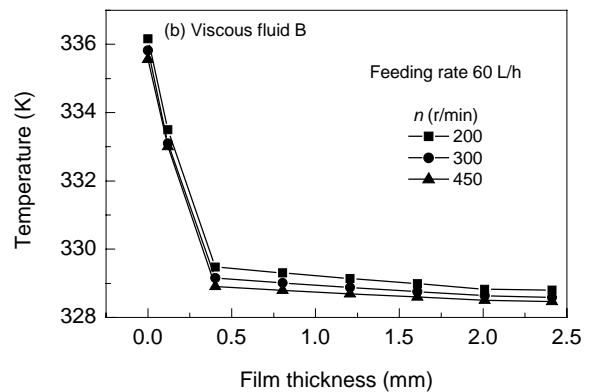
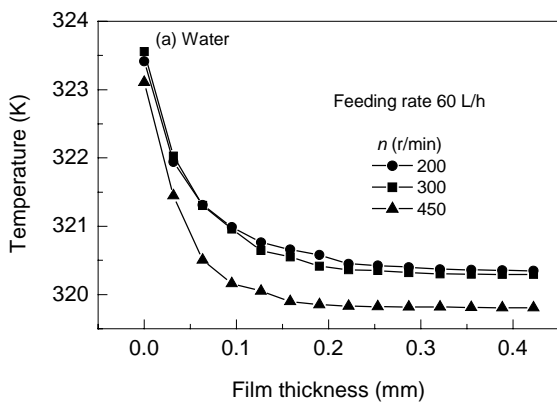


图 4 液膜温度沿膜厚分布与转速的关系

Fig.4 Relations between the film temperature distribution along film thickness and rotor speed

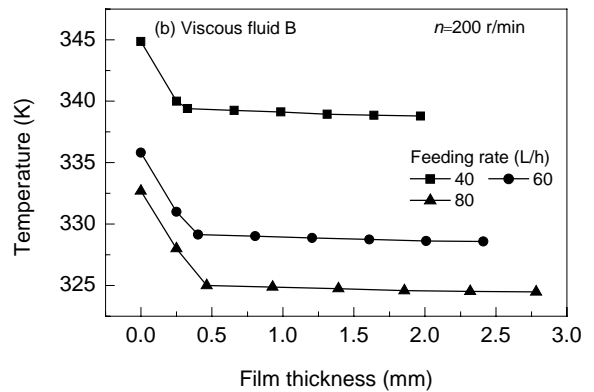
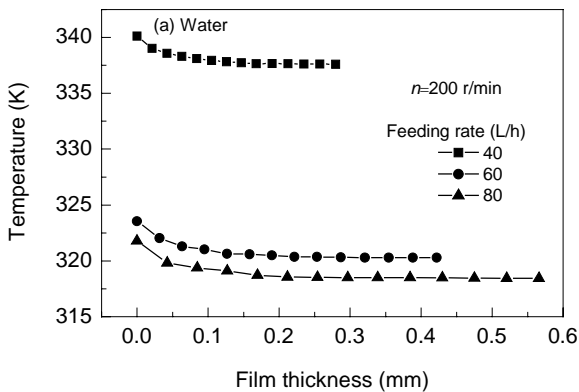


图 5 液膜温度沿膜厚分布与进料量的关系

Fig.5 Relations between the film temperature distribution along film thickness and feeding rate

表 1 介质水各进料量、转速下传递边界层厚度

Table 1 The transfer boundary layer thickness under different conditions for water

Feeding rate (L/h)	80	60	60	60	40
Rotor speed (r/min)	200	200	300	450	200
Temperature boundary layer thickness, δ_t (mm)	0.336	0.216	0.192	0.156	0.162
Ratio of temperature boundary layer thickness to film thickness, δ_t/δ	0.596	0.514	0.457	0.371	0.565
Ratio of flow boundary layer thickness to film thickness, δ_f/δ	0.836	0.771	0.743	0.700	0.946

由于粘性料液 B 粘度较大, 湍流程度大大降低, 本计算各工况下粘性料液 B 液膜内平均温度沿膜厚均未达到稳定值, 尚未形成明显的温度边界层.

3.3 加热段液膜内给热系数的计算

在薄膜蒸发器内, 料液从进口到出口经历了加热至沸点和沸腾蒸发浓缩 2 个阶段, 加热段内料液传热性能对蒸发器内蒸发过程影响很大. 本研究将薄膜蒸发器筒体内壁视为足够薄, 在无限薄的筒体内壁施加一个固定的热流, 与蒸发器内的料液进行对流传热. 以文献[9]中 0.4 m² 薄膜蒸发器对水的实验数据为基准, 取热流量 $Q=3 \times 10^4 \text{ W/m}^2$, 加热段液膜内给热系数 α 由下式给出, 式中 ΔT 为对数温差^[14]:

$$\alpha = Q / \Delta T. \quad (2)$$

图 6 给出了不同粘度料液在不同转速下膜内给热

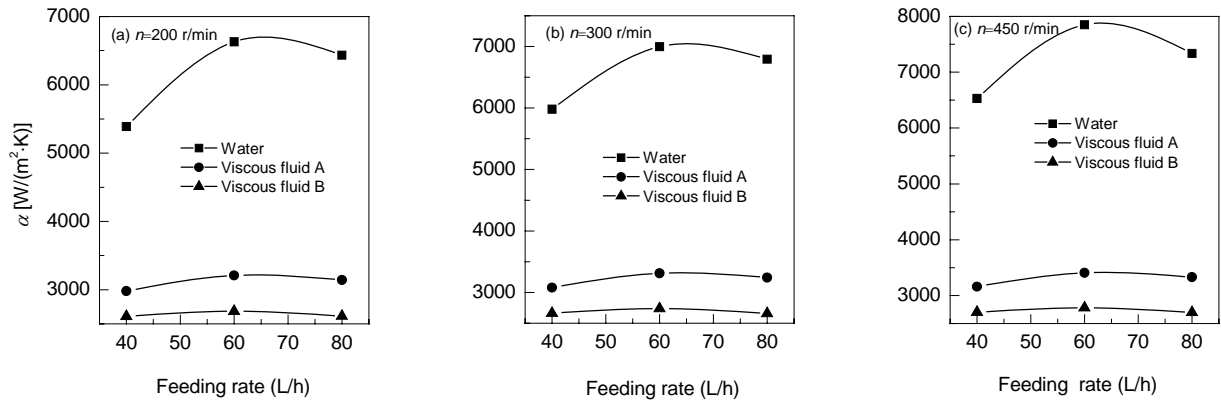


图 6 不同粘度物质不同转速下膜内给热系数 α 与进料量的关系

Fig.6 Relations between liquid feeding rate and film transfer coefficient α at different rotor speeds and fluid viscosity values

3.4 流体流动对传热过程的影响

图 6 计算结果表明, 不同粘度料液在不同操作条件下均存在使膜内给热系数达到最大值的同一最佳进料量. 对纯物质水分析计算可知, 最佳进料量(60 L/h)下 δ_f/δ 及 δ_i/δ 均达到最小, 相应的膜内给热系数 α 达到最大, 初步揭示了流动边界层、温度边界层与动量传递、热量传递之间的内在联系. 但高粘度料液由于其在液膜内湍流程度大大降低, 在液膜厚度内尚未形成明显的传递边界层.

Komori 等^[15]指出, 当圈形波内流体横截面速度较大时, 圈形波内流体流动较剧烈, 薄膜和圈形波内两部分流体的混合程度增大, 高度促进薄膜内流体的径向混合, 提高蒸发器的传热效率. 图 7 和 8 给出了不同转速及不同进料量下, 纯物质水及粘性料液 B 圈形波内流体

系数与进料量的关系. 由图可知, 物料粘度对膜内给热系数影响非常大, 高粘度料液的 α 值均远低于水的 α 值. 因为高粘度情况下, 物质的湍流程度大大降低, 热交换程度随之降低. 计算发现, 随粘度增加, α 减少的趋势有所缓和.

给热系数随进料量的增加呈抛物线关系, 粘性料液变化幅度比水小得多. 当进料量为 60 L/h 时, 各料液给热系数 α 达到最大值, 与文献[9]实验结果一致. 随进料量逐渐增加, 薄膜中的流体更多更新, 故 α 增大. 当进料量达到一定值后, 圈形波内流体轴向速度远大于薄膜内流体速度, 因此, 二者的混合程度又相对减小, 故 α 值又出现下降趋势.

在计算范围内, 转速越高, α 越大, 这是因为高转速使流体湍流程度加大, 促进热交换.

横截面的平均速度 \bar{u}_s 与相应膜内给热系数 α 的关系.

由图 7 和 8 可知, 不同转速下变化趋势完全一致. 任一转速下, 低流量时, 圈形波截面平均速度 \bar{u}_s 较小, 此时圈形波尺寸小, 圈形波内流体与液膜混合程度较小, 相应的 α 也较低. 随流量的增加, 圈形波尺寸增大, 圈形波内流体与液膜混合程度不断加剧, 相应的 α 也增加. 当流量增至 60 L/h 后, 此流量对应的圈形波内截面平均速度 \bar{u}_s 达到最大, 相应的给热系数 α 也达到最大. 随流量的继续增大, 圈形波内流体轴向速度远大于薄膜内流体速度, 二者之比可达 10 以上, 此时, 圈形波与薄膜内流体的混合程度开始减弱, \bar{u}_s 随之减小, 相应的 α 也减小. 由此表明, 无论是纯物质水或粘性料液, α 与 \bar{u}_s 间均存在对应关系. 由此, 从定量上解释了流体流动过程对传热过程的影响, 也与 Komori 等^[15]的解释一致.

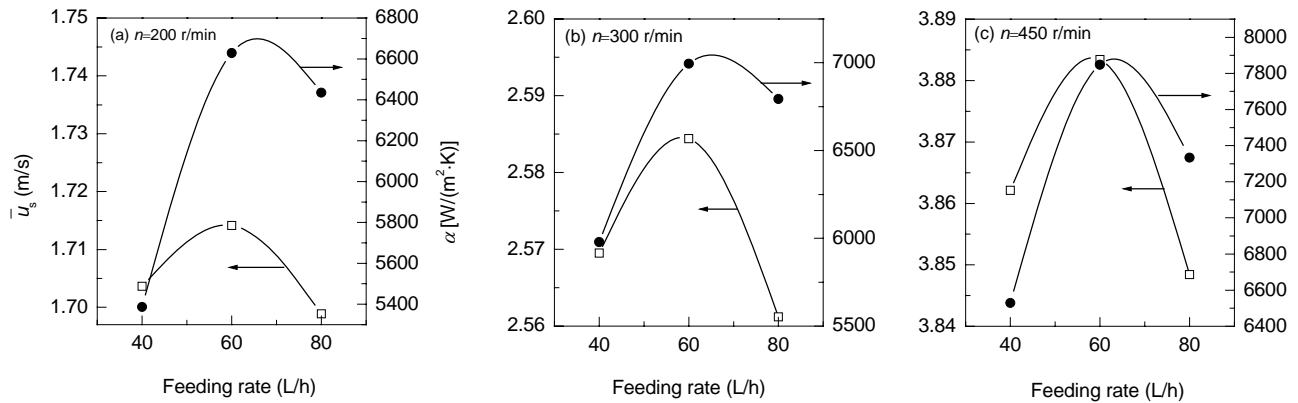


图7 纯物质水圈形波截面平均速度与给热系数的关系
Fig.7 The mean velocity in fillet section and the heat transfer coefficient for water

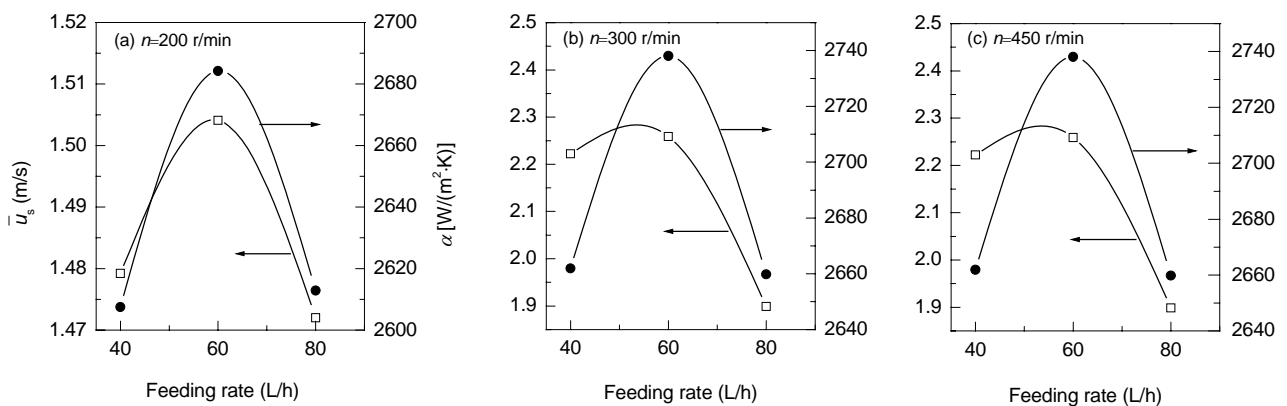


图8 粘性料液B圈形波截面平均速度与给热系数的关系
Fig.8 The mean velocity in fillet section and the heat transfer coefficient for viscous fluid B

4 结论

(1) 进料量、转速等参数影响料液沿轴向的液膜温度分布. 低进料量、高转速下料液沿轴向较易达到沸点. 相同工况下, 沿轴向粘性料液比水易达到沸点.

(2) 进料量、转速等参数影响料液沿膜厚方向的液膜温度分布. 高转速或最佳进料量下, 介质水流动边界层与膜厚之比及温度边界层与膜厚之比均最小. 流动边界层与温度边界层存在内在联系. 对粘性料液, 本计算各工况下尚未形成明显的温度边界层.

(3) 高转速或最佳进料量下, 各料液膜内给热系数 α 均达到最大, 给热系数 α 随料液粘度增大明显减小.

(4) 不同粘度料液均存在同一最佳进料量, 此时其圈形波内截面平均速度 \bar{u}_s 达到最大, 相应的给热系数 α 也达到最大.

符号表:

H	静态焓值 (J/kg)	n	刮板转速 (r/min)
Q	热流量 (W/m ²)	t	时间 (s)
T	温度 (K)	\vec{U}	流体速度矢量 (m/s)
\bar{u}_s	圈形波内流体平均速度 (m/s)	α	膜内给热系数 [W/(m ² .K)]

λ	导热系数 [W/(m.K)]	μ	料液粘度 (Pa.s)
ρ	流体密度 (kg/m ³)	δ	薄膜厚度 (m)
δ_f	流动边界层厚度 (m)	δ_t	温度边界层厚度 (m)

参考文献:

- [1] 陈合, 杨辉. 刮板薄膜蒸发器的特性及其应用研究 [J]. 西北轻工业学院学报, 1998, 16(2): 60-64.
- [2] Cvengros J, Badin V, Pollak S. Residence Time Distribution in a Wiped Liquid Film [J]. Chem. Eng. J. Biochem. Eng. J., 1995, 59(3): 259-263.
- [3] 皮丕辉, 杨卓如, 马四朋, 等. 内冷式刮膜蒸发器粘性流体的传热与蒸发探讨 [J]. 化学工业与工程, 2003, 20(3): 150-155.
- [4] Glover W B, William B. Scale-up of Agitated Thin-film Evaporators [J]. Chem. Eng., 2004, 111(4): 55-58.
- [5] Mckenna T F. Design Model of a Wiped Film Evaporator Applications to the Devolatilisation of Polymer Melts [J]. Chem. Eng. Sci., 1995, 50(3): 453-467.
- [6] Miyashita H, Hoffman T W. Local Heat Transfer Coefficients in Scraped-film Heat Exchanger [J]. J. Chem. Eng. Jpn., 1978, 11(6): 444-450.
- [7] Elizarov V I. Mathematical Modeling of Distillation in a Rotary Film Evaporator with Hinged Blades [J]. Chem. Chem. Technol., 1997, 40(6): 112-116.
- [8] 马四朋, 杨卓如, 涂伟萍, 等. 搅拌薄膜蒸发器的蒸发机理及强化研究进展 [J]. 化学工业与工程, 2002, 19(2): 185-190.

- [9] 李佳. 薄膜蒸发器传热性能分析与实验研究 [D]. 南京: 南京工业大学, 2004. 27-64.
- [10] 王志峰, 黄雄斌, 施力田, 等. 垂直列管加热的搅拌槽中温度场的测量与数值模拟 [J]. 化工学报, 2002, 53(11): 1175-1181.
- [11] 蔡树棠, 刘宇陆. 湍流理论 [M]. 上海: 上海交通大学出版社, 1993. 253-254.
- [12] Sangrame G, Bhagavathi D, Thakare H, et al. Performance Evaluation of a Thin Film Scraped Surface Evaporator for Concentration of Tomato Pulp [J]. J. Food Eng., 2000, 43(4): 205-211.
- [13] 刘惠枝, 舒宏纪. 边界层理论 [M]. 北京: 人民交通出版社, 1991. 22-23.
- [14] 《化学工程手册》编辑委员会. 化学工程手册, 第9篇: 蒸发与结晶 [M]. 北京: 化学工业出版社, 1985. 56-57.
- [15] Komori S, Takata K, Murakami Y. Flow Structure and Mixing Mechanism in an Agitated Thin-film Evaporator [J]. J. Chem. Eng. Jpn., 1988, 21(6): 639-644.

Numerical Simulation on the Temperature Field and Film Heat Transfer Coefficient of Thin Film Evaporator

HE Xiao-hua¹, LI Jia¹, LU Xiao-hua²

(1. College of Mechanical and Power Engineering, Nanjing University of Technology, Nanjing, Jiangsu 210009, China;

2. College of Chemical Engineering, Nanjing University of Technology, Nanjing, Jiangsu 210009, China)

Abstract: The heat transfer calculation model of water and viscous fluid in a thin film evaporator was developed using CFD software CFX4.4. The mean temperature distributions along axial and film thickness directions were obtained, and the film heat transfer coefficient α under different conditions was calculated. The results show that feeding rate and rotor speed have great influence on the film temperature distribution and the film heat transfer coefficient. There is one common optimum feeding rate under different operation conditions for different fluids. At this feeding rate, the mean velocity in fillet section reaches the maximum value and so does the film heat transfer coefficient α . For water, both the ratio of flow boundary layer thickness to film thickness and that of temperature boundary layer thickness to film thickness reach the minimum value under high rotor speed or the optimum feeding rate. There exists an inherent relation between the flow boundary layer and temperature boundary layer, and the film temperature distribution and heat transfer coefficient are affected seriously by the thickness of transfer boundary layers. For viscous fluid, no obvious temperature boundary layer forms under the parameter range considered in this work.

Key words: thin film evaporator; temperature field; heat transfer coefficient; transfer boundary layer