

薄膜蒸发器内流体流动特性的数值模拟

贺小华¹, 唐平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:建立了薄膜蒸发器的计算模型, 采用大型计算流体力学(CFD)分析软件 CFX4.4 模拟了薄膜蒸发器内水及粘性料液的流动过程, 得到了各种速度分布. 结果表明, 刮板转速、进料量对流体流动状态影响显著. 提高刮板转速, 可明显促进液膜和圈形波内流体的物质交换. 在任一转速下, 各料液均存在同一最佳进料量, 此时其圈形波截面内平均速度达到最大值. 对纯物质水, 最佳进料量对应的流动边界层厚度与膜厚之比最小. 粘性料液和水的轴向速度分布存在差异, 且在液膜厚度内未形成明显的流动边界层.

关键词: 薄膜蒸发器; 流体流动; 数值模拟; 边界层; 计算流体力学

中图分类号: TQ208.6 **文献标识码:** A **文章编号:** 1009-606X(2005)04-0357-07

1 前言

薄膜蒸发器是在真空条件下利用旋转的刮板将料液分散成均匀的薄膜, 以进行物料浓缩的一种高效蒸发设备, 特别适用于蒸发浓缩高粘性、热敏性或易结晶物料. 自 20 世纪 40 年代问世以来, 国内外对其流动机理、传热传质性能及制造应用等进行了大量研究^[1-5], 近 60 年来得到了很大发展. 但由于诸多因素的影响, 薄膜蒸发器内的蒸发过程非常复杂, 至今尚无文献能成功地解释其机理, 因此, 对薄膜蒸发器内液膜流动及传热、传质机理进行进一步研究十分迫切^[6]. 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余地是值得研究的课题.

Komori 等^[7]采用有限差分法对薄膜蒸发器内高粘度流体流动进行了数值模拟, 得到了高粘度流体的各种速度分布. 计算结果发现, 薄膜蒸发器内涡旋流动的液体占总流量 70% 以上, 直列多板刮板和倾斜多板刮板可强烈促进液膜与涡旋的物质交换, 提高蒸发效率, 但并未进一步分析料液特性及工艺参数对流场的影响.

计算流体力学(CFD)是 20 世纪 70 年代初逐渐形成的研究方法, 通过建立各种条件下的基本守恒方程, 加上数值计算理论和方法, 从而实现预测真实过程各种场分布. 但目前国内外基于 CFD 技术的薄膜蒸发器流体流动特性研究却很少见.

汪蕊等^[8]利用大型 CFD 分析软件 CFX4.4, 对薄膜蒸发器内粘性料液流体流动进行了数值模拟, 计算结果与 Komori 等^[7]的模拟结果基本一致, 证明了 CFD 软件分析薄膜蒸发器内复杂流场的可行性, 但文献[8]中液膜

厚度的确定未有效地反映料液粘度等参数的影响. 本研究在文献^[7,8]的基础上, 根据料液实测停留时间, 对不同粘度料液采用了不同的膜厚计算方法. 以纯物质水为基础, 用 CFX4.4 进一步研究薄膜蒸发器内粘性料液的流动特性及各种场分布, 探讨刮板转速、进料量等参数及料液粘度对流场的影响, 为进一步研究薄膜蒸发器内传热、传质机理奠定基础.

2 薄膜蒸发器内流体流动模型

2.1 薄膜蒸发器的流动特性

薄膜蒸发器内流体流动可视为转子刮板引起的切向流动和重力引起的轴向流动的合成^[7]. 如图 1 所示, 液膜流态可分为 3 个区域: 刮板前缘形成的涡旋, 此处流体呈螺旋状向下流动; 刮板后缘附近形成的紊流液膜; 紊流液膜与下一个涡旋之间由于刮板作用的消失形成的层流液膜.

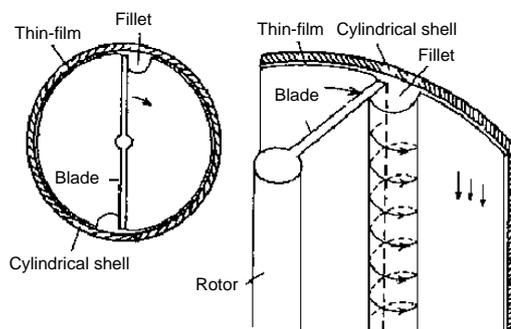


图 1 薄膜蒸发器内流体流动过程示意图
Fig.1 Scheme of fluid flow process in thin film evaporator

2.2 计算模型

工程湍流流场的 CFD 数值计算基本步骤包括建立几何模型、选择数学模型理论和方法、施加初始条件和边界条件、整理和分析计算结果。

2.2.1 几何模型

(1) 圈形波自由面尺寸的确定

根据图 1, 薄膜蒸发器内的流体流道可简化为圈形波(涡旋)和紧贴筒体内壁的薄膜两部分. 一些学者对圈形波自由面形状作了研究: Komori 等^[7]根据实测图片, 认为自由面形状为圆弧状; Kern 等^[9]对圈形波进行简化, 把复杂的涡旋流动简化为与刮板成 45° 的三角形区; Mckelvey 等^[3]从实验及理论推导两方面得到了描述高粘度料液流道圈形波自由面的数学方程, 但方程中有关液膜厚度等参数与圈形波尺寸互相关联, 不借助实验手段, 要确切得到某一物料流道的圈形波尺寸较困难. Mckelvey 等^[3]的研究表明, 料液粘度影响自由面圆弧尺寸, 对高粘度料液, 圈形波自由面形状接近 1/4 圆弧. 基于此研究结果, 本实验近似地假设圈形波自由面形状为 1/4 圆弧. 图 2 给出了文献[7]的轴向速度分布模拟结果, 图 3 和 4 给出了本研究对 Komori 模型^[7]的轴向速度分布模拟结果. 图 3 为简化处理的 1/4 圆弧(按等截面积折算)自由面的轴向速度分布. 比较图 2 和 4, 其轴向速度及其分布趋势基本一致, 而图 3 轴向速度及其分布趋势与图 2 和 4 的结果亦基本一致. 进一步分析计算两结构相应圈形波截面的平均速度发现, 二者基本相等. 本研究后续内容表明, 圈形波内流体截面的平均速度 \bar{u}_s 用来表征薄膜蒸发器内流体的径向混合程度. 由此表明将圈形波自由面近似处理为 1/4 圆是可行的, 本研究以后的分析计算均基于这一假设进行.

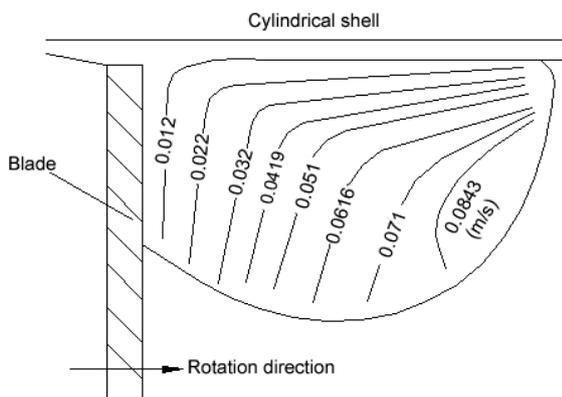


图 2 Komori 模型^[7]轴向速度分布
Fig.2 Axial velocity distribution from Komori et al.^[7]

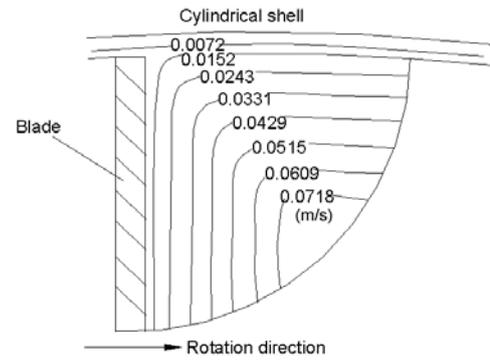


图 3 1/4 圆弧自由面的轴向速度分布
Fig.3 Axial velocity distribution with one quarter arc free surface

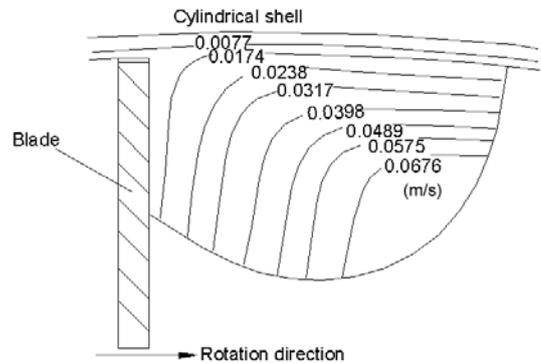


图 4 基于 Komori 模型自由面的轴向速度分布
Fig.4 Axial velocity distribution based on free surface in Komori model

(2) 计算网格

图 5 为利用 CFX 建立的部分计算几何模型网格示意图. 计算网格采用六面体, 网格分得足够细, 计算网格 $0.01 \text{ mm} \times 0.02 \text{ mm} \times 0.1 \text{ mm}$. 比较了几种不同尺度的网格(小于此计算网格), 计算结果几乎不变, 求出的解是稳定、收敛的.

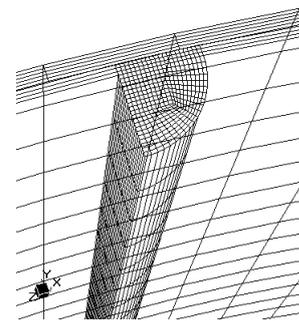


图 5 计算几何模型网格示意图
Fig.5 Mesh for geometry model of calculation

(3) 设备参数

蒸发面积 $F=0.4 \text{ m}^2$. 主要结构参数: 筒体内径 $D_i=170 \text{ mm}$, 刮板长度 $L_b=720 \text{ mm}$, 刮板块数 $N=2$, 周向均匀分布.

(4) 流场分析参数

膜厚的确定: 迄今为止, 文献中尚未给出一种确定不同特性料液膜厚的计算公式. 本研究针对不同特性料液, 采用不同的液膜膜厚计算方法.

① 纯物质水

根据文献[10], 薄膜蒸发器内料液滞留量为

$$W = 2\pi RL\delta + 3.8N^{0.5} \left[\frac{\mu Q}{\rho g} - \frac{2}{3}\pi R\delta^3 \right]^{0.5} L, \quad (1)$$

其中第1项为薄膜内流量, 第2项为圈形波内流量.

根据李佳^[11]对水的蒸发实验, 取平均停留时间 $\tau=10$ s. 又

$$W=Q\tau \quad (2)$$

引入圈形波面积 S , 由式(1)忽略 δ^3 , 得

$$S = 3.8\sqrt{N\mu Q/\rho g}. \quad (3)$$

将式(2), (3)代入式(1), 忽略式(1)中 δ^3 , 得薄膜厚度

$$\delta = (Q\tau - SL)/(2\pi LR). \quad (4)$$

② 高粘度料液

高粘度料液因 δ 相对较大, 故不能省略式(1)中的 δ^3 , 否则, 确定流场的几何尺寸十分不准确. 文献[7]通过实验分析了高粘度流体在薄膜蒸发器内的流动结构, 得出了膜厚与圈形波内流量及薄膜内流量相互关系表达式, 由此可确定高粘度料液的 δ . 本研究按此方法确定 δ 后, 计算出粘性料液在薄膜蒸发器内的停留时间, 与李佳^[11]对粘性料液的蒸发实验值(平均停留时间约 50 s)相符, 表明用文献[7]的方法确定高粘度料液的 δ 是可行的.

圈形波尺寸的确定: 如上所述, 圈形波的表面简化为 1/4 圆, 沿周向均布 2 块刮板, 则圈形波半径为

$$r = \sqrt{2S/\pi}. \quad (5)$$

刮板与筒壁距离的确定: 根据文献[7], 膜厚约为刮板末端与筒壁间距 H 的 55%~65%, 所以, $H=1.67\delta$.

几何模型建立后, 考虑到薄膜蒸发器内部流体的旋转运动, 即网格相对于坐标系在运动, 采用 CFX4.4 中的滑移网格法^[12], 将计算域分为一动一静两部分, 两部分网格之间要求彼此独立, 利用它可模拟运动物体的边界条件. 由此, 将整个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. 根据结构材料的完全对称性, 几何模型取整体流道的一半, 采用柱坐标系(图 5).

2.2.2 数学模型

根据对薄膜蒸发器流体流动的分析, 本研究选用 $k-\varepsilon$ 双方程湍流模型^[13].

2.2.3 边界条件

(1) 薄膜和圈形波内流体的入口给定初始轴向速度; (2) 固壁边界条件为无滑移固体壁面; (3) 自由表面处无剪切力; (4) 流体流动为等温过程.

3 数值模拟

3.1 模拟方案

选取纯物质水和高粘度料液 A ($\mu=1$ Pa·s, 其余物理性质同水) 进行数值模拟. 根据文献[11,14]的蒸发实验, 各因子选取的水平分别是: 转子转速 200, 300, 450 r/min, 进料量 40, 60, 80 L/h, 物料进口温度 25 °C, 设备内真空度 70.17 kPa. 此时水的沸点为 70 °C, 即 343 K.

3.2 模拟结果与分析

3.2.1 速度分解

在圆筒内任一位置, 薄膜蒸发器内流体总流速可分解为 3 个速度分量: 切向分量 u_θ , 径向分量 u_r 与轴向分量 u_z , 截面上的速度为切向与径向速度的矢量和.

3.2.2 宏观流动场

图 6 给出了刮板转速 200 r/min、进料量 60 L/h、轴向位置 300 mm 截面上介质水和粘性料液 A 圈形波及薄膜内流体的流线. 由图可知, 粘性料液 A 的流线与文献[7]对粘性料液的模拟结果基本一致. 比较图 6 可知, 介质水和粘性料液的流线图较相似, 在圈形波内形成旋涡, 旋涡中心截面速度最大. 由图可知, 圈形波内流体与薄膜内流体均存在相互交换, 介质水薄膜内流体与圈形波内流体相互交换现象优于粘性料液 A. 本计算模型基本成功地预测了薄膜蒸发器内这一复杂流动形式.

图 7 给出了刮板转速 200 r/min、进料量 60 L/h、轴向位置 300 mm 截面上介质水及粘性料液 A 圈形波内流体轴向速度分布. 由图可知, 粘性料液 A 的轴向速度分布与 Komori 等^[7]对粘性料液的模拟结果(图 2)基本一致, 在靠近壁面和刮板处轴向速度最小, 距离壁面和刮板越远, 轴向速度越大, 在最远处轴向速度达到最大. 不同粘度料液横截面内各点轴向速度分布存在差异. 进一步分析可知, 粘性料液 A 薄膜内流体轴向速度很小, 圈形波中轴向速度约为薄膜中轴向速度的 10 倍左右, 而水薄膜内流体轴向速度相对较大, 圈形波中轴向速度和薄膜中轴向速度相差较小. 由于粘性料液 A 圈形波中轴向速度远大于薄膜中轴向速度, 从而促使粘性物料薄膜内流体不能与圈形波内流体充分交换更新, 导致其传热系数低于纯物质水^[11].

3.2.3 速度分布

(1) 径向速度

图 8 给出了水及粘性料液 A 液膜内流体的平均径向速度与进料量、转速的关系. 由图可知, 同一进料量下, 随刮板转速的增加, 薄膜内流体的径向速度增大, 基本呈线性关系. 由此可知, 转速增加, 蒸发器液膜内

的流体径向速度明显增大, 加剧了薄膜内流体的径向混合, 改善了蒸发器的传热效果. 进料量增大, 粘性料液 A 薄膜内流体径向速度也增大, 而介质水薄膜内流体径向速度略有增加.

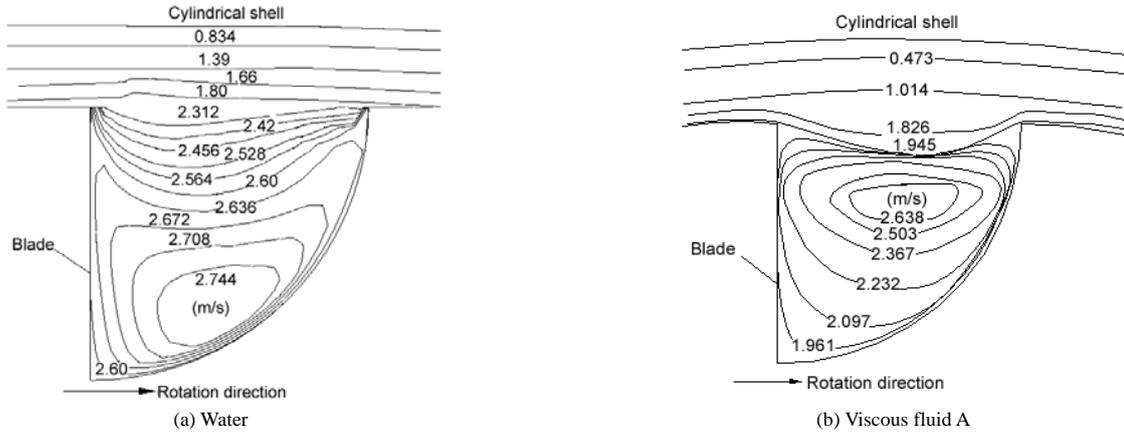


图 6 薄膜蒸发器内流体流线图
Fig.6 Contours of predicted streamlines

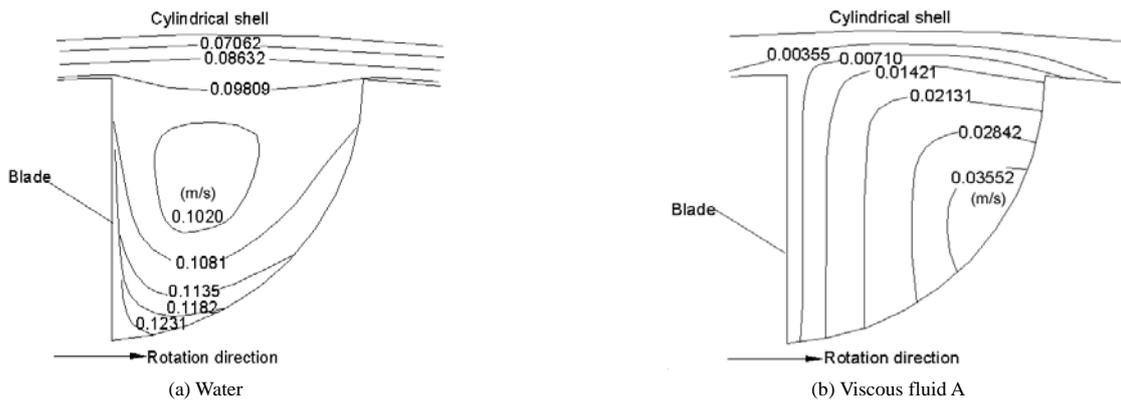


图 7 薄膜蒸发器内流体的轴向速度分布
Fig.7 Contours of axial velocity distribution

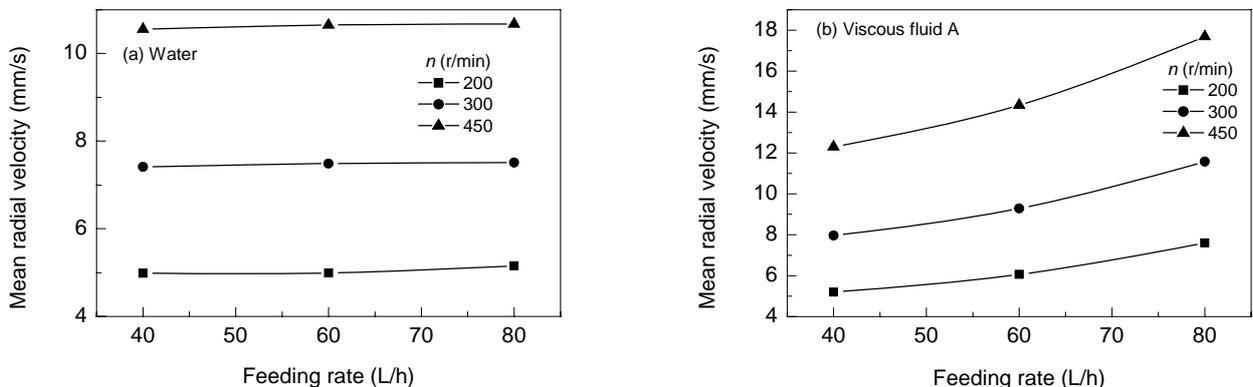


图 8 进料量和转速对流体径向速度的影响
Fig.8 Influence of feeding rate and rotor speed on radial velocity

(2) 轴向速度分布

图 9 为不同进料量下介质水液膜内流体平均轴向

速度沿膜厚的分布. 由图可知, 各进料量下液膜轴向速度沿膜厚分布趋势一致, 轴向速度随流体与壁面距离增

大而增大, 至一定值后达到稳定, 但各曲线分布平缓度不同. 为进一步分析进料量对流动过程的影响, 根据流动边界层厚度 δ_f 定义^[15], 分别计算各进料量下 δ_f 及无量纲因子 δ_f/δ , 结果见表 1. 由表可知, 进料量为 60 L/h 时 δ_f/δ 最小, 进一步分析可知, 此进料量下相应膜内给热系数最大^[11]. 因此, 对纯物质水存在最佳进料量, 文献[11]对水的蒸发实验也证实了这一结论.

图 10 为不同转速下介质水液膜内流体平均轴向速度沿膜厚的分布. 由图可知, 各转速下液膜轴向速度沿膜厚分布趋势一致, 转速越高, 轴向速度沿膜厚的变化越小, 分布较均匀(表 1). 由表 1 可以看出, 在计算范围内, 随着转速增加, δ_f/δ 减小, 而径向混合得到加强, 促进传热面更新. 保证蒸发器理想操作的必要条件是料

液在筒内呈湍流状态, 与文献[16]结论一致.

图 11 和 12 为不同进料量和转速下粘性料液 A 液膜内流体平均轴向速度沿膜厚的分布. 由图可知, 粘性料液 A 液膜轴向速度沿膜厚的分布趋势与介质水基本一致, 不同进料量及转速下液膜轴向速度沿膜厚分布趋势一致, 但各曲线分布平缓度略不同. 图 12 表明, 转速越高, 轴向速度沿膜厚的变化量越小, 分布较均匀, 径向混合较充分, 从而提高传热效率. 由图 11, 12 可知, 不同进料量和转速下, 粘性料液 A 在整个薄膜厚度内轴向速度都未达到稳定值, 尚未形成明显的流动边界层. 本计算结果初步表明, 对于高粘度料液, 基于碱液蒸发浓缩开发的机械搅拌式薄膜蒸发器结构, 从动量传递角度尚有进一步优化设计的余地.

表 1 各进料量、转速下介质水流动边界层厚度

Table 1 The flow 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
Flow boundary layer thickness, δ_f (mm)	0.474	0.324	0.312	0.294	0.264
Ratio of flow boundary layer thickness to film thickness, δ_f/δ	0.836	0.771	0.743	0.700	0.946

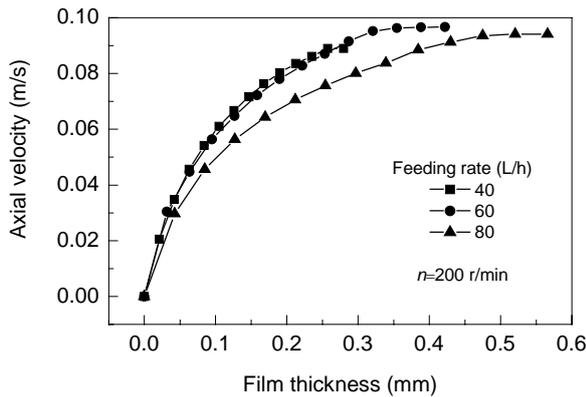


图 9 进料量对介质水轴向速度的影响
Fig.9 Influence of feeding rate on axial velocity for water

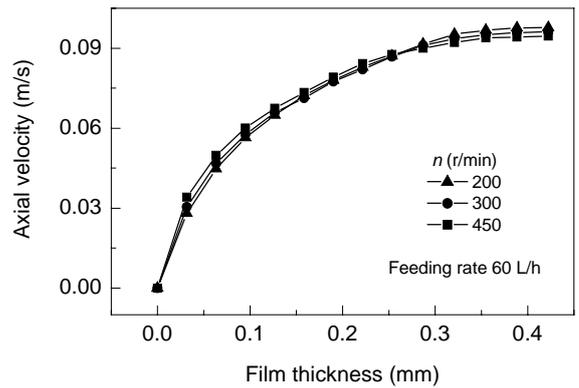


图 10 转速对介质水轴向速度的影响
Fig.10 Influence of rotor speed on axial velocity for water

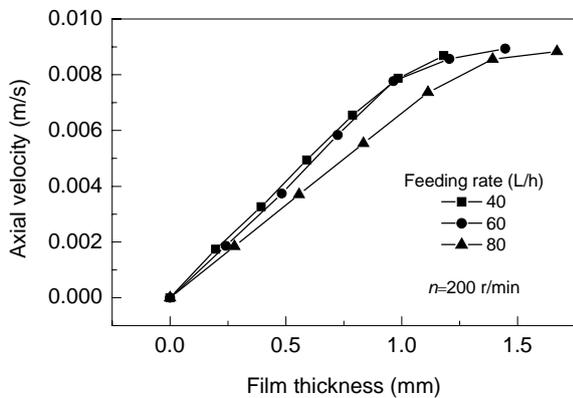


图 11 进料量对粘性料液 A 轴向速度的影响
Fig.11 Influence of feeding rate on axial velocity for viscous fluid A

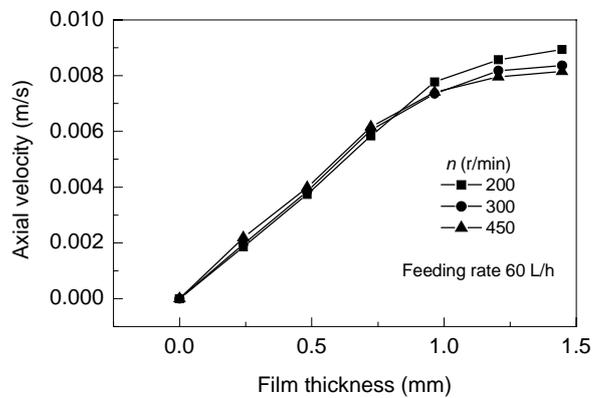


图 12 转速对粘性料液 A 轴向速度的影响
Fig.12 Influence of rotor speed on axial velocity for viscous fluid A

3.2.4 圈形波内截面平均速度与进料量关系

Komori 等^[7]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.为进一步分析进料量对流动过程的影响,图 13 给出了不同转速下纯物质水及粘性料液 A 圈形波内流体截面的平均速度 \bar{u}_s 与进料量的

关系.由图可知,两图变化规律一致.同一进料量下,转速升高, \bar{u}_s 增大.任一转速下,存在最佳进料量 60 L/h, \bar{u}_s 达到最大,文献[11]的传热计算表明,此时相应的膜内给热系数也达到最大.由此表明,各料液均存在最佳进料量.圈形波内流体截面的平均速度 \bar{u}_s 可用来表征薄膜蒸发器内流体的径向混合程度.

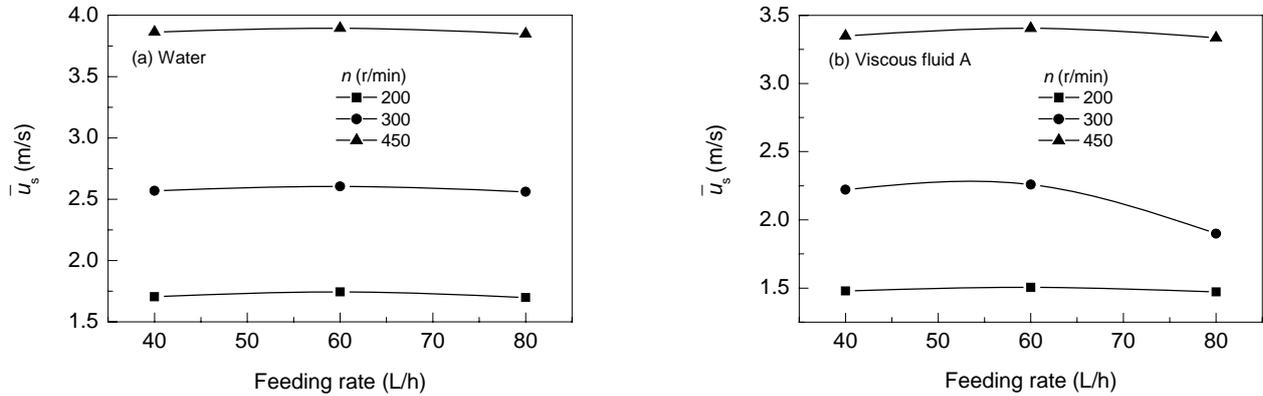


图 13 圈形波内 \bar{u}_s 与进料量的关系

Fig.13 Relations between the mean velocity in fillet and feeding rate

4 结论

(1) 增加刮板转速,各料液液膜内径向速度线性增加,轴向速度沿膜厚的分布趋于均匀,从而促进液膜内流体径向混合.

(2) 进料量对各料液流动状态影响显著.在不同转速下,各料液均存在同一最佳进料量,此时圈形波内流体截面的平均速度 \bar{u}_s 达到最大.对纯物质水,最佳进料量对应的 δ_f/δ 最小.

(3) 粘度对薄膜蒸发器内的流动状态影响显著.粘性料液与水的轴向速度分布存在差异.本计算工况下,粘性料液在整个薄膜厚度内轴向速度都未达到稳定值,尚未形成明显的流动边界层.

符号表:

D_i 筒体内径 (m)	F 蒸发面积 (m^2)
g 重力加速度 (m/s^2)	H 刮板与筒壁距离 (m)
L 传热内筒长度 (m)	L_b 刮板长度 (m)
N 刮板块数	Q 进料流量 (m^3/h)
R 筒体内半径 (m)	r 圈形波半径 (m)
S 圈形波面积 (m^2)	W 料液滞留量 (m^3)
δ 薄膜厚度 (m)	δ_f 流动边界层厚度 (m)
μ 物料粘度 (Pa·s)	ρ 料液密度 (kg/m^3)
τ 料液停留时间 (s)	\bar{u}_s 圈形波内流体平均速度 (m/s)

参考文献:

[1] Glover W B, William B. Scale-up of Agitated Thin-film Evaporators [J]. Chem. Eng., 2004, 111(4): 55-58.
 [2] 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.

[3] McKelvey J M, Sharps G V. Fluid Transport in Thin Film Polymer Processors [J]. Polym. Eng. Sci., 1979, 19(9): 651-659.
 [4] Miyashita H, Hoffman T W. Local Heat Transfer Coefficients in Scraped-film Heat Exchanger [J]. J. Chem. Eng. Jpn., 1978, 11(6): 444-450.
 [5] 皮丕辉, 杨卓如, 马四朋. 刮膜薄膜蒸发器的特点和应用 [J]. 现代化工, 2001, 21(3): 41-44.
 [6] 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.
 [7] 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.
 [8] 汪蕊, 贺小华. 薄膜蒸发器内流体流动模拟 [J]. 南京工业大学学报, 2004, 26(1): 72-77.
 [9] Kern D Q, Karakas H J. Mechanically Aided Heat Transfer [J]. Chem. Eng. Prog. (Symposium Series), 1959, 55(29): 141-147.
 [10] 《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. 54-55.
 [11] 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. 45-63.
 [12] 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.
 [13] 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.
 [14] 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.
 [15] 刘惠枝, 舒宏纪. 边界层理论 [M]. 北京: 人民交通出版社, 1991. 11-12.
 [16] 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.

Numerical Simulation on Fluid Flow in a Thin Film Evaporator

HE Xiao-hua¹, TANG Ping¹, 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 calculation model of thin film evaporator (TFE) was developed, the flow of water and viscous fluid was simulated using CFX 4.4 software and the velocity distribution was obtained. The results show that the rotor speed and feeding rate have great effects on the fluid flow of TFE. The material exchange between the fillet and film can be promoted by increasing the rotor speed. There is one common optimum feeding rate under different rotor speeds for different fluids. At this feeding rate, the mean velocity in the fillet section reaches the maximum value. For water, the ratio of flow boundary layer thickness to film thickness is the minimum under the optimum feeding rate. Difference exists for the axial velocity distribution between viscous fluid and water, and no obvious flow boundary layer forms for viscous fluid.

Key words: thin-film evaporator; fluid flow; numerical simulation; boundary layer; CFD