

# 乙醇胺水溶液降膜吸收 CO<sub>2</sub> 的数值研究

赵林林, 丁玉栋, 朱 恂, 廖 强

(重庆大学 低品位能源利用技术及系统教育部重点实验室, 重庆 400030)

**摘 要:** 针对 MEA(乙醇胺溶液)降膜吸收 CO<sub>2</sub> 的过程中存在的传热传质问题, 本研究建立了不同浓度 MEA 溶液降膜吸收 CO<sub>2</sub> 的二维数学模型, 得到了液膜内部温度场与浓度场分布, 以及液膜内热通量、质量通量和 CO<sub>2</sub> 吸收速率沿液膜下降方向的变化规律。结果表明: 界面处温度在入口处迅速上升, 随后呈指数规律下降; 相界面处的热通量、质量通量、液膜流膜下降方向上 CO<sub>2</sub> 吸收速率在入口处直线下降, 随后小幅变化, 说明吸收作用主要发生在入口段附近。在液膜中间位置处, 热通量和质量通量的变化趋势在入口段附近差异很大, 这可能是由反应放出的热量一部分被液体吸收所致。

**关 键 词:** 乙醇胺溶液; 降膜吸收; 二维数值模拟; 热通量; 质量通量

中图分类号: X77 文献标识码: A

DOI: 10.16146/j.cnki.rndlgc.2016.09.005

## 引 言

CO<sub>2</sub> 是自然界中最主要的温室气体之一, 其大量排放所导致的环境问题引起了广泛的关注。随着能源和环境问题的日益严重, 沼气和天然气作为能源替代品备受关注, 通常它们的主要成分是 CH<sub>4</sub> (占 60%) 和 CO<sub>2</sub> (占 30%) (含水量 5% 左右)。CO<sub>2</sub> 气体不但会降低 CH<sub>4</sub> 的燃烧值, 而且当有水蒸气存在时会腐蚀管道<sup>[1-2]</sup>, 因此除去混合气体中的 CO<sub>2</sub> 显得尤为重要。目前 CO<sub>2</sub> 捕集的主要方法有物理吸收法、膜吸收法、生物固定法和化学吸收法等<sup>[3]</sup>。化学吸收法具有脱除效果好、技术成熟等优点, 但其受流动、浓度场、温度场及化学反应的影响较大。相关文献报道较多的是对 CO<sub>2</sub> 与有机胺反应机理及吸收性能的研究, 对吸收反应器内流场、浓度场、温度场

的变化特征及其对微观传质机理的研究较少。Morniuk、Dugas 等通过测量 CO<sub>2</sub> 在醇胺类溶液中的吸收速率<sup>[4-5]</sup>, 分别提出了关于吸收速率的数学模型; Harun 等采用动态吸收速率的方法模拟了醇胺类溶液吸收 CO<sub>2</sub> 的过程<sup>[6]</sup>; 李庆领等应用流程模拟软件 POR/II 对不同浓度的乙醇胺 (MEA) 溶液吸收 CO<sub>2</sub> 的性能进行了模拟研究<sup>[7]</sup>, 结果发现随着 MEA 溶液的质量分数的增加, CO<sub>2</sub> 的吸收率也逐渐增大, 但增大幅度逐渐变小; 周秀荣等实验测定了硫化氢、二氧化碳在醇胺水溶液中的吸收热<sup>[8]</sup>。结果表明二氧化碳在乙醇胺水溶液中的吸收热为 91.52 kJ/mol; Dabir 等提出了一个改进的降膜吸收模型<sup>[9]</sup>, 该模型预测了液膜下降过程中化学吸收效果与沿流动方向上液膜表面温度的变化规律; 张芳芳等实验研究了 MEA 与离子液体混合工质平板降膜吸收 CO<sub>2</sub><sup>[10]</sup>, 结果发现: 吸收速率随液体流量先增加之后下降, 随液体温度、气体流量及气体进口浓度的增加而增加; Akanksha 等分析了降膜流动过程流量及吸收剂 MEA 浓度对吸收量的影响<sup>[11]</sup>, 并与实验数据吻合良好。但其分析结果中只有吸收量的数据, 并未得到液膜内部的温度场与浓度场分布及其影响。

本文以 MEA 水溶液为吸收剂, 采用降膜法化学吸收 CO<sub>2</sub>, 建立二维流动模型用以描述竖直降膜吸收过程, 研究光滑层流降膜过程中液膜内部、气液相界面上温度、浓度以及液膜内热通量、质量通量和 CO<sub>2</sub> 吸收速率沿液膜下降方向的变化规律。

## 1 数学模型

### 1.1 物理模型的建立及相关假设

图 1 为垂直平板上层流降膜吸收 CO<sub>2</sub> 的模型,

收稿日期: 2015-11-02; 修订日期: 2015-12-09

基金项目: 国家自然科学基金项目 (No. 51276205, 51576022); 国家自然科学基金重点项目 (No. 51136007); 教育部科学技术研究项目 (No. 113053A); 国家杰出青年科学基金项目 (No. 51325602); 重庆市自然科学基金重点项目 (No. cstc2013jjB9004)

作者简介: 赵林林 (1990-), 男, 河南周口人, 重庆大学硕士研究生。

通讯作者: 丁玉栋 (1976-), 男, 重庆人, 重庆大学副教授。

其中模型长度为 1 m。X 方向为液膜下降方向 Y 方向为液膜的厚度方向。模型做以下假设: (1) 液膜为充分发展的层流 ( $Re_L < 9$ ); (2) MEA 水溶液为不可压缩牛顿流体; (3) 忽略  $CO_2$  吸收过程对物性的影响; (4) 气相中无传质阻力<sup>[12]</sup>。

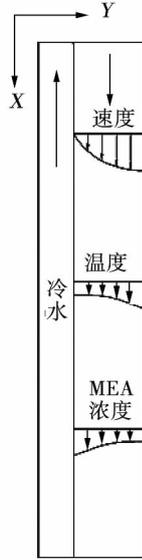


图 1 降膜吸收过程示意图

Fig. 1 Schematic diagram of a falling film absorption process

1.2 数学模型的建立

基于以上假设,得到用于描述该吸收过程的控制方程和边界条件,其中降膜吸收模型二维控制方程如下:

动量方程:

$$\nabla \cdot (\rho \vec{u} \vec{u}) = -\nabla p + [\mu(\nabla \vec{u} + \nabla \vec{u}^T) + \rho g] \quad (1)$$

连续方程:

$$\nabla \cdot (\rho \vec{u}) = 0 \quad (2)$$

传质方程:

$$\nabla \cdot (\rho \vec{V} Y_i) = \nabla^2 (\rho D_{i,m} Y_i) + R_i \quad (3)$$

能量方程:

$$\nabla \cdot (\vec{V}(\rho E + p)) = \nabla \cdot (k_{eff} \nabla T - \sum_j h_j \vec{J}_j) + S_h \quad (4)$$

式中:  $Y_i$ —第  $i$  种组分的质量分数;  $R_i$ —第  $i$  种组分的化学反应净生成速率,  $\text{mol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$ 。  $K_{eff}$ —有效热导率,  $\text{W}/(\text{m} \cdot \text{k})$ ;  $S_h$ —热量源项,  $\text{W}/\text{m}^2$ , 在文中即为化学反应净放出热量;  $J_j$ —第  $j$  种组分的传质通

量,  $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ;  $h_j$ —第  $j$  种组分传质时所释放的热量,  $\text{J}/\text{kg}$ 。

反应器内降膜液体的流动速度  $u$  为:

$$u = \frac{\rho_L g}{2\mu_L} \delta_L^2 \left[ 1 - \left( \frac{y}{\delta_L} \right)^2 \right] - \frac{\tau_G \delta_L}{\mu_L} \left[ 1 - \left( \frac{y}{\delta_L} \right) \right] \quad (5)$$

式中:  $\rho_L$ —液体密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;  $\mu_L$ —液体粘度,  $\text{m}/\text{s}$ ;  $\delta_L$ —液膜厚度,  $\text{m}$ ;  $g$ —重力,  $\text{m}/\text{s}^2$ 。

在本文工况下气相剪应力  $\tau_G$  很小:

$$\tau_G \approx 10^{-8} \rho_L g \quad (6)$$

因此,在模拟的过程中忽略气相剪切作用的影响,液膜速度分布简化为<sup>[13]</sup>:

$$u = \frac{\rho_L g \delta_L^2}{2\mu_L} \left[ 1 - \left( \frac{y}{\delta_L} \right)^2 \right] \quad (7)$$

液膜平均速度  $U_L$  为:

$$U_L = \frac{q_v}{\delta_L \cdot w} \quad (8)$$

式中:  $q_v$ —液体的体积流量,  $\text{m}^3/\text{s}$ 。

对边界条件设定如下:

(1) 液膜进口处,假设液体已经充分发展,入口的速度分布情况如式(7)所示。

按照 Nusselt 膜厚理论计算降膜厚度  $\delta_L$  为:

$$\delta_L = \sqrt[3]{\frac{3\mu_L q_v}{\rho_L g}} \quad (9)$$

温度  $T = T_{in}$ ; MEA 浓度  $C = C_{MEA,IN}$

(2) 壁面处:

$$\frac{\partial C}{\partial t} = 0 \quad (10)$$

$$k \frac{\partial T}{\partial y} = h_c (T_w - T_c) \quad (11)$$

(3) 相界面处:

$$C_{CO_2} = C_{gas} \quad (12)$$

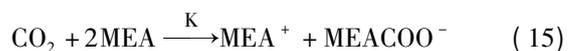
式中:  $C_{gas}$ —在气相中  $CO_2$  的体积浓度,  $\text{mol}/\text{L}$ 。

(4) 出口处认为达到充分发展状态

$$\frac{\partial T}{\partial x} = 0 \quad (13)$$

$$\frac{\partial C}{\partial x} = 0 \quad (14)$$

实际过程  $CO_2$  与 MEA 的反应机理非常复杂,为在不影响计算精度的情况下简化问题,可用该反应的主要反应过程描述<sup>[14]</sup>:



$$K = 4.4 \times 10^{11} \exp\left(\frac{-5400}{T}\right) \quad (16)$$

计算过程设定吸收液进口温度为 338.15 K, 冷却水的进口温度为 334.15 K, 对流换热系数为 1 000 W/(m<sup>2</sup>·K), 气相侧采用 CO<sub>2</sub> 体积分数为 30% 的 CO<sub>2</sub> 与 CH<sub>4</sub> 混合气体, MEA 吸收液进口质量浓度分别为 5%、10%、15%、20% 和 25%。计算过程中不同浓度的 MEA 溶液的物性参数由质量分数平均法计算而得, 所采用的乙醇胺和水的物性参数如表 1 所示。

表 1 物性参数(101.35 kPa 25 °C)  
Tab. 1 Parameters in physical properties

| 物质                                       | 乙醇胺     | 水        |
|--|---------|----------|
| 密度/kg·m <sup>-3</sup>                    | 1 012   | 998.2    |
| 粘度/Pa·s                                  | 0.021 1 | 0.000 89 |
| 导热系数/W·m <sup>-1</sup> ·k <sup>-1</sup>  | 0.24    | 0.628 02 |
| 比热容/kJ·kg <sup>-1</sup> ·k <sup>-1</sup> | 2.78    | 4.18     |

### 1.3 数值模拟方法及模型验证

采用基于有限体积法的 Fluent 软件进行模拟计算。求解过程中采用稳态求解器, 压力-速度耦合方法采用 Coupled 算法, 动量方程、能量方程、组分输运方程采用二阶迎风格式进行差分。液膜进口速度分布和冷却水温度变化规律采用 UDF 方程编写。收敛判据为能量方程精确到 10<sup>-7</sup>, 组分输运方程精确到 10<sup>-5</sup>。

网格无关性验证如图 2 所示。本文选取网格数量分别为 191 976、289 971 和 347 971 的 3 个模型, 当 MEA 溶液入口质量浓度为 25% 时, 在 X=0.3 m 处液膜厚度方向上的 MEA 浓度分布情况。根据结果可以看出, 网格数分别为 289 971 和 347 971 时的计算结果基本重合, 综合考虑计算精度和时间, 本文选择网格数量为 289 971 的模型进行计算。

为保证计算模型的可靠性, 在进行模型可靠性验证时, 通过 MEA 与 CO<sub>2</sub> 反应的化学平衡关系式, 可以将降膜进出口的 MEA 浓度差通过以下公式计算折合成 CO<sub>2</sub> 的吸收速率:

$$Ra = \frac{\Delta C_{MMEA} \cdot M_{CO_2}}{2 \cdot M_{MEA}} \cdot U_L \cdot \delta_L \cdot l \cdot \rho \quad (17)$$

式中:  $\Delta C_{MMEA}$ —MEA 溶液进出口摩尔分数的变化量, mol/L;  $M_{MEA}$ —MEA 溶液分子量, g/mol;  $M_{CO_2}$ —CO<sub>2</sub> 分子量, g/mol;  $U_L$ —液膜下降的平均速度, m/s;  $l$ —实验中液膜的润湿宽度, m。

图 3 表示按 Akanksha 等的实验工况<sup>[10]</sup>, 通过该模型计算的结果与实验数据对比结果, 最大误差

为 20%。数值计算与实验结果符合较好, 表明计算模型的选择合理可行。

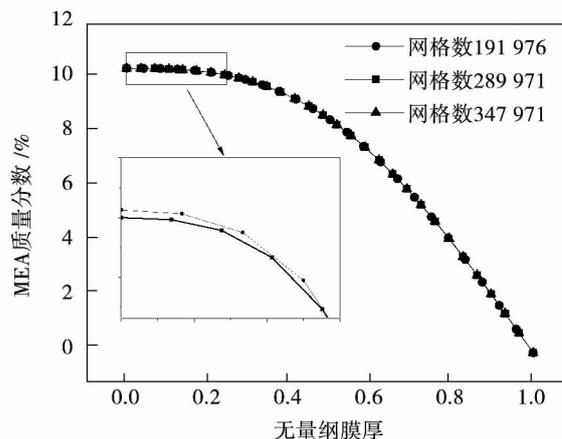


图 2 X=0.3 m 处不同网格数量下 MEA 的浓度分布 ( $W_{MEA,IN} = 25\%$ ,  $U_L = 0.041 2$  m/s)

Fig. 2 Distribution of the MEA concentration at a location of X=0.3 m under various mesh numbers ( $W_{MEA,IN} = 25\%$ ,  $U_L = 0.041 2$  m/s)

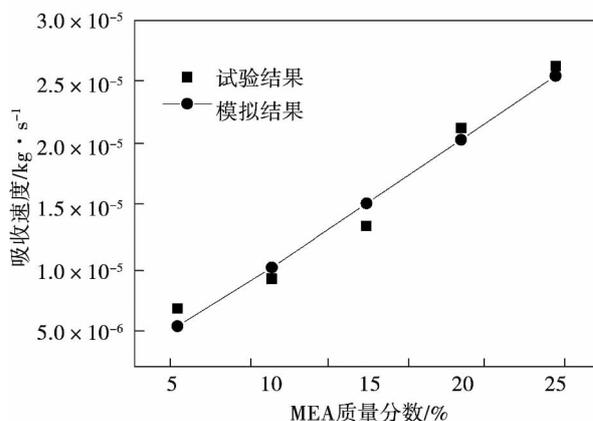


图 3 模拟数据与实验数据对比 ( $U_L = 0.041 2$  m/s)

Fig. 3 Contrast of the simulation data with the test ones ( $U_L = 0.041 2$  m/s)

## 2 结果与讨论

本研究通过改变降膜过程中 MEA 溶液的入口浓度, 分析不同下降位置处液膜内的温度、吸收剂浓度分布规律, 以及液膜内部及界面上的温度、浓度变化, 进而得到热通量、传质通量随着下降距离的变化

规律。

### 2.1 液膜厚度方向上浓度与温度的分布

液膜厚度方向上液膜内部 MEA 浓度的分布情况如图 4 所示。从图中可以看出,在壁面处 MEA 浓度最大,而在相界面处浓度最小,这是因为文中考虑工况的雷诺数较小,处于层流范围内,吸收发生在相界面处。由于吸收的 CO<sub>2</sub> 与 MEA 溶液反应迅速,相界面上的 MEA 浓度一直维持在零附近。另外,液膜入口附近 MEA 浓度梯度很大,随着下降距离的增加 MEA 浓度梯度逐渐减小,在液膜出口附近几乎降为零,说明吸收作用已经扩展到近壁面处。

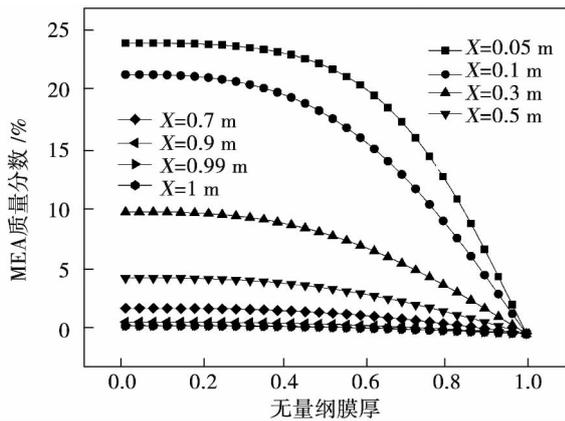


图 4 不同下降位置处 MEA 的浓度分布  
( $W_{MEA,IN} = 25\%$ ,  $U_L = 0.0412 \text{ m/s}$ )

Fig. 4 Distribution of the MEA concentration at various falling locations ( $W_{MEA,IN} = 25\%$ ,  $U_L = 0.0412 \text{ m/s}$ )

图 5 为横断面方向上液膜内部的温度分布。从结果可知,相界面处的温度最高,壁面处温度最低。这是由于在相界面处,液体内的 MEA 与 CO<sub>2</sub> 发生反应,反应放出的热量被液体吸收,而壁面处具有冷却作用,反应放出的部分热量被壁面外的冷却水带走。与液膜内浓度分布规律不同的是,温度分布呈线性变化。在入口附近温度梯度最大,随着下降距离的增加,温度梯度逐渐减小,最终界面处的温度与壁面处的温度趋于相等。

### 2.2 降膜流动方向温度、热通量、质量通量的变化

不同入口浓度的 MEA 溶液与 CO<sub>2</sub> 反应时相界面的温度变化规律如图 6 所示。从图中可以看出,在入口处(0.05 m 附近)液膜温度达到最高,随后呈指数规律下降,这与文献 [9] 的分析计算结果趋势

一致。主要原因可能是在入口附近 MEA 的浓度梯度较大如图 4 所示,液体在吸收 CO<sub>2</sub> 后迅速与溶液中的 MEA 反应,放出大量的热量,进而使该区域的温度迅速升高。随着下降距离的增加,不同入口浓度的 MEA 溶液表面温度逐渐趋于平稳。这是由于随着液体的下落,所携带的 MEA 量逐渐降低,浓度梯度也随之降低如图 4 所示,导致溶液吸收 CO<sub>2</sub> 所放出的热量对界面温度的改变不再起主导作用,取而代之的是降膜板后面冷却水的冷却作用。

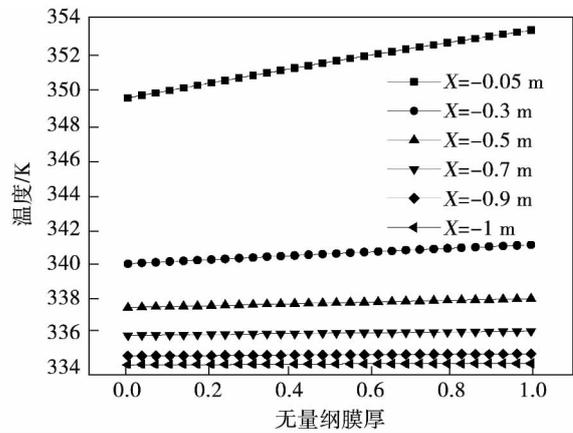


图 5 不同下降位置处液膜内的温度分布  
( $W_{MEA,IN} = 25\%$ ,  $U_L = 0.0412 \text{ m/s}$ )

Fig. 5 Distribution of the temperature inside the liquid film at various falling locations  
( $W_{MEA,IN} = 25\%$ ,  $U_L = 0.0412 \text{ m/s}$ )

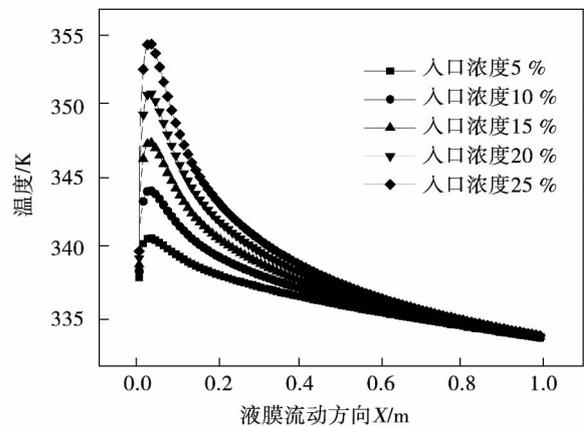


图 6 不同 MEA 浓度时界面上的温度分布  
( $U_L = 0.0412 \text{ m/s}$ )

Fig. 6 Distribution of the temperature on the interface at various MEA concentrations  
( $U_L = 0.0412 \text{ m/s}$ )

图 7 给出了界面、液膜中间位置和壁面附近热通量的变化情况, 分别用  $Q_i$ 、 $Q_m$  和  $Q_w$  表示。由图可知, 在入口处界面, 热通量达到最大, 随后直线下降; 在液膜中间位置处, 入口处出现了一个陡增的过程, 随后直线下降, 壁面处的热通量变化幅度则相对较为平缓, 在液膜下降到 0.05 m 以后所有热通量的大小、变化趋势均趋于一致。这可能是因为在入口处 MEA 溶液与 CO<sub>2</sub> 突然接触, 迅速发生反应, 释放出大量热量, 从而导致在降膜入口处界面热通量最大。而在液膜中间位置处出现直线下降的原因可能是吸收放出的热量有一部分被液体吸收, 使得传热推动力减小, 热通量减小。

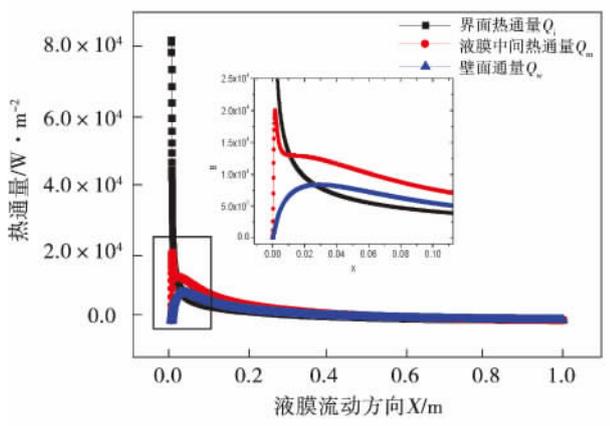


图 7 热通量的变化(  $W_{\text{MEA,IN}} = 25\%$  ,  $U_L = 0.0412 \text{ m/s}$  )

Fig. 7 Changes of the heat flux(  $W_{\text{MEA,IN}} = 25\%$  ,  $U_L = 0.0412 \text{ m/s}$  )

图 8 所示为界面、液膜中间位置和壁面附近的质量通量在不同下降位置处的变化情况, 分别用  $M_i$ 、 $M_m$ 、 $M_w$  表示。结果显示, 界面附近的质量通量变化趋势与界面附近的热通量变化趋势基本相同, 壁面处的质量通量在开始段一直为零, 随着下降距离的增加, 略有升高, 说明吸收作用已经扩展到靠近壁面如图 4 所示; 而在液膜中间位置处, 质量通量在入口段附近快速增加。这是由于在入口段附近 CO<sub>2</sub> 与吸收液刚刚接触, 传质作用只发生在表面, 随着下降距离的增加, 传质逐渐向液膜内部扩展。随着液膜位置的下降, 质量通量缓慢降低, 这是因为随着反应的进行, 吸收剂的浓度梯度逐渐减小, 传质推动力

降低。

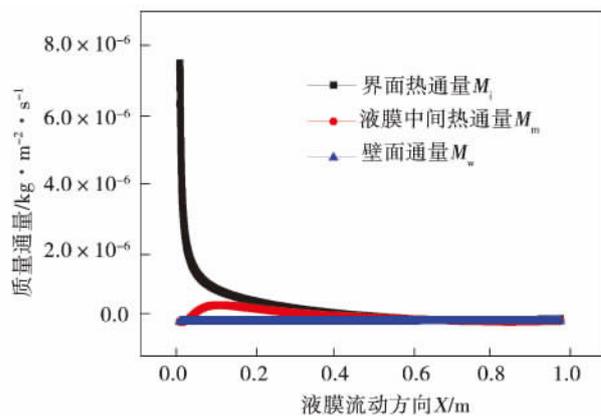


图 8 质量通量的变化(  $W_{\text{MEA,IN}} = 25\%$  ,  $U_L = 0.0412 \text{ m/s}$  )

Fig. 8 Changes of the mass flux(  $W_{\text{MEA,IN}} = 25\%$  ,  $U_L = 0.0412 \text{ m/s}$  )

### 2.3 降膜流动方向 CO<sub>2</sub> 吸收速率变化

图 9 给出了降膜流动方向上 CO<sub>2</sub> 吸收速率的变化情况, 由式 (16) 计算得出。从图中可以看出在入口段附近吸收速率直线下降, 随后的过程中下降缓慢。这一趋势和界面处热通量和质量通量的变化规律相似, 产生这种现象的原因可能是因为在入口处 MEA 的浓度梯度较大造成的, 从这幅图中也可以看出吸收作用主要发生在入口段附近。

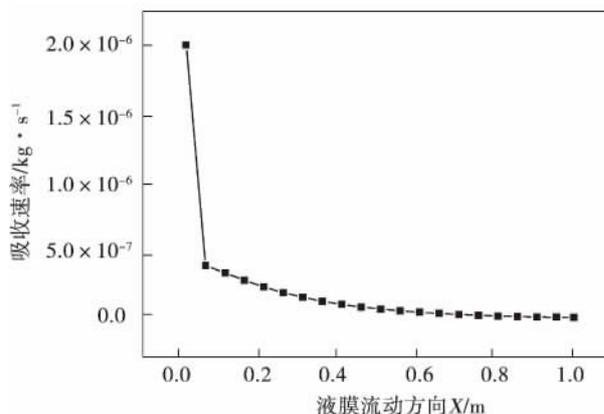


图 9 吸收速率的变化(  $W_{\text{MEA,IN}} = 25\%$  ,  $U_L = 0.0412 \text{ m/s}$  )

Fig. 9 Changes of the absorption rate (  $W_{\text{MEA,IN}} = 25\%$  ,  $U_L = 0.0412 \text{ m/s}$  )

### 3 结 论

醇胺类吸收剂降膜法吸收  $\text{CO}_2$  是一种重要的碳捕集方法。本文采用二维数值模拟的方法研究了不同浓度乙醇胺溶液降膜吸收  $\text{CO}_2$  的过程,得到了液膜内部温度场与浓度场的分布,并分析了液膜内部热通量与质量通量的变化规律。主要结论如下:在液膜厚度方向上,MEA 浓度呈抛物线规律变化,而温度呈线性变化;界面附近的热通量和质量通量在液膜入口直线下降,随后变化缓慢,降膜流动方向上  $\text{CO}_2$  吸收速率的变化情况也出现相似的规律,说明吸收作用主要发生在入口段附近;在液膜中间位置处,热通量和质量通量的变化趋势在入口段附近差异很大,这可能是由反应放出的热量一部分被液体吸收所致。

#### 参考文献:

- [1] Nugent P, Belmabkhout Y, Burd Sd, et al. Porous materials with optimal adsorption thermodynamics and kinetics for  $\text{CO}_2$  separation [J]. *Nature* 2013, 495(7439): 80–84.
- [2] Basu S, Khan Al, Cano-Odena A, et al. Membrane-based technologies for biogas separations [J]. *Chem Soc Rev* 2010, 39(2): 750–768.
- [3] 刘忠海. [N1111] [Gly] 复合工质吸收/解吸  $\text{CO}_2$  性能研究 [D]. 重庆: 重庆大学 2014.  
LIU Zhong-hai. Study of the absorption/desorption performance of carbon dioxide in a tetramethylammonium glycin complex working medium [D]. Chongqing: Chongqing University 2014.
- [4] Władysławmoniuł, Ryszardpohorecki, Piotrmachniewski. Carbon dioxide absorption into aqueous blends of n-methyldiethanolamine and 2-ethylaminoethanol [J]. *Chemical and Process Engineering*, 2012, 33(4): 547–561.
- [5] Ross D. Pilot Plant Study of Carbon Dioxide Capture by Aqueous Monoethanolamine [D]. Texas: University of Texas 2006.
- [6] Harun N, Douglas Pl, Ricardez-Sandoval L, et al. Dynamic Simulation of MEA Absorption Processes for  $\text{CO}_2$  Capture from Fossil Fuel Power Plant [J]. *Energy Procedia* 2011, 4(01): 1478–1485.
- [7] 李庆领, 范连翠, 李太星, 等. 操作参数对 MEA 法捕集  $\text{CO}_2$  吸收过程的影响研究 [J]. *太原理工大学学报* 2010(05): 585–588.  
LI Qing-ling, FAN Lian-cui, LI Tai-xing et al. Study of the effect of the operating parameters on  $\text{CO}_2$  absorption process captured by adopting the MEA method [J]. *Journal of Taiyuan University of Science and Technology* 2010(05): 585–588.
- [8] 刘秀蓉. 硫化氢、二氧化碳在醇胺水溶液中吸收热效应的测定 [J]. *石油与天然气化工* 1987(04): 44–50.  
LIU Xiu-rong. Determination of the absorption heat effect of carbon dioxide in alcohol amine water solution [J]. *Petroleum and Natural Gas Chemical Engineering* 1987(04): 44–50.
- [9] B D R Rm, R Dh. Modeling of falling film reactors [J]. *Chemical Engineering Science* 1996, 51(11): 2553–2558.
- [10] 张芳芳, 丁玉栋, 朱 恂, 等. 离子液体-MEA 混合工质平板降膜吸收  $\text{CO}_2$  [J]. *工程热物理学报* 2014(03): 503–506.  
ZHANG Fang-fang, DING Yu-dong, ZHU Xun, et al. Ionic liquid-MEA mixed working medium flat plate falling film absorption of carbon dioxide [J]. *Journal of Engineering Thermophysics* 2014(03): 503–506.
- [11] Akanksha, Pant Kk, Srivastava Vk. Carbon dioxide absorption into mono-ethanolamine in a continuous film contactor [J]. *Journal of Chemical Engineering* 2007, 133(2007): 229–237.
- [12] Daniel Sebastia-Saez, Sai Gu, Panneerselvam Ranganathan et al. Micro-scale CFD modeling of reactive mass transfer in falling liquid films within structured packing materials [J]. *International Journal of Greenhouse Gas Control* 2015, 33(2015): 40–50.
- [13] 张芳芳, 丁玉栋, 朱 恂, 等. 不同流型下离子液体-MEA 复合工质降膜吸收  $\text{CO}_2$  特性 [J]. *化工学报* 2015, 66(5): 1760–1766.  
ZHANG Fang-fang, DING Yu-dong, ZHU Xun, et al. Characteristics of an ionized liquid-MEA complex working medium to absorb carbon dioxide in falling films under various flow patterns [J]. *Journal of Chemical Industry and Engineering* 2015, 66(5): 1760–1766.
- [14] Versteegaf, Dijckalaj, Swaaijajawpm. On the kinetics between  $\text{CO}_2$  and alkanolamines both in aqueous and non-aqueous solutions. an overview [J]. *Chemical Engineering Communications* 1996, 144(1): 113–158.

(刘 瑶 编辑)

coefficient will increase by 19% to 48%. In addition, the comprehensive performance of the dual helical structure will be obviously superior to that of the single helical structure and the comprehensive performance of the dual helical structure will attain its optimum when  $Re = 2\ 000$ . It can be known from the field synergy principles that the intense disturbance to the fluid caused by the dual helical fin structure will force the synergy degree of the speed vector and the temperature gradient vector of the fluid to become better. The comprehensive comparison results show that the dual helically finned heat pipe is more instrumental to enhancing the heat exchange. **Key words:** dual helical fin heat pipe, numerical simulation, field synergy principle

乙醇胺水溶液降膜吸收  $\text{CO}_2$  的数值研究 = **Numerical Study of the Falling Film Absorption of Carbon Dioxide by Monoethanolamine Solution** [刊, 汉] / ZHAO Lin-lin, DING Yu-dong, ZHU Xun, LIAO Qiang ( Education Ministry Key Laboratory on Low-grade Energy Source Utilization Technologies and Systems, Chongqing University, Chongqing, China, Post Code: 400030) // Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. - 2016, 31(9). - 27 ~ 32

In the light of the heat and mass transfer problems in the process of the MEA ( monoethanolamine) solution to absorb the carbon dioxide in falling films, a two-dimensional mathematical model for the MEA solution at various concentrations absorbing carbon dioxide in falling films was established and the distribution of both temperature and concentration field inside the liquid films as well as the law governing changes of the heat flux, mass flux and carbon dioxide absorption rate inside the liquid films along the liquid film falling direction were obtained. It has been found that the temperature at the inlet on the boundary surface rapidly increases and then assumes a decline as per an exponential regularity. The heat flux, mass flux and carbon dioxide absorption rate along the liquid film falling direction at the inlet drops sharply like a straight line and afterwards, changes by a small margin, indicating that the absorption action mainly happens at places closing to the inlet section. At the middle location of the liquid film, the variation tendency of the heat and mass flux differs greatly around the inlet section, which is possibly caused by a part of the reaction-released heat quantity absorbed by the liquid. **Key words:** monoethanolamine solution, falling film absorption, two-dimensional numerical simulation, heat flux, mass flux

微通道内表面活性剂水溶液饱和流动沸腾换热特性的数值模拟 = **Numerical Simulation of the Saturated Flow Boiling Heat Exchange Characteristics of a Surfactant Water Solution in a Microchannel** [刊, 汉] / WANG Ying-hui, WANG Ru ( College of Energy Source and Power Engineering, Jiangsu University, Zhenjiang, China, Post Code: 212013), GUI Ke-ting, SHI Ming-heng ( College of Energy Source and Environment, Southeast University, Nanjing, China, Post Code: 210096) // Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. - 2016, 31(9). - 33 ~ 38

For the saturated flow and boiling heat exchange of a surfactant water solution in a microscale, a VOF ( volume of fluid) model and a user-defined function were used to conduct a numerical simulation of the saturated flow and boil-