

# 微通道内气液两相 Taylor 流影响因素的数值模拟

洪文鹏, 林慧颖, 邢晓飞

(东北电力大学 能源与动力工程学院, 吉林 吉林 132012)

**摘要:**应用 Fluent 软件中的 VOF(流体体积法)模型模拟微通道内气液两相 Taylor(泰勒)流的气泡形成过程,分析当量直径、气液两相折算速度、粘度以及表面张力系数对气泡和液柱长度的影响,提出预测气泡和液柱长度的关联式,并对关联式进行验证。研究表明:在 Taylor 流速度恒定的基础上,增加气相速度、减小液相速度、减小液体粘度可以得到较大且分布均匀的气泡,增加传质效果。

**关键词:**微通道;气液两相流;气泡;液柱;数值模拟

中图分类号: O357.5      文献标识码: A  
DOI:10.16146/j.cnki.rndlgc.2015.03.009  
符号说明

- $\vec{u}$ —速度矢量
- $t$ —时间
- $P$ —压强
- $\alpha_G$ —含气率
- $\alpha_L$ —含液率
- $L_G$ —气泡长度
- $L_L$ —液柱长度
- $\epsilon_G$ —气体体积分数
- $Re$ —为雷诺数
- $\rho$ —密度
- $u_G$ —气相折算速度
- $u_L$ —液相折算速度
- $D$ —当量直径
- $\mu$ —动力粘性系数
- $\sigma$ —表面张力系数
- $\vec{F}$ —体积力
- $f$ —表面力

## 引言

微通道反应器是指将化学反应和微通道结合在一起,使反应在通道内部进行,这具有过程强化的作用。近年来微反应器的广泛应用使得微通道内气液两相 Taylor 流成为近些年的一个研究焦点。Taylor 流的液柱间仅靠一层液膜相连,减少了通道内的返混,气泡与管壁之间仅相隔一层传递阻力很小的液膜,有利于气泡向管壁的传质传热。同时,液柱中的

内循环使得液柱内的混合效果增强,而 Taylor 流中较大的相界面也会促进两相间的传热和传质。

微通道内气泡和液柱的长度不仅影响通道内传质界面的大小,还会影响通道内的局部流动,比表面积随着气泡长度的增加而增大,随着液柱长度的增加而减小,比表面积代表传质界面的大小,界面越大,传质效果越好。因此,如何获得较长且生成频率高的气泡对于加快微通道化工过程具有重要意义。

Bashforth 和 Adamson 在 1883 年首次发表了关于单个气泡形成的理论<sup>[1]</sup>,现今已有很多学者从物性参数、初始条件和几何参数各个方面对微小通道内的气泡进行了研究<sup>[2-6]</sup>。本研究考察了当量直径、气液两相折算速度、粘度以及表面张力系数对气泡和液柱长度的影响,综合各影响因子得到预测气泡和液柱长度的公式,可为微通道内气泡和液柱的稳定性控制及增加气液两相传质效果提供参考。

## 1 数值模拟方法

### 1.1 控制方程

应用 Fluent 软件中的 VOF(流体体积法)模型模拟,通过 Brackbill 等人提出的 CSF(连续表面张力模型)将表面张力作为源项添加到动量方程中<sup>[7-8]</sup>。

连续方程:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{u}) = 0$$

动量方程(不考虑流体的压缩性和重力):

$$\frac{\partial (\rho \vec{u})}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{u} \vec{u}) = -\nabla P + \nabla \cdot [\mu (\nabla \vec{u} + \nabla \vec{u}^T)] + \rho \vec{g} + \vec{F}$$

体积分数方程:

$$\frac{\partial \alpha_i}{\partial t} + \vec{u} \cdot \nabla \alpha_i = 0$$

收稿日期: 2014-06-25; 修订日期: 2014-07-30

作者简介: 洪文鹏(1970-),男,吉林吉林人,东北电力大学教授,硕士生导师。

其中,  $\mu = \mu_C \alpha_C + \mu_L \alpha_L$ ,  $\rho = \rho_C \alpha_C + \rho_L \alpha_L$ 。通过求解相分数连续方程跟踪界面,应用 VOF 方法将作用在界面上的面积力转化为作用在相邻网格内的体积力  $\vec{F}$  处理。

### 1.2 计算模型

参考文献 [9] 中的实验模型,0.6 mm 圆形微通道,数值模拟的模型当量直径为  $d$ ,气液两相入口段均为  $1.6d$ ,混合段为  $30d$ ,两相流体分别从管道两侧进入到混合区相遇形成 Taylor 流。模型二维平面如图 1 所示,经过模型准确性及网格密度验证,模型合理。

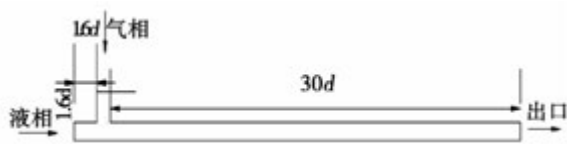


图 1 模型平面图

Fig. 1 Plan view of the model

### 1.3 求解方法

假设气液两相均为不可压缩流体,流动过程非稳态,所有物性参数为常数,研究系统无内热源,与外界无热量交换,微通道内由于尺度效应,重力的作用很小可不考虑。采用 VOF 方法,离散相和分散相均为速度入口 (velocity inlet),出口为自由出口 (out-flow)。微通道的壁面设置为无滑移、无穿透的静止壁面。对于气液两相流模拟,体积力采用隐式质量力 (implicit body force),体积分数守恒方程用显示 (explicit) 算法。压力 - 速度耦合采用压力隐式算子分割算法 (PISO),气液相界面采用几何重构方案 (Geo-Reconstruct) 处理界面附近插值,采用二阶迎风格式 (second-order up-wind) 对动量进行离散。

## 2 标准状况下气泡生成过程

当量直径为 0.6 mm 微通道内,空气折算速度 0.03 m/s,水折算速度 0.05 m/s,气液相与壁面接触角  $36^\circ$ ,表面张力系数 0.072 N/m。气泡生成过程中气液两相间的界面是不断变化的,随着气相进入到混合主通道内,气体的体积不断增加,液体流动截面逐渐减小,液相入口压力上升。气液两相流动过程受到惯性力、粘性剪切力和表面张力的作用,流动过

程复杂。

气泡生成过程如图 2 所示,灰色部分为气体,黑色部分为液体。可将气泡生成过程分为两个阶段:图 2 (a) - 图 2 (c) 为气泡成长阶段,气相从其支通道进入到气液混合的主通道,与液相形成两相交界面,随着气相的不断流动,气泡逐渐形成,在液相惯性力作用下气泡随着液相的流动向下游移动,这过程中气泡的体积逐渐增大,最后达到一个临界体积;图 2 (d) - 图 2 (f) 为气泡分离阶段,随着气泡不断的向下游移动,气泡颈部变窄,在液相粘性剪切力和前后压差的共同作用下气体断裂,形成一个独立气泡,此后每一个气泡均以这种形式连续产生并向下游移动,气泡与液柱之间不会发生并聚和破裂,最终气泡和液柱充满整个通道即图 2 (g) 时刻。

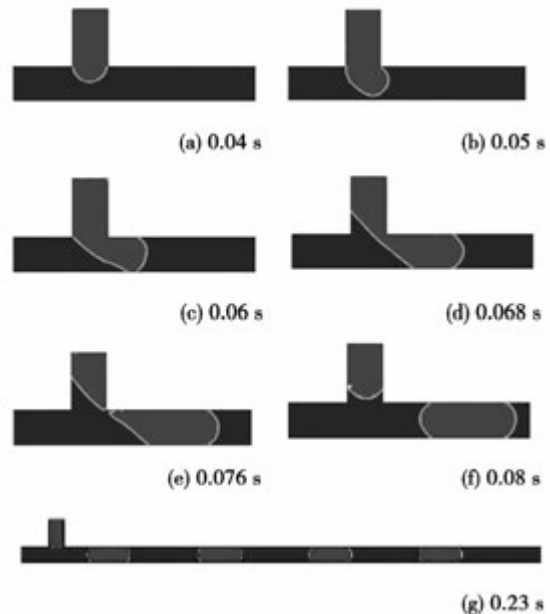


图 2 微通道内气泡生成过程

Fig. 2 Bubble formation process inside a microchannel

## 3 气泡、液柱长度的影响因素

### 3.1 气、液相折算速度对气泡长度的影响

分别采用 0.4、0.6、0.8 和 1.0 mm 的不同当量直径管道,保持液相速度恒为 0.05 m/s,气相速度分别取 0.03、0.05、0.08 以及 0.1 m/s 逐渐增加的数值,气泡和液柱长度变化如图 3、图 4 所示。

同样,在保持气相速度恒为 0.05 m/s,分别取

液相折算速度 0.05、0.1、0.15 以及 0.2 m/s 逐渐增加的数值,气泡和液柱长度变化如图 5、图 6 所示。

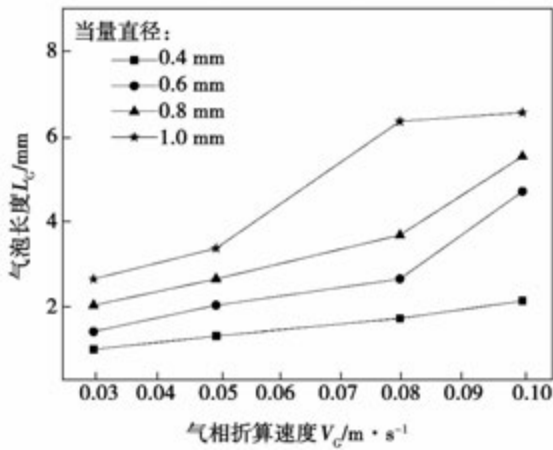


图 3 气泡长度随气相折算速度变化图

Fig. 3 The diagram of bubble length varying with the gas phase converted velocity

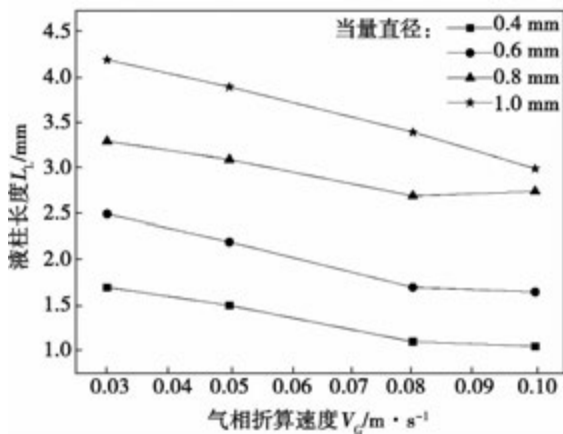


图 4 液柱长度随气相折算速度变化图

Fig. 4 The diagram of liquid slug length varying with the gas phase converted velocity

图 3 - 图 6 中,相同的气液两相折算速度下,随着当量直径的减小,气泡长度缩短。当量直径减小,雷诺数  $Re$  就会减小, $Re$  是惯性力和粘性力的比值,雷诺数越小,粘性力占的比重越大。加速了气泡的夹断脱离过程,气泡生成时间缩短,气泡体积减小。

图 3、图 4 中,气相速度增加相应惯性力增大,液相惯性力作用相对减小且粘性剪切力的作用变小,使得气泡的颈部夹断过程变慢,相同的时间内有更多的气体进入到气泡中,导致生成的气泡逐渐增大,液柱的长度只有些许的减小。图 5、图 6 中,随着液相速度增加,相应惯性力增加,粘性剪切力的作

用增加,气泡的颈部夹断过程变快,气泡长度缩短,液柱增长。当 Taylor 流动速度恒定时,若要得到较大的传质系数,可以通过增加气相速度、减小液相速度的方法来实现。

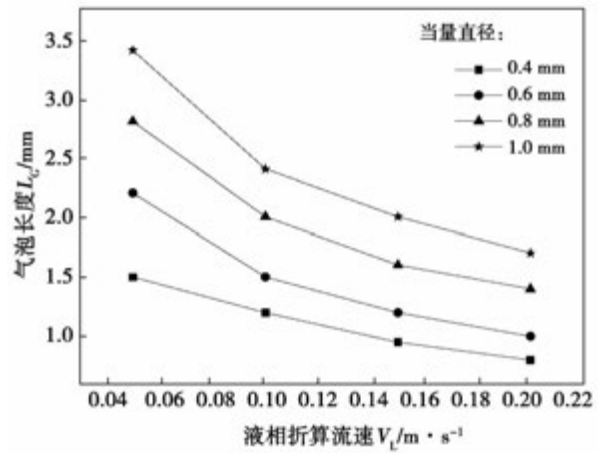


图 5 气泡长度随液相折算速度变化图

Fig. 5 The diagram of bubble length varying with the liquid phase converted velocity

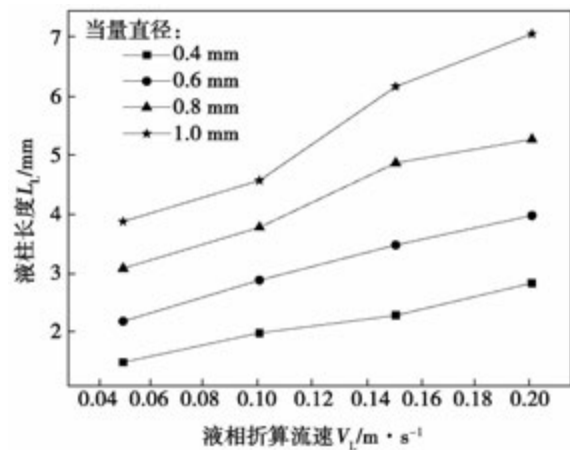


图 6 液柱长度随液相折算速度变化图

Fig. 6 The diagram of liquid column length varying with the liquid phase converted velocity

### 3.2 粘度对气泡和液柱长度的影响

选用表面张力近似相等但粘度差别很大的不同浓度丙三醇溶液为工质,同一时刻、不同物性参数下生成的 Taylor 流如图 7 所示,其中丙三醇溶液的浓度分别为 20%、60%、80%。通道直径为 0.6 mm,气相速度 0.03 m/s,液相速度 0.05 m/s。

逐渐增加液相粘度,液相对气相的粘性剪切力增加,加速了气泡夹断脱离的过程,气泡生成时间逐

渐缩短,气泡和液柱长度均呈减小趋势。丙三醇溶液浓度为 80% 情况时可以明显看出气泡长度不均匀,与管壁之间的液膜增厚,气泡分布不均匀,此时不利于两相间的传质。

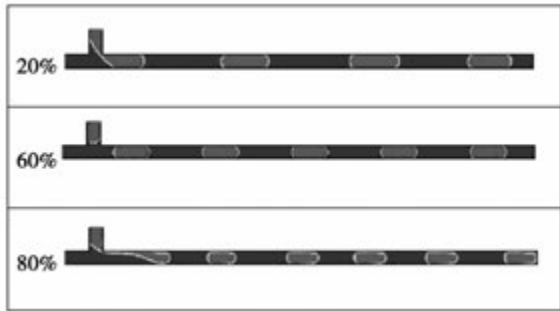


图 7 粘度对气泡生成的影响  
Fig. 7 The influence of viscosity on bubble generation

### 3.3 表面张力系数对气泡长度的影响

表面张力的强弱用表面张力系数  $\sigma$  表示,  $\sigma = f/l$ , 表示作用在每单位长度截线上的表面张力。采用粘度近似相等但表面张力系数变化很大的纯水、10% 乙醇以及纯乙醇溶液进行研究,得到气泡和液柱长度的变化如图 8、图 9 所示。

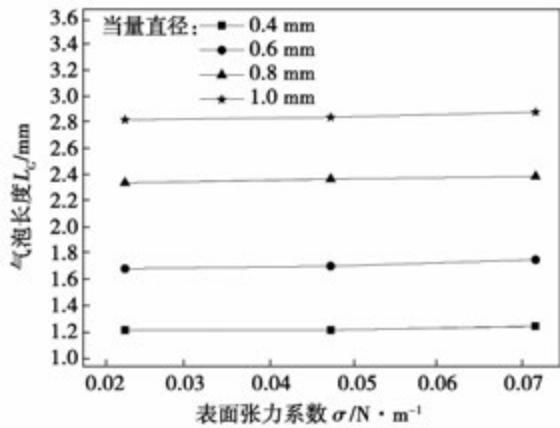


图 8 气泡长度随表面张力系数变化图  
Fig. 8 The diagram of bubble length varying with surface tension coefficient

随着表面张力系数的增大,气泡和液柱的长度均略有变化,但是很不明显,且气泡生成时间也几乎相同,说明表面张力系数对气泡和液柱长度的影响不大。

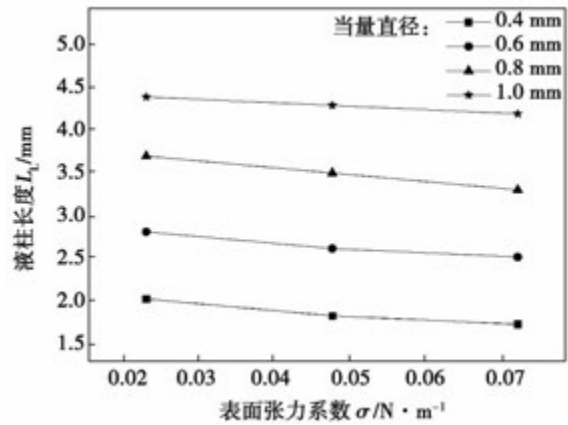


图 9 液柱长度随表面张力系数变化图  
Fig. 9 The diagram of liquid slug length varying with surface tension coefficient

## 4 关联式的提出及验证

文献 [10] 的实验模型与本研究模型相似,研究了内径 0.946 mm 的微通道,以 CO<sub>2</sub>-水为体系,气液两相流体折算速度分别控制在 0.05 m/s < u<sub>c</sub> < 0.3 m/s, 0.05 m/s < u<sub>l</sub> < 0.4 m/s 范围内,研究不同情况下气弹、气泡以及液柱的单元长度(气泡长度与液柱长度的和为气弹单元长度)。经过与实验的对比更加证明了模拟的准确性。

气泡和液柱长度受到气液两相流动速度及当量直径的影响较大,其次是液相粘度,表面张力系数的影响很小,需重点考虑与这些影响因素有关的物理参数,气体体积分数和雷诺数,综合模拟中的影响因素,参考文献 [11],得到适用于本研究模型的预测气泡和液柱长度的关联式。

$$L_c/d = 2.89 \epsilon_c^{0.207} (1 - \epsilon_c)^{-0.97} Re^{-0.063}$$

$$L_l/d = 2.89 \epsilon_c^{-0.742} (1 - \epsilon_c)^{-0.069} Re^{-0.063}$$

其中:  $\epsilon_c = u_c / (u_c + u_l)$ ;  $Re = \rho(u_c + u_l) d / \mu$ 。将模拟得到的所有数据带入到关联式中,将模拟值与计算值对比,如图 10 所示。大部分数值可以与计算值很好的吻合。为进一步验证关联式的正确性,参考文献 [10] 在不同气液折算速度下得到的气泡和液柱长度实验数据,将气液两相流速及流体物性参数带入到关联式中,将实验值与计算值进行对比,结果如图 11 所示。由于实验数据受到实验条件的限制,计算值与实验值有一定偏差,但均在可接受范围内,证明了所提出的预测公式的合理性。

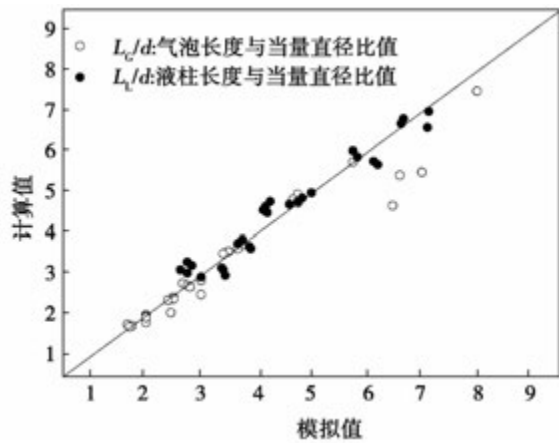


图 10 计算值与模拟值的比较  
Fig. 10 The comparison of calculated value and simulation value

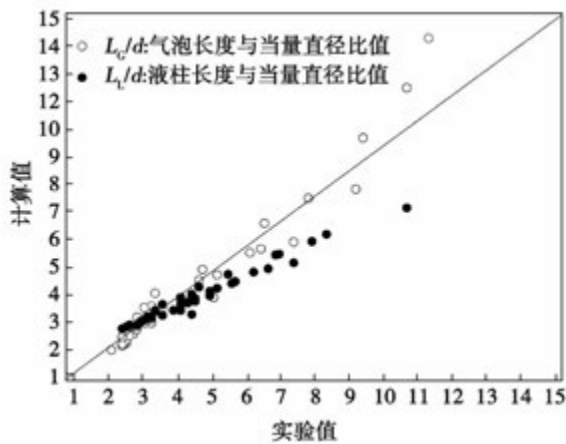


图 11 计算值与实验值的比较  
Fig. 11 The comparison of calculated value and experimental value

### 5 结 论

气泡和液柱的长度影响微通道内 Taylor 流动的传质效果,较长且生成频率高的气泡可以加快微通道化工过程。

气泡生成可分为气泡成长和气泡分离两个阶段,气泡和液柱交替产生,且在微通道内不会并聚。微通道直径越大相应产生的气泡和液柱越长;气相速度增加时,气泡长度增加,液柱长度小幅度减小;液相速度增加时,气泡长度显著减小且液柱长度也明显增大。气泡和液柱的长度随液相粘度的增加而

减小,液膜明显增厚,气泡在微通道内分布不均匀,两相间的传质系数减小。表面张力系数对气泡和液柱长度的影响不大。

当 Taylor 流动速度恒定时,减小液相粘度,保证气泡和液柱分布的均匀性;当 Taylor 流动速度不恒定时,在尽量减小气弹单元长度的基础上,增加气泡长度,减小液柱长度。

### 参考文献:

- [1] Bashforth F, Adams JC. An attempt to test the theories of capillary action [D]. Cambridge: Cambridge University Press, 1883.
- [2] Nisisako T, Torii T, Higuchi T. Droplet formation in a microchannel network [J]. lab on a chip, 2002, 24( 2) : 24 - 26.
- [3] Sugiura S, Nakajima M, Tong J, et al. Preparation of monodispersed solid lipid microspheres using a microchannel emulsification technique [J]. Journal of Colloid and Interface Science, 2000, 227( 1) : 95 - 103.
- [4] 侯璟鑫, 钱 刚, 周兴贵. 气体入口角度和截面宽高比对微通道内泰勒气泡行为的影响 [J]. 化工学报, 2013, 64( 6) : 1976 - 1982.
- [5] HOU Jing-xin, QIAN Gang, ZHOU Xing-gui. Effect of the gas inlet angle and cross-section aspect ratio on the Taylor bubble behavior in a microchannel [J]. CIESC Journal, 2013, 64( 6) : 1976 - 1982.
- [6] Burns JR, Ramshaw C. The intensification of rapid reactions in multiphase systems using slug flow in capillaries [J]. Lab on a Chip, 2004, 1( 1) : 10 - 15.
- [7] Vandu CO, Liu H, Krishna R. Mass transfer from Taylor bubbles rising in single capillaries [J]. Chemical Engineering Science, 2005, 60( 22) : 6430 - 6437.
- [8] Brackbill JU, Kothe DB, Zemach C. A continuum method for modeling surface tension [J]. Comput. Phys, 1992, 100( 2) : 335 - 354.
- [9] Anderson JD. Computational fluid dynamics: the basics with applications [M]. New York: McGraw-Hill, 1995: 56 - 102.
- [10] Venkatesan M, Sarit K Das, Balakrishnan AR. Effect of diameter on two-phase pressure drop in narrow tubes [J]. Experimental Thermal and Fluid Science, 2011, 35( 3) : 531 - 541.
- [11] 谢蕴峰. 细通道内气液两相 Taylor 流传质研究 [D]. 天津: 天津大学, 2012.
- [12] XIE Yun-feng. Research of the mass transfer of the Taylor flow in a slim channel [D]. Tianjin: Tianjin University, 2012.
- [13] Qian D, Lawala A. Numerical study on gas and liquid slugs for Taylor flow in a T-junction microchannel [J]. Chemical Engineering Science, 2006, 61( 23) : 7609 - 7625.

( 丛 敏 编 辑 )

微通道内气液两相 Taylor 流影响因素的数值模拟 = **Numerical Simulation of the Factors Influencing the Gas-liquid Two-phase Flow in a Micro-channel** [刊, 汉] HONG Wen-peng, LIN Hui-ying, XING Xiao-fei ( College of Energy Source and Power Engineering, Northeast University of Electric Power, Jilin, China, Post Code: 132012) // Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. -2015, 30(3) . -346 - 350

Simulated was the process of air bubbles formed in the gas-liquid two-phase Taylor flow inside a micro-channel by using the VOF ( volume of fluid) model in the Fluent software and analyzed was the influence of the equivalent diameter, conversion speed of the gas-liquid two-phase flow, viscosity and surface tension coefficient on the length of the air bubbles and liquid column. On this basis, the authors proposed a correlation formula for predicting the length of the air bubbles and liquid column and verified such a correlation formula. It has been found that on the basis of the speed of the Taylor flow being kept constant, to increase the gas-phase speed and decrease the liquid-phase speed and liquid viscosity can obtain relatively long and uniformly distributed air bubbles, thus enhancing the mass transfer effectiveness. **Key Words:** micro-channel, gas-liquid two-phase flow, air bubble, numerical simulation

基于有机朗肯循环的低温余热发电系统热力性能研究 = **Study of the Thermodynamic Performance of an Organic Rankine Cycle-based Low Temperature Waste Heat Power Generation System** [刊, 汉] ZHANG Xin, ZHANG Xu, CANG Da-qiang ( College of Metallurgical and Ecological Engineering, Beijing University of Science and Technology, Beijing, China, Post Code: 100083) , ZHANG Xin ( China International Engineering Consulting Corporation, Beijing, China, Post Code: 100048) , WANG Jing-fu ( CSIC No. 703 Research Institute, Harbin, China, Post Code: 150036) // Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. -2015, 30(3) . -351 - 357

For low temperature heat sources at a temperature from 313.15 K to 413.15 K destined for power generation, analyzed was the thermodynamic performance of an organic Rankine cycle system through establishing a thermal model for such kind of system and setting the thermal calculation conditions for the system. On this basis, the authors arrived at the following conclusion that (1) to change the influence of the evaporation temperature of the working medium on the net output power, quantity of heat absorbed, exergy loss, thermal efficiency and exergy efficiency of the system necessitates to choose the working medium suitable for the heat source in order to achieve a relatively big utilization efficiency; (2) at a certain temperature of a heat source, the higher the evaporation temperature of the working medium, the more favorable for enhancing the thermal efficiency and exergy efficiency of the system. Under the condition of identical operating conditions, the organic working media R601, R245fa, R245ca and R141b have a relatively good work-doing ability, thus the economic benefits will be relatively good. **Key Words:** low temperature