

对称分支并行微通道中气液两相流的均匀性规律

沈秋颖¹, Tahir Muhammad Faran¹, Cumbula Armando José¹, 付涛涛¹, 姜韶堃², 朱春英¹, 马友光¹

¹ 化学工程联合国家重点实验室, 天津大学化工学院, 天津 300072;

² 中国船舶重工集团公司第七一八研究所, 河北 邯郸 056027)

摘要: 采用高速摄像系统研究了对称分支形并行微通道内气液两相流及弹状气泡均匀性规律。实验中分别采用含 0.3% SDS 的甘油-水溶液与氮气作为液相和气相。观察到弹状流和泡状流两种流型, 作出了由两相操作条件构成的流型图及流型转变线。结果表明, 气泡非均匀性主要由两微通道内流体之间的相互作用、下游通道中流体动力学的反馈作用以及通道制造误差造成。随液相黏度增大, 气泡均匀性变好; 在高液相流量以及低气相压力下操作, 气泡尺寸分布更易达到均匀。基于压力降守恒原理和微通道内气液两相流阻力模型, 构建了两通道中气泡尺寸的预测模型。

关键词: 微通道; 并行放大; 多相流; 分布; 均匀性; 反馈

中图分类号: TQ 021.4

文献标志码: A

文章编号: 0438—1157 (2018) 11—4640—08

Uniformity of gas-liquid two-phase flow in symmetrical parallelized branching microchannels

SHEN Qiuying¹, TAHIR Muhammad Faran¹, CUMBULA Armando José¹, FU Taotao¹, JIANG Shaokun², ZHU Chunying¹, MA Youguang¹

¹State Key Laboratory of Chemical Engineering, School of Chemical Engineering and Technology, Tianjin University, Tianjin 300072, China; ²The 718th Research Institute of China Shipbuilding Industry Corporation, Handan 056027, Hebei, China)

Abstract: The uniformity of the gas-liquid two-phase flow and slug bubble in a symmetrical parallelized branching microchannel were studied by using a high-speed camera system. The glycerol-water solution containing 0.3% SDS and nitrogen were used as the liquid phase and the gas phase respectively. Two flow patterns of slug flow and bubble flow were observed, and a flow pattern and a flow pattern transition line composed of two-phase operation conditions were made. The results show that the non-uniformity of bubbles is caused by the hydrodynamics interaction between the two channels, the hydrodynamics feedback of the downstream channels, and the manufacturing differences of microchannels. With the increase of viscosity of the liquid phase, the uniformity of the bubbles becomes better. The bubble size distribution can be more uniform for high liquid flow rates and low gas pressures. The prediction models of bubble size in both microchannels were established based on the conservation principle of pressure drop and the gas-liquid two-phase flow resistance model.

Key words: microchannels; parallelization; multiphase flow; distributions; uniformity; feedback

2018-05-29 收到初稿, 2018-07-04 收到修改稿。

联系人: 付涛涛。第一作者: 沈秋颖 (1993—), 女, 硕士研究生。

基金项目: 国家自然科学基金项目(91634105, 91434204, 21576186, 21776200)。

Received date: 2018-05-29.

Corresponding author: FU Taotao, ttfu@tju.edu.cn

Foundation item: supported by the National Natural Science Foundation of China (91634105, 91434204, 21576186, 21776200).

引 言

微化工过程与技术具有高效经济、节能环保、安全性高等优点,可提高传质和传热效率,是实现过程强化、设备集成以及环境友好等目标的有效方法^[1-7]。微化工过程的基础元件为微通道,微通道中气液两相流及气泡的产生与调控是微化工的基础内容之一。在一定尺寸范围内,单分散性好即均匀性高的微米级气泡常被用于石油工业、食品、化妆品、生物医学如药物输送等^[7-10]方面。然而,单通道内较低产量的产品限制了其在工业或临床的应用,微通道内气泡生成的放大策略逐渐被重视^[11-14]。相比于传统化工过程逐级放大模式,微化工“数目放大”思想极具独特性。Schianti 等^[15]用分支和储层两种微流体装置生产纳米颗粒,产量可达单通道系统的 10 倍,结果表明,分支系统能呈现更好的粒度均匀性,且四个出口的颗粒尺寸差异随两相流量比的增大而减小。Zhang 等^[16]研究了两并行微通道中生成气泡尺寸的均匀性规律,分析了气泡头部的回缩对均匀性的影响,并基于两相体积流量比和液相韦伯数(We_L),提出了两通道中气泡尺寸的预测模型。人们在研究气泡生成时,也发现气泡尺寸与气相压力密切相关^[17-18]。然而,目前对于并行微通道中气液两相流及气泡分配均匀性认识十分有限,且对微通道间的流体相互作用以及下游微通道的反馈作用对气泡尺寸均匀性的影响机制认识匮乏。本文以对称分支形并行微通道为研究对象,基于压力降守恒原理和微通道内气液两相流阻力模型,对 T 形接口处气液两相流行为、弹状气泡生成尺寸及其均匀性进行了探究,并提出相应气泡尺寸预测模型。

1 实验材料和方法

实验装置分为流体控制设备、微通道芯片、图像采集设备三部分。实验流程如图 1 所示。氮气由钢瓶供给,通过不锈钢管($\phi 3$)输送,气相流量通过高精度数字针型阀(KOFLOC, Japan)控制。在微通道的气体入口连接差压变送器(Honeywell, STD800, America)测量气相入口与通道出口间的压差。液相用微量注射泵(Harvard Apparatus, PHD2000, America)通过聚乙烯胶管($\phi 1$)注入微通道,此微量注射泵可设置的流量范围为: $1.667 \times 10^{-9} \sim 2.208 \times 10^2 \text{ ml} \cdot \text{min}^{-1}$,可安装的注射针筒的容量范围为:0.0005~140 ml。微通道内气泡的

生成过程以及流动状况通过连接显微放大镜(Tamron, SP AF90mm F/2.8 Di, Japan)的高速摄像机(Photonfocuss MV2-1280-640-CL-8, Switzerland)记录,本实验过程中拍摄帧数设为 974 帧/秒(fps),数据采集过程中采用 LED 面阵光源进行照明。实验在常温常压条件下进行。

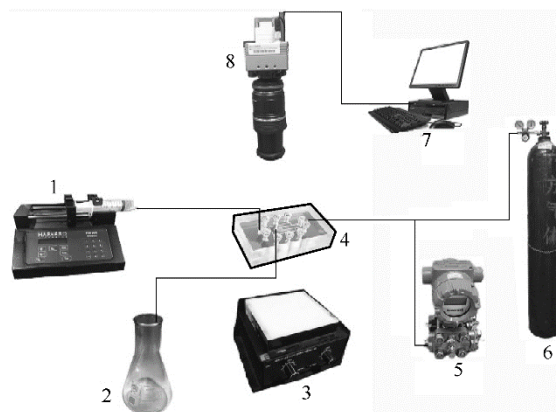


图 1 实验流程

Fig.1 Diagrammatic sketch of experiment

1—micropump; 2—collector; 3—lighter; 4—microchip; 5—pressure sensor; 6—N₂ cylinder; 7—computer; 8—high speed camera

实验所用微通道是在聚甲基丙烯酸甲酯(PMMA)板上经铣刻制成,由另一块同大小同材质的板覆盖并用螺母密封。微通道构型如图 2 所示,采用树状对称分支的结构将气液两相分到两个并行微通道中,两相在 T 形交叉点处接触从而生成气泡,在微通道的出口处设置三角形空腔结构。定义气相入口右侧为 1 号通道(channel 1),通道中的气泡长度为 L_1 ,另一侧为 2 号通道(channel 2),其中气泡长度为 L_2 。微通道截面为正方形,其尺寸为 $400 \mu\text{m} \times 400 \mu\text{m}$ 。

实验选用氮气作为分散相,连续相为不同质量配比的甘油-水溶液,并加入 0.3% (质量分数,下

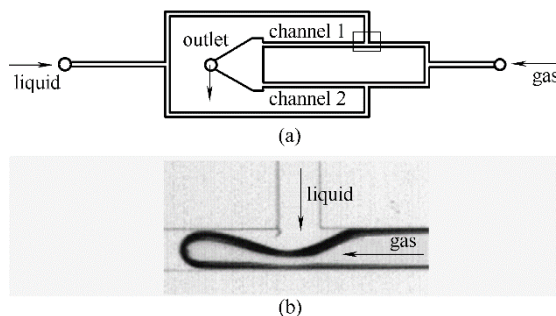


图 2 微通道结构 (a) 及 T 形微通道气液接触图 (b)

Fig.2 Structure of microchannel (a) and gas-liquid contacting diagram in T-junction of microchannel (b)

同)的十二烷基硫酸钠(SDS)作为表面活性剂。连续相流体的物性参数如表 1 所示,其中黏度由乌氏毛细管黏度计(iVisc, LAUDA, Germany)测量,密度由振动密度仪(Anton Paar MA-4500-M, Austria)测量,表面张力通过悬滴法由表面张力仪(OCAH200, Data Physics instruments GmbH, Germany)测得。

表 1 实验所用流体的物性参数

Table 1 Physical properties of fluid used in experiment

Solution	Density, $\rho/(\text{kg}\cdot\text{m}^{-3})$	Viscosity, $\mu/(\text{mPa}\cdot\text{s})$	Interface tension, $\sigma/(\text{mN}\cdot\text{m}^{-1})$
0.3%SDS	998.8	1.04	33
20% glycerol + 0.3%SDS	1047.4	1.74	31.5
40% glycerol + 0.3%SDS	1099.0	3.51	31.5
60% glycerol + 0.3%SDS	1151.9	10.74	31.5

2 实验结果与讨论

2.1 并行微通道内气液两相流流型

实验条件下观察到两种流型:弹状流和泡状流,分别如图 3(a)、(b)所示。在气相压力 $P_g = 2 \text{ kPa}$, 液相流量 $Q_l = 1.633 \text{ ml}\cdot\text{min}^{-1}$ 时生成弹状气泡;当液相流量增大,达到 $5.718 \text{ ml}\cdot\text{min}^{-1}$ 时,生成较小的泡状气泡。在不同的液相黏度下,以开始出现泡状流时的液相流量和气相压力为界,做出如图 4 所示的流型转变线。转变线下方为弹状流型,上方一定区域内为泡状流型。在相同的气相压力下,随液相流量的增加,液相在 T 形口处产生的压力增大,从而使生成的气泡由弹状流转化为较小的泡状流。液相流量进一步增大到气相压力不足以克服通道内液相阻力时,则不会生成气泡。液相流量越大,形成泡状流所需的气相压力则越大。

液相黏度对流型也会产生影响,随着液相黏度

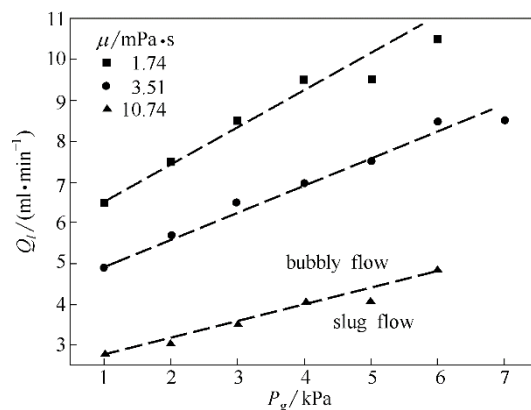


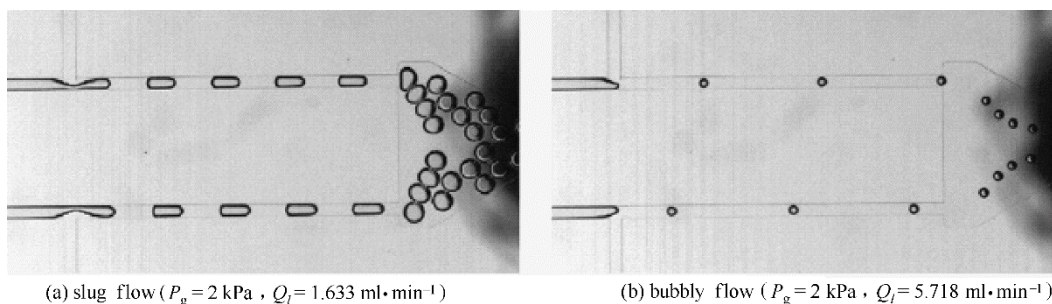
图 4 微通道内不同黏度下的流型转变线

Fig.4 Flow pattern transitions at different viscosities in microchannels(below transition line is slug flow area, above transition line is bubbly flow area)

的升高,液相在 T 形交叉口处对气相的剪切作用增强,从而当气相压力相同的情况下,黏度较大的液相在流量较小时便可形成泡状流,因此,较高黏度下的实验中,弹状流的区域较小。液相黏度较大而气相压力较低时,在 T 形交叉口,气相不足以克服液相阻力和界面张力,因此无气泡生成。该情况下当液相流量继续增大甚至会形成液相窜流,即液相返流到气相管路里,易造成设备损坏。

2.2 并行两微通道中气泡生成非同步现象

实验观察了并行通道中两 T 形交叉口处的气泡生成情况,发现气泡的生成并非严格同步,而是交替产生:即通道 1 中气泡颈部的气相细丝破裂后,通道 2 中的气相细丝紧接着破裂,此过程如图 5 所示。两通道中气相细丝的破裂时间间隔受液相黏度及操作条件的影响。当液相黏度 $\mu = 1.04 \text{ mPa}\cdot\text{s}$, 气相压力 $P_g = 1 \text{ kPa}$, 液相流量 $Q_l = 2.45 \text{ ml}\cdot\text{min}^{-1}$ 时,两通道中气相细丝破裂时间间隔为 3 ms ;当液相流量增大到 $4.901 \text{ ml}\cdot\text{min}^{-1}$ 时,其时间间隔为 2 ms 。在液相黏度为 $3.51 \text{ mPa}\cdot\text{s}$, $P_g = 1 \text{ kPa}$, $Q_l = 2.45$



(a) slug flow ($P_g = 2 \text{ kPa}$, $Q_l = 1.633 \text{ ml}\cdot\text{min}^{-1}$)

(b) bubbly flow ($P_g = 2 \text{ kPa}$, $Q_l = 5.718 \text{ ml}\cdot\text{min}^{-1}$)

图 3 并行微通道内气液两相流流型

Fig.3 Flow pattern of gas-liquid two-phase flow in parallelized microchannels

$\text{ml}\cdot\text{min}^{-1}$ 的条件下, 其时间间隔为 1 ms。并行微通道间的这种相互作用会影响生成气泡的尺寸均匀性。Barbier 等^[19]在研究并行通道中 T 形口处液滴生成时也发现了此机制, 命名为准周期状态, 此外还有同步和混沌两种动力学行为。他们发现混沌和准周期行为增强了多分散性, 而在同步状态下, 液滴的单分散性较高。Hashimoto 等^[20]在并联流动聚焦装置内研究气泡生成中把气相分散头断裂的不对称机理解释为气体的压缩性和两通道中流体间的相互作用。在图 5 中, 气体受初始分配不均的影响先运动到通道 2 的 T 形口处堵塞了通道的横截面, 因此液相优先向通道 1 中分配, 导致通道 1 中上游的液相阻力增大, 从而使通道 1 中的气体在运动到 T 形口的过程中速度变慢, 而当通道 2 中 T 形口处的气相细丝断裂后, 即气泡形成时, 通道 1 中的压力释放且气相分散头逐渐破裂形成气泡。在此过程中, T 形口处气液界面的动态演化会造成一定的压力波动^[21], 且气泡生成的非同步现象必然在两通道中造成不同的压力波动, 从而造成气泡生成的非均匀性。而气泡的形成受通道内的流动阻力及气泡颈部的拉普拉斯压力共同作用, 当通道内的流动阻力足够大时, 局部的压力波动可被忽略, 气泡的生成趋于均匀。

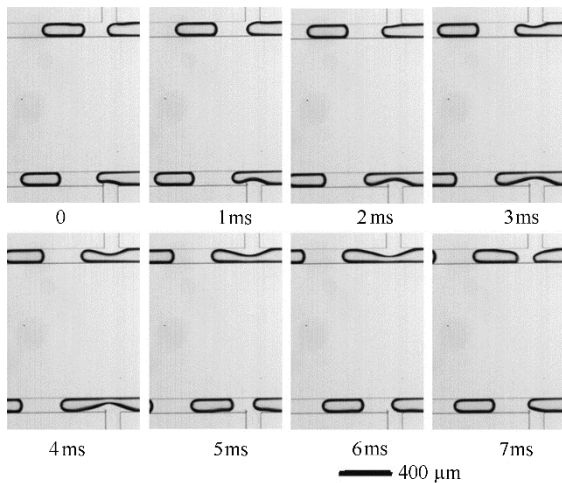


图 5 并行两微通道中气泡交替生成过程

Fig.5 Alternating generation of bubbles in two parallelized microchannels

2.3 并行微通道内气泡尺寸的均匀性

弹状流为气液两相流系统中最为常见的流型, 且比较稳定, 具有潜在应用价值^[22-24]。本文选取实验中的弹状流型作为研究对象, 分析了两通道间的气泡尺寸差异。如图 6 所示, 气泡长度随液相流量

的增大而减小, 两个通道之间的气泡尺寸差异整体趋势随着液相流量的增大而减小, 即随液相流量的增大, 气泡尺寸均匀性更好。引入多通道间气泡长度的变异系数 CV^[25]来定量分析两分支通道中气泡尺寸的分散性。CV 定义为多通道间气泡长度的标准差与平均值之比

$$CV = \frac{\sqrt{\sum_i (L_i - \bar{L})^2 / (i-1)}}{\bar{L}} \quad (1)$$

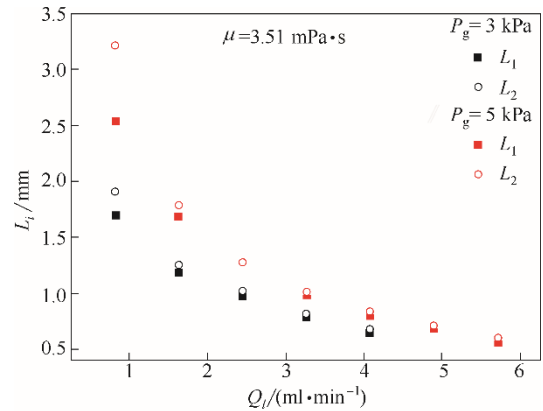


图 6 两并行微通道中的气泡生成尺寸随气相压力及液相流量变化规律

Fig.6 Variation of bubble size with gas pressure and liquid flow rate in two parallelized microchannels

一般认为, $CV \leq 5\%$ 时, 产品的单分散性较好, 即均匀性好^[25-26]。其中 i 为通道数, 本实验中 $i=1,2$ 。 L_i 为单通道中气泡的长度, \bar{L} 为多通道中气泡长度的平均值。

在四个液相黏度下, 计算不同操作条件下气泡尺寸的 CV 值, 如图 7 所示。将 $CV = 5\%$ 作为气泡单分散的基准线, 当变异系数 CV 在基准线以下时, 说明所生成的气泡单分散性好。由图可知, 变异系数 CV 随操作条件呈现非单调性变化。但随液相黏度升高, 气泡单分散性整体趋势变好。在最低黏度 $1.04 \text{ mPa}\cdot\text{s}$ 下, 位于标准线以下的数据点较少, 即低黏度下, 两并行微通道中的气泡长度差异较大, 而在气相压力较低 ($P_g = 1 \text{ kPa}, 2 \text{ kPa}$) 时才能有较好的均匀性。 $\mu = 3.51 \text{ mPa}\cdot\text{s}$ 时, 当液相流量大于 $1.633 \text{ ml}\cdot\text{min}^{-1}$, 气泡尺寸可在实验气相压力范围内达到均匀。在实验范围内的较高黏度 $10.74 \text{ mPa}\cdot\text{s}$ 下, 两通道中的气泡尺寸基本达到均匀程度, 只有在气相压力较高 ($P_g = 7 \text{ kPa}$) 时, 气泡会出现不均匀的情况。

综上, 在并行微通道中, 当液相黏度较大且在高流量以及低气相压力下操作时, 所生成的气泡尺

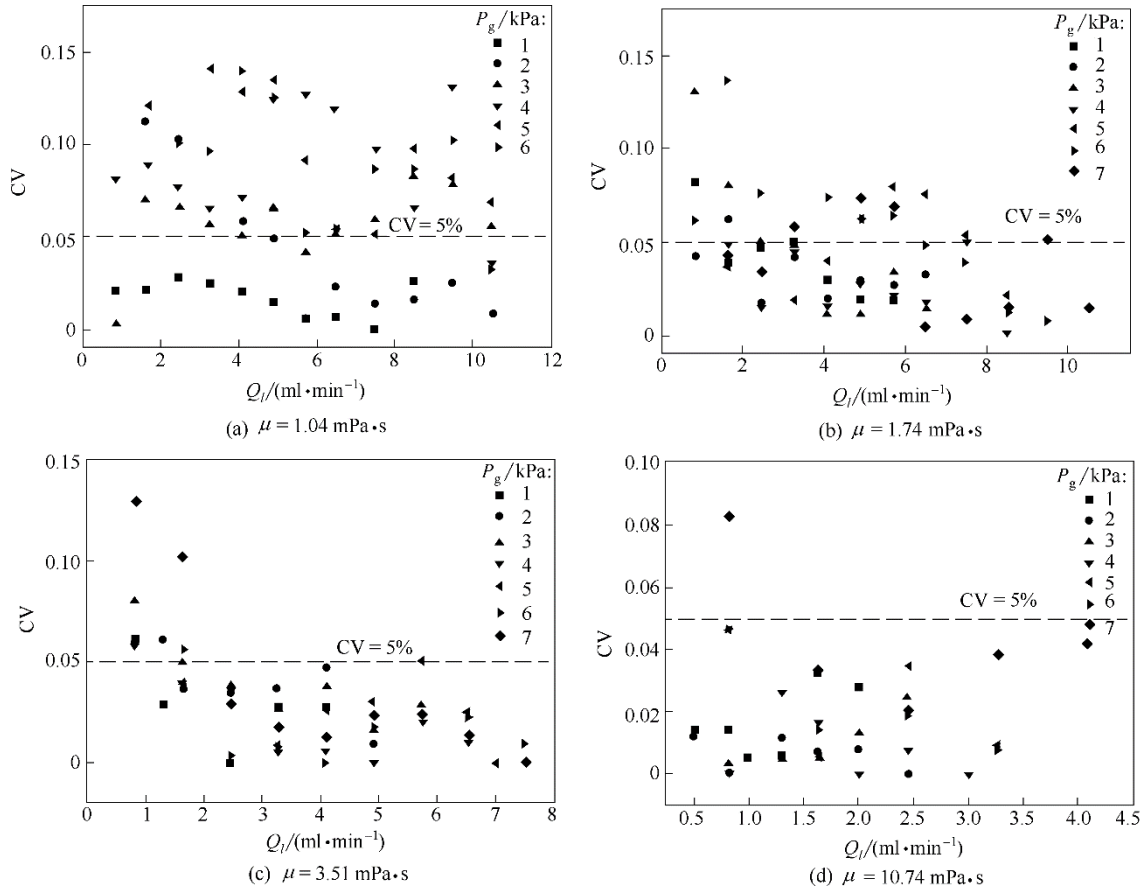


图 7 并行微通道内不同黏度下气泡尺寸的变异系数 CV

Fig.7 Coefficient of variation of bubble size at different viscosities in parallelized microchannels

寸均匀性好。除微通道制造过程中的误差会对液相流量的分布产生固有差别之外，气泡的非均匀性来源主要是下游通道的流体动力学反馈作用。下游微通道中气液两相流动力学对 T 形接口处气泡生成过程产生影响，从而对液相分叉口到 T 形接口段的压降造成影响，最终使液相流量的分配产生波动，导致生成的气泡尺寸不均匀。

液相黏度与操作条件的改变会影响气泡的生成过程，决定气泡的生成频率与尺寸，而气泡的生成频率及尺寸会改变下游通道中的流动阻力，对气泡生成产生反馈效应。当下游通道的长度一定，其内气泡个数较少且气泡尺寸较小时，下游通道的流动阻力较大，此时，由气泡个数和尺寸引起的反馈效应对气泡生成过程的影响小，气泡尺寸趋于均匀。当液相黏度增大时，其在气泡生成过程中造成的阻力增大，气泡生成频率较低，且由 $(L-W)/l_d = Q_g/Q_l \propto P_g/(Q_l\mu)^{[17]}$ 可知，气泡尺寸减小，因此下游通道中的气泡个数减少，其中 L 为气泡长度， W 为微通道宽度， l_d 为微通道深度， Q_g 和 Q_l 分别为气液两相流

量， P_g 为气相压力， μ 为液相黏度。因而液相阻力能克服部分反馈作用，所以最终生成的气泡均匀性好。当液相流量较高时，根据 Hagen-Poiseuille 原理， $\Delta P = QR$ ，其在微通道中产生的压降较大，气泡生成频率也增大，导致下游通道中气泡个数增多，但生成的气泡尺寸减小，此情况下，下游通道中的反馈效应是气泡生成频率与尺寸的共同耦合作用。由于气相采用定压进样方式，因此在低压下进样时，气泡尖端会在夹断期间回缩，导致气泡间的间距变大^[18]，使下游微通道内气泡数相对减小，从而液相流量的分配受其反馈影响小，因此生成的气泡均匀性较高。液相黏度与操作条件的改变均能影响气泡的均匀性，气泡的均匀性可通过二者共同调控。

2.4 并行微通道内气泡尺寸预测式

由于下游微通道中气泡的存在会产生附加压力，因此，其阻力无法用单相流阻力计算方法获得。Bretherton^[27]提出 $Ca \leq 10^{-2}$ 时微通道中单个气泡压降的计算方法，Ratulowski 等^[28]将毛细数范

围扩展到 $10^{-2} \leq Ca \leq 10^{-1}$, Ody 等^[29]提出方形微通道截面中气泡附加压力的计算方法, Fu 等^[30]在此

$$R = \begin{cases} 28.36\mu(L_c - n_b L + n_b \times 0.53 \times Ca^{-1/3} W) / W^4 & Ca \leq 10^{-2} \\ 28.36\mu(L_c - n_b L + n_b \times 0.53 \times Ca^{-1/3} W - n_b \times 0.64 \times Ca^{-0.05} W) / W^4 & 10^{-2} \leq Ca \leq 10^{-1} \end{cases} \quad (2)$$

式中, L_c 为下游微通道长度, n_b 为通道中的气泡个数, L 为气泡长度, W 为通道宽度, Ca 是毛细数, 且 $Ca = \mu u / \sigma$ ($u = Q_l / (2W^2)$)。实验中, 气泡长度随液相流量的增大而减小, 而随着气相压力的增大, 气泡尺寸也增大, 如图 8 所示。

根据气泡生成过程的挤压机理和剪切机理^[17, 31-32], 气泡尺寸可与两相流量比及毛细数进行关联。以 T 形接口和下游出口间的微通道为研究对象, 可忽略收集腔及以后的流段阻力 (因其截面尺寸远远大于微通道截面尺寸), 由于本实验采用定压进样, 气相流量与压力关系可以通过 Hagen-Poiseuille 关系 $\Delta P = QR$ 表达, $Q_g = P_g / R_t$, 其中 R_t 采用两相流

基础上, 总结出方形截面下游通道的两相阻力计算公式

体阻力计算方法, 分别对两微通道中气泡尺寸进行关联, 得到并行两微通道中的气泡尺寸关联式

$$L_1 / W = 0.397 \left(\frac{P_g}{Q_l R_{t1}} \right)^{0.290} Ca^{-0.318} \quad (3)$$

$$L_2 / W = 0.378 \left(\frac{P_g}{Q_l R_{t2}} \right)^{0.312} Ca^{-0.325} \quad (4)$$

式中, L 为气泡长度, W 为通道宽度, P_g 为气相压力, Q_l 为液相流量, R_t 为下游微通道的气液两相流阻力。下角标 1 和 2 分别表示微通道 1 和微通道 2。实验结果与预测模型对比如图 9 所示。从图中可以看出, 这种包含下游微通道中流体阻力在内的气泡尺寸预测模型具有良好的预测功能。

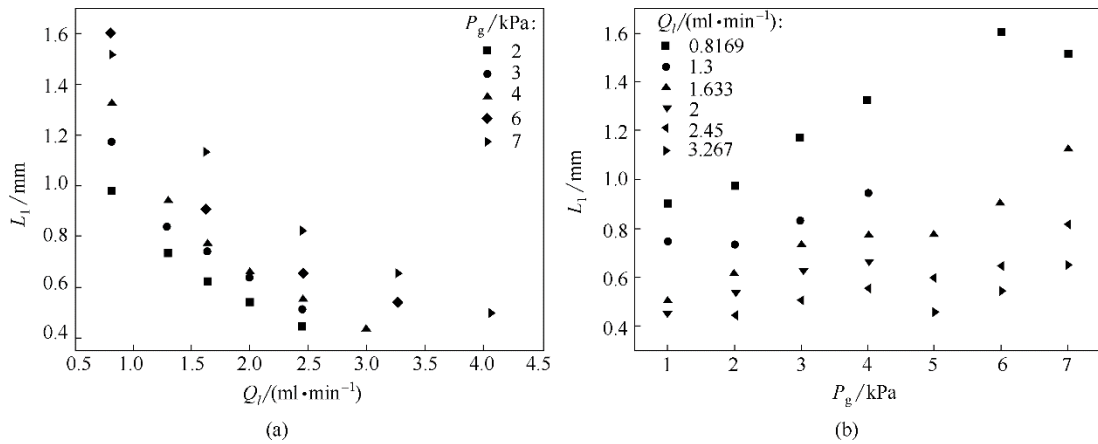


图 8 微通道内气泡尺寸随操作条件的变化规律

Fig.8 Variation of bubble size with operating conditions in microchannels ($\mu = 10.74 \text{ mPa}\cdot\text{s}$)

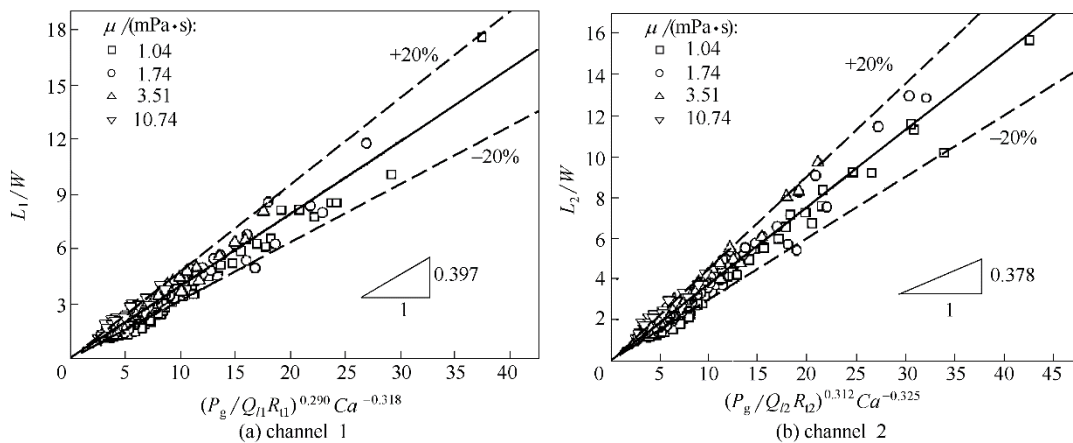


图 9 并行微通道中气泡尺寸与气相压力、液相流量、两相流阻力及毛细数的关系

Fig.9 Relationship between bubble size and gas pressure, liquid flow rate, resistance of gas-liquid two-phase flow, and capillary number in parallelized microchannels

3 结 论

本文研究了对称分支形并行微通道中气液两相流及弹状气泡均匀性规律。实验发现了弹状流和泡状流两种流型,并做出了流型转变线。随液相流量的增大,生成泡状流所需的气相压力增大;且弹状流区域随液相黏度的增加而减小。分析了并行微通道中气泡尺寸非均匀性的来源:一是两微通道间流体的相互作用影响,即气泡生成时的非同步现象;二是下游微通道的反馈作用对气泡生成过程产生的影响,并造成液相对称通道中的分配波动;三是微通道制作过程中微小的加工差异会对液相流量的分配造成一定的影响。用变异系数 CV 量化了气泡尺寸的非均匀程度,发现随着液相黏度升高、液相流量增加和气相压力减小,产生的气泡更均匀。最后,考虑了下游微通道内流体动力学的反馈作用,根据气液两相阻力模型,提出了并行微通道内气泡尺寸的预测模型。本文的结果对微化工过程与技术的数目放大涉及的多相流分布均匀性规律具有重要参考价值。

符 号 说 明

- Ca —— 毛细数
 CV —— 气泡尺寸的变异系数
 n_b —— 通道中的气泡个数
 L —— 分支通道中气泡长度, mm
 \bar{L} —— 两通道中平均气泡长度, mm
 L_c —— 下游通道长度, mm
 l_d —— 通道深度, mm
 Q —— 流量, $\text{ml} \cdot \text{min}^{-1}$
 P —— 压力, Pa
 R —— 下游通道的两相阻力, $\text{Pa} \cdot \text{s} \cdot \text{ml}^{-1}$
 W —— 通道宽度, mm
 ρ —— 密度, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$
 μ —— 黏度, $\text{mPa} \cdot \text{s}$
 σ —— 表面张力, $\text{mN} \cdot \text{m}^{-1}$

下角标

- g —— 气相
 l —— 液相
 t —— 两相
 1 —— 通道 1
 2 —— 通道 2

References

[1] SINTON D. Energy: the microfluidic frontier[J]. Lab on a Chip, 2014, 14(17): 3127-3134.
 [2] YUAN Q, CHEN G W, YUE J. Gas-liquid microreaction technology:

recent developments and future challenges[J]. Chinese Journal of Chemical Engineering, 2008, 16(5): 663-669.
 [3] GROISMAN A, ENZELBERGER M, QUAKE S R. Microfluidic memory and control devices[J]. Science, 2003, 300(5621): 955-958.
 [4] ANBARI A, CHIEN H, DATTA S S, *et al.* Microfluidic model porous media: fabrication and applications[J]. Small, 2018, 14(18): 1703575.
 [5] ADAMO A, BEINGESSNER R L, BEHNAM M, *et al.* On-demand continuous-flow production of pharmaceuticals in a compact, reconfigurable system[J]. Science, 2016, 352(6281): 61-67.
 [6] 骆广生, 王凯, 徐建鸿, 等. 微化工过程研究进展[J]. 中国科学: 化学, 2014, 44(9): 1404-1412.
 LUO G S, WANG K, XU J H, *et al.* Advances in research of microstructured chemical process[J]. Scientia Chimica, 2014, 44(9): 1404-1412
 [7] GAÑÁNCALVO A M, MONTANERO J M, MARTÍN BANDERAS L, *et al.* Building functional materials for health care and pharmacy from microfluidic principles and flow focusing[J]. Advanced Drug Delivery Reviews, 2013, 65(11/12): 1447-1469.
 [8] FU T T, MA Y G. Bubble formation and breakup dynamics in microfluidic devices: a review[J]. Chemical Engineering Science, 2015, 135: 343-372.
 [9] CAI W F, ZHANG J, ZHANG X B, *et al.* Enhancement of CO₂ absorption under Taylor flow in the presence of fine particles[J]. Chinese Journal of Chemical Engineering, 2013, 21(2): 135-143.
 [10] LAPORTE M, MONTILLET A, DELLA V D, *et al.* Characteristics of foams produced with viscous shear thinning fluids using microchannels at high throughput[J]. Journal of Food Engineering, 2016, 173: 25-33.
 [11] AKBARI S, PIRBODAGHI T, KAMM R D, *et al.* A versatile microfluidic device for high throughput production of microparticles and cell microencapsulation[J]. Lab on a Chip, 2017, 17(12): 2067-2075.
 [12] AI-RAWASHDEH M, YU F, NIJHUIS T A, *et al.* Numbered-up gas-liquid micro/milli channels reactor with modular flow distributor[J]. Chemical Engineering Journal, 2012, 207/208: 645-655.
 [13] KRIEL F H, WOOLLAM S, GORDON R J, *et al.* Numbering-up Y-Y microfluidic chips for higher-throughput solvent extraction of platinum(IV) chloride[J]. Microfluidics and Nanofluidics, 2016, 20(10): 138.
 [14] KOCKMANN N, GOTTSPONER M, ROBERGE D M. Scale-up concept of single-channel microreactors from process development to industrial production[J]. Chemical Engineering Journal, 2011, 167(2/3): 718-726.
 [15] SCHIANTI J N, CERIZE N N P, DE OLIVEIRA A M, *et al.* Scaling up of rifampicin nanoprecipitation process in microfluidic devices[J]. Progress in Nanotechnology and Nanomaterials, 2013, 2(4): 101-107.
 [16] ZHANG L X, PENG D Y, LYU W J, *et al.* Uniformity of gas and liquid two phases flowing through two microchannels in parallel[J]. Chemical Engineering Journal, 2015, 263: 452-460
 [17] GARSTECKI P, FUERSTMAN M J, STONE H A, *et al.* Formation of droplets and bubbles in a microfluidic T-junction—scaling and mechanism of break-up[J]. Lab on a Chip, 2006, 6(3): 437-446.
 [18] SHIH R, BARDIN D, MARTZ T D, *et al.* Flow-focusing regimes for accelerated production of monodisperse drug-loadable microbubbles toward clinical-scale applications[J]. Lab on a Chip, 2013, 13(24): 4816-4826.

- [19] BARBIER V, WILLAIME H, TABELING P, *et al.* Producing droplets in parallel microfluidic systems[J]. *Physical Review E*, 2006, **74**(4 Pt 2): 46306.
- [20] HASHIMOTO M, SHEVKOPLYAS S S, ZASOŃSKA B, *et al.* Formation of bubbles and droplets in parallel, coupled flow-focusing geometries[J]. *Small*, 2008, **4**(10): 1795-1805.
- [21] RIAUD A, TOSTADO C P, WANG K, *et al.* A facile pressure drop measurement system and its applications to gas-liquid microflows[J]. *Microfluidics and Nanofluidics*, 2013, **15**(5): 715-724.
- [22] BORDBAR A, TAASSOB A, ZARNAGHSH A, *et al.* Slug flow in microchannels: numerical simulation and applications[J]. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, 2018, **62**: 26-39.
- [23] MUKHTAR U A, SAHABO A, ABBAGONI B M. Investigation of slug flow characteristics for energy harvesting applications[J]. *International Journal of Engineering and Technology Innovation*, 2018, **8**(2): 146-155.
- [24] TAHA T, CUI Z F. CFD modelling of slug flow inside square capillaries[J]. *Chemical Engineering Science*, 2006, **61**(2): 665-675.
- [25] CONCHOUSO D, CASTRO D, KHAN S A, *et al.* Three-dimensional parallelization of microfluidic droplet generators for a litre per hour volume production of single emulsions[J]. *Lab on a Chip*, 2014, **14**(16): 3011-3020.
- [26] STOFFEL M, WAHL S, LORENCEAU E, *et al.* Bubble production mechanism in a microfluidic foam generator[J]. *Physical Review Letters*, 2012, **108**(19): 198302.
- [27] BRETHERTON F P. The motion of long bubbles in tubes[J]. *Journal of Fluid Mechanics*, 1961, **10**(2): 166-188.
- [28] RATULOWSKI J, CHANG H. Transport of gas bubbles in capillaries[J]. *Physics of Fluids A*, 1989, **10**(1): 1642-1655.
- [29] ODY C P, BAROUD C N, DE LANGRE E. Transport of wetting liquid plugs in bifurcating microfluidic channels[J]. *Journal of Colloid and Interface Science*, 2007, **308**(1): 231-238.
- [30] FU T T, MA Y G, LI H Z. Hydrodynamic feedback on bubble breakup at a T-junction within an asymmetric loop[J]. *AIChE Journal*, 2014, **60**(5): 1920-1929.
- [31] FU T T, MA Y G, FUNFSCHILLING D, *et al.* Squeezing-to-dripping transition for bubble formation in a microfluidic T-junction[J]. *Chemical Engineering Science*, 2010, **65**(12): 3739-3748.
- [32] CHRISTOPHER G F, NOHARUDDIN N N, TAYLOR J A, *et al.* Experimental observations of the squeezing-to-dripping transition in T-shaped microfluidic junctions[J]. *Physical Review E*, 2008, **78**(3): 36317.