

低高宽比矩形微通道中流动沸腾的压降特性

张炳雷¹, 徐进良¹, 肖泽军²

(1 中国科学院广州能源研究所, 广州 510640;

2 中国核动力研究设计院 空泡物理和自然循环国家级重点实验室, 成都 610041)

[摘要] 以甲醇为工质, 在不同进口温度、质量流率、热流密度和倾角下, 对低高宽比矩形微通道中流动沸腾压降特性进行了研究, 并分别采用均相模型和分相模型对通道压降进行了计算。通过对比实验结果与计算结果发现, 均相模型中两相平均粘度的计算应当采用 Dukler 公式, 用其他计算式时误差较大; 利用 Lockhart-Martinelli 关系式进行的分相模型计算发现, 现有 C 值计算公式, 如 Chisholm, Lee and Lee, Mishima 及 Qu and Mudawar 等, 都不能用于预测该实验中低高宽比微通道的两相压降。实验发现当通道中含气率相对较高时, 汽液两相间相互作用随 x 升高而减小, 需采用一随质量流率减小而减小的 C 值计算式。通过实验提出了基于 Mishima 公式的 C 值计算式, 用该公式得到的计算值与实验结果符合较好, 平均相对误差仅为 16.9%。

[关键词] 压降特性; 均相模型; 分相模型; 微通道; 流动沸腾

[中图分类号] TK121 [文献标识码] A [文章编号] 1009-1742(2007)12-0086-08

前言

近年来, 由于微通道对沸腾换热具有显著的强化作用, 而且结构紧凑, 使得许多工程应用中对装置结构小型化、一体化和功能化的要求得以实现。微通道在微电子冷却、核反应堆工程、航空航天和热能工程等众多领域获得越来越广泛的应用。微通道中的水力特性亦逐步成为一个热点问题。文献[1~5]指出了矩形窄通道中的两相流动与常规通道的差异。绝大多数的实验结果表明, 常规通道中的压降计算公式不能用来预测矩形窄通道中的压降。

Lowry and Kawaji^[1] 等对狭缝尺寸为 0.5 mm ~ 2 mm 的窄通道中气/水上升流流型和压降进行了研究, 认为 Lockhart-Martinelli 关系式可以用来预测两相摩擦倍增因子, 但无法反应质量流率的影响, 并提出两相摩擦倍增因子主要取决于气相表观速度, 受液相表观速度和通道宽度影响较小。Ide and Matsumura^[2] 对不同高宽比和倾斜角的通道进行了实验, 发现在低液相表观速度和高倾斜角时 Lockhart-

Martinelli 关系式不能用来计算实验压降, 并提出新的基于分相模型的计算式。Wambsganss 等^[3] 同样报道了质量流率对两相摩擦倍增因子的影响。

Mishima 等^[4] 和 Mishima and Hibiki 等^[5] 研究了通道尺寸的影响, 并提出了以水利直径函数形式表达的 C 值计算式。Qu and Mudawar 等^[6] 利用这一公式进行的计算显示平均相对误差仅为 13.9%, 是现有公式中最好的。在此基础上, Qu and Mudawar 给出了同时考虑了通道直径和质量流率影响的 C 值计算式。Lee and Lee^[7] 对不同高宽比矩形通道进行了一系列气、水两相流动实验, 提出了同时考虑通道直径和质量流率影响的新的 C 值计算式, Qu and Mudawar 等^[6] 和 Kawahara 等^[8] 的研究都表明, 该计算式具有较好的准确性。

此外, Fujita 等^[9] 对直径为 0.2 mm 至 2 mm 的矩形微/小通道中进行的研究表明, 对于低液相表观流速和间歇流, Lockhart-Martinelli 关系式不再适用。Bowers and Mudawar 等^[10-12] 对制冷剂 R-113 在当量直径为 2.54 mm 的小通道和 0.51 mm 的微通道

[收稿日期] 2006-12-19

[基金项目] 中国核动力研究设计院 空泡物理和自然循环重点实验室 2005 年基金资助项目 (51482080105ZK7601)

[作者简介] 张炳雷 (1980-), 男, 黑龙江尚志市人, 中国科学院广州能源研究所硕士研究生

中流动沸腾时的压降进行了实验研究,他们利用均相模型对两相段压降进行的估算得到了很好的精度。Yu 等^[13], Zhao and Bi^[14] 和 Yun 等^[15] 对微/小通道两相流动压降进行的研究都表明现有的压降计算式不能用来预测微/小通道中两相压降。

作者以甲醇为工质,对低高宽比矩形微通道中流动沸腾压降特性进行了实验研究和理论分析。校验了已有的两相压降计算式,基于实验数据,建立了 Lockhart-Martinelli 型微通道两相压降计算公式,对微通道换热器设计具有重要意义。

1 实验装置及过程

实验系统如图 1 所示。以高压氮气驱动储液罐中甲醇工质在实验回路中流动,工质由储液罐出口经过滤器进入实验段。位于微通道下方的电加热棒以给定功率对通道进行加热,工质以单相或两相状态流出实验段后经冷凝器冷却,进入收集容器收集称量。储液罐底部布置了恒温控制单元和压力表,以控制进入实验段工质的温度并监测储液罐底部压力,实现恒压供液。实验系统核心部分是带有长宽高分别为 87 mm × 3 mm × 0.3 mm 低高宽比微通道的不锈钢实验段。在槽道下方 6.7 mm 深处沿流动方向均匀布置 8 支 K 型热电偶测量壁温,在 11.7 mm 处另外布置两支热电偶。实验段如图 2 所示,进出口温度采用 K 型热电偶测量,压降由压力表测量取得。所有温度、压力、压差信号由数据采集系统记录。整个实验段固定在一个可调角度的转角平台上,可使实验段在不同倾角下进行实验,实验段处于水平时倾角为 0°,而垂直时为 90°。

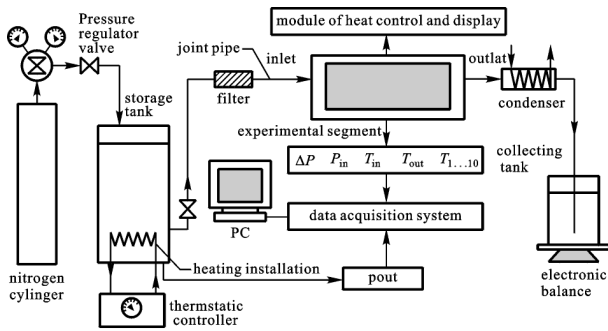


图 1 实验系统示意图

Fig. 1 Schematic diagram of flow loop

实验时保持供液压力恒定,首先将储液罐中工质加热到所需进口温度,调节氮气瓶减压阀及高精

度减压阀使甲醇工质以预定流速进入实验段,工质在实验段微通道中受热以不同相态流出口。在实验段加热控制部分,通过热量估算首先将工质加热到 58 °C 左右,然后,调节加热功率每次增加 2 W,使微通道出口工质由单相液态变为两相直至达到过热或蒸干。实验参数范围为:实验段倾角 0°, 30°, 60°, 90°;工质进口温度 30 °C, 40 °C, 50 °C;储液罐供液压力 6.9 kPa, 9.3 kPa;热流密度为 3.56 ~ 29.20 W/cm²;质量流率为 18.24 ~ 805.35 kg/m²s。

根据上述各测量仪器的精度及控制参数的范围,温度 T , 压差 Δp , 质量流率 G , 热流密度 q_{eff} , 质量含气率 x 的测量误差分别为 0.33 %, 0.1 %, 1.02 %, 5.36 %, 0.8 %。

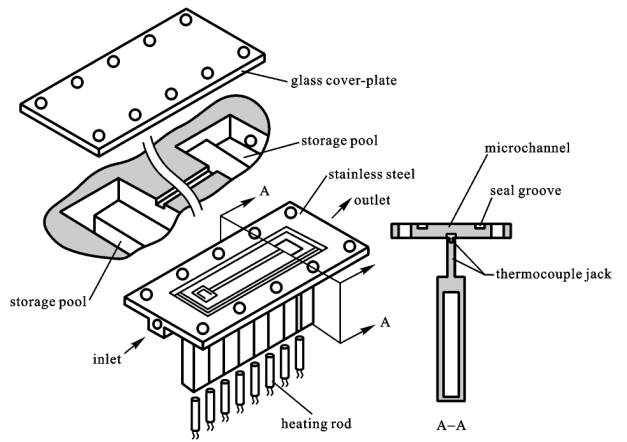


图 2 实验段结构

Fig. 2 Test module construction

2 数据处理

实验段微通道压降的计算包括两部分:单相液体段 L_{sp} 的压降和汽液两相段 L_{tp} 的压降。质量含气率 $x = \frac{Q/m + i_{fi} - i_t}{i_{fg}}$, 其中 Q/m 为流体流过实验段时受热焓增, Q 为有效加热功率, m 为质量流率; i_{fi} 为液体进口焓值; i_t 为饱和液体焓, i_{fg} 为汽化潜热。含气率为零的点即 L_{sp} 和 L_{tp} 分界点,如图 3 所示。

单相段压降的计算采用下式: $\Delta P_{sp} = 2f \frac{LG^2}{D\rho}$ 。对于矩形通道,层流摩擦系数 f 的计算采用 Cornish(1982)^[16] 公式: $f = C_f Re^{-1}$, $C_f = \frac{24}{(\Omega + 1)^2} \left[1 - \frac{192\Omega}{\pi^5} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{\tanh\left[\frac{(2n-1)\pi}{2\Omega}\right]}{(2n-1)^5} \right]^{-1}$, Ω 为

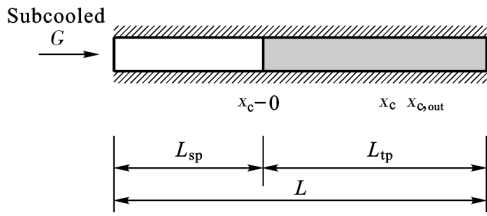


图3 微通道中汽液两相分布示意图

Fig. 3 The schematic distribution of two phase flow in microchannel

通道高宽比。计算得 $C_r = 20.033$ 。紊流摩擦系数的计算采用 Blasius 方程: $f = 0.079Re^{-0.25}$ 。层流向紊流转变的临界 Re 数约为 2000。

汽液两相段 L_{tp} 压降的计算通常分为 3 个部分: 摩擦压降 Δp_f 、加速压降 Δp_a 和重位压降 Δp_g , 即 $\Delta P = \Delta p_f + \Delta p_a + \Delta p_g$ 。在这三部分中影响最大、影响因素复杂的是摩擦压降。作者分别采用了均相模型和分相模型中的 Chisholm 公式、Mishima 公式、Lee 公式及 Mudawar 公式对实验段微通道压降进行了估算。均相模型中用两相平均粘度 $\bar{\mu}$ 求出两相摩擦系数 f_{TP} 的值。采用了 McAdams 方程 $\bar{\mu} = \left[\frac{x}{\mu_g} + \frac{1-x}{\mu_l} \right]^{-1}$, 及 Dukler 方程 $\bar{\mu} = \bar{\rho} [xv_g\mu_g + (1-x)v_l\mu_l]$, 其中平均密度 $\bar{\rho} = \left[\frac{x}{\rho_g} + \frac{1-x}{\rho_l} \right]^{-1}$ 。在分相模型中, 加速压降和重位压降分别用下式:

$$\Delta p_a = G^2 v_l \left[\frac{x_{e,out}^2}{\alpha_{out}} \left(\frac{v_g}{v_l} \right) + \frac{(1-x_{e,out})^2}{1-\alpha_{out}} - 1 \right],$$

$$\alpha_{out} = 1 - \frac{1}{\sqrt{1 + \frac{20}{X_{out}} + \frac{1}{X_{out}^2}}}$$

$$\Delta p_g = g \sin \theta \int_0^L [\alpha \rho_g + (1-\alpha) \rho_l] dz, \text{ 式中 } G \text{ 为}$$

质量流率, $x_{e,out}$ 为出口质量含气率, α_{out} 为空泡系数。当实验通道均匀加热时, 含气率沿着轴向线性地变化, 可利用积分方法来计算加速压降和重位压降。为计算摩擦压降首先引入 Lockhart-Martinelli 关系式 $\phi_L^2 = 1 + \frac{C}{X} + \frac{1}{X^2}$, 其中分液相摩擦压降倍增因子

$$\phi_L^2 \text{ 为 Martinelli 参数 } X \text{ 的函数, } X = \left[\frac{\left[\frac{dp_F}{dz} \right]_L}{\left[\frac{dp_F}{dz} \right]_G} \right]^{1/2},$$

$-\left[\frac{dp_F}{dz} \right]_L = \frac{2f_l G^2 (1-x)^2}{D\rho_l}$ 和 $-\left[\frac{dp_F}{dz} \right]_G = \frac{2f_g G^2 x^2}{D\rho_g}$ 分别为分液相摩擦压降梯度和分气相摩擦压降梯度; Chisholm 根据气液和液相工质所处层流或紊流状态不同, 给出了常数 C 的建议值(见表 1)。

表 1 Lockhart-Martinelli 关系式中参数 C

Table 1 Parameter C in Lockhart-Martinelli correlation

Liquid phase	Gas phase	C
Turbulent	Turbulent	20
Laminar	Turbulent	12
Turbulent	Laminar	10
Laminar	Laminar	5

确定合适的 C 值后, 根据求出的分液相摩擦压降 $\Delta P_{f,l} = f_l \frac{L G^2 (1-x)^2}{D 2\rho_l}$ 和分液相摩擦压降倍增因子

$$\phi_L^2 = \frac{\left[\frac{dp_F}{dz} \right]_{TP}}{\left[\frac{dp_F}{dz} \right]_L}$$

即可计算两相摩擦压降。但是, 计算结果显示根据表 1 所给的 C 值无法准确计算实验段微通道压降, 作者采用下式确定 C 值: $C = S \left[\frac{\rho_g}{\rho_l} \right]^{0.5} + \frac{1}{S} \left[\frac{\rho_l}{\rho_g} \right]^{0.5}$ (Chisholm^[17]), 其中 $S = \left(\frac{P}{P_{cr}} \right)^{-0.38}$ 。Mishima^[5] 考虑了通道当量直径 D 的 C 值的关系: $C = 21 \{ 1 - \exp(-0.319D_n) \}$, 但是其计算结果与该实验中压降数据对比, 误差仍然较大, 尤其在质量含气率较高时偏差更大。

在这样的情况下, 有必要对 Lockhart-Martinelli 关系式的物理意义进行回顾, 其原始概念可以由下

$$\text{式理解: } \left[-\frac{dp_F}{dz} \right]_{TP} = \left[-\frac{dp_F}{dz} \right]_L +$$

$$C \left[\left[-\frac{dp_F}{dz} \right]_L \left[-\frac{dp_F}{dz} \right]_G \right]^{1/2} + \left[-\frac{dp_F}{dz} \right]_G,$$

即两相摩擦压降应该等于分液相摩擦压降和分气相摩擦压降及相间相互作用导致的压降总和。因此 C 值是对相间相互作用的一个度量, 其大小取决于流型、质量流率和通道尺寸等因素。当通道尺寸较小时, 气液两相的组合通常是层流—层流, 根据 Lee^[7] 的研究结果, 层流—层流状态对应的流型通常是塞状流或弹状流。当通道尺寸减小, 界面曲率减小而表面张力影响变大。Lee 提出了考虑表面张力影响的公式: $C = 6.185 \times 10^{-2} Re_{fo}^{0.726}$ 。对于该实验所使用的当量直径为 0.54 mm 微通道, 对 C 值影响较大

的因素还有质量流率,随质量流率降低,一个固定 C 值对应的计算结果逐渐偏大,因此需要寻找一个随质量流率降低而降低的 C 值计算式。Qu and Mudawar^[6]对 Mishima 公式的修正满足这一要求:

$$C = 21[1 - \exp(-0.319 \times 10^3 D_h)] \times (0.00418G + 0.0613),$$

但是该实验数据显示,利用这一公式计算得到的结果显示误差更大,如图 4(f)。基于实验数据,作者对 Mishima 公式进行了修正如下

$$C = 21[1 - \exp(-0.319 \times 10^3 D_h)] \times (0.00122G - 0.0823),$$

计算结果显示误差仅为 16.9%,当只对 $0^\circ, 30^\circ, 60^\circ$ 倾角进行计算时,误差仅为 10.2%。平均相对误差由下式计算:

$$MAE = \frac{1}{M} \sum \left| \frac{\Delta P_{pred} - \Delta P_{exp}}{\Delta P_{exp}} \right| \times 100\%。$$

计算所采用计算公式汇总于表 2。

3 结果与讨论

均相模型计算结果与实验数据的对比如图 4 中 (a) 和 (b) 所示,可以发现均相模型预测的误差因所选两相平均粘度计算式不同而不同,由最常用的 McAdams 计算式得到的结果误差为 54.6%,而采用 Dukler 计算式时计算结果误差仅为 19.2%,在 Kawahara 等^[8]的研究中所采用的 6 种两相平均粘度计算式中,同样显示 Dukler 计算式最为准确,所有工况计算误差均小于 20%,而其他 5 种两相平均粘度计算式的计算结果则截然相反,平均误差估计达到 50% 甚至 100% 以上。说明对于微小通道,当采用均相模型进行压降计算时,两相平均粘度应采用 Dukler 计算式,其他计算式误差非常大。

图 4 展示了分相模型计算结果与实验数据的对比,可以发现 Chisholm 公式和 Lee 公式的计算结果误差相对较小,分别为 25.7% 和 29.0%,说明对于

Chisholm 公式,采用考虑了尺寸修正的 C 值计算式可以得到较好的计算结果,但由于没有考虑质量流率和流型的影响,所以误差仍比较大;Lee 公式在考虑了微通道尺寸和质量流率等因素,提出的 C 值计算公式相对得到较好的计算结果。而 Mishima 公式和 Mudawar 公式的计算结果误差较大,分别为 35.8% 和 44.1%。尽管 Mishima 公式考虑了通道尺寸,但质量流率是一个重要的影响因素,忽略这一因素时计算结果误差较大。Mudawar^[6]在 Mishima 公式的基础上考虑了质量流率的影响,但是所给出的计算公式并不能很好的预测实验中的数据,这大概是由于两者所用工质不同,相应的表面张力不同所造成的。因此作者提出了新的修正公式,计算结果显示能较好的预测了实验压降,误差仅为 16.9%,而当只对 $0^\circ, 30^\circ, 60^\circ$ 倾角实验工况进行计算时,误差仅为 10.2%。说明重位压降的计算式在垂直时需要修正,或者在垂直工况时气液两相间相互作用大大减小,应对 C 值计算式进行相应的修正。

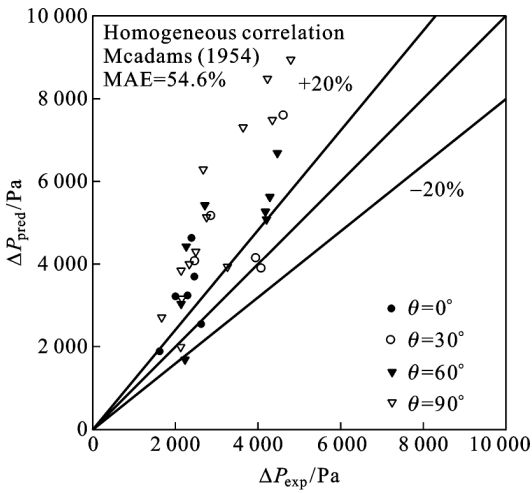
图 5 为考虑了质量流率影响计算得到的 C 值与质量流率 G 的关系曲线。Qu and Mudawar 公式对其自身实验数据进行预测时的 MAE 仅为 12.4%,而对该实验进行预测时 MAE 则为 44.1%,是所有计算公式中最大的一个。同样对于 Qu and Mudawar 的实验数据,Chisholm 公式的 MAE 为 378.4%,Lee 公式和 Mishima 公式的 MAE 则为 19.1% 和 13.9%。与作者计算结果对比可发现这些公式都不具有通用性。目前还没有能够很好预测不同研究者实验数据的通用公式,建议对微通道压降进行进一步研究,不同流型下,气液两相的层流紊流组合方式不同,界面曲率不同表面张力作用大小也不同,有必要对流型和表面张力的作用进行重点研究。

表 2 两相压降计算公式

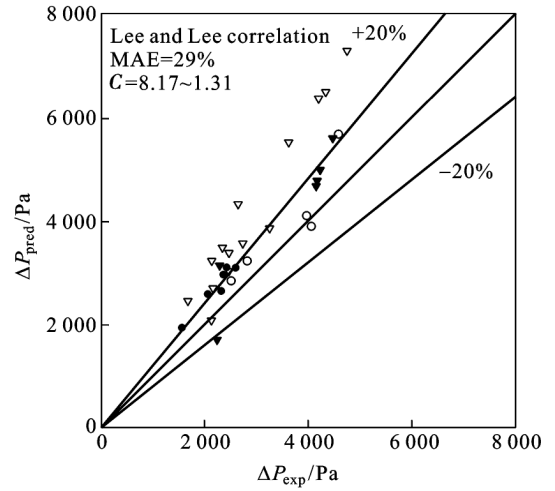
Table 2 Two-phase pressure drop correlations

Reference	Frictional component, $\Delta P_{tp,f}$	Accelerational component, $\Delta P_{tp,a}$	Gravitational component, $\Delta P_{tp,g}$	MAE/%
Homogeneous model	$\Delta P_{tp,f} = \frac{2f_{tp} G^2 L_{tp} v_f}{d_h} \left[1 + \frac{x_{e,out}}{2} \left(\frac{v_{fg}}{v_f} \right) \right]$	$\Delta P_{tp,a} = G^2 v_{fg} x_{e,out}$	$\Delta P_{tp,g} = \frac{g L \sin \theta}{v_{fg} x_{e,out}} \ln \left[1 + x_{out} \left(\frac{v_{fg}}{v_f} \right) \right]$	54.6 or 19.2

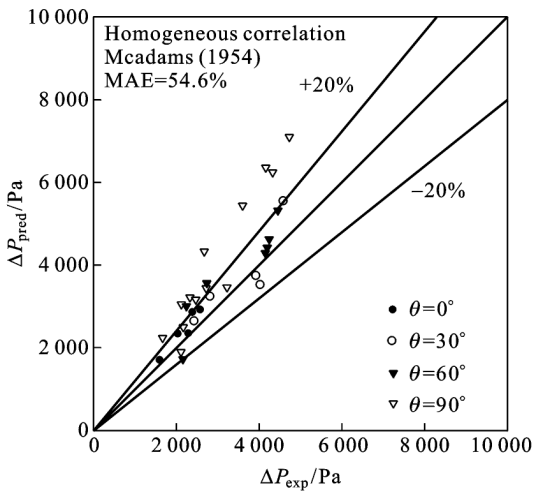
Reference	Frictional component, $\Delta P_{ip,f}$	Accelerational component, $\Delta P_{ip,a}$	Gravitational component, $\Delta P_{ip,g}$	MAE/%
Chisholm	$\Delta P_{ip,f} = \frac{L_{ip}}{x_{e,out}} \int_0^{x_{e,out}} \frac{2f_f G^2 (1-x_e)^2 v_f \varphi_f^2 dx_e}{d_h}$ $\varphi_f^2 = 1 + \frac{C}{X} + \frac{1}{X^2}, S = \left(\frac{P}{P_{cr}}\right)^{-0.38}$ $C = S \left[\frac{\rho_g}{\rho_f} \right]^{0.5} + \frac{1}{S} \left[\frac{\rho_l}{\rho_g} \right]^{0.5}$	$\Delta P_{ip,a} = G^2 v_f \left[\frac{x_{e,out}}{\alpha_{out}} \left(\frac{v_g}{v_f} \right) + \frac{(1-x_{e,out})^2}{1-\alpha_{out}} - 1 \right]$ $\alpha_{out} = 1 - \frac{1}{\sqrt{1 + \frac{20}{X} + \frac{1}{X^2}}}$	$\Delta P_{ip,g} = g \sin \theta \int_0^{L_2} [\alpha \rho_v + (1-\alpha) \rho_f] dz$	25.7
Mishima and Hibiki	$\Delta P_{ip,f} = \frac{L_{ip}}{x_{e,out}} \int_0^{x_{e,out}} \frac{2f_f G^2 (1-x_e)^2 v_f \varphi_f^2 dx_e}{d_h}$ $\varphi_f^2 = 1 + \frac{C}{X_{vv}} + \frac{1}{X_{vv}^2},$ $C = 21 [1 - \exp(-0.319 \times 10^3 d_h)]$ $X_{vv} = \left[\frac{\mu_f}{\mu_g} \right]^{0.5} \left[\frac{1-x_e}{x_e} \right]^{0.5} \left[\frac{v_f}{v_g} \right]^{0.5}$	$\Delta P_{ip,a} = G^2 v_f \left[\frac{x_{e,out}}{\alpha_{out}} \left(\frac{v_g}{v_f} \right) + \frac{(1-x_{e,out})^2}{1-\alpha_{out}} - 1 \right]$ $\alpha_{out} = 1 - \frac{1}{\sqrt{1 + \frac{20}{X} + \frac{1}{X^2}}}$	$\Delta P_{ip,g} = g \sin \theta \int_0^{L_2} [\alpha \rho_v + (1-\alpha) \rho_f] dz$	35.8
Lee and Lee	$\Delta P_{ip,f} = \frac{L_{ip}}{x_{e,out}} \int_0^{x_{e,out}} \frac{2f_f G^2 (1-x_e)^2 v_f \varphi_f^2 dx_e}{d_h}$ $\varphi_f^2 = 1 + \frac{C}{X_{vt}} + \frac{1}{X_{vt}^2} C = 6.185 \times 10^{-2} Re_{fo}^{0.726}$ $X_{vt} = \left[\frac{f_f Re_g^{0.25}}{0.079} \right]^{0.5} \left[\frac{1-x_e}{x_e} \right] \left[\frac{v_f}{v_g} \right]^{0.5}$	$\Delta P_{ip,a} = G^2 v_f \left[\frac{x_{e,out}}{\alpha_{out}} \left(\frac{v_g}{v_f} \right) + \frac{(1-x_{e,out})^2}{1-\alpha_{out}} - 1 \right]$ $\alpha_{out} = 1 - \frac{1}{\sqrt{1 + \frac{20}{X} + \frac{1}{X^2}}}$	$\Delta P_{ip,g} = g \sin \theta \int_0^{L_2} [\alpha \rho_v + (1-\alpha) \rho_f] dz$	29.0
Qu and Mudawar	$\Delta P_{ip,f} = \frac{L_{ip}}{x_{e,out}} \int_0^{x_{e,out}} \frac{2f_f G^2 (1-x_e)^2 v_f \varphi_f^2 dx_e}{d_h}$ $\varphi_f^2 = 1 + \frac{C}{X_{vv}} + \frac{1}{X_{vv}^2}$ $C = 21 [1 - \exp(-0.319 \times 10^3 d_h)] \times (0.00418G + 0.0613)$ $X_{vv} = \left[\frac{\mu_f}{\mu_g} \right]^{0.5} \left[\frac{1-x_e}{x_e} \right]^{0.5} \left[\frac{v_f}{v_g} \right]^{0.5}$	$\Delta P_{ip,a} = G^2 v_f \left[\frac{x_{e,out}}{\alpha_{out}} \left(\frac{v_g}{v_f} \right) + \frac{(1-x_{e,out})^2}{1-\alpha_{out}} - 1 \right]$ $\alpha_{out} = 1 - \frac{1}{\sqrt{1 + \frac{20}{X} + \frac{1}{X^2}}}$	$\Delta P_{ip,g} = g \sin \theta \int_0^{L_2} [\alpha \rho_v + (1-\alpha) \rho_f] dz$	44.1
Zhang and Xu (present study)	$\Delta P_{ip,f} = \frac{L_{ip}}{x_{e,out}} \int_0^{x_{e,out}} \frac{2f_f G^2 (1-x_e)^2 v_f \varphi_f^2 dx_e}{d_h}$ $\varphi_f^2 = 1 + \frac{C}{X_{vv}} + \frac{1}{X_{vv}^2}$ $C = 21 [1 - \exp(-0.319 \times 10^3 d_h)] \times (0.00122G - 0.0823)$ $X = \left[\left[\frac{dp}{dz} F \right]_L / \left[\frac{dp}{dz} F \right]_G \right]^{1/2}$	$\Delta P_{ip,a} = G^2 v_f \left[\frac{x_{e,out}}{\alpha_{out}} \left(\frac{v_g}{v_f} \right) + \frac{(1-x_{e,out})^2}{1-\alpha_{out}} - 1 \right]$ $\alpha_{out} = 1 - \frac{1}{\sqrt{1 + \frac{20}{X} + \frac{1}{X^2}}}$	$\Delta P_{ip,g} = g \sin \theta \int_0^{L_2} [\alpha \rho_v + (1-\alpha) \rho_f] dz$	16.9



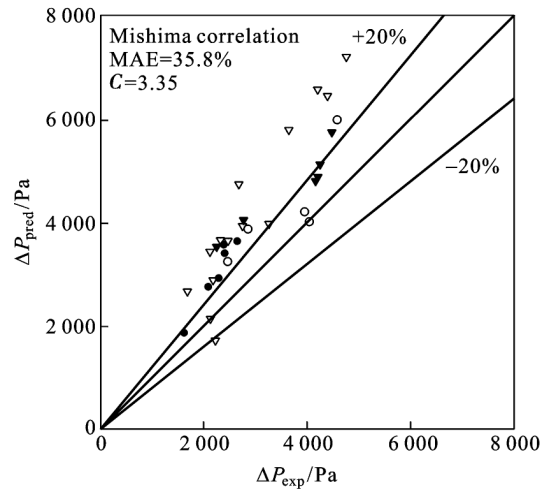
(a) Homogeneous flow model with Mcadams equation



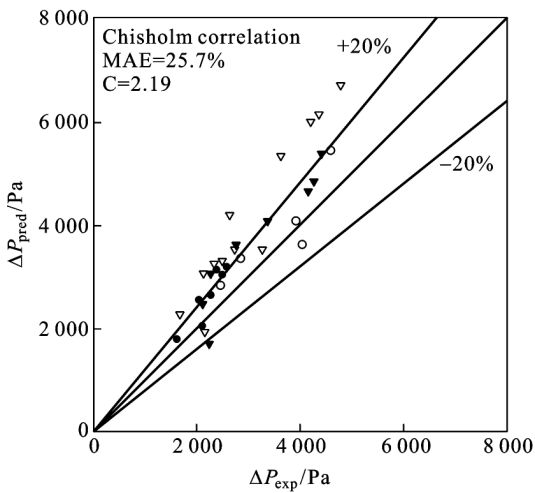
(d) Lee and Lee



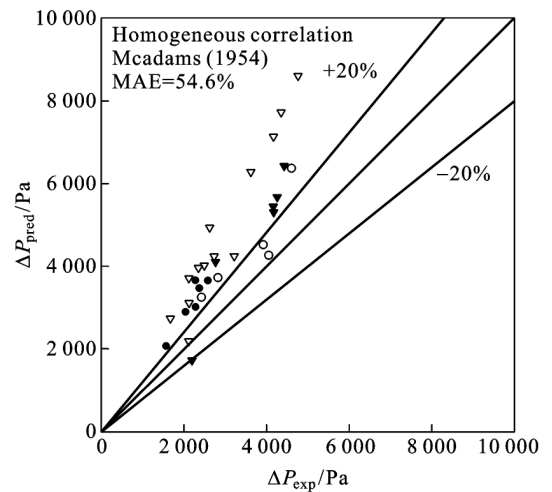
(b) Homogeneous flow model with Dukler equation



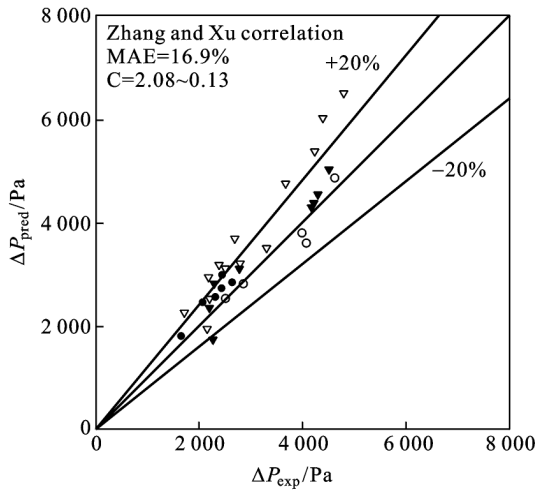
(e) Mishima



(c) Chisholm



(f) Qu and Mudawar



(g) Zhang and Xu

图4 实验数据与计算结果的对比:

Fig. 4 Comparison of pressure drop data with predictions

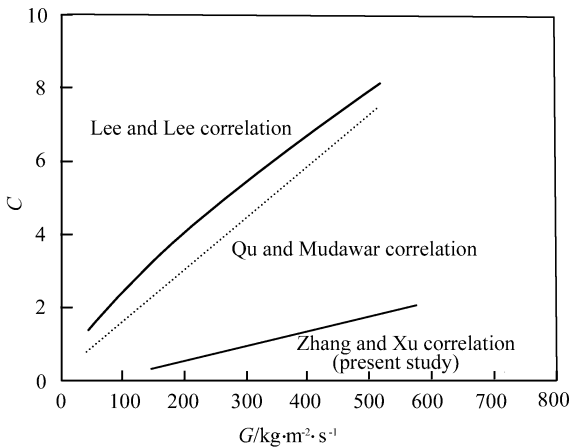


图5 Lockhart - Martinelli 关系式中 C 值比较

Fig. 5 Comparison of C value in Lockhart - Martinelli correlation

4 结论

实验以甲醇为工质,对尺寸为 $87\text{ mm} \times 3\text{ mm} \times 0.3\text{ mm}$ 的低高宽比微通道内流动沸腾压降特性进行实验研究,并将实验结果与计算结果进行对比,得出如下结论。

1) 均相模型预测的误差因所选两相平均粘度计算式不同而不同,其中 Dukler 计算式最为准确,平均误差小于 20%;McAdams 计算式得到的结果误差为 54.6%。对于微小通道,当采用均相模型进行压降计算时,建议两相平均粘度计算式采用 Dukler 计算式。

2) 当采用 Lockhart-Martinelli 关系式进行压降计算时,现有 C 值计算公式如 Chisholm, Lee and Lee, Mishima 及 Qu and Mudawar 等,都不能用于预测该实验中低高宽比微通道的两相压降,平均误差分别为 25.7%, 29%, 35.8% 和 44.1%。作者通过实验得出了基于 Mishima 公式的 C 值计算式,用该公式得到的计算值与实验值符合较好,平均相对误差仅为 16.9%。当用于计算 $0^\circ, 30^\circ$ 和 60° 倾角实验工况时,误差仅为 10.2%。

3) 分液相倍增因子公式中参数 C 受质量流率影响较大,任意固定 C 值都不能很好的预测实验段压降。需采用随质量流率减小而减小的 C 值。其原因应为当通道中含气率相对较高时,汽液两相间相互作用减小,因此所需 C 值相应减小。

4) 对于微通道压降,现有的计算公式都不具备通用性,建议对不同工质和微通道进行更广泛的实验研究,为工程应用提供参考依据。另外,不同流型下,气液两相的层流紊流组合方式不同,界面曲率不同表面张力作用大小也不同,由于流型对微通道两相压降和传热的重要影响,建议对微通道中流型展开深入研究。

参考文献

- [1] Lowry B, Kawaji M. Adiabatic vertical two-phase flow in narrow flow channels [A]. AIChE Symp Series, 1988, 84(6): 133 ~ 139
- [2] Ide H, Matsumura H. Frictional pressure drops of two-phase gas-liquid flow in rectangular channel [J]. Exp Thermal Fluid Sci, 1990, 3(4): 362 ~ 372
- [3] Wambsgans M, Jendrejczyk J A, France D M. Two-phase flow patterns and transitions in a small horizontal rectangular channel [J]. Int J Multiphase Flow, 1991, 17(3): 327 ~ 342
- [4] Mishima K, Hibiki T, Nishihara H. Some characteristics of gas-liquid flow in narrow rectangular ducts [J]. Int J Multiphase Flow, 1993, 19(1): 115 ~ 124
- [5] Mishima K, Hibiki T. Some characteristics of air water two-phase flow in small diameter vertical tubes [J]. Int J Multiphase Flow, 1996, 22(4): 703 ~ 712
- [6] Qu W, Mudawar I. Measurement and prediction of pressure drop in two-phase micro-channel heat sinks [J]. Int J. Heat Mass Transfer, 2003, 46(15): 2737 ~ 2753
- [7] Lee H J, Lee S Y. Pressure drop correlations for two-phase flow within horizontal rectangular channels with small heights [J]. Int J Multiphase Flow, 2001, 27(5): 783 ~ 796
- [8] Kawahara A., Chung P M-Y, Kawaji M.. Investigation of two-phase flow pattern, void fraction and pressure drop in a microchannel [J]. Int J Multiphase Flow, 2002, 28(9): 1411 ~ 1435

- [9] Fujita H, Qhara T, Hirota M, et al. Gas-liquid flows in flat channels with small channel clearance [A]. In: Proceedings of the Second International Conference on Multiphase Flow [C]. Kyoto, Japan, 1995, IA3 - 37 - IA3 - 44
- [10] Bowers M B, Mudawar I. High flux boiling in low flow rate, low pressure drop mini-channel and micro-channel heat sinks [J]. Int. J. Heat Mass Transfer, 1994, 37 (2) : 321 ~ 332.
- [11] Bowers M B, Mudawar I. Two - phase electronic cooling using mini - channel and micro-channel heat sinks: Part 1-design criteria and heat diffusion constraints [J]. J Electron. Packaging, 1994, 116 (4) : 290 ~ 297
- [12] Bowers M B, Mudawar I. Two-phase electronic cooling using mini-channel and micro-channel heat sinks: Part 2 - flow rate and pressure drop constraints [J]. J Electron. Packaging, 1994, 116 (4) : 298 ~ 305
- [13] Yu W, France D M, Wambsganss M W, et al. Two phase pressure drop, boiling heat transfer, and critical heat flux to water in a small-diameter horizontal tube [J]. Int. J. Multiphase Flow, 2002, 28 (6) 927 ~ 941.
- [14] Zhao T S, Bi Q C. Pressure drop characteristics of gas-liquid two-phase flow in vertical miniature triangular channels [J]. Int. J. Heat Mass Transfer, 2001, 44 (13) : 2523 - 2534.
- [15] Hwang Y W, Kim M S. The pressure drop in microtubes and the correlation development [J]. Int. J. Heat Mass Transfer, 2006, 49 (11) : 1804 ~ 1812.
- [16] Cornish R J. Flow in a pipe of rectangular cross-section [A]. Proc. of Royal Society of London, series A 120, 691 ~ 700.
- [17] Chisholm D. The influence of mass velocity on friction pressure gradients during steam-water flow [A]. Paper 35 presented at 1968 Thermodynamics and Fluid Mechanics Convention I. Mech. Engrs. Bristol, March 1968.

Pressure Drop Characteristics of Flow Boiling in Micro-channel With Low Aspect Ratio

Zhang Binglei¹, Xu Jinliang¹, Xiao Zejun²

(1. Guangzhou Institute of Energy Conversion, Chinese Academy of Science, Guangzhou 510640, China; 2. National Key Laboratory of Bubble Physics and Natural Circulation, Nuclear Power Institute of China, Chengdu 610041 China)

[**Abstract**] Pressure drops of flow boiling in a single microchannel having low aspect ratio were studied with effects of the inlet temperature, mass flux, heat flux and the inclined angle using methanol as working fluid. The present experimental data were compared with the predictions of the homogeneous flow model and separated flow model respectively. The comparison indicates that the homogeneous flow model cannot predict the two-phase pressure drop well except using the two-phase viscosity model of the Dukler correlation. With the existing correlations for parameter C in Lockhart-Martinelli correlation such as Chisholm, Lee and Lee, Mishima, Qu and Mudawar, separated flow model also failed to predict the two-phase pressure drop in the microchannel of this study. The experimental data in this work show that the interaction between vapor phase and liquid phase is decreased with the increasing quality when the quality reach a certain value, accordingly there needs a correlation for C which decreased with the decreasing mass flux. A new correlation to predict the two-phase flow pressure drop in microchannels was developed in the form of the Lockhart-Martinelli correlation. It includes the effect of the hydraulic diameter and the effect of mass flux on the two-phase flow pressure drop in microchannels. The new correlation developed in this study predicted the experimental data within a mean absolute error of 16.9%.

[**Key words**] pressure drop characteristics; homogeneous flow model; separated flow model; microchannel; flow boiling