

液相介质对水平气液间歇流动压降的影响

许晶禹, 吴应湘, 李东晖

(中国科学院力学研究所工程科学部, 北京 100080)

摘要:研究了水平管内不同液相介质(水、油和不同浓度的 CMC 溶液)对气液两相间歇流动压降的影响. 实验管道为内径 50 mm 的透明有机玻璃管, 从入口到分离器长约 30 m, 实验段由 2 个长 3 m 的水平管组成. 共记录了 320 组不同表观流速下的压降信号: 油相 0.17~1.85 m/s, 水相 0.17~2.48 m/s, CMC 溶液 0.17~1.42 m/s, 气相 0.06~3.40 m/s. 结果表明, 液相为牛顿流体(油或水)的气液流动, 随着表观气相流速的增大, 压降呈增加趋势; 非牛顿幂率流体(不同浓度的 CMC 溶液)的管道流动, 当流动指数低于一定值时, 压降随气相流量的增加呈降低趋势, 并且低于单液相流动的压降. Lockhart-Martinelli 模型过高地预测了气-非牛顿幂率流体两相的压降.

关键词:气液间歇流动; 幂率流体; 压降; Lockhart-Martinelli 模型

中图分类号: O359 文献标识码: A 文章编号: 1009-606X(2006)02-0161-06

1 前言

在海洋石油资源开发中, 油气混输正在成为一种越来越重要的油气输运手段, 而气液两相间歇流动是油气混输的主要流动形式. 详细了解两相间歇流动的阻力特性, 对于了解油气混输管道中的能耗、混输管线与增压系统的合理设计及混输系统的运行监控等至关重要. 气液间歇流动可用层状液膜流动和间歇出现的液弹两部分来描述, 如图 1 所示. 20 世纪 50 年代, 许多学者基于一维模型, 对气液两相间歇流动压降进行了分析和理论建模, 取得了较好的理论结果^[1,2]. 但由于模型的求解需要大量已知的流动参数, 如液弹长度、频率和液膜厚度等, 使模型计算变得非常复杂, 特别是液相限于牛顿流体, 使模型的实际工程应用范围受到限制. 对气-非牛顿流体两相压降的研究主要采用一维均相模型和实验数据回归的方法, 给出经验公式^[3-5], 该方法的优点在于计算公式简单, 适于工程应用, 缺点是公式的应用范围狭窄.

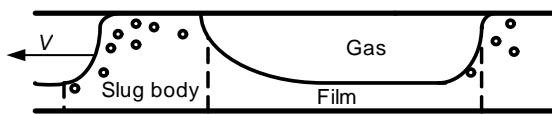


图 1 气液间歇流动示意图

Fig.1 The physical model of intermittent flow

为了系统了解不同液相介质对摩擦压降的影响, 从而为理论建模和实际工程应用提供依据, 本研究分别用油、水和羧甲基纤维素钠溶液(简称 CMC 溶液)实验测定了水平管内气-牛顿流体和气-非牛顿幂率流体间歇

流动的压降特性, 并采用 Lockhart-Martinelli 模型^[6]对实验数据进行了分析.

2 实验

2.1 实验装置

本工作是在中国科学院力学研究所的多相流动实验平台上完成的. 应用不同的液相介质(油、水和 CMC 溶液)对气液两相间歇流动进行了实验研究. 整个流程管线为内径 50 mm 的透明有机玻璃管, 这有助于更好地观察气液两相流动的流动状态, 图 2 为实验装置流程示意图. 管线从入口三通到分离器长约 30 m, 实验段包括 2 个长 3 m 的水平管. 液相由液相箱(油箱和水箱)经过各自的供应系统(油泵或水泵)供应, 通过 T 型三通管分别与气相混合后进入实验管道. 气相由空气压缩机供应, 经过流量计和压力表, 再与液相经过三通混合. 气液两相流经实验管线后通过分离器分离, 气相排出, 液相循环使用. 水相(或 CMC 溶液)流量计量采用电磁流量计, 油相的计量为涡轮流量计, 气相流量采用气体流量控制器测量.

压力信号采用霍尼维尔压力传感器测量后, 应用 DAQP-12H 数据采集系统进行数据采集, 采样频率为 2000 Hz. 实验中在 5 个不同管道截面处布置了压力传感器, 由于管道同一截面上压力分布的不均匀性, 各截面成 90° 布置 4 个传感器. 压力数据处理同时采用了时间和空间平均方法, 即对压力数据进行截面平均和 2 min 内时间平均. 流型识别采用高速摄像机记录每次实验条件下的流动状态, 慢镜头回放观察流型. 辅助识别采用 Weismen 等^[7]提出的压差脉动信号识别法.

收稿日期: 2005-04-12, 修回日期: 2005-06-20

基金项目: 中国科学院知识创新工程方向性基金资助项目(编号: KJCX-2-SW-L03)

作者简介: 许晶禹(1975-), 男, 黑龙江省通河县人, 博士研究生, 流体力学专业; 吴应湘, 通讯联系人.

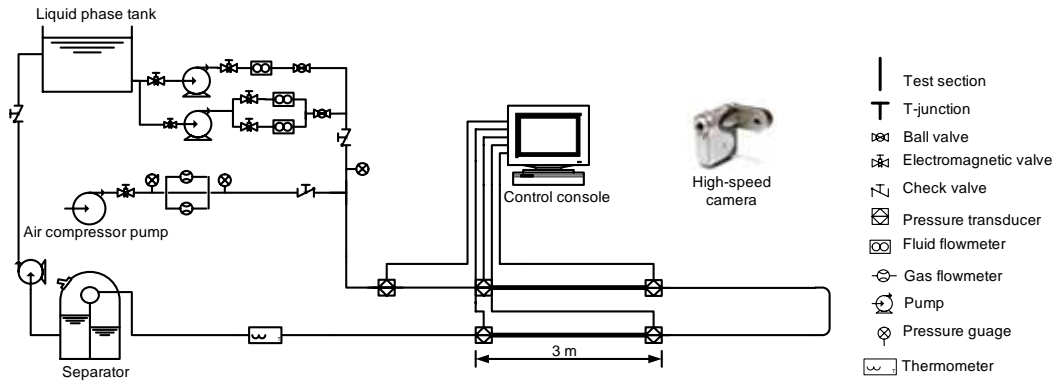


图2 气液两相流动流程示意图
Fig.2 Schematic diagram of flow loop

2.2 实验过程

实验工质温度控制在 19~21℃，给定液相流量后，调整气相流量，通过可视化观察实验段的气液两相流型。为保证实验数据的可靠性，对每个测量点均在调整流量后的 5~8 min，即流动相对稳定后再记录压力信号和观测流型。实验中表观流速变化范围为：油相 0.17~1.85 m/s，水相 0.17~2.48 m/s，CMC 溶液 0.17~1.42 m/s，气相 0.06~3.40 m/s。共记录了 320 组不同气液比下流动的

压力脉动信号和流型。

3 液相介质物性

用 Thermohaake RS300 流变仪测量液相介质的流变学特性。水相为自来水。油相采用无色透明的矿物油，俗称白油，纯白油表现出牛顿流体特性，而乳化后的白油表现出非牛顿流体特性。3 种不同浓度的 CMC 溶液作为剪切变稀的幂率流体。液相介质物性参数见表 1。

表 1 液相介质的物性参数

Table 1 Liquid phases properties measured at 20℃ and 0.101 MPa

Liquid phase	Concentration (kg/m ³)	Density (kg/m ³)	Surface tension (N/m)	Fluid consistency coefficient, <i>m</i>	Flow behavior index, <i>n</i>
Water	—	998.0	0.0712	0.001	1.000
Oil	—	860.0	0.0445	0.044	1.000
CMC-1	2.0	1000.0	0.0718	0.407	0.765
CMC-2	2.5	1000.2	0.0723	1.365	0.595
CMC-3	3.5	1000.4	0.0727	2.434	0.535

对于圆管中的单相流动，液相的本构关系可由下式给出^[5]：

$$\tau = m \left(-\frac{dV_z}{dr} \right)^n \quad (1)$$

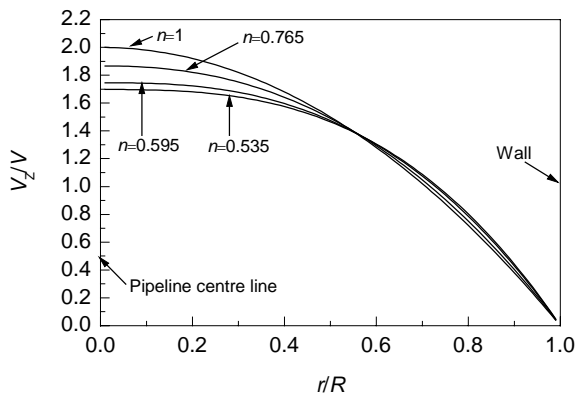


图3 层流下圆管内单相流动速度剖面图
Fig.3 Dimensionless velocity distribution for single-liquid phase laminar flow in pipeline

雷诺数 Re_{MR} 采用下式^[8]计算：

$$Re_{MR} = \rho V^{2-n} D^n / \left\{ 8^{n-1} m [(3n+1)/4n]^n \right\} \quad (2)$$

式(1)和(2)中，当 $n=1$ 时为牛顿流体。图 3 为层流下圆管内单相流动的无量纲速度剖面图。

4 结果与讨论

4.1 实验系统校核

为了校核实验系统的精确度，获得正确的气液两相压降，本研究分别对单相的油、水和 CMC 溶液进行了压降的测量，实验数据的范围为 $1 \times 10^1 < Re < 2 \times 10^5$ 。测得的单相摩擦因子的计算公式为

$$f_{exp} = (D/2\rho_L V_L^2)(\Delta p/L) \quad (3)$$

式中 $\Delta p/L$ 为实验测得的压降。摩擦因子的理论计算采用常用的布拉休斯公式^[9]：

$$\text{层流: } f_{theor} = 16Re^{-1} \quad (4)$$

$$\text{湍流: } f_{\text{theor}} = 0.079Re^{-0.25} \quad (5)$$

应用上述公式计算的摩擦因子与实验值的对比见图 4。从图可以看出,层流区的油和 CMC 溶液理论值和实验数据符合得很好,而湍流区的水相有一定的偏差,湍流条件下单水相的实验值略高于理论值,这种差异主要是由于理论值没有考虑管道粗糙度的影响造成的。由于液相粘度的影响,油相速度小于 2.149 m/s 时为层流,3 种不同浓度的 CMC 溶液速度小于 4 m/s 时均为层流。而水相在流速为 0.042 m/s 时已经发展为湍流。所以对于本实验系统,单相的油和 CMC 溶液均为层流,水相为层流或湍流。

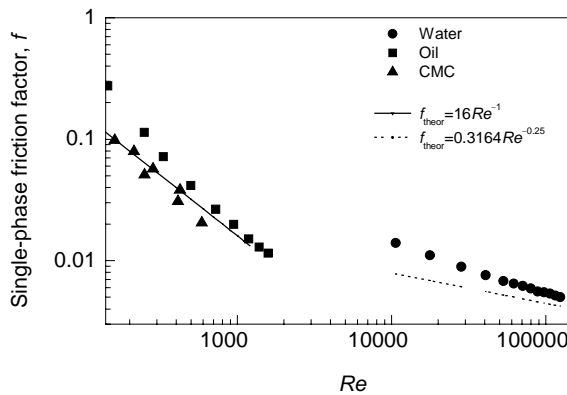


图 4 单相摩擦因子实验值与理论计算值的比较
Fig.4 Comparison of single-phase friction factor data with theoretical model

4.2 不同液相介质对摩擦压降的影响

图 5 为固定表观液相流速下,不同液相介质的气液两相摩擦压降随表观气相流速的变化。从图可以看出,对于单液相的流动,由于粘度的影响,压降从小到大依次为:水、油、CMC-1 溶液、CMC-2 溶液和 CMC-3 溶液。当通入气相时,随着表观气相流速的增加,水气流动和油气流动的压降升高,油气压降增幅高于水气流动。随着气相的加入,气-CMC-1 溶液的间歇流动压降略有增加,气-CMC-2 溶液两相压降基本等于单液相的压降,而对于气-CMC-3 溶液的混合流动,初始通入少量气体时,压降略有升高,继续增加气相流量,阻力减少现象发生,两相流动的压降开始降低,并且低于单液相流动的压降。这种相异的变化趋势主要是因为,对于气-幂率流体的混合流动,如果忽略速度滑差和气相对于壁面摩擦压降的影响,两相流动的雷诺数可表示为

$$(Re_{MR})_{TP} = \rho_L (V_{SL} + V_{SA})^{2-n} D^n / \left\{ 8^{n-1} m [(3n+1)/4n]^n \right\} \quad (6)$$

由式(6)推导出液相的有效粘度:

$$\mu_{EL} = 8^{n-1} m [(3n+1)/4n]^n (V_{SL} + V_{SA})^{n-1} D^{1-n} \quad (n < 1) \quad (7)$$

由式(7)可以看出,当液相介质物性系数 n 和 m 确定,随着气相流速的增加,有效粘度随混合速度的增加而降低,而粘度的降低必将导致阻力压降减小;但另一方面,随着气相流速的增加,气相对液相的干扰程度将加剧,产生的附加压力损失增大,导致两相压降升高。所以,当固定表观液相流速向管内通入气体时,这种相反的变化趋势最终将导致气-幂率流体的两相压降随气相流速的增加呈现出增加、不变或降低等不同的变化趋势。

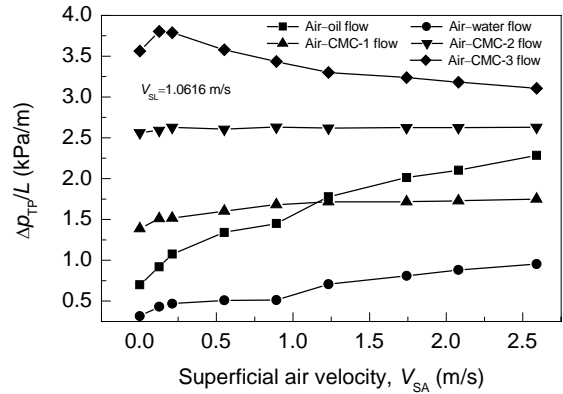


图 5 不同液相介质对气液两相摩擦压降的影响
Fig.5 Effects of liquid properties on frictional pressure drop at constant V_{SL}

图 6 反映了典型的剪切变稀幂率流体随着气相的加入致使阻力降低的情况。从图可以看出,对于气-CMC-3 溶液的两相流动,液相介质处于层流区 ($Re_{MR} < 250$),并且液相表观流速越低,气体对降低摩擦压降越显著。实验观察了 3 种不同浓度的 CMC 溶液,当液相浓度固定时(即液相介质的物性系数 n 和 m 确定),气液两相的压降变化趋势也基本确定,所以对于高度剪切变稀(即低流动指数 n)的幂率流体,在一定的液相流速下,为了降低管道的压降,可以通入适量的气体进行气液混输,从而起到节约能量、提高效率的作用。

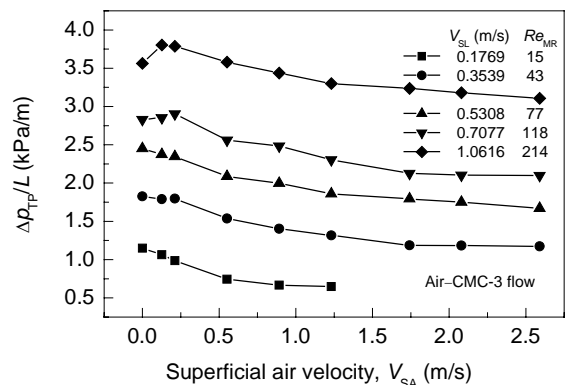


图 6 气-CMC-3 溶液间歇流动摩擦压降与表观流速的关系
Fig.6 Effects of superficial velocities on frictional pressure drop for air-CMC-3 flow

图7为相同表观流速($V_{SL}=1.062$ m/s, $V_{SA}=2.081$ m/s)下不同液相介质的时域压降脉动信号。从图可以看出,水-气和油-气两相流动的压降信号中有一个厚的宽带,这主要是由于在此表观流速下,水-气的两相雷诺数 $(Re_{MR})_{TP}=1.6\times 10^5$,油-气的两相雷诺数 $(Re_{MR})_{TP}=3\times 10^3$,两种间歇流动均处于湍流区。而对于气-CMC溶液的混合流动,由于粘性的影响,3种流动的雷诺数 $(Re_{MR})_{TP}\ll$

2000,流动处于层流区。对比5种不同液相介质气液流动的平均压降(Mean)可知,随着液相粘度的增加,两相压降与单相压降一样呈增加趋势,液相粘度对于两相摩擦压降起主导作用。观察信号的波动幅度,液相介质对于压降信号的标准偏差(Standard deviation)没有明显的影响,幅值主要受流型和气相流速的影响。

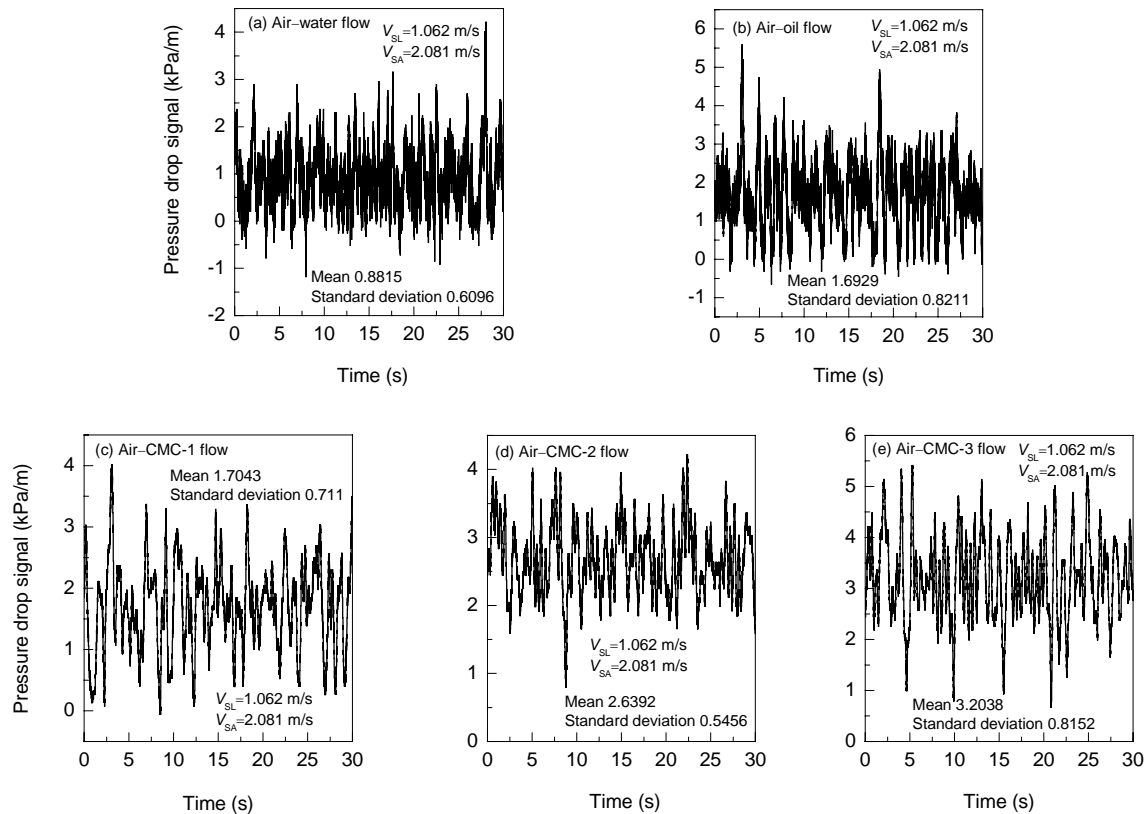


图7 弹状流动时不同液相介质的压降脉动信号

Fig.7 Comparison of pressure drop signal at slug flow

4.3 Lockhart-Martinelli 模型与实验结果的比较

为了更好地分析实验数据,本工作应用 Lockhart-Martinelli 模型对气液两相流动的摩擦压降进行了分析。Lockhart-Martinelli 模型的函数可表示为 $\Phi_{TP}^2=F(X)$ 的形式,其中 Φ_{TP}^2 和 X 分别被定义为

$$\Phi_{TP}^2 = \frac{\Delta p_{TP}/L}{\Delta p_L/L}, \quad X = \left(\frac{\Delta p_L/L}{\Delta p_G/L} \right)^{0.5} \quad (8)$$

Chisholm^[10]重新回归了原 Lockhart-Martinelli 关系图,给出了下面的关系式

$$\Phi_{TP}^2 = 1 + \frac{C}{X} + \frac{1}{X^2}, \quad (9)$$

其中关联参数 C 的取值由流态决定。Chisholm 给出了4

种组合的 C 值,即气液两相为层流-层流, $C=5$;层流-湍流, $C=10$;湍流-层流, $C=12$;湍流-湍流, $C=20$ 。

图8(a)为气-牛顿流体(油-气和气-水)的实验数据与 Lockhart-Martinelli 模型的对比。可以看出,模型与实验数据吻合得较好,特别是对水-气两相流动摩擦压降的预测有较高的精确性。图8(b)为模型对气-非牛顿幂率流体的两相摩擦压降的预测。在系数 X 较低时,Lockhart-Martinelli 模型过高地预测了气-CMC溶液的两相压降,这主要是由于模型是基于液相为牛顿流体的气液流动,随着表观气相流速的增加,气-牛顿流体的两相压降呈上升趋势,而对于气-幂率流体两相流动,气相的加入有减阻作用,使模型在低流速下过高地预测了两相流动的压降。

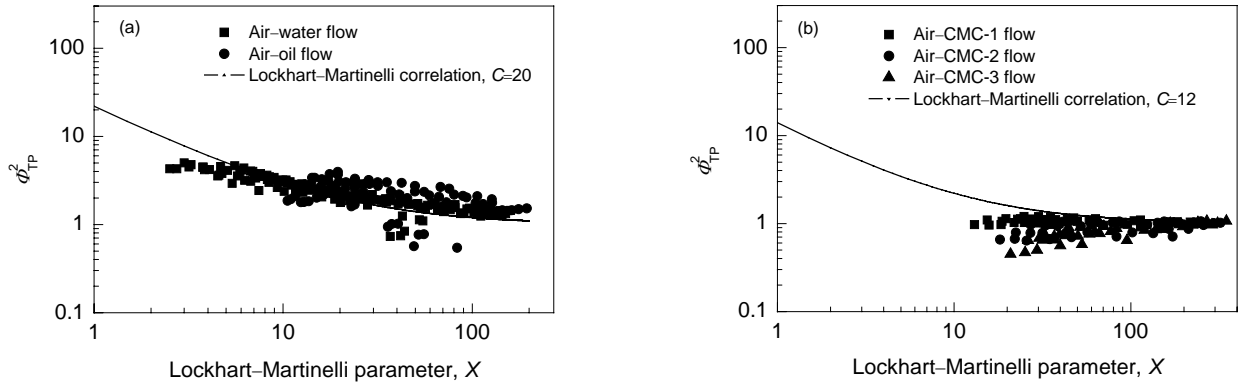


图 8 水-气、油-气和气-CMC 溶液摩擦压降的实验数据与 Lockhart-Martinelli 模型的比较

Fig.8 Comparison of experimental data with Lockhart-Martinelli correlation for air-water, oil-air and air-CMC horizontal flow

对于气-非牛顿幂率流体间歇流动，在液相为层流时，摩擦压降用以下经验公式^[4]进行计算。图 9 为计算值与本实验数据的比较结果，可以看出误差基本控制在 ±20% 以内，满足工程上要求的精度。但必须强调的是，此公式仅适用于液相为幂率流体的气液间歇流动，对于其他类型的非牛顿流体还有待进一步验证。

$$\phi_{TP}^2 = \frac{1 + 1.036 \times 10^{-4} (Re_{TP})^{1.235} \left(\frac{V_{SL}}{V_{SL} + V_{SA}} \right)^{1-n}}{1 + 1.036 \times 10^{-4} (Re_L)^{1.235}} \quad (10)$$

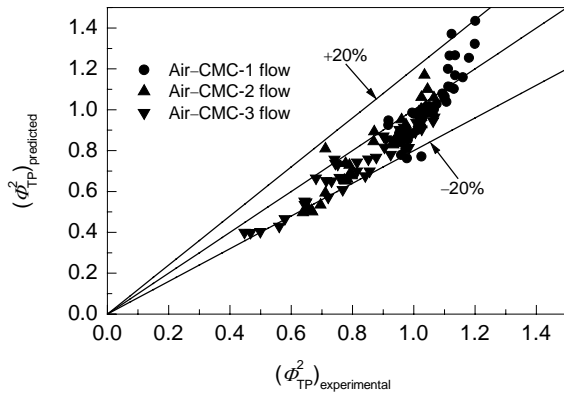


图 9 两相摩擦函数(ϕ_{TP}^2)计算值与实验值的对比

Fig.9 Comparison of ϕ_{TP}^2 values obtained experimentally with those calculated data from Eq.(5) for air-CMC horizontal flow

5 结论

通过实验考察了水平管内不同液相介质对两相间歇流动压降的影响，比较了气-牛顿流体和气-非牛顿幂率流体流动的压降特性，并应用 Lockhart-Martinelli 模型对实验数据进行了分析，主要结论如下：

(1) 相同表观液相流速下，随着表观气相流速的增加，气-牛顿流体的两相压降呈增加趋势，并且随着液

相粘度的增加，压降增加的幅度变大。但对于不同浓度的非牛顿幂率流体的管道流动，随着气相的加入，两相压降可能呈现出升高、不变或降低等不同的变化趋势。

(2) 相同表观流速下，气-牛顿流体的两相流动更易发展为湍流，而由于液相粘度的影响，气-非牛顿幂率流体的两相流动常为层流。

(3) Lockhart-Martinelli 模型能够较精确的预测气-牛顿流体的两相摩擦压降，但对于气-非牛顿幂率流体的两相流动，模型在低流速时过高地预测了两相的压降；在液相为层流时的气-非牛顿幂率流体的两相间歇流动，Dziubinski 模型能较好地预测两相的摩擦压降。

符号表：

C	Lockhart-Martinelli 关联参数	D	管道内径 (m)
f_{exp}	实验测量的摩擦因子	f_{theor}	理论计算的摩擦因子
m	流体延迟系数 (Pa·s ⁿ)	n	流动指数
$\Delta p_G/L$	单气相的平均压降 (kPa/m)		
$\Delta p_L/L$	单液相的平均压降 (kPa/m)		
$\Delta p_{TP}/L$	两相平均压降 (kPa/m)		
r	管道横截面内任意一点到管道中心的距离 (m)		
R	管道半径 (m)	Re_{MR}	幂率流体的雷诺数
$(Re_{MR})_{TP}$	两相混合流动的雷诺数	V	平均流速 (m/s)
V_L	单液相流动的平均流速 (m/s)	V_{SA}	表观气相流速 (m/s)
V_{SL}	表观液相流速 (m/s)		
V_z	半径为 r 处的轴向速度 (m/s)	X	Lockhart-Martinelli 参数
ϕ_{TP}^2	Lockhart-Martinelli 函数	μ_{EL}	有效粘度 (Pa·s)
ρ	密度 (kg/m ³)	ρ_L	液相密度 (kg/m ³)
τ	剪应力 (Pa)		

参考文献：

[1] Duker A E, Hubbard M G. A Model for Gas-Liquid Slug Flow in Horizontal and Near Horizontal Tubes [J]. Ind. Eng. Chem. Fundam., 1976, 14: 337-347.
 [2] Martin C, Masud B. Pressure Drop Calculation and Modeling on Inclined Intermittent Gas-Liquid Flow [J]. Chem. Eng. Sci., 2000, 55: 4699-4708.
 [3] Chermisinoff N P. Encyclopedia of Fluid Mechanics [M]. Houston: Gulf Publishing Company, 1986. 563-609.
 [4] Dziubinski M. A General Correlation for Two-phase Pressure Drop in Intermittent Flow of Gas and Non-Newtonian Liquid Mixtures in

- Pipe [J]. *Trans. Inst. Chem. Eng.*, 1995, 73: 528–534.
- [5] Chhabra R P, Richardson J F. *Non-Newtonian Flow in the Process Industries* [M]. Oxford: Butterworth-Heinemann, 1999. 163–193.
- [6] Lockhart R W, Martinelli R C. Proposed Correlation of Data for Isothermal Two-phase, Two-component Flow in Pipes [J]. *Chem. Eng. Prog.*, 1949, 45: 39–48.
- [7] Weisman J, Duncan D, Gibson J, et al. Effects of Fluid Properties and Pipe Diameter on Two-phase Flow Patterns in Horizontal Lines [J]. *Int. J. Multiphase Flow*, 1979, 5: 437–462.
- [8] Metzner A B, Reed J C. Flow of Non-Newtonian Fluids—Correlation of the Laminar, Transition, and Turbulent-flow Regions [J]. *AIChE J.*, 1955, 1: 434–440.
- [9] 章梓雄, 董曾南. 粘性流体力学 [M]. 北京: 清华大学出版社, 1998. 351–390.
- [10] Chisholm D. A Theoretical Basis for the Lockhart–Martinelli Correlation for Two-phase Flow [J]. *Int. J. Heat Mass Transfer*, 1967, 10: 1767–1778.
- [11] 刘文红, 郭烈锦, 张西民, 等. 水平直圆管内油气两相流的压降 [J]. *化工学报*, 2004, 55(6): 907–912.

Effects of Liquid Phase Properties on Pressure Drop during Horizontal Gas–Liquid Intermittent Flow

XU Jing-yu, WU Ying-xiang, LI Dong-hui

(Division of Engineering Sciences, Institute of Mechanics, Chinese Academy of Sciences, Beijing 100080, China)

Abstract: The effects of different liquid phases (water, oil and CMC solutions) on pressure drop during horizontal gas–liquid intermittent flow were experimentally investigated. The total length of the pipe between the entrance and the separation unit is approximately 30 m. The test section consists of two 3 m long horizontal pipes. Up to 320 experimental tests have been conducted under the following conditions: superficial oil velocity 0.17~1.85 m/s, superficial water velocity 0.17~2.48 m/s, superficial CMC solutions velocity 0.17~1.42 m/s and superficial air velocity 0.06~3.40 m/s. It is shown that for gas–Newtonian liquid flow the pressure drop increases with the increase of the superficial air velocity at constant superficial liquid velocity. But for power-law liquid with the lower value of flow behavior index, the pressure drop of gas–non-Newtonian liquid flow might actually be reduced below the value for the liquid flowing alone at the same volumetric rate. Furthermore, the Lockhart–Martinelli model overestimates the pressure drop for gas–power-law liquid flow.

Key words: gas–liquid intermittent flow; power-law fluid; pressure drop; Lockhart–Martinelli model