文章编号:1673-5005(2009)06-0091-04

泡沫流体管流流动与换热数值模拟

林日亿1,李兆敏2,李松岩2,余文彬3,高志华4

(1. 中国石油大学 储运与建筑工程学院,山东 东营 257061; 2. 中国石油大学 石油工程学院,山东 东营 257061;
 3. 新疆油田公司 准东采油厂,新疆 阜康 831511; 4. 长庆油田公司,陕西 榆林 719000)

摘要:基于质量、动量和能量守恒方程,建立泡沫流体在圆管内流动与换热的物理模型和数学模型,并利用 FLUENT 软件进行模拟,得到不同雷诺数下圆管内的压力损失、管道横截面上的速度分布和表观黏度分布,同时回归了不同 雷诺数下的摩阻系数和努塞尔数经验关系式。结果表明:管内压力沿管程不断降低,且流速越大压降越大;管内温 度沿管程不断升高,且流速越小温升越大;管道横截面上的速度、温度分布不均匀,越接近管壁速度越小,温度越高。 关键词:泡沫管流;流动与换热;数值模拟;努塞尔数

中图分类号:037 文献标识码:A

Flow and heat transfer numerical simulation of foam fluid in pipes

LIN Ri-yi¹, LI Zhao-min², LI Song-yan², YU Wen-bin³, GAO Zhi-hua⁴

(1. College of Transport & Storage and Civil Engineering in China University of Petroleum, Dongying 257061, China;

2. College of Petroleum Engineering in China University of Petroleum, Dongying 257061, China;

3. Zhundong Oil Production Plant in Xinjiang Oilfield Company, Fukang 831511, China;

4. Changqing Oilfield Company, Yulin 719000, China)

Abstract: The flow and heat transfer physical and mathematical models of foam fluid in pipes were established on the basis of mass, momentum and energy conservation equation. And the flow and heat exchange rules were simulated using FLUENT software. The pressure losses, velocity distribution and apparent viscosity distribution in section of different Reynolds number were given. And an empirical regression correlation between Nusselt number and friction coefficient in different Reynolds number was given. The results show that the pressure in pipe decreases along pipe, and the pressure drop increases with foam flow velocity rising. The temperature increases along pipe, and the differential temperature increases with foam flow velocity and temperature distributions are nonuniform on cross section. The velocity is small and the temperature is high close to the pipe wall.

Key words; foam flow in pipe; flow and heat transfer; numerical simulation; Nusselt number

泡沫流体是一种可压缩非牛顿流体,呈现假塑 性特征^[12],具有低漏失、密度可调、对油层伤害小、 携砂能力强以及在地下与天然气混合不易发生爆炸 等优良性能。泡沫流体在地层中渗流具有选择性, 既能封堵高渗层,提高低渗层波及系数,又能有效地 封堵水层,选择油层进行流动,常常被选择作为调剖 暂堵分层酸化等工艺的分流剂^[1,3]。目前,泡沫流 体广泛应用于泡沫欠平衡钻井、泡沫压裂、酸化^[4], 泡沫堵水堵气、排水采气、修井、冲砂等各方面。泡 沫在井筒流动过程中与周围地层发生热交换,导致 泡沫液温度和压力不断发生变化。研究者常通过建 立非牛顿流体控制方程,通过理论推导得到摩阻系 数计算公式,从而用于计算截面上的速度和温 度^[23]。笔者通过模拟泡沫流体在管内的流动,研究 其在管内流动时的流动和换热特性,确定不同雷诺 数下的摩阻系数和努塞尔数经验关系式,并与理论 解析解进行对比。

收稿日期:2009-01-23

基金项目:国家自然科学基金项目(50876115);国家科技重大专项课题(2008ZX05024-04-008);博士科研基金项目(Y081523) 作者简介:林日亿(1973-),男(汉族),湖南桂阳人,副教授,博士,从事热力采油和热能利用的教学与科研工作。

1 物理模型

建立如图 1 所示的氮气泡沫管流模型。模型长 1.0 m,内径为 0.008 m。由于管道的对称性,采用 了二维模型。在靠近管壁的边界层内,对网格进行 加密。管道入口边界设定为速度入口,出口边界设 定为自由出流边界,壁面处认为是无滑移边界条件, 管壁假设采用恒热流加热。



图 1 泡沫管流物理模型 Fig. 1 Physical model of foam flow in pipes

2 数学模型

泡沫流体在圆管内的流动除了质量守恒方程和 动量守恒方程外,由于包括热传导及可压缩性的流 动,需要增加能量守恒的附加方程。

2.1 质量守恒方程

质量守恒方程又称连续性方程,其形式为

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_i} (\rho u_i) = S_{\rm m}.$$
 (1)

式中, ρ 为泡沫流体密度, kg/m^3 ;t 为时间,s; u_i (i = 1,2,3)为泡沫流速,m/s; S_m 为从分散相中加入到连续相的质量流量,也可以是任何的自定义源项, $kg/(m^3 \cdot s)$ 。

2.2 动量守恒方程

在惯性(非加速)坐标系中*i*方向上的动量守恒 方程为

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho u_i) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho u_i u_j) = -\frac{\partial p}{\partial x_i} + \frac{\partial \tau_{ij}}{\partial x_j} + \rho g_i + F_i.$$
(2)

式中,p为静压力, $Pa; \tau_{ij}$ 为应力张量, $kg/(m \cdot s^2);$ $\rho g_i, F_i$ 分别为 i 方向上的重力体积力和外部体积 力, $kg/(m^2 \cdot s^2)$ 。 F_i 包含了其他模型的相关源项, 如多孔介质和自定义源项。

2.3 能量守恒方程

能量方程的形式为

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho E) + \frac{\partial}{\partial x_j} \left[u_i(\rho E + p) \right] = \frac{\partial}{\partial x_j} \left(k_{\text{eff}} \frac{\partial T}{\partial x_j} - \tau_{\text{eff}} u_i \right) + S_i,$$
(3)

其中

$$E = h - \frac{p}{\rho} + \frac{u^2}{2}.$$
 (4)

式中,左边两项分别是由非稳态项和对流项而引起 的能量转移,右边前两项分别表示由于热传导项、黏 性耗散项而引起的能量转移,S_i包含放(吸)热以及 任何其他形式的体积热源;k_{eff}为有效导热系数,W/ (m·K);h 为泡沫流体的焓,J/g。

2.4 本构方程

采油工程中所采用的泡沫一般为幂律非牛顿流 体,其本构方程为

 $\tau = K\dot{\gamma}^n$, (5) 其中

~ 1

 $\dot{\gamma} = \mathrm{d}u/\mathrm{d}r.$

式中,K为稠度系数,Pa·s";y为剪切速率,s⁻¹。

2.5 表观黏度

泡沫流体的表观黏度表达式为

$$\boldsymbol{\mu}_{\rm eff}(\dot{\boldsymbol{\gamma}}) = K \exp(T_0/T) \dot{\boldsymbol{\gamma}}^{n-1}. \tag{6}$$

式中, μ_{eff} 为表观黏度, Pa·s; T_0 和 T 分别为参考温度和泡沫流体温度, K。

表观黏度存在极限,其范围为

$$\mu_{\rm emin} < \mu_{\rm eff} < \mu_{\rm emax}.$$
 (7)

式中, μ_{emax}和μ_{emin}分别为黏度的上限和下限, Pa・s。 将式(6)进行变换, 幂率流体的表观黏度为

$$\boldsymbol{\mu}_{\text{eff}} = K/\dot{\boldsymbol{\gamma}}^{1-n} \exp(T_0/T). \tag{8}$$

因 n 小于 1,所以泡沫黏度与剪切速率成反比, 即剪切速率越大,流体的黏度越小,这也就是所谓的 非牛顿流体的剪切变稀效应。而当剪切速率趋近于 零时,由式(8)得出表观黏度增加到无穷大,事实上 这不可能。 μ_{eff} 仅增加到一个极限值 μ_0 (μ_0 称为零 剪切黏度)^[2],即为式(7)中的黏度上限值 μ_{emax} 。

3 数值模拟结果

已知条件:泡沫的黏度采用幂律非牛顿流体模型,其稠度系数K为1.355 Pa·sⁿ,幂律指数n为0.324,泡沫流体密度 ρ 为507 kg/m³(泡沫质量为0.57),管道人口处泡沫流体压力 p_0 为5.0 MPa,管壁恒热流加热功率为0.5 kW。

利用 FLUENT 软件对泡沫流体在管道内流动时 不同雷诺数下的流场、压力场和温度场进行数值模 拟,可以得到不同雷诺数下整个通道中的压力损失、 管道横截面上的速度分布和表观黏度分布,再通过 公式计算得到阻力系数和努塞尔数。

3.1 压力和温度分布

不同泡沫入口速度下管道内的压降及温度沿程 分布见图 2,3(v₀ 为泡沫入口流速)。管道横截面上 的速度及温度分布见图 4。

从图 2 可以看出,管道内的压力是沿管程不断 降低的,而且流速越大压降越大。从图 3 可以看出, 管道内的温度沿管程不断升高,而且流速越小温升 越大。这是由于泡沫流体流速越低,流过管道的时间越长,在相同的管壁加热功率下温升越明显。管壁温度也是沿管程不断升高的,当泡沫流体进入管道时,管子壁面上的热边界层有一个从零开始增长直至汇合于管子中心线的过程,热边界层汇合于管子中心线后的流动称为充分发展段,此后的换热强度保持不变,从进口到充分发展段的区域称为入口段^[5]。从图4可以看出:管道横截面上的速度分布 是不均匀的,越接近管壁速度越小,越接近管道中心速度越大;管道横截面上的温度分布是不均匀的,接 值,接近管道中心处温度具有较小值。







图 3 不同泡沫入口速度时管道内温度沿程分布

Fig. 3 Temperature distribution in pipe at different inlet velocity





Fig. 4 Velocity and temperature distribution on cross section of pipe

3.2 表观黏度分布

图 5,6 中给出了不同泡沫入口流速时管道纵截 面及横截面上的表观黏度分布。

从图6可以看出,管道中心的表观黏度较大,而

接近管壁处的表观黏度较小。这是由于越接近管壁,速度变化率越大,剪切速率越大,由式(8)得出 表观黏度越小。越接近管道中心处,速度变化率越 小,剪切速率越小,由式(8)得出表观黏度越大,最 后趋近于有效黏度的上限 µ_{-max}。



图 5 不同泡沫入口速度时管道纵截面上的 表观黏度分布





图6 管道横截面上的表观黏度分布

Fig. 6 Apparent viscosity distribution on

cross section of pipe

- 3.3 阻力系数和努塞尔数
- 3.3.1 摩阻系数

对泡沫流体的管内流动进行了数值模拟,得到 了不同雷诺数下的泡沫流体的摩阻系数,计算结果 列于表1。

表1 摩阻系数与雷诺数的关系

 Table 1
 Relationship between friction coefficient and Reynolds number

入口速度		摩阻系数f	
$v_0/(m \cdot s^{-1})$	宙话致 Ke	模拟值	理论值
0. 1	7.60	2. 54	2.10
0.3	48.76	0. 449	0. 328
0.5	115.63	0. 248	0.138
0. 7	204. 18	0. 132	0.0784
1.0	373.08	0.0717	0. 042 9

注:理论值是用公式f=16/Re计算的值。

通过公式拟合得到摩阻系数与雷诺数的关系式 为

$$f = 15.94 Re^{-0.90591}.$$
 (9)

泡沫流体在圆管内流动的广义雷诺数的数学表 达式为

$$Re = \frac{\rho d^n v^{2^{-n}}}{8^{1-n} K \left(\frac{1+3n}{4n}\right)^n} = \frac{\rho d^n v^{2^{-n}}}{\frac{K}{8} \left(\frac{6n+2}{n}\right)^n}.$$
 (10)

式中,f 为摩阻系数; Re 为雷诺数; d 为管道内径, mm;v 为泡沫轴向流速, m/s。

工程上最常用的摩阻系数为范宁摩阻系数^[6], 其定义式为

$$f = \tau_w \left/ \left(\frac{\rho v^2}{2} \right). \tag{11}$$

式(11)中的壁面切应力项主要来自于流体的 黏性,因此可以粗略地认为,式(11)右端的分子表 示摩阻损失,分母表示惯性力。另外,根据因次分 析,式(11)右端的分子和分母都具有能量或功的量 纲,分子表示单位体积流体的黏性耗散,分母则表示 单位体积流体所具有的动能。

式(11)中的剪切应力计算公式为

$$\tau_{\mathbf{w}} = \Delta p d/(4l). \tag{12}$$

式中, Δp 为泡沫流体流过管道时的压降,Pa;l 为管 道的长度,m。

大量试验证实,非牛顿幂律流体在圆管内层流时的摩阻系数满足 $f = 16/Re^{[2,7]}$ 。由表1可以看出数值模拟结果与公式计算的理论值有较好的一致性,相关系数为0.971。

3.3.2 努塞尔数

对泡沫流体的管内换热进行了数值模拟,得到 了在不同雷诺数下的泡沫流体的努塞尔数,计算结 果列于表2。

表2 努塞尔数与雷诺数的关系

 Table 2
 Relationship between Nusselt number

 and Reynolds number
 Provide number

人口速度 v ₀ /(m・s ⁻¹)	雷诺数 Re	努塞尔数 Nu		
0.1	7.60	211.3		
0.3	48. 76	296. 5		
0.5	115.63	409.2		
0.7	204. 18	456.8		
1.0	373.08	498. 5		

通过数据拟合得到努塞尔数与雷诺数的关系式

 $Nu = 130.\ 14 Re^{0.\ 230\ 96}.$

4 结 论

(1)管内压力沿管程不断降低,且流速越大压 降越大。管内温度沿管程不断升高,而且流速越小 温升越大。

(下转第99页)

training algorithm [J]. Neural Processing Letters, 1999 (9):77-89.

- [7] DANILO P Mandic, JONATHON A Chambers. Towards the optimal learning rate for backpropagation [J]. Neural Processing Letters, 2000(11):1-5.
- [8] JOSE L Sanz-gonzalez, DIEGO A, JUAN S. Importance sampling and mean-square error in neural detector training[J]. Neural Processing Letters, 2002(16):259-276.
- [9] BILING S A, et al. A comparison of the back-propogation and recursive prediction error algorithm for training neural networks[J]. Mechanical System and Signal Processing,

(上接第90页)

[6] 王宏伟,王建军,金有海.导叶式旋风管人口环形空间 内气相流场数值模拟[J].石油化工设备,2006,35 (2):33-36.

WANG Hong-wei, WANG Jian-jun, JIN You-hai. Numerical simulation of the gas phase flow field in inlet annular space of a guide vane cyclone tube [J]. Petro-Chemical Equipment, 2006,35(2):33-36.

[7] 王建军,王连泽,刘成文.旋风分离器排气管内流动分析及减阻机理[J].过程工程学报,2005,5(3):251-254.

WANG Jian-jun, WANG Lian-ze, LIU Cheng-wen. Research on the flow field in the exit tube and the Mecha-

(上接第94页)

(2)管道横截面上的速度分布是不均匀的,越 接近管壁速度越小,越接近管道中心速度越大。管 道横截面上的温度分布也是不均匀的,接近管壁处 由于受到管壁的加热作用,温度具有较高值,接近管 道中心处温度具有较低值。

参考文献:

- 李治龙,钱武鼎. 我国油田用泡沫流体综述[J]. 石油 钻采工艺,1994,11(1):1-5.
 LI Zhi-long, QIAN Wu-ding. Survey on the application of foam fluid in China oilfield[J]. Oil Drilling & Production Technology, 1994,11(1):1-5.
- [2] 李兆敏,蔡国琰. 非牛顿流体力学[M].东营:石油大 学出版社,1998.

1991:233-255.

- [10] 王永骥,涂健.神经元网络控制[M].北京:机械工 业出版社,1999:56.
- POGGIO T, GIROSI F. Networks for approximation and learning[J]. Proceedings of the IEEE, 1990 (78): 1481-1497.
- [12] 刘铁男,陈广义,任伟建.时变结构系统的辨识预报 和控制[M].哈尔滨:黑龙江科学技术出版社, 1998:7.

(编辑 沈玉英)

nism of pressure drop reduction in a cyclone separator [J]. The Chinese Journal of Process Engineering, 2005, 5(3):251-254.

- [8] Arman Raoufi, Mehrzad Shams, Meisam Farzaneh. Numerical simulation and optimization of fluid flow in cyclone vortex finder [J]. Chemical Engineering Processing, 2008, 47:128-137.
- [9] LUCÍA FERNÁNDEZ MARTÍNEZ, ANTONIO GUTÍERREZ LAVÍN. Vortex finder optimum length in hydrocyclone separation[J]. Chemical Engineering and Processing, 2008,47: 192-199.

(编辑 沈玉英)

- [3] 廖广志,李立众.常规泡沫驱油技术[M].北京:石油 工业出版社,1999:65-92.
- [4] 李兆敏,孙茂盛,林日亿,等. 泡沫封堵及选择性分流 实验研究[J]. 石油学报,2007,28(4):115-118.
 LI Zhao-min, SUN Mao-sheng, LIN Ri-yi, et al. Laboratory study on foam plugging and selective divided-flow [J]. Acta Petrolei Sinica, 2007,28(4):115-118.
- [5] 杨世铭,陶文铨. 传热学[M]. 北京:高等教育出版 社,2001.
- [6] 李克向.保护油气层钻井完井技术[M].北京:石油 工业出版社,1993.
- [7] BLAUER R E, MITCHELL B J. Determination of laminar, turbulent and transitional foam flow friction losses in pipes [R]. SPE 4885, 1974.

(编辑 沈玉英)