

管道充水工况下气液两相流瞬态数值模拟

袁文麒, 刘遂庆

(1. 同济大学 环境科学与工程学院, 上海 200092; 2. 同济大学 污染控制与资源化国家重点实验室, 上海 200092)

摘要: 结合 $k-\epsilon$ 湍流模型, 对三维管道充水过程的气液两相流进行了瞬态数值模拟. 建立了管道充水过程液相体积分数与时间的数学模型, 并对两相流在管道中的流动特性、能量损耗进行分析. 模拟结果表明: 充水过程中存在分层、段塞、气团、气泡流; 气体在管道中以气团、气泡流流型向下游管网流动; 气液两相流造成的能量损耗大于单相流, 两相流能量消耗增大的原因是存在气液相间相互作用以及流体与管壁摩擦系数的增大; 倾斜下降管道剖面水平方向轴向流速对称分布; 垂直方向靠近管道顶部与底部分别出现气、液相轴向流速峰值, 气液交界处轴向流速最低.

关键词: 充水管道; 气液两相流; VOF 模型; 瞬态数值模拟
中图分类号: TU 991.36 **文献标识码:** A

Transient Numerical Modeling of Gas-liquid Two-phase Flow in Water-filling Pipelines

YUAN Wenqi, LIU Suqing

(1. College of Environmental Science and Engineering, Tongji University, Shanghai 200092, China; 2. State Key Laboratory of Pollution Control and Resources Reuse, Tongji University, Shanghai 200092, China)

Abstract: A three-dimensional transient model of water-filling pipelines is solved numerically by using $k-\epsilon$ turbulent model. The paper gives a water-filling mathematical model of liquid volume fraction against time. The characteristics and energy losses in the gas-liquid two-phase flow are also analyzed. The modeling results show that there are four flow regimes, which are stratified, slug, plug and bubbly, in water-filling pipelines. The gas will move to downstream water networks with flow as plug and bubbly flow patterns. The energy of two-phase flow loses more than those of the single-phase flow due to the interaction between the interfaces of gas and liquid and the increasing of average friction factor between the fluid and pipe walls. In inclined downward pipes, the axial velocity profiles in horizontal centerline are symmetrical. In vertical centerline the axial velocity profiles

of gas and liquid near the top and the bottom of the pipe appear peaks, respectively. While on the interface of gas and liquid the one appears the slowest.

Key words: water-filling pipelines; gas-liquid two-phase flow; volume of fluid (VOF) model; transient numerical modeling

供水管网中管道在首次通水或因故停水管道排空后重新投入使用, 需要对管道进行充水. 管道充水是供水管网气体产生的原因之一^[1]. 充水过程存在着气液两相流的问题, 如果空气未能及时排出管道, 它将随水流流向下游管网. 根据对管道爆管原因分析, 管道存气诱发水击是爆管发生的主要因素^[2]. 此外, 管网存气还增加了供水动力消耗. 因此, 管道充水过程的气液两相流研究, 对管网安全、节能运行具有重要意义.

气液两相流是非常复杂的物理过程^[3]. 两相间存在易变形及分布不均的界面, 并且受到表面张力, 液相管壁附着力, 以及两相之间的动量、质量、能量的传递, 其物理特性及数学描述比单相流复杂的多. 以往对气液两相流的研究都是在实验条件下进行. 然而, 基于实验结果所得出的描述两相流动的经验关系式, 大多限制在一定范围内使用. 随着计算机技术的发展, 复杂的两相流问题可通过数值计算进行模拟, 因此, 实验研究不再是研究气液两相流的唯一途径^[4]. Newton, Ghorai, Zheng 等人通过计算流体力学软件进行水平、垂直管道的气液两相流数值模拟, 通过与实验数据比较, 得到了令人满意的结果^[5-7].

由于管道充水过程在短时间内完成, 很难通过实验对其分析研究. 本文利用基于有限体积法的计算流体力学(CFD)软件^[8], 对典型的供水管道建立

收稿日期: 2009-03-09

作者简介: 袁文麒(1982—), 男, 博士生, 主要研究方向为给水排水工程设计与运行最优化. E-mail: blueround@163.com

刘遂庆(1946—), 男, 教授, 博士生导师, 主要研究方向为给水排水工程设计与运行最优化. E-mail: liusuqing@tongji.edu.cn

VOF (Volume of Fluid) 三维模型, 对其充水过程进行气液两相流瞬态数值模拟研究.

1 理论与方法

1.1 VOF 模型

欧拉-欧拉方法将不同的相处理成互相贯穿的连续介质^[9]. VOF 模型是一种固定在欧拉网格下的表面跟踪方法^[10]. 不同的流体组分共用着一套动量方程, 计算时在整个流场的每个计算单元内, 都记录各流体组分所占有的体积. 由于相界面的易变形性, 产生了一个极为复杂的移动边界问题. VOF 模型直接计算所有相的运动情况, 间接推导界面的运动状况. 避免追踪相界面时遇到界面运动和变形困难.

VOF 提出了相函数 F 的概念^[11-12]. 相函数定义为控制体积单元中流体所占体积与单元体积之比, 其数值在 0 到 1 之间. 所有的控制体积单元中必须占有单相或混合相流体. VOF 模型不存在没有任何流体的空区域. 只要获得给定单元的每一相的相函数, 该单元所有变量和属性值都按相函数的体积平均值进行计算. 如果第 k 相流体在单元中的相函数表示为 α_k , 则有

$\alpha_k = 0$: 单元中不含第 k 相流体;

$\alpha_k = 1$: 单元中充满第 k 相流体;

$0 < \alpha_k < 1$: 单元中存在第 k 相流体与其他相流体的界面.

1.2 控制方程

模型计算的控制方程^[9,13]为

$$\text{质量守恒方程: } \frac{\partial}{\partial t}(\rho) + \nabla(\rho \mathbf{v}) = 0 \quad (1)$$

$$\text{动量守恒方程: } \frac{\partial}{\partial t}(\rho \mathbf{v}) + \nabla(\rho \mathbf{v} \mathbf{v}) = -\nabla P + \nabla[\mu(\nabla \mathbf{v} + \nabla \mathbf{v}^T)] + \rho \mathbf{g} + \mathbf{F}_{SF} \quad (2)$$

k - ϵ 湍流模型方程为

$$\frac{\partial(\rho k)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho k u_i)}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + G_k + G_b - \rho \epsilon - Y_M + S_k \quad (3)$$

$$\frac{\partial(\rho \epsilon)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho \epsilon u_i)}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\epsilon} \right) \frac{\partial \epsilon}{\partial x_j} \right] + C_{1\epsilon} \frac{\epsilon}{k} (G_k + C_{3\epsilon} G_b) - C_{2\epsilon} \rho \frac{\epsilon^2}{k} + S_\epsilon \quad (4)$$

式(1)~(4)中: t 为时间; ρ 为流体密度; \mathbf{v} 为流体速度; P 为压力; μ 为动力粘性系数; \mathbf{g} 为重力加速度; \mathbf{F}_{SF} 为表面张力的等价体积力形式; k 为湍动能; u_i 为时均速

度; x 为空间坐标; μ_t 为湍动粘度; σ_k 是湍动能 k 对应的 Prandtl 数, 取为 1.0; G_k 是由于平均速度梯度引起的湍动能 k 的产生项; G_b 是由于浮力引起的湍动能 k 的产生项; Y_M 代表可压湍流中脉动扩张的贡献; S_k 是用户定义的源项; ϵ 为耗散能; σ_ϵ 是耗散能 ϵ 对应的 Prandtl 数, 取为 1.3; $C_{1\epsilon}$, $C_{2\epsilon}$ 和 $C_{3\epsilon}$ 为经验常数, 分别取为 1.47, 1.92, 0.09; S_ϵ 是用户定义的源项.

控制体积各单元的密度和动力粘性系数由式(5)给出^[14-15], 如

$$\rho = \alpha_l \rho_l + (1 - \alpha_l) \rho_g \quad \mu = \alpha_l \mu_g + (1 - \alpha_l) \mu_g$$

$$v = \sum_{k=1}^2 \frac{\alpha_k \rho_k v_k}{\rho} \quad (5)$$

式中: 下标 g 和 l 分别表示气、液相; α_l 表示液相的体积系数; v_k 表示各流体的表观速度.

表面张力产生的动量方程源项, 根据 Brackbill^[16]提出的连续表面力模型(CSF), 可表示为

$$\mathbf{F}_{SF} = \sigma k_n \left[\frac{\alpha_g \rho_g + \alpha_l \rho_l}{1/2(\rho_l + \rho_g)} \right] \quad (6)$$

式中, σ 为表面张力.

1.3 计算模型及离散

使用直角标系, 将管道进行数学建模, 以管道进水口管轴中心处作为原点坐标. 按水流方向, 管道分别由水平管段 L_1 ; 倾斜上升管段 L_2 ; 水平管段 L_3 ; 倾斜下降管段 L_4 ; 水平管段 L_5 ; 垂直上升管段 L_6 构成. 管道直径 0.1 m. 倾斜下降管段 L_4 中设 A~F 共 6 个管道横剖面; 管道轴向设置 M-M 管道纵剖面. 模型管道外形及尺寸, 如图 1 所示.

有限体积法可以求解复杂的初边值微分方程, 导出的离散方程可以保证具有守恒特性, 而且离散方程系数物理意义明确, 能够适应管道复杂的边界离散. 本文采用有限体积法对管道充水过程的两相流动模型进行求解. 有限体积数值模拟中, 网格划分是关键一步, 本文采用非结构网格对模型计算区域进行离散^[17]. 图 2 所示为 C-C 剖面网格拓扑结构. 通过离散, 三维计算区域共生成 160 344 个六面体单元, 182 526 个节点. 近壁面设置 6 层边界层, 以保证近壁面流体的正确模拟.

模型以空气-水为研究对象; 采用时间非稳态计算, 时间步长为 0.000 25 s. 边界条件: 管道入口为速度进口, 进口流速: 水为 $1 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$, 空气为 $0 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$; 管道出口为出流, 使流动在出口处能够充分发展^[18]; 起始阶段, 管道中充满空气; 时间 0 点开始, 向管道中流入水. 压力插值格式选用加权体积力; 压力速度耦合方式为 PISO^[19]; 动量和体积分数采用二阶

迎风格式^[8].

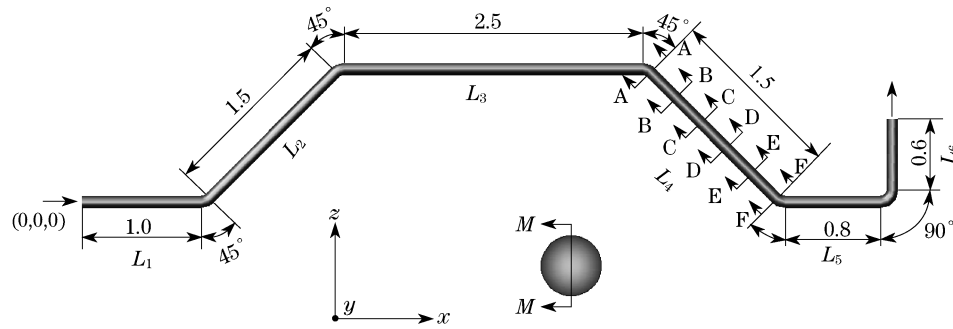


图1 管道模型 (单位:m)

Fig.1 Schematic representation of pipeline model (Unit:m)

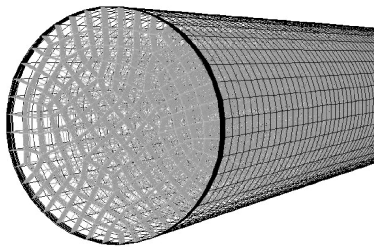


图2 C-C剖面网格拓扑结构

Fig.2 Grid topology of section C-C

2 计算结果及分析

2.1 充水及流型分析

管道充水气液两相瞬态流动,如图3所示.它表示的是不同时刻,M-M剖面的气、液两相分布及其界面变化.

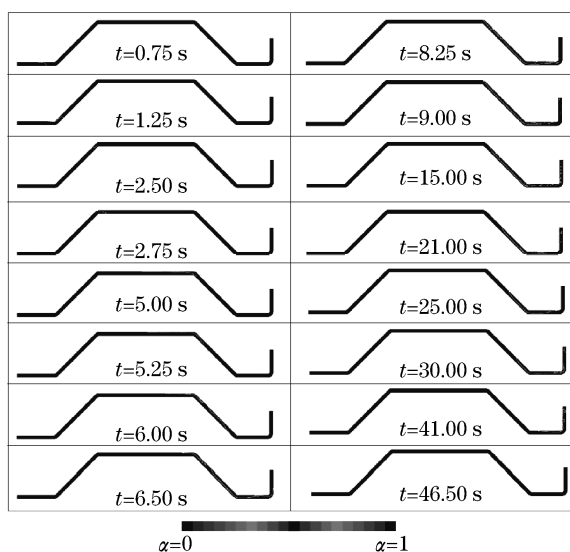


图3 管道充水气液瞬态分布

Fig.3 Schematic of liquid volume fraction for water-filling pipelines

液相从管道进口处流入,经水平管段 L_1 ,流入倾斜向上管段 L_2 .上升流动过程中,液相占据整个管道截面,气、液交界面在上升过程中发生掺混,如图4a所示.进入水平管段 L_3 后,液相逐渐与上管壁分离,形成分层流,如图4b所示.进入倾斜向下管段 L_4 ,气液界面变化复杂;在重力作用下,液相向下流速增大,由于存在水平方向速度,下降过程中,液相与管道上壁面碰撞,形成段塞流,随着流动的发展,两相趋于分层流,如图4c所示.通过水平管段 L_5 后,水流进入垂直上升管段 L_6 ,液相迅速的将动能转化为位能,并出现回流现象,将水平管段 L_5 充满;下降管段 L_4 中,形成气团式分层流动.在剪切力,表面张力,壁面附着力的共同作用下,气团被切割成小气泡,在水平管段 L_5 中随水流向下游流动,形成气泡流,气泡沿管道顶部流动,如图4d所示.随着上游水流的发展,气团向下游移动,小气泡逐渐减少;当气团前部到达管段 L_5 和 L_6 之间的 90° 转角时,气团被剪切成较大气泡,垂直管段 L_6 形成气泡流,如图4e.46.5 s后,所有气体流出计算区域,整个模型处于液相单相流动.

在充水过程中,出现的流型有:分层流,段塞流,气泡流,气团流.管道中的气体以气团、气泡流的流型向下游管网流动.

2.2 充水过程模型

管道充水过程是液体体积分数随时间变化的过程.整个计算区域平均液相体积分数随时间变化,如图5所示.充水初期,出口出流全部为空气,进入管道的水量等于排出的气体量,整个管道的液相体积分数增长量为流入的水量与计算区域管道总体积的比值.由于进口处水流流速为定值,因此,液相体积分数线性增长. $t=7$ s时,部分液相开始与气相一起流出计算区域.流型不同,气、液相流出管道的体积量不均等;由于充水过程中,气液两相的流型变化具有规律

性,液相体积分数的变化可进行数值拟合.46.5 s后, 空气全部排出,此时,液相的体积分数为1.

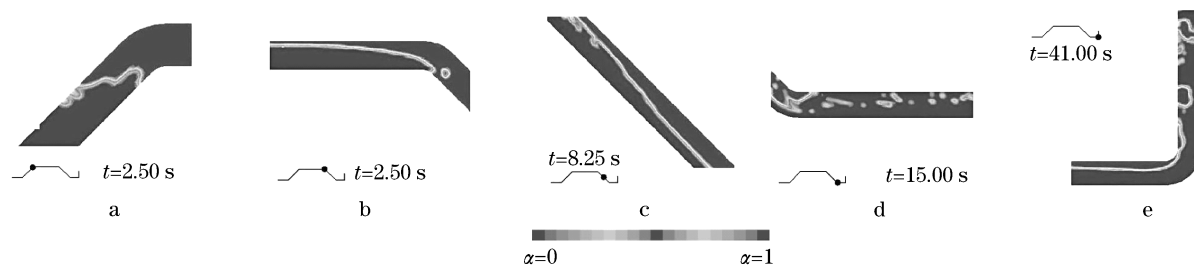


图4 管道局部流型

Fig.4 Schematic of flow patterns in local pipes

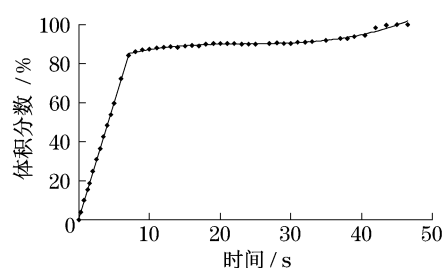


图5 液体体积分数增长拟合

Fig.5 Curve fits of liquid volume fraction increasing

充水过程,管道平均液体体积分数与时间的数学模型为

$$0 \leq t < 7s \quad y = 0.119t + 0.0076 \quad (8)$$

$$7 \leq t < 46.5s \quad y = 9 \times 10^{-6}t^3 - 0.0006t^2 + 0.0157t + 0.7697 \quad (9)$$

$$t \geq 46.5s \quad y = 1 \quad (10)$$

2.3 两相流瞬态能量分析

管道 X 轴方向管道平均压能和动能分布,如图6所示.以 $Z=0$,一个标准大气压强为相对 0 点.液相流经水平管 L_1 后通过倾斜上升管 L_2 ;由于液相占据整个管道截面,动能不变;压能逐渐转化为位能,管道压力下降.水平管道 L_3 中,由于沿程阻力,压能略有下降; $t=5s$ 时,水流未流入下游管道,下游管

道压能、动能为 0.倾斜下降管段 L_4 中,位能转化为压能、动能和能量损耗;管道中气体含量不同,位能转化为压能和动能比例不同.由于管道含气量升高,液相的流通面积减小,造成液相流速增大;因此,气体含量越高,液相位能转化为动能比例越高.液相流速的增大造成较大的摩擦和滑脱能量损失,两相流的能耗增大.当管道中没有气体存在时($t=46.5s$)为水的单相流动,由于流通面积不变,水的流速不变,动能不变,图 6b 中为一直线.管段含气时,不同时刻在水平管段 L_5 压能升高.其主要原因是水流过气团后,管道截面增大,水流流速减小,压能增大.与 $t=46.5s$ 时,水的单相流动比较,气液两相流能量损失大于单相流动.并且存气量越大,造成的能量损失越大.12s 时,由于气体存在造成的水头损失约为管道中液相单相流动时水头损失的 8.5 倍.

从图 6 可以看出,不同时刻水流在 $L_1 \sim L_3$ 管段能量损失几乎相同;倾斜下降管段 L_4 及水平管段 L_5 ,不同时刻的能量损失相差较大.其原因是:气液两相流动主要发生在该管段;管段中存气量不同,造成的能量损失不同.因此,有必要对 L_4 和 L_5 管段做进一步分析.

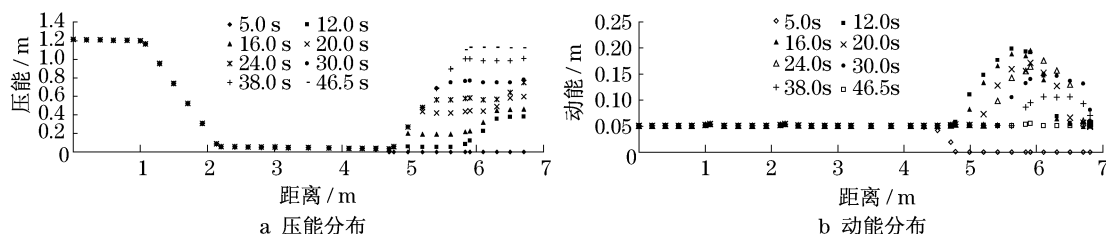


图6 X轴方向管道压能和动能分布

Fig.6 Distribution of pressure and kinetic energy with X-scoordinate

2.4 气、液相间相互作用

图 7 为 $t=12, 20, 30s$ 时, L_4 和 L_5 管段的气液两相流状况.图 7a 表示各时刻气液两相分布;图 7b 表示

各时刻流速及流场分布;图 7c 表示各时刻湍流动能耗散率.图 8 是不同时刻湍流动能耗散率的比较.

气液交界面处,气、水发生剧烈掺混,较大的剪

切力使小气泡从气团中分离,随水流流向下游,如图7a和图7b所示.

湍流动能耗散率是分子在粘性作用下由湍流动能转化为分子热运动动能的速率^[20].气、液间的相互作用,使湍流动能耗散率急剧增大,两相流动能迅速

下降.12 s时 L_4 和 L_5 管段平均湍流动能耗散率约为液相单相流动的 275.5 倍.图 7c 与图 8 可见,随着管道中的气团向下游推移,气液交界掺混区向下游推移,湍流动能耗散率的峰值亦向下游推移,但峰值强度减弱.在气液交界掺混区湍流动能耗散率最高.

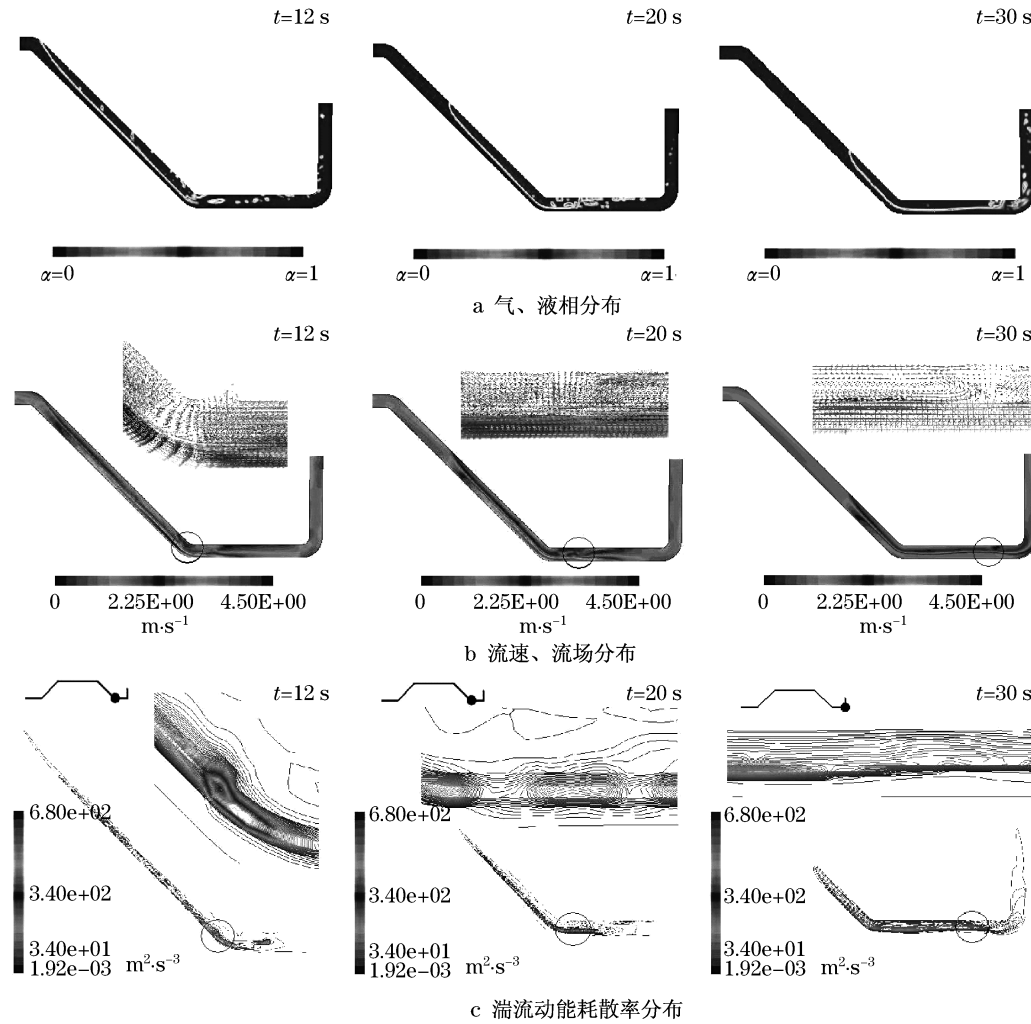


图7 下降管段气液两相流状况湍流动能耗散率分布

Fig.7 Distribution of two-phase flow in inclined downward pipes

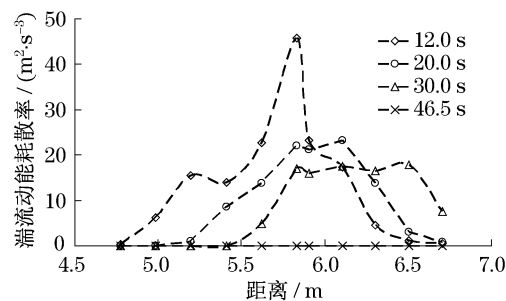


图8 湍流动能耗散率比较

Fig.8 Comparison of turbulence kinetic energy dissipation rate

2.5 两相流与管壁作用

管道平均阻力系数用 f_m (量纲为一) 表示,即^[18]

$$f_m = \frac{1}{2\pi} \int_0^{2\pi} \frac{\tau_w}{\frac{1}{2}(\rho v^2)_\theta} d\theta$$

式中, τ_w 为管壁剪切力.

充水过程中,不同时刻的管道平均阻力系数,如图9所示.在 $t = 46.5$ s 时,为单相流动,流体与管壁的平均摩擦系数基本不变.两相流动时,平均阻力系数增大,并出现多峰曲线.在 12 s 时 L_4 和 L_5 管段,管道平均阻力系数约为液相单相流动的 3.4 倍.其

原因是:气体的存在使水的流通面积减小,流速增大,壁面剪切力增大,管道平均阻力系数增大;两相流有大气泡时,水流绕过气泡运动,管道局部流速增大,剪切力增大,平均阻力系数出现峰值.

2.6 下降管段流速发展

两相流在倾斜下降管段 L_4 中主要表现为分层流.该管段的两相流流速发展,如图10所示.其中, V_{avg} 为平均流速.它表示的是:不同时刻,沿下降管段各剖面水平、垂直中心线的轴向速度相对于剖面平均流速的分布.

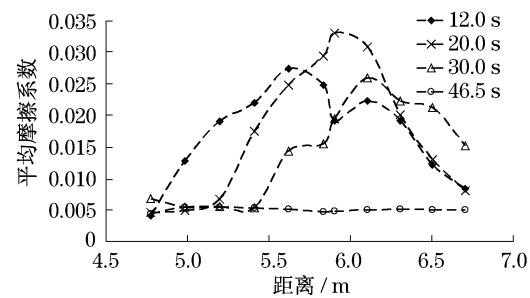


图9 平均阻力系数比较

Fig.9 Comparison of average friction factor

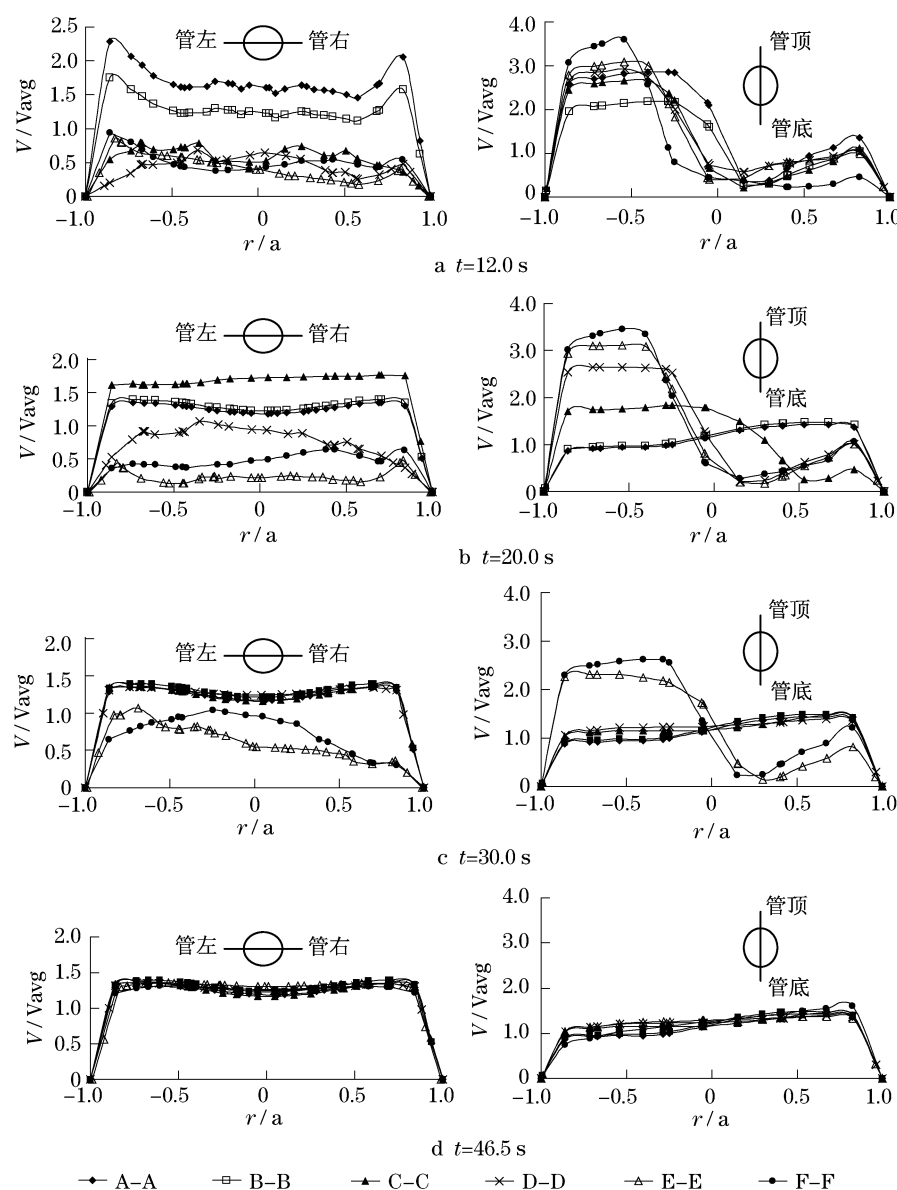


图10 管段剖面水平、垂直中心线轴向流速发展

Fig.10 Development of axial velocity profile at different cross-sectional planes in horizontal centerline and vertical centerline

可以看出,水平中心线的轴向流速对称分布;不同时刻,随着液相截面高度升高,各剖面水平中心线

的轴向流速分布接近相同.充水初期,垂直中心线流速分布不均匀;靠近管底、管顶分别出现两个流速峰

值,分别是液相、气相在靠近管底、管顶的速度最大值;并且,液相速度峰值大于气相流速峰值.两相流动交界处出现速度谷值;两相在交界面的运动相互影响,两相流平均轴向流速在此处最低.液相单相流时,各剖面轴向流速分布接近相同;倾斜下降流管道中管顶轴向流速略大.

3 结论

本文简要介绍了VOF模型及其控制方程.通过对管道充水的气液两相瞬态流动进行数值模拟,得出:

(1) 管道充水过程,存在分层、段塞、气团、气泡流;管道中的气体以气团、气泡流的流型向下游管网流动.

(2) 建立管道充水过程的数学模型.管道充水分三个过程:充水初期,液相体积分数呈线性增长;充水中期,液相流至出口与气相一起流出管道,其体积分数增长速率不同,但具有规律性;充水后期,液体体积分数为定值,不再增加.

(3) 气液两相流动造成的能量损失大于单相流动;由于气体存在造成的水头损失可为液相单相流动时的约8.5倍;两相流能量消耗增大的原因是:存在气、液相间相互作用以及流体与管壁摩擦系数的增大;在本研究中,管道下游的存气管段平均湍流动能散率、管道平均阻力系数约为液相单相流动时的275.5倍和3.4倍.

(4) 倾斜下降管道剖面水平方向轴向流速对称分布;垂直方向靠近管道顶部与底部分别出现气、液相轴向流速峰值,气液交界处轴向流速最低.

(5) 在供水管道中,特别是管道充水过程中,需要在管道隆起部分的水流下游位置安装排气装置,及时排除管道中的气体.

参考文献:

[1] 杨玉思,张世昌,付林.有压供水管道中气囊运动的危害与防护[J].中国给水排水,2002,18(9):32.
YANG Yusi,ZHANG Shichang,FU Lin. Hazards and protection of air mass movement in pressured water supply pipelines[J]. China Water & Wastewater,2002,18(9):32.

[2] 张玉先,陈欣,张硕,等.常州市大口径输水钢管爆管原因与对策研究[J].给水排水,2006,32(7):89.
ZHANG Yuxian,CHEN Xin,ZHANG Shuo,et al. Research on reasons and countermeasures of large diameter water supply pipe detonation in Changzhou [J]. Water & Wastewater Engineering,2006,32(7):89.

[3] Cheng Lixin,Ribatski Gherhardt,Thome John R. Two-phase flow patterns and flow-pattern maps; fundamentals and applications,applied mechanics reviews [J]. Transactions of ASME,2008,61(5):802.

[4] Lun I,Calay RK,Holdo AE. Modelling two-phase flows using CFD[J]. Appl Energy,1996,53:299.

[5] Newton C H,Behnia M. Numerical calculation of turbulent stratified gas-liquid pipe flows[J]. Int J Multiphase Flow,1998,14(1):141.

[6] Ghorai S,Nigam KDP. CFD modeling of flow profiles and interfacial phenomena in two-phase flow in pipes[J]. Chemical Engineering and Processing,2006,45:55.

[7] Zheng D,He X,Che D. CFD simulations of hydrodynamic characteristics in a gas-liquid vertical upward slug flow[J]. Int J Heat and Mass Transfer,2007,50:4151.

[8] Versteeg H,Malalasekera W. An introduction to computational fluid dynamics, the finite volume method [M]. Harlow: Longman Scientific and Technical,1995.

[9] Ranade Vivek. Computational flow modeling for chemical reactor engineering [M]. St Louis:Academic Press,2002.

[10] Ferziger J H,Peric F M. Computational methods fluid dynamics [M]. 3rd ed. Berlin:Springer,2004.

[11] Hirt C W,Nichols B D. Volume of fluid (VOF) method for the dynamics of free boundaries[J]. J of Computational Physics,1981,39:201.

[12] 刘儒勋,王志峰.数值模拟方法和运动界面追踪[M].合肥:中国科学技术大学出版社,2001.
LIU Ruxun,WANG Zhifeng. Numerical simulation method and moving interface tracking [M]. Hefei:University of Science and Technology of China Press,2001.

[13] Jones W P,Launder B E. The prediction of laminarization with a two-equation model of turbulence[J]. Int J Heat Mass Transf,1972,15(4):301.

[14] Gu F,Liu C J,Yuan X G. CFD simulation of liquid film flow on inclined plates[J]. Chem Eng Technologic,2004,27(10):1099.

[15] Qian D,Lawal A. Numerical study on gas and liquid slugs for Taylor flow in a T-junction microchannel [J]. Chem Eng Science,2006,61:7609.

[16] Brackbill J U,Kothe D B,Zemach C. A continuum method for modeling surface tension[J]. Compute Phys,1992,100:335.

[17] 朱自强,李津,张正科.计算流体力学中的网格生成方法及其应用[J].航空学报,1998,19(2):152.
ZHU Ziqiang,LI Jing,ZHANG Zhengke. Grid generation method in CFD and its application[J]. Acta Aeronautica et Astronautica Sinica,1998,19(2):152.

[18] Vashisth S,Nigam K D P. Prediction of flow profiles and interfacial phenomena for two-phase flow in coiled tubes[J]. Chem Eng and Processing: Process Intensification,2009,48(1):452.

[19] Issa R I. Solution of the implicitly discretized fluid flow equations by operator splitting [J]. J Compute Phys,1986,62:40.

[20] Yapici K,Karasozen B,Schafer M. Numerical investigation of the effect of the rushton type turbine design factors on agitated tank flow characteristics[J]. Chem Eng and Processing:Process Intensification,2008,47(8):1340.