

垂直环空内气液两相流多尺度算法及模拟研究

伍磊¹ 刘海湖¹ 张明乾² 张孟祎¹ 王宁宁¹ 王志恒¹ 席光¹

(1. 西安交通大学能源与动力工程学院, 710049, 西安; 2. 中广核工程有限公司核电安全技术
技术与装备全国重点实验室, 518100, 深圳)

摘要: 为深入探究垂直环空内气液两相流动规律, 本文通过集成Tomiyama曳力与升力模型、碰撞聚并模型以及DBM-to-VOF转换算法, 在OpenFOAM框架下开发了DBM-VOF多尺度耦合求解器, 并通过系列典型算例验证了其准确性与有效性。基于该求解器, 对垂直环空内气液两相流进行数值模拟, 识别了泡状流、弹帽流、段塞流和搅拌流四种典型流型, 并构建了气液两相流型图。研究表明: 泡状流含气率曲线波动平缓, 其PDF曲线呈狭窄陡峭的单峰结构; 弹帽流含气率曲线波动较大, PDF曲线为单峰结构且在较高含气率区域形成宽尾; 段塞流含气率曲线呈周期性剧烈波动, PDF曲线为双峰结构; 搅拌流含气率曲线呈现周期性大振幅波动, 其均值显著高于其他流型, PDF曲线在高含气率位置呈现单峰, 并在低含气率区域形成宽尾。所建立的流型图与前人实验结果基本吻合, 但在一定表观液速下, 本文流型图中段塞流向搅拌流转换所需的表观气速更低。本研究为垂直环空内气液两相流动的机理研究提供新的数值工具, 并为相关工程应用中的流型预测与优化提供理论支持。

关键词: 垂直环空; 气液两相流; OpenFOAM; 数值模拟

中图分类号: 文献标志码: AA

文章编号: 0253-987X(XXXX)XX-0001-23

Multiscale Algorithm and Simulation Study of Gas-Liquid Two-Phase Flow in Vertical Annulus

WU Lei¹, LIU Haihu¹, ZHANG Mingqian², ZHANG Mengyi¹, WANG Ningning¹, WANG Zhi-heng¹, XI Guang¹

(1. School of Energy and Power Engineering, Xi'an Jiaotong University, Xi'an 710049, China;

2. State Key Laboratory of Nuclear Power Safety Technology and Equipment, China Nuclear Power Engineering Co., Ltd., Shenzhen 518100, China)

Abstract: To deeply investigate the gas-liquid two-phase flow characteristics in vertical annuli, a DBM-VOF multiscale coupled solver is developed within the OpenFOAM framework by integrating the Tomiyama drag and lift models, collision-coalescence model, and DBM-to-VOF conversion algorithm. The accuracy and effectiveness of the solver are validated through a series of benchmark cases. Based on this solver, numerical simulations of gas-liquid two-phase flow in a vertical annulus are conducted,

收稿日期: 2025-04-27。

identifying four typical flow patterns: bubbly flow, cap-bubbly flow, slug flow, and churn flow, and a gas-liquid two-phase flow pattern map is constructed. Results reveal that the gas fraction evolution curve for bubbly flow exhibits smooth fluctuations, with its PDF curve showing a narrow and steep single-peak structure. For cap-bubbly flow, the gas fraction evolution curve fluctuates more significantly, with its PDF curve presenting a single-peak structure and a wide tail in higher gas fraction regions. The gas fraction evolution curve for slug flow displays periodic and intense fluctuations, with its PDF curve exhibiting a double-peak structure. In the case of churn flow, the gas fraction evolution curve shows periodic large-amplitude fluctuations, with its mean value significantly higher than other flow patterns, and its PDF curve featuring a single peak in high gas fraction regions and a wide tail in low gas fraction regions. The constructed flow pattern map aligns well with previous experimental results, but under certain superficial liquid velocities, the transition from slug to churn flows occurs at a lower superficial gas velocity. This research provides a novel numerical tool for understanding the mechanisms of gas-liquid two-phase flow in vertical annuli and offers theoretical support for flow pattern prediction and optimization in related engineering applications.

Keywords: vertical annulus; gas-liquid two-phase flow; OpenFOAM; numerical simulation

环空结构内的气液两相流动作为多相流研究的重要分支,在石油运输、深层油气开采以及航空航天推进系统等工业领域具有显著应用价值。此类流动涉及相间动量传递、界面演化等复杂物理过程,其流动特性的精确表征直接关系到设备效率的优化与运行安全。特别是随着深海油气资源开发向超深水领域拓展,环空管柱内多相流动失稳引发的工程风险,进一步凸显了相关研究的紧迫性。目前,针对环空气液两相流动的研究手段主要分为实验和数值模拟两类。

自20世纪50年代以来,学者们通过实验手段对环空气液两相流动开展了系统性研究。例如, Sadatomi 等^[1]以空气-水为工质,首次将环空管道内的流型划分为泡状流、段塞流和环状流,并绘制了流型图。Kelessidis 和 Dukler^[2]提出了一种基于电导探针的含气率概率密

度函数(PDF, Probability Density Function)方法,成功识别了同心和偏心环空中的泡状流、段塞流、搅拌流和环状流,并建立了流型转换判据。陈家琅等^[3]基于实验数据的回归分析,进一步细化了垂直环空中的流型转换判据。Ozar 等^[4]针对特定尺寸的垂直环空,研究了气液两相流动的结构特征。这些实验研究为理解环空气液两相流动奠定了重要基础,但由于实验手段的局限性,难以获取气泡尺寸分布、局部速度场等微观信息。

随着计算机技术的快速发展,计算流体力学(CFD, Computational Fluid Dynamics)逐渐成为研究气液两相流动的关键工具。数值模拟不仅能独立分析各参数的影响,还可提供时空尺度上丰富的流动细节。例如,赵铎^[5]使用 Fluent 中的 VOF (Volume of Fluid)

模型成功模拟了水平管内的多种流型,其结果与 Mandhane 等^[6]的实验流型图高度吻合。张立胜^[7]通过 VOF 方法对水平、倾斜和竖直管道进行了三维瞬态模拟,验证了该方法在流型识别中的有效性。Adbulkadir 等^[8]和 Parsi 等^[9]分别通过 VOF 和混合模型,实现了对垂直管道中段塞流和搅拌流的高精度模拟。Kiran 等^[10]将 VOF 模型应用于环空管道,评估了不同湍流模型在预测持液率方面的适用性。张绪亮等^[11]运用 Fluent 中的 VOF 模型对大尺寸环空中气液两相流进行数值模拟并绘制流型图,建立了大尺寸环空的流型转换判据;与常规尺寸环空相比,其流型图中泡状流区域显著扩大,各流型转换边界亦呈现不同程度的右移现象。然而,现有数值模拟研究多集中于圆形截面管道,针对环空管道的研究仍相对有限。

复杂气液两相流动中常存在微小气泡与大尺寸气团共存的现象,采用传统网格方法进行精确模拟需耗费极高的计算资源。为此,多尺度算法应运而生。Li 等^[12-13]和 Zhang 等^[14-16]分别开发了融合 Lagrange 框架下微观气泡追踪与 Euler 框架下宏观界面求解的多尺度算法,显著提升了计算效率和精度,并成功应用于空化流动和轮船减阻等领域。

受到 Li 等^[12,17]和 Zhang 等^[15]转换算法的启发,本文基于 OpenFOAM-v2206 开源平台,开发了一种 DBM-VOF 多尺度耦合求解器,并对外管内径 63.5mm、内管外径 16mm 的垂直环

空结构,开展了气液两相流动数值模拟研究。模拟结果识别出四种不同的流型,并基于气相等值面、径向截面两相分布、截面含气率变化曲线及 PDF 曲线,系统分析了各流型的特征。最终,绘制了垂直环空气液两相流型图,为揭示环空中两相流动规律及流型转换机制提供了理论参考。

1 数值算法

1.1 微观气泡动力学建模

针对环空内的多尺度气液两相流,小尺度气泡在表面张力主导作用下通常呈准球形。此时,离散气泡模型 (Discrete Bubble Model, DBM)^[18]是一种有效的建模方法。DBM 将微尺度气泡简化为球形并追踪其运动轨迹,其控制方程基于牛顿第二定律:

$$m_d \frac{d\mathbf{v}}{dt} = \mathbf{f}_G + \mathbf{f}_D + \mathbf{f}_L + \mathbf{f}_{VM} + \mathbf{f}_P \quad (1)$$

$$\frac{d\mathbf{x}_d}{dt} = \mathbf{v} \quad (2)$$

式中: m_d 表示 DBM 气泡的质量, $\mathbf{v}$ 表示 DBM 气泡的速度, t 表示时间, $\mathbf{x}_d$ 表示 DBM 气泡的位置矢量; $\mathbf{f}_G$ 表示 DBM 气泡受到的重浮力, $\mathbf{f}_D$ 表示曳力, $\mathbf{f}_L$ 表示升力, $\mathbf{f}_{VM}$ 表示虚拟质量力, $\mathbf{f}_P$ 表示压力梯度力。各作用力的表达式如下:

$$\mathbf{f}_G = m_d \mathbf{g} \left(1 - \frac{\rho_l}{\rho_d} \right) \quad (3)$$

$$\mathbf{f}_D = C_D \frac{\rho_l |\mathbf{u} - \mathbf{v}| (\mathbf{u} - \mathbf{v})}{2} \frac{\pi d^2}{4} \quad (4)$$

$$\mathbf{f}_L = -\frac{1}{6}\pi d^3 C_L \rho_l (\mathbf{v} - \mathbf{u}) \times (\nabla \times \mathbf{u}) \quad (5)$$

$$\mathbf{f}_{VM} = \frac{1}{6}\pi d^3 C_{VM} \rho_l \frac{d}{dt}(\mathbf{u} - \mathbf{v}) \quad (6)$$

$$\mathbf{f}_p = \frac{1}{6}\pi d^3 \rho_l \frac{d\mathbf{v}}{dt} \quad (7)$$

式中: ρ_d 表示 DBM 气泡密度, ρ_l 表示液体密度, $\mathbf{u}$ 表示 DBM 气泡在 $\mathbf{x}_d$ 位置处的速度 (取自 Euler 网格), d 表示 DBM 气泡直径, C_D 、 C_L 和 C_{VM} 分别表示曳力系数、升力系数和虚拟质量力系数。需要特别指出的是, OpenFOAM 原生曳力和升力模型主要针对固-液两相体系设计^[14], 其假设条件 (如颗粒刚性边界、无界面变形等) 与气泡动力学行为存在本质差异。为准确表征气泡运动特性, 本研究植入经过广泛验证的 Tomiyama 模型体系^[19-20]。相比传统颗粒模型, Tomiyama 曳力和升力模型同时考虑了雷诺数和 Eötvös 数的影响, 覆盖气泡从球形到椭球形的形态变化。

1.2 宏观流动模拟方法

本文考虑的宏观流动为不可压缩两相流动, 其控制方程为非定常不可压缩 Navier-Stokes 方程。模拟过程中充分考虑了 DBM 气泡对宏观流动的影响, 并将这种影响以源项的形式引入到动量方程的右侧。具体控制方程如下:

$$\nabla \cdot \mathbf{u} = 0 \quad (8)$$

$$\rho \left(\frac{\partial \mathbf{u}}{\partial t} + \mathbf{u} \cdot \nabla \mathbf{u} \right) = -\nabla p + \nabla \cdot \boldsymbol{\tau} + \rho \mathbf{g} + \mathbf{f}_L + \mathbf{f}_s \quad (9)$$

式中: $\boldsymbol{\tau} = \mu[\nabla \mathbf{u} + \nabla \mathbf{u}^T]$ 为粘性应力张量,

ρ 为流体密度, p 为压强, $\mathbf{g}$ 为重力加速度, $\mathbf{f}_L$ 代表 DBM 气泡对宏观流动的贡献; $\mathbf{f}_s$ 为表面张力项, 通过连续表面力 (Continuum Surface Force, CSF) 模型^[21]对其进行建模。

本文采用带有人工压缩项的 VOF 方法对气液两相界面进行捕捉。在 VOF 方法中, 体积分数 α 用于表征相分布: 当 $\alpha=0$ 时表示纯气相, $\alpha=1$ 时表示纯液相, $0 < \alpha < 1$ 则表示气液两相界面。气液两相的密度和动力粘度分别表示为 ρ_g 、 ρ_l 和 μ_g 、 μ_l 。在方程 (9) 中, 混合密度 ρ 和混合动力粘度 μ 的计算公式如下:

$$\rho = \alpha \rho_l + (1 - \alpha) \rho_g \quad (10)$$

$$\mu = \alpha \mu_l + (1 - \alpha) \mu_g \quad (11)$$

体积分数 α 的输运方程如下:

$$\frac{\partial \alpha}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha \mathbf{u}) + \nabla \cdot (\alpha(1 - \alpha) \mathbf{u}_c) = 0 \quad (12)$$

式中: $\nabla \cdot (\alpha(1 - \alpha) \mathbf{u}_c)$ 为人工压缩项, 其仅在气液两相界面处发挥作用。人工压缩项的引入是为了减少界面耗散^[22], 从而提高界面捕捉的精度。人工压缩速度 $\mathbf{u}_c$ 的计算公式为

$$\mathbf{u}_c = n_f \min \left\{ C_\gamma \frac{|\phi|}{|\mathbf{S}_f|}, \max \left(\frac{|\phi|}{|\mathbf{S}_f|} \right) \right\} \quad (13)$$

式中: n_f 为网格单元单位面法向量, ϕ 为面质量通量, $\mathbf{S}_f$ 为网格单元面法向量; C_γ 为压缩系数, 取值范围为 $0 < C_\gamma \leq 1$ 。压缩系数 C_γ 的取值直接影响界面的尖锐度, 界面的尖锐度随着 C_γ 的增大显著增加^[23]。在本文中, 压缩系数 C_γ 取值为 1, 以确保足够尖锐界面。

1.3 离散气泡碰撞聚并模型

在气液两相流动中,气泡间的相互作用表现出复杂的动力学行为。为了实现两相流动的精确数值模拟并捕捉流动细节,本文引入了气泡碰撞聚并模型。该模型基于 Darmana 等^[24]和 Lau 等^[25]的研究,通过引入液膜排干时间 t_d 和气泡接触时间 t_c 来描述气泡间的相互作用。具体而言,若液膜排干时间小于气泡接触时间(即 $t_d < t_c$),则气泡发生聚并;否则气泡表现为碰撞。 t_d 和气泡接触时间 t_c 的计算公式如下:

$$t_d = \sqrt{\frac{d_{eq}^3 \rho_l}{128\sigma}} \ln \frac{\theta_0}{\theta_f} \quad (14)$$

$$t_c = \frac{C_{CCF} d_{eq}}{2|\mathbf{u}_1^N - \mathbf{u}_2^N|} \quad (15)$$

式中: θ_0 和 θ_f 分别为初始和最终的液膜厚度,根据 Prince 和 Blanch^[26]的研究,分别取值为 10^{-4} 和 10^{-8} ; C_{CCF} 为聚并校准因子,其值为气泡变形距离和有效半径之比^[18]; σ 为表面张力系数, $\mathbf{u}_1^N$ 和 $\mathbf{u}_2^N$ 分别为两 DBM 气泡在质心连线方向上的速度分量; d_{eq} 为有效直径,其计算公式为:

$$d_{eq} = \frac{d_1 d_2}{d_1 + d_2} \quad (16)$$

其中, d_1 和 d_2 分别为两个相互接触 DBM 气泡的直径。特别指出,本文所植入的 DBM 气泡碰撞聚并模型并非强制性地应用于所有流动场景。研究者可以根据不同的流动特性以及具体的研究需求,灵活地选择是否启用该模型,从而更好地适应多样化的研究目标和应用

场景。

1.4 DBM-to-VOF 转换算法

本文的 DBM-to-VOF 转换算法基于 Zhang 等^[15]和 Li 等^[13]的研究,旨在将 DBM 气泡与宏观流动进行耦合,实现离散相向连续相的转化。该算法的核心思想是:识别满足转化条件的 DBM 气泡,并将其物理信息映射到 Euler 框架下的物理场中。

本文考虑的 DBM 气泡转化为 VOF 界面的情况主要有两种,分别如下:

1) DBM 气泡发生聚并形成较大 DBM 气泡时,由于气泡尺寸较大,不再适合使用 DBM 方法进行追踪; 2) 当 DBM 气泡与 VOF 界面接触时,需要将其转化为 VOF 进行数值模拟。

第一种情况如图 1(a)所示,图中虚线表示 DBM 气泡,实线表示 VOF 气泡,在 Li 等^[17]的研究中,其发生转化的条件为 DBM 气泡体积 V_b 与 DBM 气泡所在网格体积 V_{cell} 的比较。若 $V_b > V_{cell}$,则发生转化。本文借鉴并修改了这一转换条件,具体如下:

$$d > d_{\max} \quad (17)$$

其中 $d_{\max}$ 为 DBM 气泡转换的临界尺寸,该值为用户自定义参数。本文 $d_{\max}$ 取为平均网格特征尺寸的 2~3 倍,平均网格特征尺寸 l 的计算公式为

$$l = \sqrt[3]{\frac{V}{N}} \quad (18)$$

其中 V 为计算域总体积, N 为网格单元数。转换倍数取为 2~3 倍的原因如下:

(1) 如果转换倍数设置过小, 例如为1, 转换生成的VOF气泡仅占据约1个网格单元; 此时, VOF方法无法准确捕捉气泡界面曲率, 计算精度显著下降。(2) 若转换倍数设置过大, 例如为

4倍, 则在DBM气泡直径达到 $3l$ 时仍未转换; 此时, DBM气泡相对于网格单元尺寸过大, 导致DBM追踪气泡运动(如界面演化、相互作用)的准确性降低。

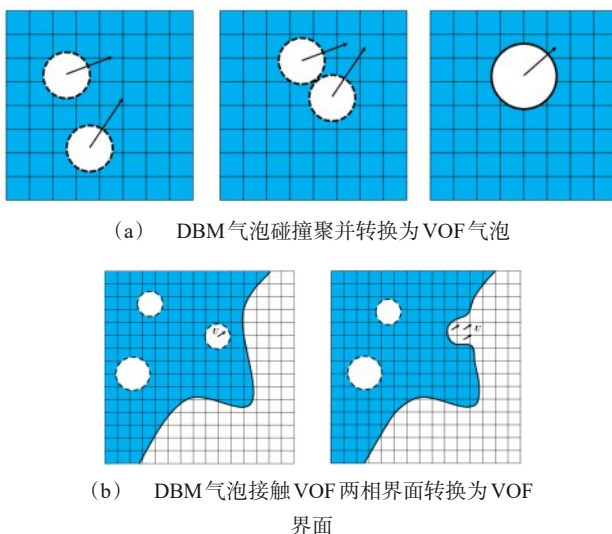


图1 DBM气泡转化为VOF界面示意图

Fig. 1 Schematic diagram of the conversion of DBM bubbles to VOF interface

第二种情况如图1(b)所示, 当DBM气泡与两相界面接触时, 立即触发转化。

具体转换算法如下: 1) 通过上述条件对DBM气泡进行筛选, 标记出需要进行转化的气泡; 2) 对于标记的DBM气泡, 获取其在Euler框架下所包含的网格单元, 并将DBM气泡的物理信息(如体积分数、速度等)映射到这些网格单元中; 3) 对计算域中的液相体积分数和速度场进行修正^[15], 确保转换后的物理场符合实际流动情况; 4) 完成修正后, 从计算域中删除标记的

DBM气泡; 5) 为了提高模拟精度, 可以选择使用自适应网格加密方法对新转换后的VOF气液界面进行局部加密(该部分可调用OpenFOAM中的自适应网格模块实现)。

2 算法验证

本节对本文所开发的DBM-VOF耦合求解器进行数值验证。首先, 通过模拟静水中单气泡上升的物理问题, 从单气泡上升终极速度和单气泡运动瞬时位置两个方面验证求解器所使用的曳力和

升力模型的准确性;其次,通过竖直放置双气泡在静水中上升的物理问题,验证碰撞聚并模型和DBM-to-VOF转化算法的准确性;最后,对垂直圆形截面管道气液两相流型进行验证,为后文垂直环空中气液两相流数值模拟奠定坚实基础。

2.1 静水中单气泡上升

单气泡在静水中的运动会受到浮力、曳力等作用力而上升,经过加速阶段后达到受力平衡,并以一个恒定的速度上升,这个速度称为终极速度。为验证曳力模型和升力模型的准确性,本算例借鉴了Zhang等^[14]的研究工作。

如图2所示,计算域是一个边长 $L=0.064\text{m}$ 的正方体。初始状态下,高度 $H_1=0.039\text{m}$ 以下为水,气泡静止于距离底部 $H_2=0.018\text{m}$ 的平面中心处。采用均匀六面体结构化网格进行离散,三个方向的网格剖分数目分别为 $33\times 33\times 33$ 。气泡上升所受曳力采用新植入的Tomiyama曳力模型,升力模型采用OpenFOAM中的Tomiyama升力模型。流体的物性参数详见表1。

采用本文植入的Tomiyama曳力模型,对静水中直径为 0.7mm 至 1mm 的气泡在层流状态下的运动进行模拟。同时,利用OpenFOAM原生SphereDrag曳力模型对相同算例进行了模拟计算。所有模拟均采用OpenFOAM中的Tomiyama升力模型。将两种模型计算获得的气泡终端速度与Duineveld^[27]的

实验数据进行比对(图3)。结果显示,OpenFOAM原生曳力模型(SphereDrag)计算得到的终端速度明显低于实验值。这主要是由于SphereDrag曳力模型主要适用于固体颗粒,对气泡运动的模拟存在局限性。相比之下,采用新植入的Tomiyama曳力与升力模型组合计算得到的结果与实验数据高度吻合,有效验证了本文所实施曳力与升力模型的有效性和可靠性。

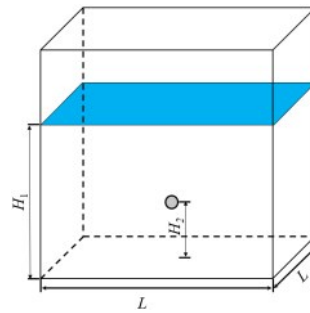


图2 静水中单气泡上升算例初始状态示意图

Fig. 2 Schematic diagram of the initial state for the single bubble rising in still water

表1 静水中单气泡上升模拟流体物性参数

Table 1 Fluid property parameters in the simulations of a single bubble rising in still water

物理量	值	单位
气体密度	1.2	$\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$
水密度	1000	$\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$
气体运动粘度	1.48×10^{-5}	$\text{m}^2\cdot\text{s}^{-1}$
水运动粘度	1.0×10^{-6}	$\text{m}^2\cdot\text{s}^{-1}$
表面张力系数	0.07	$\text{N}\cdot\text{m}^{-1}$

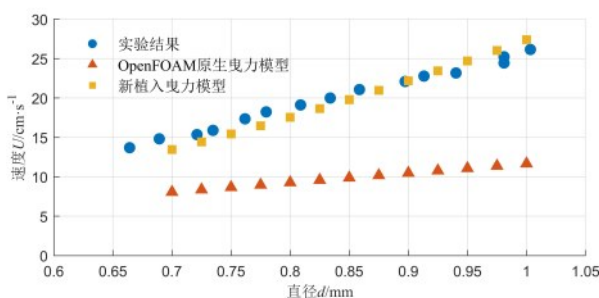


图3 静水中单气泡上升终极速度与实验结果^[27]对比

Fig. 3 Comparison of the terminal velocity of a single bubble rising in still water with experimental results^[27]

上述算例对气泡上升终极速度进行了模拟验证,并取得了良好的结果。然而,气泡上升瞬态过程的模拟精度尚待评估,且更大直径气泡的终极速度模拟精度亦不明确。为此,下文将对直径2.5mm的气泡在静水中的运动瞬态过程进行数值模拟,并将结果与OpenFOAM中interFoam(VOF)模拟的数值模拟结果进行对比。

本算例的计算域为长、宽、高分别为0.032m、0.032m、0.064m的长方体,其设置与图2类似。初始状态下,计算域高度0.039m以下为水,一个静止的气泡位于距底部0.018m的平面中心处,各物性参数与表1一致。使用本文开发的求解器对该算例进行模拟,计算网格采用结构化网格,网格数为 $17 \times 17 \times 33$,并选用Tomiya曳力模型和升力模型。为进行对比验证,同时采用OpenFOAM中的interFoam求解器进行计算,其计算网格数为 $128 \times 128 \times 256$,并辅以自适应网格细化(最大细化层级为3级)以精

确捕捉气液界面,计算核数为80。二者对比结果如图4所示,图中横坐标为时间,纵坐标表示气泡中心高度。从中可以看出,气泡初始速度较小,在重浮力的作用下气泡速度不断增加,同时曳力对气泡的作用随着速度的增大越来越明显,最终达到受力平衡以恒定的速度上升。图中两条曲线吻合良好,表明本文求解器在模拟气泡运动时能够替代VOF方法,且使用更少的网格,显著节约了内存需求。此外,使用本文求解器的模拟时长为11s,远小于使用interFoam的17314s。这一结果充分说明了本文求解器在模拟单气泡问题时的高效性,能够在保证模拟精度的同时显著降低计算成本。

2.2 竖直放置双气泡碰撞聚并转换为VOF气泡

本小节采用DBM-VOF耦合求解器对竖直放置的双气泡碰撞聚并转换为VOF气泡的过程进行数值模拟,并将数值结果与interFoam求解器的模拟结

果进行对比。计算域为一个边长为0.064m的正方体,气相和液相分别为空气和水。初始状态下,计算域内充满水,在距离底部0.005m和0.01m的平面中心处分别放置两个直径为3mm的气泡。在合适的初始间距下,两个竖直

放置的气泡在同时上升过程中,由于上方气泡底部产生的尾流对下方气泡产生抽吸作用,使得下方气泡的上升速度比下方气泡速度更快,在一定时间后两个气泡发生碰撞并聚并。

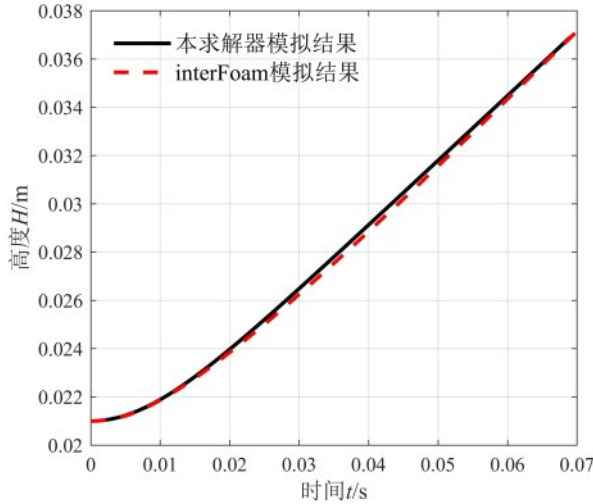


图4 静水中单气泡上升过程数值模拟结果与 interFoam 模拟结果对比图

Fig. 4 Comparison of numerical results obtained from the present solver with interFoam simulation results for the process of a single bubble rising in still water

一方面,使用 interFoam 对上述问题进行求解,并将该模拟结果作为参考解。初始网格为 $N_{\square} \times \square \times \square = 128 \times 128 \times 128$, 为了更精确捕捉气泡运动,在初始网格基础上,使用 OpenFOAM 中 refineMesh 对计算域中心的 $0.016\text{m} \times 0.016\text{m} \times 0.064\text{m}$ 长方体区域进行二次加密,最终网格数目约为 3.01×10^7 , 将该网格系统记为 Mesh1, 如图 5(b)所示。另一方面,使用本文求解器对该问题进行模拟,三个方向网格剖分数目为 $N_{\square} \times \square \times \square = 33 \times 33 \times 33$, 该网格系统记

为 Mesh2, 如图 5(a)所示。在使用本文求解器进行计算过程中,某时刻会发生 DBM 气泡碰撞聚并并转换为 VOF 气泡。为保证转化为 VOF 气泡后的数值模拟结果与 interFoam 数值结果对比的合理性,本文使用 OpenFOAM 中 mapField 将转化为 VOF 气泡后在 Mesh2 网格系统中的数值结果插值映射到与 interFoam 模拟中具有相同网格精度的网格即 Mesh1 中再进行计算。

图 6(a)展示了在 $t=0.005\text{s}$ 、 0.085s 、 0.095s 和 0.125s 四个时刻两求解器模拟

结果的对比。其中,左边灰度图为本文求解器的模拟结果,右边彩色图为interFoam的计算结果(参考解)。图6(b)定量比较了两求解器计算获得的双气泡质心位置随时间的变化。结果显示,两种求解器模拟的双气泡上升过程

基本一致;在气泡碰撞、聚并的关键时刻,其质心位置计算结果也高度吻合。这表明本文求解器中实施的碰撞聚并模型以及关键的DBM-to-VOF转换算法具有良好的准确性和有效性,能够有效捕捉气泡相互作用的关键动力学行为。

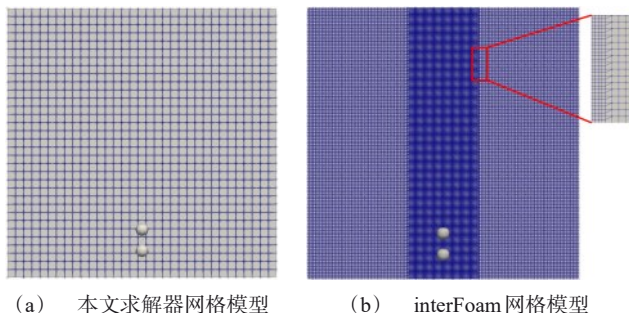


图5 两种求解器的网格模型

Fig. 5 Mesh models of two numerical solvers

2.3 垂直管道气液两相流型

Taitel等^[28]通过实验研究了不同管径的垂直圆形截面管道内气液两相流,并绘制了流型图,为相关研究提供了重要参考。为验证本文求解器在模拟垂直管道内气液两相流型的准确性和有效性,本节选取直径 $D=0.025\text{m}$ 、长度 $L=5\text{m}$ 的圆形截面管道为研究对象,基于Taitel等^[28]流型图中的四种典型流型工况进行数值模拟。垂直圆形截面管道几何模型和工况选取如图7所示。在模拟中,井筒底部直径 $D_B=0.015\text{m}$ 的圆形区域被设定为气泡注入区域,计算域均采用结构化网格,网格数量为 9.6×10^5 ;气泡每秒注入个数可通过表观气速进行换算。

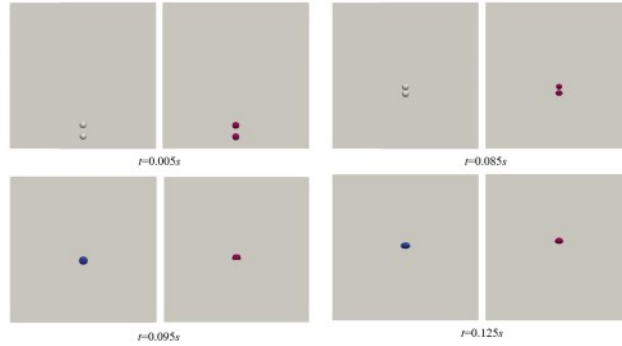
图8展示了模拟获得的四个工况的气相云图,其中左半部分对应轴截面结果,而右半部分对应三维结果。从中可以看出,这四个工况对应的流型分别为泡状流、段塞流、搅拌流和环状流,与图7(b)中反映的实验结果高度一致。针对段塞流中的Taylor气泡速度,Nicklin^[30]提出了以下计算公式:

$$u_{\text{TB}} = 1.2(u_{\text{sl}} + u_{\text{sg}}) + 0.35\sqrt{gD} \quad (19)$$

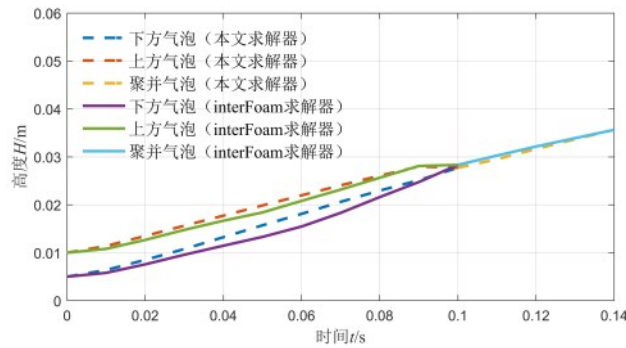
其中, u_{TB} 为预测的Taylor气泡速度, u_{sl} 为表观液速, u_{sg} 为表观气速。代入计算后,理论预测值 $u_{\text{TB}}=1.911\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ 。本文对模拟工况II中所有Taylor气泡速度进行计算并取平均值,得到 $u_{\text{TB,sim}}=1.723\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$,与理论值的相对误差为9.95%。上述定性、定量对比验证表

明,本文求解器能够准确地模拟垂直圆
形截面管道内不同流型的气液两相

流动。



(a) 典型时刻气泡形态和位置: 左边灰度图为本文求解器的模拟结果, 右边彩色图为interFoam的计算结果



(b) 双气泡质心高度随时间的变化

图6 双气泡上升碰撞聚并过程的求解结果对比: 本文求解器与interFoam求解器
Fig. 6 Comparison of the results of the collision and coalescence process of two vertically placed rising bubbles: Present solver versus interFoam solver

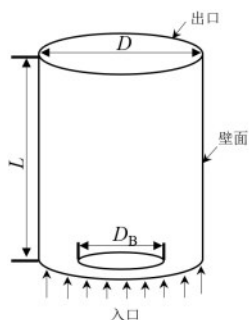
3 垂直环空气液两相流研究

3.1 问题描述

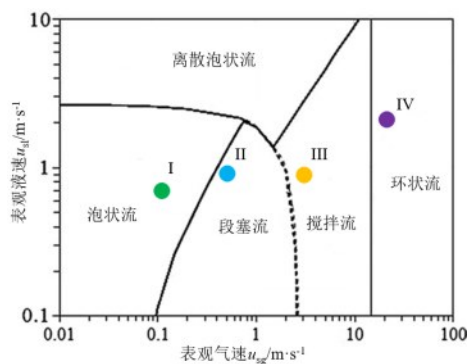
本节针对垂直环空内气液两相流动开展数值研究。计算几何模型如图9(a)所示, 其中上部分为外径 $D_o=0.0635\text{m}$ 、内径 $D_i=0.016\text{m}$ 、筒长 $L_2=6\text{m}$ 的环空结构, 下部分为直径 $D_o=0.0635\text{m}$ 、高度

$L_1=0.15\text{m}$ 的圆柱结构。下部分圆柱结构的设计旨在促进气液两相的充分混合。DBM-VOF模拟中, 气液两相分别选用空气和水作为介质。在距离环空出口 $L_s=1.5\text{m}$ 处设置监测面, 用于实时监测含气率随时间的变化。气泡注入区域位于圆柱底部, 为圆形, 直径与内径尺寸相同。气泡直径为 0.002m , 其每秒

注入数量可通过表观气速进行换算。



(a) 垂直圆形截面管道几何模型



(b) 工况参数选取^[29]

图7 垂直圆形截面管道几何模型和工况参数选取^[29]

Fig. 7 Geometric model of the vertically placed circular tube and operating parameter selection for four typical gas-liquid two-phase flow patterns^[29]

采用OpenFOAM中blockMesh对该几何模型进行网格剖分，所有网格均为六面体结构化网格，网格数量为 9.09×10^5 ，使用48个处理器进行并行计算，网格模型如图9(b)所示。湍流模型选用 $k-\omega$ SST模型^[31]，该模型融合了 $k-\omega$ 和 $k-\varepsilon$ 模型的优势：在近壁面区域采用 $k-$

ω 模型以准确捕捉逆压梯度流动及分离流动，在远壁面区域则采用 $k-\varepsilon$ 模型以精确模拟远场流动，该模型在环空内气液两相流数值模拟中应用广泛且展现出可靠的预测精度^[11,32]。重力加速度为 $9.8\text{m}\cdot\text{s}^{-2}$ ，方向竖直向下。各边界条件设置如下：壁面为无滑移边界条件；底部入口处速度为定值；环空出口处速度边界条件为outletInlet，压力为恒定值 $1 \times 10^5\text{Pa}$ 。

3.2 流型特征分析

通过改变表观气速和表观液速，对垂直环空内气液两相流动进行数值模拟，得到了泡状流、弹帽流、段塞流和搅拌流四种典型流型。本节从气液分布等值面、径向截面两相分布、截面平均含气率曲线以及截面平均含气率PDF曲线四个方面，对不同工况下的流型特征进行分析。

3.2.1 泡状流

在表观气速为 $0.1\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ 、表观液速为 $0.7\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ 的工况下，垂直环空内气液两相流动呈现泡状流特征。图10展示了泡状流的等值面分布。从中可以看出，泡状流中气泡尺寸远小于环空直径，且气泡形态多样：大尺寸气泡多呈椭球形，而小尺寸气泡则多为狭长形或球形。不同尺寸的气泡离散且均匀地分布在连续液相中^[2]。

图11(a)展示了截面含气率随时间的变化曲线。本算例中，截面含气率均值为0.0838，曲线波动平缓，最大振幅

约为0.3,且出现频率低,整体波峰与波谷较为接近。图11(b)为截面含气率的PDF分布曲线,呈现出狭窄的单峰结构^[33],曲线陡峭,表明截面含气率在

小范围内波动。在含气率0.15至0.32区间内,概率密度值远低于峰值,说明较大气相结构(含气率较高)通过该截面的频率低。

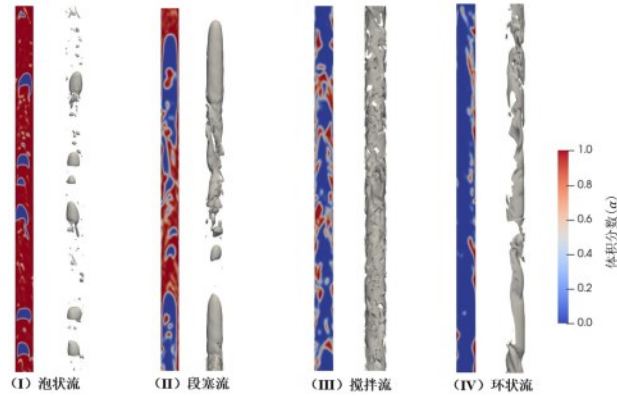


图8 四个选定工况下气液两相流型模拟结果:左半对应轴截面结果,右半对应三维结果

Fig. 8 Simulation results of gas-liquid two-phase flow patterns under four selected conditions: the left half corresponds to the axial section results, while the right half corresponds to the three-dimensional results

3.2.2 弹帽流

在表观气速为 $0.2\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ 、表观液速为 $0.4\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ 的工况下,环空内气液两相流动呈现弹帽流特征。图12展示了弹帽流的等值面及径向截面两相分布。可以发现,与泡状流相比,弹帽流中的气泡尺寸显著增大,部分气泡尺寸接近环空半径,形态多呈锥帽形。气泡容易富集形成大尺寸气团,导致液相连续性变差。然而,由于整体含气率较低,未形成类似Taylor气泡的大尺寸气相结构。

图13(a)展示了截面含气率随时间的变化曲线。本算例中,截面含气率均值为0.1924,高于泡状流的截面平均

值。含气率曲线波动剧烈,振幅较大,波峰之间存在起伏的波谷,波谷中的曲线波动较为缓和^[11],表明环空内较大气相结构与包含离散气泡的液柱交替通过。图13(b)为截面含气率的PDF分布曲线,呈现出单峰结构,并在含气率较高的区间(0.3~0.5)形成宽尾^[33]。与泡状流相比,弹帽流的PDF曲线单峰更为平缓,且宽尾处的概率密度值变化更为缓和。这表明环空内以小尺寸气泡为主的液柱占主导地位,同时小尺寸气泡通过碰撞融合形成较大的气相结构,但较大气相结构在环空内的占比仍然较低。

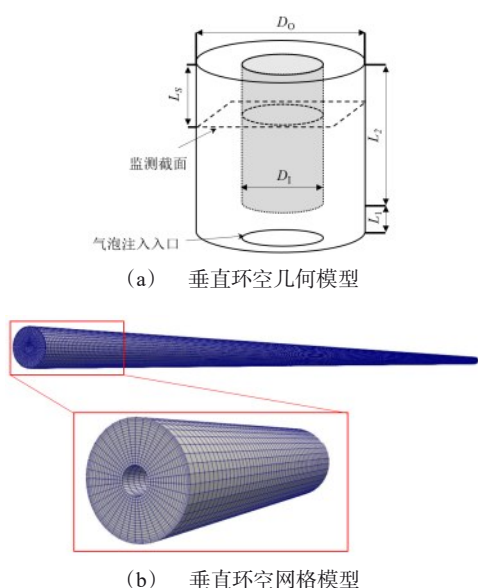


图9 垂直环空几何模型和网格模型
Fig 9 Geometric model and mesh model of the vertical annulus

3.2.3 段塞流

在表观气速为 $0.6\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ 、表观液速

为 $0.4\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ 的工况下，环空内气液两相流动呈现段塞流特征。图14展示了段塞流的等值面及径向截面两相分布。从中可以清晰地观察到，在第II和第III截面之间存在一个较大的Taylor气泡，其长度远大于管径。Taylor气泡之间为液塞，其中包含大尺寸椭球形或锥帽形气泡以及少量小尺寸气泡，液塞与Taylor气泡在环空中交替上升。观察各截面含气率分布发现：第I和第IV截面（液塞区域）的气相分布不均匀，表现为一侧聚集大尺寸椭圆形气泡，另一侧零散分布着小尺寸气泡；而第II和第III截面（Taylor气泡区域）的蓝色气相则占据截面大部分区域，且呈对称分布。此外，Taylor气泡包裹环空内壁，并与外壁之间形成一层极薄的液膜，该特征与垂直圆形截面管道中的Taylor气泡^[28]具有相似性。



图10 泡状流等值面
Fig. 10 Iso-surface contour plot of bubbly flow

图15(a)中，截面含气率均值为0.3707。含气率变化曲线波动剧烈，呈现周期性快速上升和下降，波峰之间存在一段起伏的波谷区域，与弹帽流的含气率曲线变化类似。由于Taylor气泡和液塞的存在，段塞流的含气率波动振幅

显著大于弹帽流。图15(b)中的PDF曲线呈双峰结构^[33]，两个峰值分别位于含气率约为0.2和0.66的位置，表明环空中Taylor气泡（高含气率）和液塞（低含气率）交替通过。

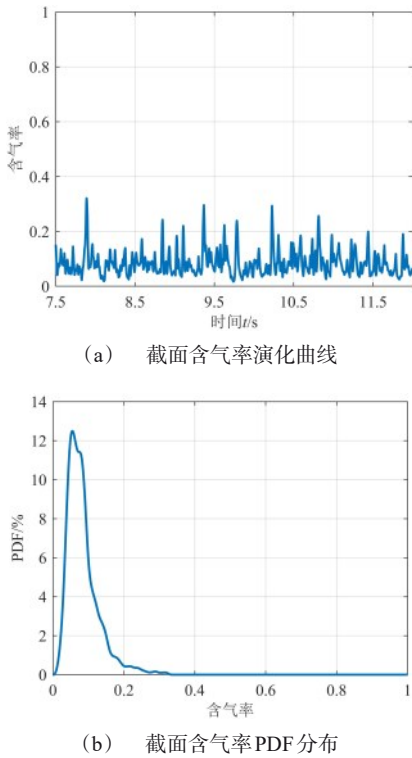


图 11 截面含气率演化曲线和 PDF 分布

Fig. 11 Evolution curve and PDF distribution of sectional gas volume fraction

3.2.4 搅拌流

在表观气速为 $1.0\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ 、表观液速为 $0.25\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ 的工况下,环空内气液两相流动呈现搅拌流特征。图 16 展示了搅拌流的等值面及径向截面两相分布。从中可以看出,环空内气液两相分布呈现高度无序状态。大量气体以较高速度从环空底部注入后,迅速聚集形成 Taylor 气泡。由于流速较大,气液两相相互作用剧烈,导致 Taylor 气泡变窄、变形甚至破碎。破碎的气泡进入液段,形成更

为复杂的气相结构,致使上下相邻气塞彼此连接并变得更加窄长^[2]。进一步观察图 16 中各截面的含气率分布图,可以发现气相占据截面的大部分区域,气液两相高度混合,界面形态极不规则,分布无明显规律可循。

图 17(a) 中,截面含气率均值为 0.4602。含气率曲线波动振幅较大,呈周期性急速上升和下降,这是由于环空中液块和气团交替上升。同时,较大的表观气速导致 Taylor 气泡结构被搅碎,破碎的气泡进入液段,使得液相结构也不再完整,形成液体团块。气相结构和液相结构互相混合,表现为含气率曲线基本维持在 0.2 以上。图 17(b) 中的 PDF 曲线在高含气率位置处显示一个单峰,在低含气率位置处形成一个宽尾^[33]。单峰表明环空中气相通常以大尺寸气团(高含气率)通过截面,而“宽尾”则表明通过截面的含气率数值波动范围较大,管道内部多种结构的液块和气相结构交替通过。

3.3 垂直环空气液两相流型图

结合不同工况的气液分布等值面、径向截面两相分布、截面平均含气率曲线以及截面平均含气率 PDF 曲线,对每种工况的流型进行判断,绘制出环空流型图(图 18)。为便于对比,图中同时展示了陈家琅等^[3]所建立的流型转化边界,以三条不同颜色的实线表示。尽管本研究环空几何尺寸大于陈家琅等^[3]的实验装置,但数值模拟获得的流型分

布规律与其实验观测结果呈现出良好的一致性。

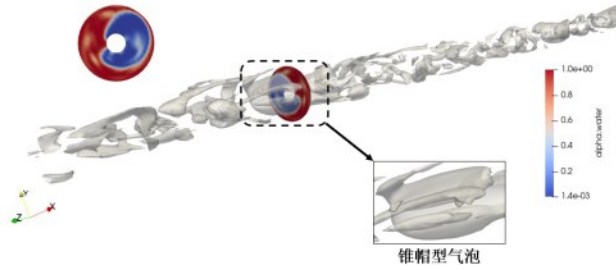
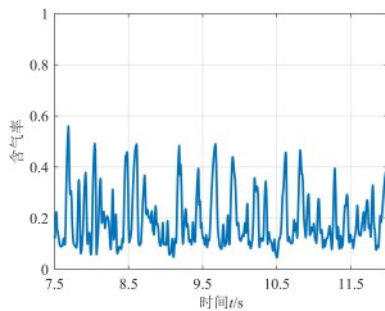
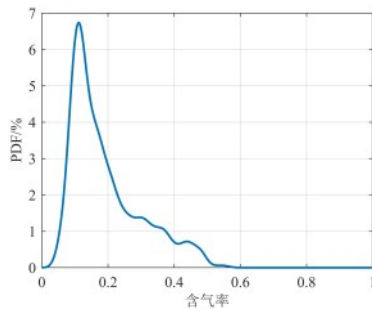


图 12 弹帽流等值面和径向截面两相分布

Fig. 12 Iso-surface contour of cap-bubbly flow and the corresponding two-phase distribution in radial section



(a) 截面含气率演化曲线



(b) 截面含气率PDF分布

图 13 截面含气率演化曲线和PDF分布

Fig. 13 Evolution curve and PDF distribution of sectional gas volume fraction

需特别指出的是,图 18 中方框标记的两个工况点对应的流型不同于陈家琅等^[3]的实验结果。这种差异可通过 Taylor 气泡的管径效应进行解释:在较小管径条件下, Taylor 气泡具有更高的流动稳定性,因此需要更大的表观气速才能在相同表观液速下触发流型向搅拌流转变;反之,大尺寸环空结构由于 Taylor 气泡稳定性降低,其段塞流-搅拌流转换会在较低表观气速下发生。

为验证此尺寸效应,我们在相同的操作条件(表观液速 $0.7\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ 、表观气速 $1.0\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$)下,对外径 60mm-内径 20mm、外径 63.5mm-内径 16mm、外径 67mm-内径 12.5mm 三组不同尺寸的环空进行了模拟,对应的气相体积分数等值面云图如图 19 所示。

由图 19(a)可见,在外径 60mm-内径 20mm 的环空中,左侧可观察到 Taylor 气泡,气液两相流动呈现清晰的段塞流特征。然而,随着环空特征尺寸增大(图 19(b)和 19(c)),气相分布逐

渐弥散并相互连接,离散的Taylor气泡特征消失,流动形态转变为搅拌流。这一现象与图18流型图中观察到的段塞流-搅拌流转换边界左移趋势一致,表明在更大尺寸的环空中,Taylor气泡稳定性降低、更易破碎,从而在更低的表观气速下即可触发流型转换。前人在圆形管道研究中亦观察到类似的尺寸效应。例如,Pringle等^[34]发现小直径管道

(121mm)中的Taylor气泡更稳定,而在大直径管道(290mm)中则更易失稳。俞强强等^[35]的数值模拟表明,段塞流向搅拌流转换所需的临界表观气速随管径增大而减小;他们将此归因于小管径中子弹状气泡形状更稳定、界面更光滑,而大管径中气泡更易破碎形成搅拌流。

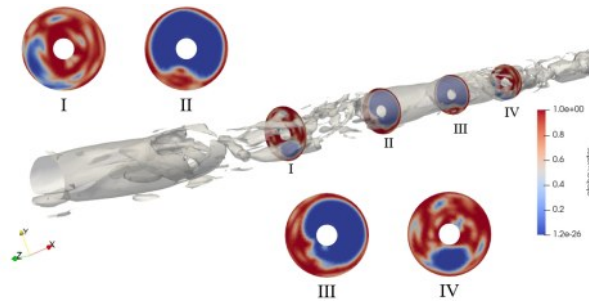


图14 段塞流等值面和径向截面两相分布

Fig. 14 Iso-surface contour of slug flow and the corresponding two-phase distributions in four different radial sections

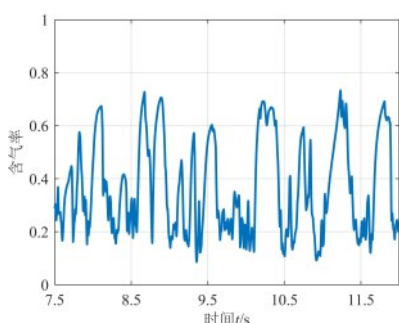
上述机理导致本研究的数值模拟所获得的流型转换边界在相空间中呈现出相对于实验结果的左移现象。这一发现为理解环空几何尺寸对气液两相流流型转换的影响提供了新的视角。

4 结论

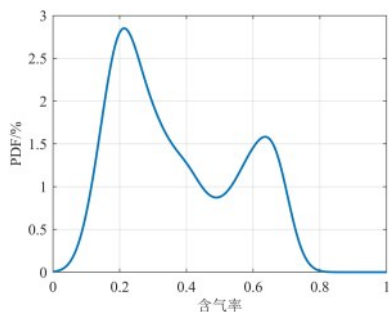
本研究基于OpenFOAM框架,成功开发了一种DBM-VOF多尺度气液两相流耦合算法。该算法整合了Tomiya曳力模型、升力模型、碰撞聚并模型以及DBM-to-VOF转换算法,并通过一系列基准算例验证了其在模拟

多尺度气液两相流动过程中的准确性和有效性。在此基础上,开展了垂直环空气液两相流动的数值模拟研究,系统分析了不同表观气速和表观液速下的流型特征及其演化规律。结果表明,垂直环空内的气液两相流动呈现以下四种典型流型:泡状流、弹帽流、段塞流和搅拌流。具体特征如下:泡状流含气率曲线波动平缓,含气率PDF曲线呈陡峭单峰结构;弹帽流含气率曲线波动较为剧烈,含气率PDF曲线为单峰结构,并在较高含气率处形成宽尾;段塞流含气率曲线呈周期性剧烈波动,含气率PDF曲线呈双峰结构;搅拌流含气率曲线波

动剧烈且振幅较大,均值显著高于其他流型,含气率PDF曲线在高含气率处呈现单峰,并在低含气率处形成宽尾。通过对不同工况的流型划分,绘制了气液两相流型图。该流型图与前人实验结果基本一致,但由于本文所研究的环空结构尺寸较大,大尺寸环空中的Taylor气泡稳定性降低,导致流型图中段塞流-搅拌流转换边界相较于实验结果呈左移现象。



(a) 截面含气率演化曲线



(b) 截面含气率PDF分布

图15 截面含气率演化曲线和PDF分布

Fig. 15 Evolution curve and PDF distribution of sectional gas volume fraction

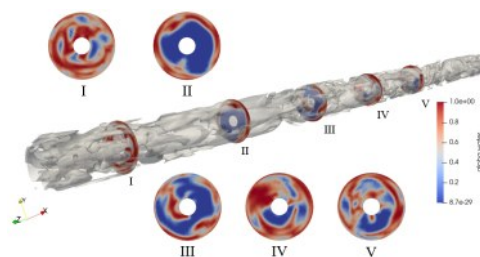
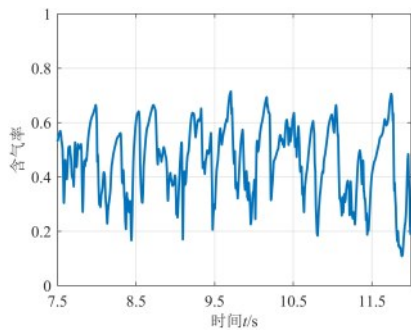


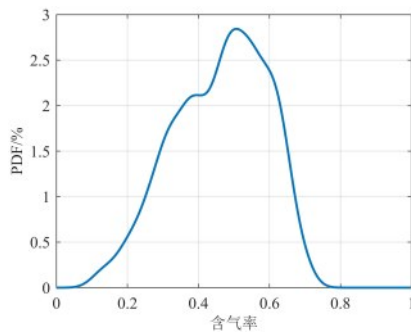
图16 搅拌流等值面和径向截面两相分布

Fig. 16 Iso-surface contour of churn flow and the corresponding two-phase distributions in five different radial sections

本文研究聚焦牛顿流体(水-空气)在同心光滑壁面环空中的流动,为理解环空气液两相流物理机制及验证DBM-VOF耦合模型奠定了基础。然而,在实际工程场景(如天然气钻井)中,流体常表现出非牛顿特性(如钻井液),管壁的粗糙度,环空的偏心效应,这些因素对流动结构、相分布和压降有显著影响。因此,将当前模型拓展至包含非牛顿流体、壁面粗糙度及偏心环空等复杂条件,是未来重要的研究方向,以期使模型能更准确地服务于实际工程问题的分析与预测。



(a) 截面含气率演化曲线



(b) 截面含气率PDF分布

图 17 截面含气率演化曲线和PDF
分布

Fig. 17 Evolution curve and PDF distribution of sectional gas volume fraction

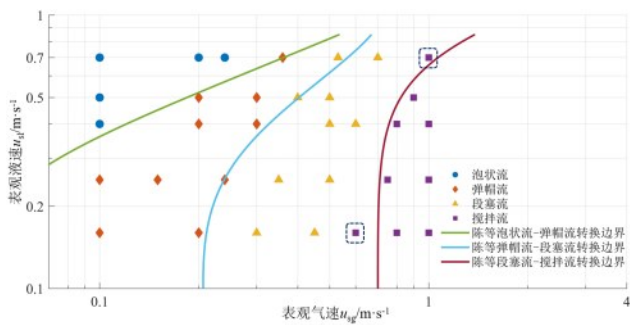


图 18 垂直环空气液两相流型图：离散点为本文模拟结果，实线为陈家琅等^[3]的实验结果

Fig. 18 Gas-liquid two-phase flow patterns in a vertical annulus: the discrete points are the present simulation results, while the solid lines are the experimental results of Chen et al.^[3]

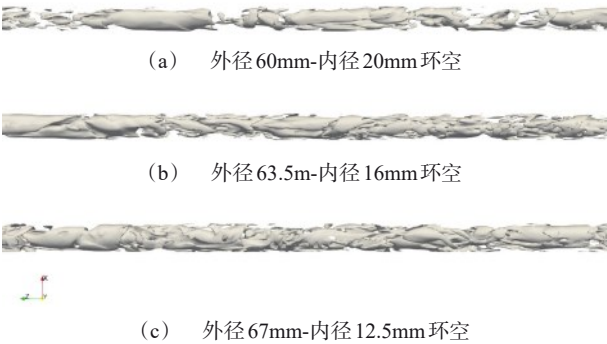


图 19 不同尺寸环空中气液两相等值面云图

Fig. 19 Iso-surface contours of gas-liquid two-phase flow in annuli of different sizes

参考文献

[1] SADATOMI M, SATO Y, SARUWATARI S. Two-phase flow in vertical non-circular channels[J]. International Journal of Multi-phase Flow, 1982, 8 (6): 641-655.

[2] KELESSIDIS V C, DUKLER A E. Modeling flow pattern transitions for upward gas-liquid flow in vertical concentric and eccentric annuli[J]. International Journal of Multiphase Flow, 1989, 15 (2): 173-191.

[3] 陈家琅, 石在虹, 许剑锋. 垂直环空中气

液两相向上流动的流型分布[J]. 东北石油大学学报, 1994, 18(4): 23-26.

CHEN Jialang, SHI Zaihong, Xu Jianfeng. Flow Patterns of gas-liquid two-phase upward flow in vertical annuli [J]. Journal of Northeast Petroleum University, 1994, 18 (4): 23-26.

[4] OZAR B, JEONG J J, DIXIT A, et al. Flow structure of gas-liquid two-phase flow in an annulus[J]. Chemical Engineering Science, 2008, 63 (15): 3998-4011.

[5] 赵铎. 水平管内气液两相流型数值模

- 拟与实验研究[D]. 青岛: 中国石油大学, 2007.
- ZHAO Duo. Numerical simulation and experiment research on flow pattern of gas-liquid flow in horizontal pipe[D]: China University of Petroleum(East China), 2007.
- [6] MANDHANE J M, GREGORY G A, AZIZ K. A flow pattern map for gas—liquid flow in horizontal pipes[J]. International Journal of Multiphase Flow, 1974, 1 (4): 537-553.
- [7] 张立胜. 气液两相管流的实验研究及瞬态数值计算[D]. 武汉: 武汉大学.
- ZHANG Lisheng. Experimental research and transient simulation of gas-liquid pipe flow[D]: Wuhan Univertisy, 2020.
- [8] ABDULKADIR M, HERNANDEZ P V, LO S, et al. Comparison of experimental and Computational Fluid Dynamics (CFD) studies of slug flow in a vertical riser[J]. Experimental Thermal and Fluid Science, 2015, 68: 468-483.
- [9] PARSI M, AGRAWAL M, SRINIVASAN V, et al. Assessment of a hybrid CFD model for simulation of complex vertical upward gas-liquid churn flow[J]. Chemical Engineering Research & Design, 2016, 105: 71-84.
- [10] KIRAN R, AHMES R, SALEHI S. Experiments and CFD modelling for two phase flow in a vertical annulus[J]. Chemical Engineering Research & Design, 2020, 153: 201-211.
- [11] 张绪亮, 张驰, 周波, et al. 深井大尺寸环空气液两相流动规律数值模拟研究. 石油钻探技术, 2024, 52(6): 37-49.
- ZHANG Xuliang, ZHANG Chi, ZHOU Bo, et al. Numerical simulatin of two-phase flow of gas-liquid two-phase flow in large-size annulus of deep well[J]. PETROLEUM DRILLING TECHNIQUES, 2024, 52(6): 37-49.
- [12] LI LM, JIANG BW, WEI GL, et al. Multi-scale multiphase flow simulations using interface capturing and Lagrangian particle tracking[J]. Physics of Fluids, 2022, 34 (12): 121801.
- [13] LI LM, XU WS, JIANG BW, et al. A multiscale Eulerian - Lagrangian cavitating flow solver in OpenFOAM[J]. SoftwareX, 2023, 21: 101304.
- [14] ZHANG XS, WANG JH, WAN DC. Euler-Lagrange study of bubble drag reduction in turbulent channel flow and boundary layer flow[J]. Physics of Fluids, 2020, 32 (2): 027101.
- [15] ZHANG XS, WANG JH, WAN DC. An improved multi-scale two phase method for bubbly flows[J]. International Journal of Multiphase Flow, 2020, 133(1): 103460.
- [16] ZHANG XS, WANG JH, WAN DC. Euler - Lagrange study of bubble breakup and coalescence in a turbulent boundary layer for bubble drag reduction[J]. Physics of Fluids, 2021, 33 (3): 037105.
- [17] LI LM, LI XJ, ZHU ZC, et al. Numerical modeling of multiphase flow in gas stirred ladles: From a multiscale point of view[J]. Powder Technology, 2020, 373: 14-25.
- [18] JAIN D, KUPIPERS JAM, DEEN N G. Numerical study of coalescence and breakup in a bubble column using a hybrid volume of fluid and discrete bubble model approach[J]. Chemical Engineering Science, 2014, 119: 134-146.
- [19] TOMIYAMA A, CELATA GP, HOSOKAWA S, et al. Terminal velocity

- of single bubbles in surface tension force dominant regime[J]. *International Journal of Multiphase Flow*, 2002, 28 (9): 1497-1519.
- [20] TOMIYAMA A, TAMAI H, ZUN I, et al. Transverse migration of single bubbles in simple shear flows[J]. *Chemical Engineering Science*, 2002, 57 (11): 1849-1858.
- [21] BRACKBILL JU, KOTHE DB, ZEMACH C. A continuum method for modeling surface tension[J]. *Journal of Computational Physics*, 1992, 100(2): 335-354.
- [22] WELLER HG, TABOR G, JASAK H, et al. A tensorial approach to computational continuum mechanics using object-oriented techniques[J]. *Computer in Physics*, 1998, 12 (6): 620-631.
- [23] DESHPANDE SS, ANUMOLU L, TRUJILLO M F. Evaluating the performance of the two-phase flow solver interFoam[J]. *Computational Science & Discovery*, 2012, 5 (1): 014016.
- [24] DARMANA D, DEEN NG, KUIPERS JAM. Parallelization of an Euler - Lagrange model using mixed domain decomposition and a mirror domain technique: Application to dispersed gas - liquid two-phase flow[J]. *Journal of Computational Physics*, 2006, 220 (1): 216-248.
- [25] LAU YM, BAI W, DEEN NG, et al. Numerical study of bubble break-up in bubbly flows using a deterministic Euler - Lagrange framework[J]. *Chemical Engineering Science*, 2014, 108: 9-22.
- [26] PRINCE MJ, BLANCH HW. Bubble coalescence and break-up in air sparged bubble columns[J]. *AIChE Journal*, 2010, 36(10): 1485-1499.
- [27] DUINEVELD P C. The rise velocity and shape of bubbles in pure water at high reynolds-number [J]. *Journal of Fluid Mechanics*, 1995, 292: 325-332.
- [28] TAITEL Y, BORNEA D, DUKLER AE. Modeling flow patterns for steady upward gas-liquid flow in vertical tubes [J]. *AIChE Journal*, 1980, 26 (3): 345-354.
- [29] ROSA ES, FLORA BF, SOUZA M. Design and performance prediction of an impedance void meter applied to the petroleum industry[J]. *Measurement Science and Technology*, 2012, 23 (5): 14.
- [30] NICKLIN D. Two-phase flow in vertical tube[J]. *Trans Instn Chem Engrs*, 1962, 40 (1): 61-68.
- [31] MENTER FR, KUNTZ M, LANGTRY R. Ten years of industrial experience with the SST turbulence model[J]. *Heat and Mass Transfer*, 2003, 4: 625-632.
- [32] DEENDARLIANTO, ANDRIANTO M, WIDYAPARAGA A, et al. CFD Studies on the gas-liquid plug two-phase flow in a horizontal pipe[J]. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, 2016, 147: 779-787.
- [33] COSTIGAN G, WHALLEY PB. Slug flow regime identification from dynamic void fraction measurements in vertical air-water flows[J]. *International Journal of Multiphase Flow*, 1997, 23 (2): 263-282.
- [34] Pringle CCT, Ambrose S, Azzopardi BJ, et al. The existence and behaviour of large diameter Taylor bubbles[J]. *International Journal of Multiphase Flow*, 2015, 72: 318-323.
- [35] 俞强强, 施红辉, 董若凌, et al. 竖直上升圆管内气液两相流流型特性的数值模拟. In: 俞强强, 施红辉, 董若凌, 彭双双,

editors. 浙江理工大学学报(自然科学版), 2022: 397-404.

YU Qiangqiang, SHI Honghui, DONG Ruoling, et al. Numerical simulation of

flow pattern characteristics of gas-liquid two-phase flow in vertical rising pipes[J].

Journal of Zhejiang Sci-Tech University (Natural Sciences), 2022, 47(03): 397-404.