综述与专论

DOI：10.11949/0438-1157.20260268

基于EMMS的混相模型用于气固流化床高效模拟

张华海[1]，张楠[1,2]，王利民[1,2]

（[1]中国科学院过程工程研究所介科学与过程工程全国重点实验室，北京 100190；[2]中国科学院大学化学工程学院，北京 100049）

摘要： 气固流化床由于其优良的气固接触效率和传热传质效率，被广泛应用于化工、能源等领域。但其复杂的时空非线性多尺度结构导致设计和放大困难。目前广泛应用于工业尺度模拟的软件内嵌数值方法为连续介质模型，包括双流体模型（TFM）和混相模型（mixture model），但是传统模型在计算速度和精度上仍然和实际过程有较大差距。双流体模型中气固相间作用过于复杂，需要求解大量的微分方程并且编码困难。混相模型通过求解混合物方程和气固两相滑移速度代数方程模拟两相流动，与双流体模型相比控制方程减少一半，在稳定性和计算效率上更具优势。但是，传统的连续介质模型假设单元网格内颗粒均匀分布，导致气固两相滑移速度计算不准确。因此，气固流化床的三维模拟仍然存在计算成本巨大以及精度低的问题，难以近实时地准确模拟工业规模流化床反应器。本工作基于能量最小多尺度（EMMS）原理，明晰了气固流化床反应器中两相滑移速度的形成机制，并建立了定量的介尺度滑移速度模型。随后，将EMMS模型对气固介尺度结构的解析能力与混相模型对宏观多相流动的描述能力相结合，利用EMMS直接求解的滑移速度来封闭混相模型，由此构建了基于EMMS的混相模型。将该模型用于三维含Geldart A类颗粒的鼓泡流化床、湍动流化床和快速流化床反应器以及全回路流化床反应器的数值模拟。结果表明，该模型能够很好地捕捉流化床中的介尺度结构以及快速流化床中的气固“环-核”结构和“S型”空隙率分布；且该模型预测的时均轴向颗粒浓度分布与实验数据吻合良好。与传统双流体模型相比，该模型在维持同等精度的同时，允许使用0.1 s的大时间步长，从而实现了大规模流化床反应器的快速模拟（加速比达300倍以上）。综上，基于EMMS的混相模型实现了对含Geldart A类颗粒的三维鼓泡、湍动及快速流化床的快速准确模拟，为工业循环气固流化床反应器的工程放大及运行优化提供了可靠的理论依据。

关键词： 气固流化床；基于EMMS的混相模型；计算流体力学；多相流；数值模拟

中图分类号： TQ 028.8　　**文献标志码：** A

文章编号： 0438-1157（2026）10-5739-15

EMMS-based mixture model for high-efficiency simulations of gas-solid fluidized beds

ZHANG Huahai[1], ZHANG Nan[1,2], WANG Limin[1,2]

([1]*State Key Laboratory of Mesoscience and Process Engineering, Institute of Process Engineering, Chinese Academy of Sciences, Beijing* 100190, *China*; [2]*School of Chemical Engineering, University of Chinese Academy of Sciences, Beijing* 100049, *China*)

Abstract: Gas-solid fluidized beds are widely used in chemical, energy, and other fields due to their excellent gas-solid contact efficiency and heat and mass transfer efficiency. However, their complex spatio temporal nonlinear

收稿日期： 2026-02-28　　**修回日期：** 2026-04-08

通信作者： 王利民（1979—），男，博士，研究员，lmwang@ipe.ac.cn

第一作者： 张华海（1995—），男，博士，青年研究员，hhzhang@ipe.ac.cn

基金项目： 国家自然科学基金项目（52476162，52506198）；广西重点研发计划项目（桂科AB25069366）；中国科学院过程工程研究所前沿基础研究资助项目（QYJC-2023-01）

引用本文： 张华海, 张楠, 王利民. 基于EMMS的混相模型用于气固流化床高效模拟[J]. 化工学报, 2026, 77(10): 5739-5753

Citation: ZHANG Huahai, ZHANG Nan, WANG Limin. EMMS-based mixture model for high-efficiency simulations of gas-solid fluidized beds[J]. CIESC Journal, 2026, 77(10): 5739-5753

multiscale makes design and scale-up difficult. Currently, the numerical methods embedded in software widely used for industrial-scale simulations are continuum models, including the two fluid model (TFM) and the mixture model. However, traditional models still exhibit significant gaps in computational speed and accuracy compared to actual processes. In the TFM, gas-solid interphase interactions are overly complex, requiring the solution of numerous differential equations and presenting coding difficulties. The mixture model simulates two-phase flow by solving mixture equations and algebraic equations for the gas-solid slip velocity. Compared to the TFM, the number of governing equations is halved, offering greater advantages in model stability and computational efficiency. However, traditional continuum models assume a uniform particle distribution within grid cells, leading to inaccurate calculations of the gas-solid slip velocity. Therefore, three-dimensional simulations of gas-solid fluidized beds still suffer from massive computational costs and low accuracy, making it difficult to accurately simulate industrial-scale fluidized bed reactors in near real-time. In this work, based on the energy-minimization multi-scale (EMMS) principle, the formation mechanism of the two-phase slip velocity in gas-solid fluidized bed reactors is elucidated, and a quantitative mesoscale slip velocity model is established. Subsequently, by combining the resolution capability of the EMMS model for gas-solid mesoscale structures with the descriptive capability of the mixture model for macroscopic multiphase flows, the mixture model is closed using the slip velocity directly solved by the EMMS. Thus, an EMMS-based mixture model is constructed. This model is applied to the numerical simulations of three-dimensional bubbling, turbulent, and fast fluidized bed reactors containing Geldart A particles, as well as full-loop fluidized bed reactors. Numerical results show that the model can successfully capture the mesoscale structures in fluidized beds, along with the gas-solid "core-annulus" structure and "S-shaped" voidage distribution in fast fluidized beds. The results demonstrate that the time-averaged axial particle concentration distribution predicted by the model aligns well with experimental data. Compared with the traditional TFM, this model maintains comparable accuracy while allowing the use of a large time step of 0.1 s, thereby achieving the rapid simulation of large-scale fluidized bed reactors (with a speedup ratio of over 300 times). In summary, the EMMS-based mixture model enables fast and accurate three-dimensional simulations of bubbling, turbulent, and fast fluidized beds containing Geldart A particles, providing a reliable theoretical basis for the engineering scale-up and operational optimization of industrial circulating gas-solid fluidized bed reactors.

Keywords: gas-solid fluidized beds; EMMS-based mixture model; computational fluid dynamics; multiphase flow; numerical simulation

引 言

气固流化床反应器因其卓越的混合性能和高效的传质传热能力，在化工、能源和冶金等领域有着广泛的应用[1-4]。流化床内气固两相流常呈现出由稀相（分散颗粒）与密相（颗粒团簇）共存的复杂非均匀结构[5-9]。这种结构在时空上表现出强烈的非线性非平衡演化特征，导致相间作用复杂。准确预测此复杂流动，是深入揭示相间传热传质机理的基础和实现流化床工艺优化与工业规模放大的关键。然而，传统的实验测量手段成本高昂，且受限于探测技术，难以在无干扰的情况下精确捕捉微观颗粒运动及介尺度团簇的剧烈瞬态行为[10-12]。

随着高性能计算机硬件的升级和算法架构的持续优化，计算流体力学（computational fluid dynamics，CFD）已发展成为分析流化床反应器中气固两相流的重要方法[13-18]。目前多相流的数值计算方法主要有直接数值模拟（direct numerical simulation，DNS）、离散颗粒模型（discrete particle model，DPM）、双流体模型（two fluid model，TFM）和混相模型（mixture model）[2-4, 19-22]，如表1所示。显然巨额的计算成本使得DNS不适用于实际规模反应器的模拟。离散颗粒模型将颗粒视作离散相，其优点是物理描述清晰，可以在气固流动中追踪单个颗粒。气固体系中颗粒碰撞和团聚都可以被直接捕捉[23-31]。但是，解析离散相的成本使其同样难以适用于大规模工业尺度反应器的快速模拟。相比之下，双流体模型把气固两相都看成连续介质，对两相采用相同形式的控制方程进行描述并且充分考虑了相间作用[32-38]，有着更低的计算成本，是目前广

泛应用于工业多相流反应器模拟的数值方法。但是，双流体模型中两相相间作用过于复杂，需要求解大量的微分方程并且编码困难。因此，真正达到实时虚拟现实交互式仿真模拟，代替逐步的实验放大研究和成本密集的经验试验，还需要多相流数值模型在准确性和效率方面大幅提升。

混相模型求解混合物的动量、连续性和能量方程以及次相的体积分数方程和两相滑移速度代数方程来模拟两相流动，是一种更简化的多相流模型。与完整的双流体模型相比，混相模型求解的微分控制方程几乎减少了一半，在模型稳定性和计算时间上更具优势，目前是更有希望对大规模工业级反应器快速且准确模拟预测的多相流方法。例如，在假设气固两相平衡和忽略气固作用的前提下，Stroh等[39]利用混相模型花费5 d时间完成了高度为6.7 m和截面面积为0.8 m^2的1 MW_{th}基准粉状燃料燃烧试验装置内碳化生物质与硬煤共燃烧反应的稳态模拟，且使用了高达22个反应和19个物种的全局反应机制。

混相模型具有计算稳定性高、时间短等优点，但由于使用稳态的代数滑移速度方程进行模型封闭，其模拟结果精度较低。传统混相模型代数滑移速度方程未考虑气固体系复杂的非均匀多尺度结构，且假设局部瞬时平衡[40-44]，从而严重限制混相模型的应用，使其难以应用于非均匀非平衡气固流化床的模拟。混相模型假设气相中固体颗粒分散均匀且小到可以忽略不计，以及两相之间存在热力学平衡，因此该模型仅适用于颗粒浓度极低的气固流态化系统。真实的气固两相流系统在时空上具有非线性非平衡特性，表现出复杂的多尺度行为[45]。气固流化床流动结构表现为流体密集的稀相和颗粒密集的密相共存，并随着表观气速、颗粒通量等操作条件的改变而出现复杂的流域转变过程。在某些临界条件下，操作条件的细微变化会导致流动结构的突变，出现所谓的“噎塞”现象。颗粒团聚物的存在使得气固两相系统呈现局部非均匀性，同时会经历形成、增大、减小、消失等一系列动态变化，导致系统内一些局部性质如局部空隙率随时间产生复杂的脉动。这些局部的非均匀性以及床层边壁效应、分布板效应、出口构件的影响又导致了床层整体的非均匀性，具体表现为径向颗粒浓度呈中间稀、靠边壁处浓的“环-核”结构和轴向空隙率的“S”形分布等[46]。混相模型用于气固流化床模拟时，由于无法处理内部气固两相之间的强动量传递，导致其数值模拟不稳定。

针对传统混相模型两相滑移速度代数方程精度较低的问题，Shang等[47]通过对单个颗粒建立拉格朗日运动方程来考虑粒子上各种力的加速度，推导出精度更高的滑移速度方程，对气固流化床进行了准确模拟。但其求解过程需要耦合拉格朗日运动方程与欧拉方程，将原本简化的混相模型重新复杂化，导致混相模型的计算成本优势消失。但是，发展准确的滑移速度代数模型为后续改进混相模型并使其能够充分应用于复杂多尺度两相流体系提供了思路。Jiang等[48]提出了一种动态混相模型，通过显式跟踪和解耦所有相的速度来模拟具有高度动态相对运动的多相流系统，但仅适用于液-液强混合体系。因此，开发能够准确描述非均匀多尺度结构且保持混相模型速度优势的两相滑移速度模型是当前多相流混相模型的重要发展方向。能量最小多尺度（energy minimization multi-scale，EMMS）模型是描述非均匀介尺度结构的方法，由Li等[46, 49]提出用来描述气固系统，后来逐渐扩展到气液体系，单相湍流以及粗粒化模拟等领域，形成了

表1 气固流化床主流数值模拟方法对比

Table 1 Comparison of mainstream numerical simulation methods for gas-solid fluidized beds

数值模拟方法	基本原理	计算精度	计算耗时	适用范围
直接数值模拟（DNS）	直接求解Navier-Stokes方程，无模型假设，捕捉所有尺度流动细节	极高，还原微观流动特征	极长，计算成本指数级增长	实验室小尺度体系、简单流动形态的基础研究
离散颗粒模型（DPM）	欧拉法描述气相，拉格朗日法追踪单颗粒运动，考虑颗粒碰撞/团聚	高，精准捕捉颗粒相动态特征	长，颗粒数量增加则计算量剧增	小尺度流化床、低颗粒浓度体系的细观机理研究
双流体模型（TFM）	气固两相均视为连续介质，建立两套守恒方程，考虑相间作用	较高，耦合EMMS曳力后可捕捉介尺度结构	中等，需求解大量微分方程，耗时显著	工业尺度流化床常规模拟，适用于多种流型
混相模型（mixture model）	将气固视为混合介质，求解一套混合物守恒方程，通过滑移速度描述两相相对运动	传统模型精度低，耦合EMMS后精度显著提升	短，控制方程减半，模型稳定性高	工业大规模流化床气固流动快速模拟

一种EMMS范式。该方法的核心在于分析非线性系统的不同控制机制，并以此为根据找到系统的稳定性条件。针对气固流态化体系，EMMS模型将系统进行多尺度分解，分别建立流体控制的稀相和颗粒控制的密相动力学方程以及介尺度颗粒团聚物方程，以及考虑流体单位时间流过单位质量颗粒组成的床层消耗于悬浮和输送颗粒的能量取最小值这一稳定性条件，从而描述系统内复杂非均匀多尺度结构（图1），通过给定气含率和气相速度直接演化固相确定颗粒速度，求解出气固滑移速度。

国内外研究者[22, 33, 50-58]耦合基于介尺度稳定性条件的EMMS模型与双流体模型能够较好地模拟气固流化床复杂非均匀多尺度特征，例如气固流化床中噎塞流域转变现象。EMMS模型表征了复杂多相系统的特定结构，双流体模型则通过基本控制方程组来描述多相流动的基本特征，并且通过封闭模型来体现流场结构对多相流动的影响。然而，复杂的双流体模型在处理大规模工业反应器上的计算量仍难以被接受，尤其是在模拟大规模三维流动场景下。得益于EMMS模型耦合双流体模型在气固两相流体系中的成功应用，利用EMMS模型直接替代传统混相模型中的滑移速度代数方程计算两相滑移速度，从物理上定量描述复杂非均匀多尺度结构特征，开发既提升模型准确性又保留计算速度优势的基于EMMS的混相模型。

本工作综述了前期研究成果，基于能量最小多尺度模型（EMMS）直接求解气固相间滑移速度，以解析气固介尺度非均匀结构，并将其作为封闭条件引入多相流混相模型，以描述流动基本特征，两者联立，构建了基于EMMS的混相模型。将该模型用于含Geldart A类颗粒的三维鼓泡、湍动和快速流化床反应器及全回路气固流化床反应器的数值模拟，评估其对复杂气固流动形态及相互作用的捕捉能力，并分析计算速度和精度方面的计算性能。数值结果将为所提出的模型在实际反应器设计和优化中的适用性提供关键见解，从而确保其有效平衡精度和计算成本，助力工业气固流化床三维全循环的快速模拟。

1 基于EMMS的混相模型构建

气固滑移速度是求解混相模型中混合物控制方程和次相体积分数方程的必要封闭项。EMMS模型通过建立流体主导稀相与颗粒主导密相的动力学方程，并将介尺度结构颗粒团尺寸方程与能量相关稳定性条件耦合，直接驱动气固非均匀结构的演化。在三维演化过程中，首先借助多相流混相模型实时获取局部混合相的速度与密度参数，其中混相模型的控制方程见表2。随后，将这些动态结果纳入EMMS框架，以分析三维计算单元内的气固非均匀结构。为闭合控制方程组，需引入EMMS模型在

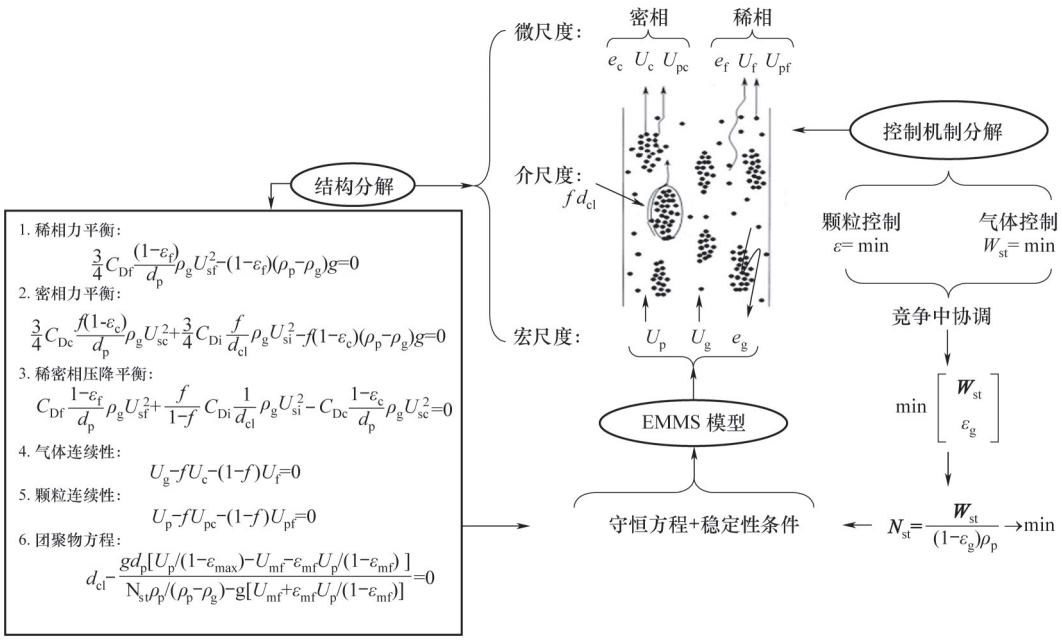


图1 气固EMMS模型的物理概念和模型化[49]

Fig.1 Physical concept and modeling of the gas-solid EMMS model[49]

全部混合相速度与密度范围内预求解的气固两相滑移速度。基于此，推导得出颗粒相速度、气相速度及颗粒体积分数。最终，基于多相流混相模型的动态特性，完成气含率的动态演化分析与流场的空间表征，如图2所示。

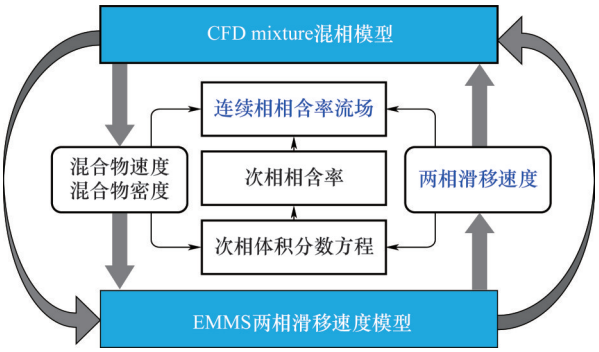


图2 EMMS与混相模型耦合策略示意图

Fig.2 Schematic diagram of the coupling between EMMS and mixture model

因此，将EMMS模型引入每个三维计算网格，可修正流态化现象与物理建模之间的结构不匹配问题。首先，采用EMMS理论，根据模拟的物性条件（颗粒密度、粒径、气体密度和黏度等）和操作条件（表观气速等）计算得到每个空隙率下的颗粒速度u_p和气体速度u_g，进而计算得到u_{slip}=u_p−u_g并得到u_{slip}−ε_g−u_g矩阵；随后，根据混相模型中混合密度ρ_m和混合速度u_m的计算公式将u_{slip}−ε_g−u_g矩阵转化为u_{slip}−ρ_m−u_m矩阵。在模拟的每一个时间步，通过UDF读取当前网格的混合物密度和速度，从而实现插值计算

表2 多相流混相模型的控制方程[59]

Table 2 Governing equations of multiphase mixture model[59]

模型	控制方程
连续性方程[60]	$\frac{\partial}{\partial t}\left(\rho_m\right)+\nabla\cdot\left(\rho_m\boldsymbol{u}_m\right)=0$
动量方程[60]	$\frac{\partial}{\partial t}\left(\rho_m\boldsymbol{u}_m\right)+\nabla\cdot\left(\rho_m\boldsymbol{u}_m\boldsymbol{u}_m\right)=-\nabla P+\nabla\cdot\left[\mu_m\left(\nabla\boldsymbol{u}_m+\nabla\boldsymbol{u}_m^{\mathrm{T}}\right)\right]+\rho_m\boldsymbol{g}-\nabla\cdot\left(\sum_{k=1}^{n}\varepsilon_k\rho_k\boldsymbol{u}_{dr,k}\boldsymbol{u}_{dr,k}\right)$ $\rho_m=\sum_{k=1}^{n}\varepsilon_k\rho_k,\boldsymbol{u}_m=\sum_{k=1}^{n}\frac{\varepsilon_k\rho_k\boldsymbol{u}_k}{\rho_m},\mu_m=\sum_{k=1}^{n}\varepsilon_k\mu_k,\boldsymbol{u}_{dr,k}=\boldsymbol{u}_k-\boldsymbol{u}_m$
次相体积分数方程[60]	$\frac{\partial}{\partial t}\left(\varepsilon_p\rho_p\right)+\nabla\cdot\left(\varepsilon_p\rho_p\boldsymbol{u}_m\right)=-\nabla\cdot\left(\varepsilon_p\rho_p\boldsymbol{u}_{dr,p}\right)$ $\boldsymbol{u}_{dr,p}=\boldsymbol{u}_{slip}-\sum_{k=1}^{n}\frac{\varepsilon_k\rho_k\boldsymbol{u}_{kg}}{\rho_m},\boldsymbol{u}_{slip}=\boldsymbol{u}_p-\boldsymbol{u}_g$
颗粒黏度	$\mu_p=\mu_{p,col}+\mu_{p,kin}+\mu_{p,fr}$
碰撞黏度[61]	$\mu_{p,col}=\frac{4}{5}\varepsilon_p\rho_p d_p g_0\left(1+e_{pp}\right)\sqrt{\frac{\Theta_p}{\pi}}$ $g_0=1\Big/\left[1-\left(\frac{\varepsilon_p}{\varepsilon_{p,max}}\right)^{1/3}\right],\varepsilon_{p,max}=0.63,e_{pp}=0.9$
动力黏度[61]	$\mu_{p,kin}=\frac{10\rho_p d_p\sqrt{\Theta_p\pi}}{96\varepsilon_p\left(1+e_{pp}\right)g_0}\left[1+\frac{4}{5}g_0\varepsilon_p\left(1+e_{pp}\right)\right]^2$
可选摩擦黏度[62]	$\mu_{p,fr}=\frac{1}{2\sqrt{I_{2D}}}P_{friction}\sin\varphi$
体积黏度[63]	$\lambda_g=0,\lambda_p=\frac{4}{3}\varepsilon_p\rho_p d_p g_0\varepsilon_p\left(1+e_{pp}\right)\sqrt{\frac{\Theta_p}{\pi}}$
颗粒压力[63]	$P_p=\varepsilon_p\rho_p\Theta_p+2\rho_p\left(1+e_{pp}\right)\varepsilon_p^2 g_{0,pp}\Theta_p$
颗粒动理学（KTGF）方程[64]	$\frac{3}{2}\left[\frac{\partial}{\partial t}\left(\varepsilon_p\rho_p\Theta_p\right)+\nabla\cdot\left(\varepsilon_p\rho_p\boldsymbol{u}_p\Theta_p\right)\right]=\left(-P_p\boldsymbol{I}+\tau_p\right):\nabla\boldsymbol{u}_p+\nabla\cdot\left(k_{\Theta_p}\nabla\Theta_p\right)-\gamma_{\Theta_p}+\varphi_{ls}$ $k_{\Theta_p}=\frac{150\rho_p d_p\sqrt{\Theta_p\pi}}{384\left(1+e_{pp}\right)g_0}\left[1+\frac{6}{5}\varepsilon_p g_0\left(1+e_{pp}\right)\right]^2+\sqrt{\frac{4\Theta_p}{\pi}}\rho_p\varepsilon_p^2 d_p\left(1+e_{pp}\right)g_0$ $\gamma_{\Theta_p}=\frac{12\left(1-e_{pp}^2\right)g_0}{d_p\sqrt{\pi}}\rho_p\varepsilon_p^2\Theta_p^{3/2},\varphi_{ls}=-3K_{ls}\Theta_p$
应力张量	$\tau_g=\varepsilon_g\mu_g\left(\nabla\boldsymbol{u}_g+\nabla\boldsymbol{u}_g^{\mathrm{T}}\right)+-\frac{2}{3}\varepsilon_g\mu_g\nabla\cdot\boldsymbol{u}_g\boldsymbol{I}$ $\tau_p=\varepsilon_p\mu_p\left(\nabla\boldsymbol{u}_p+\nabla\boldsymbol{u}_p^{\mathrm{T}}\right)+\varepsilon_p\left(\lambda_p-\frac{2}{3}\mu_p\right)\nabla\cdot\boldsymbol{u}_p\boldsymbol{I}$

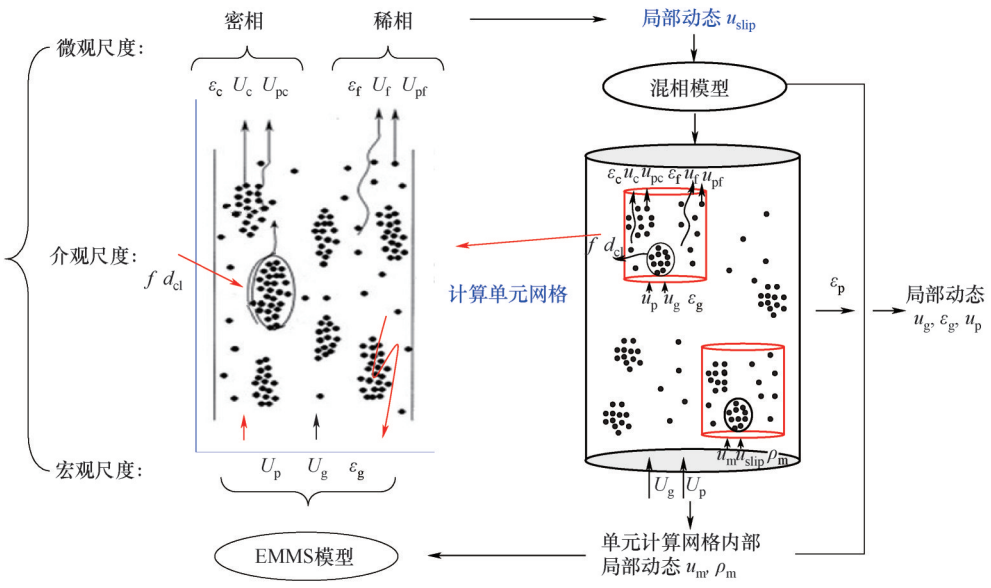


图3 三维基于EMMS的混相模型示意图[59, 65]

Fig.3 Schematic diagram of three-dimensional EMMS-based mixture model[59, 65]

基于EMMS原理的滑移速度,代替混相模型原有的代数滑移速度。在该模型中,由于预先求解的u_{slip}-ρ_m-u_m矩阵被混相模型在模拟时直接调用,从而节省了模型的计算成本。基于EMMS原理的两相滑移速度模型考虑非均匀结构计算出准确的相间滑移速度,闭合到混相模型计算出混合物速度、密度等信息,进而通过次相体积分数方程计算相含率,演化流场,如图3所示。

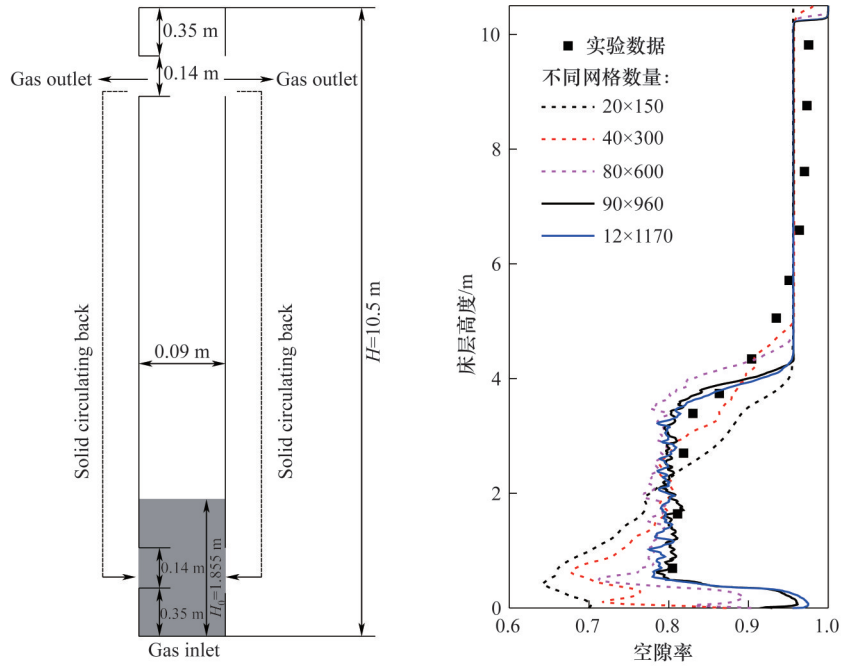
2 模型的准确性验证

2.1 二维循环流化床数值验证

为了验证基于EMMS的混相模型的准确性,选取Li等[46]的循环流化床提升管作为模拟对象,其具体物理尺寸及实验操作条件见图4。使用商业软件Ansys Fluent 2022R2开展数值模拟。整体空间离散采用二阶精度,时间离散采用一阶隐式方案。压力与速度之间的耦合使用相耦合的SIMPLE方案。采用层流模型进行求解,这与大部分研究一致。KTGF理论方程与使用双流体模型一致,模型通过求解颗粒温度(Θ_p)守恒方程来计算由于颗粒碰撞和脉动产生的固相压力(P_p)和颗粒剪切黏度(包含碰撞黏度$\mu_{p,col}$、动力黏度$\mu_{p,kin}$和摩擦黏度$\mu_{p,fr}$)。EMMS滑移速度模型通过用户自定义函数(UDF)实现,无须再求解气固动量交换项。模拟运行30 s,并对最后10 s的结果进行时间平均。均匀结构网格由Gambit 2.4.6绘制。为保持流化现象与物理建模之间的结构一致性,网格单元尺寸应大于介尺度颗粒团簇的尺寸。

图4(b)显示了基于EMMS的混相模型预测的时均轴向空隙率分布与Li等[46]的实验数据的比较。基于EMMS的混相模型能够成功模拟出“S”形轴向空隙率分布,即顶部存在富流体的稀疏区域,底部存在富颗粒的致密区域。决定“S”形分布的主要参数是滑移速度。顶部较低的滑移速度导致颗粒浓度低,而底部较高的滑移速度导致颗粒浓度高。床层空隙率从4.0 m高度开始发生转变的趋势也得到了预测。

在使用双流体模型模拟气固流动时,最重要的闭合项是气固相间曳力。因此,使用两种主流曳力模型(EMMS曳力和均匀曳力)与新模型进行比较。图5显示了基于EMMS的混相模型与TFM-均匀曳力模型及TFM-EMMS曳力模型在提升管中床层空隙率时间平均轴向剖面的比较。通过定量计算发现,基于EMMS的混相模型预测的时均轴向空隙率分布与实验结果的平均误差为2.09%,TFM-EMMS曳力模型的误差为4.11%,远小于均匀模型的误差6.52%。基于EMMS的混相模型在预测“S”形分布方面比双流体模型更有优势。基于EMMS的混相模型更能精准捕捉“S”形轴向空隙率分布的原因在于,TFM-均匀曳力模型假设网格内颗粒均匀分布,忽略气固介尺度非均匀结构,无法还原真实流动特征,而TFM-EMMS曳力模型虽引入EMMS修正曳力系数,但需求解两相耦合微分方程,数值耗散导致



(a) 二维循环流化床几何结构[46] (b) 模型预测的轴向空隙率结果与实验数据的对比[59]

图4 基于EMMS的混相模型预测二维循环流化床提升管数值模拟结果(模拟工况:床层尺寸0.09 m × 10.5 m;气体密度1.1795 kg/m^3;气体黏度1.8872 × 10^{-5} kg/(m·s);表观气速U_g = 1.52 m/s;颗粒直径54 μm;颗粒密度929.5 kg/m^3;静止床层高度1.855 m;初始颗粒体积分数0.6)

Fig.4 Numerical simulation of two-dimensional circulating fluidized bed risers by EMMS-based mixture model

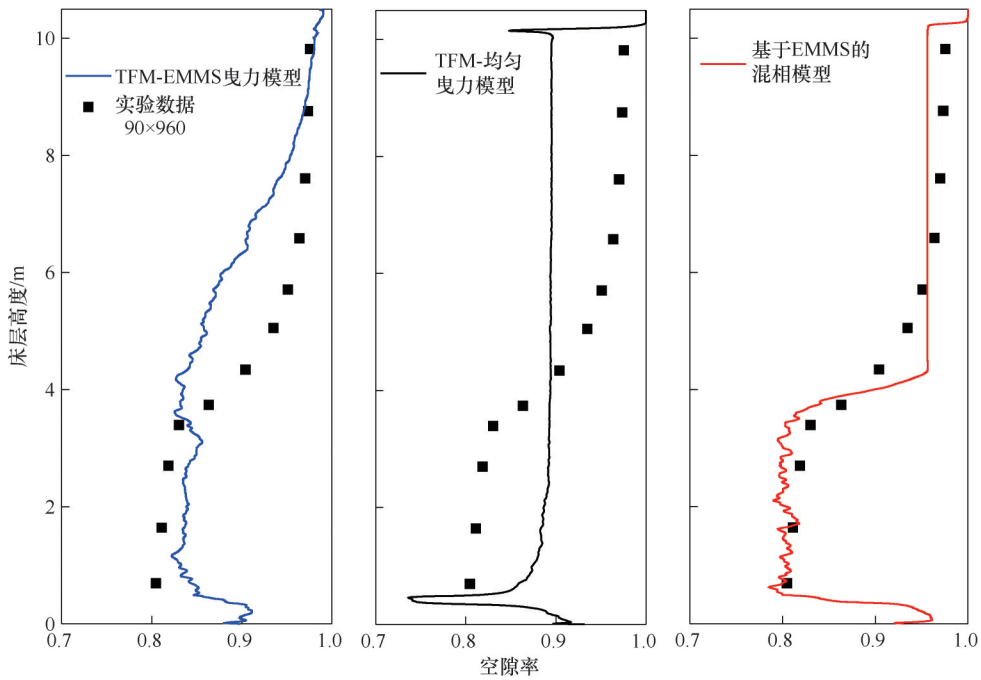


图5 基于EMMS的混相模型预测轴向空隙率结果与双流体模型预测结果对比[59]

Fig.5 Comparison of time-averaged axial profile of voidage by TFM models with EMMS-based mixture model[59]

介尺度结构捕捉精度下降,过渡高度预测偏差大,基于EMMS的混相模型直接通过EMMS原理求解气固滑移速度,从源头上考虑稀密相共存的介尺度结构,且仅求解一套混合物守恒方程,数值耗散更小,能精准匹配实验中4.0 m高度的空隙率过渡特征,更符合气固流化床真实流动规律。然而,TFM-EMMS曳力模型预测的过渡高度为8.0 m,而TFM-均匀曳力模型未能预测到过渡。

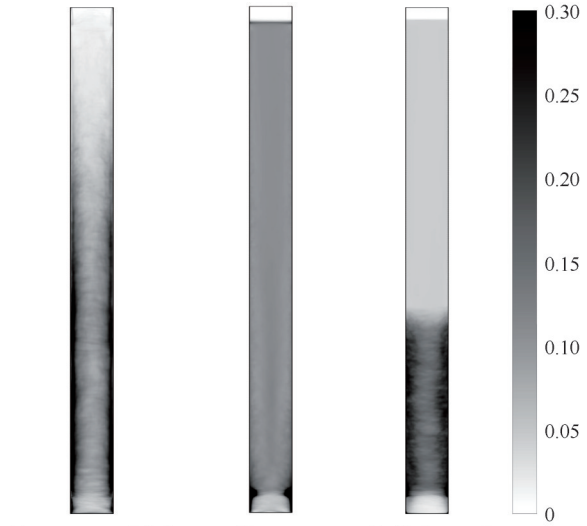


图6 基于EMMS的混相模型预测时间平均固相体积分数与双流体模型预测结果对比[59]

Fig.6 Comparison of time-averaged solid volume fractions predicted by TFM models with EMMS-based mixture model[59]

如图6所示，TFM-均匀曳力模型[图6(b)]无法预测“环-核”结构，但由于EMMS模型很好地考虑了提升管内气固流动的多尺度结构，TFM-EMMS曳力模型[图6(a)]和基于EMMS的混相模型[图6(c)]都能很好地预测该现象。基于局部平衡假设的TFM-均匀曳力模型仍在每个网格中使用均匀假设，掩盖了气固系统的本质特征，在物理上是不合理的。

2.2 三维气固流化床数值验证

为了验证基于EMMS的混相模型在三维复杂气固流化系统和多尺度非均匀结构中的预测准确性，对包含Geldart A颗粒的鼓泡、湍动和快速流化床进行了数值模拟。使用商业软件Ansys Fluent 2022R2开展数值模拟，每个三维案例在5个CPU核心(Intel(R) Core(TM) i9-14900K, 3.20 GHz)上执行。入口设置为速度入口，出口设置为压力出口，其余边界定义为无滑移壁面条件。为了验证模型的可靠性，提出的基于EMMS的混相模型在气固体系中与TFM-EMMS曳力模型进行了基准比较。所有数值结果均来自最后10 s的时间平均统计。通过Gambit 2.4.6预处理软件生成的网格进行了网格独立性验证。

图7显示了不同流动时间下鼓泡流化床反应器内固体颗粒浓度的瞬时分布。显然，可以观察到气泡或空腔形态的介尺度结构。在该模拟中，通过基于EMMS的混相模型捕捉了大气泡和小气泡。然而，由于实验测量技术的局限性，关于气泡和颗粒团簇等介尺度结构的可比实验数据仍然缺乏。基于EMMS的混相模型模拟的瞬时颗粒体积分数分布与Luo等[66]利用TFM-结构关联曳力模型预测的结果相似。基于EMMS的混相模型预测的膨胀高度为1.112 m，这与Dubrawski等[67]的实验数据1.1 m非常接近。图8显示了Venderbosch[68]提出的湍动流化床中颗粒瞬时分布，该分布由基于EMMS的混相模型预测。从t = 5 s开始，气固流动开始发展为湍流。随着时间的推移，固体颗粒被气流扫向壁面，因此基于EMMS的混相模型能够捕捉到明显的“环-核”分层现象。

图9显示了不同流动时间下快流化床中固体浓度的瞬时分布。基于EMMS的混相模型成功预测了

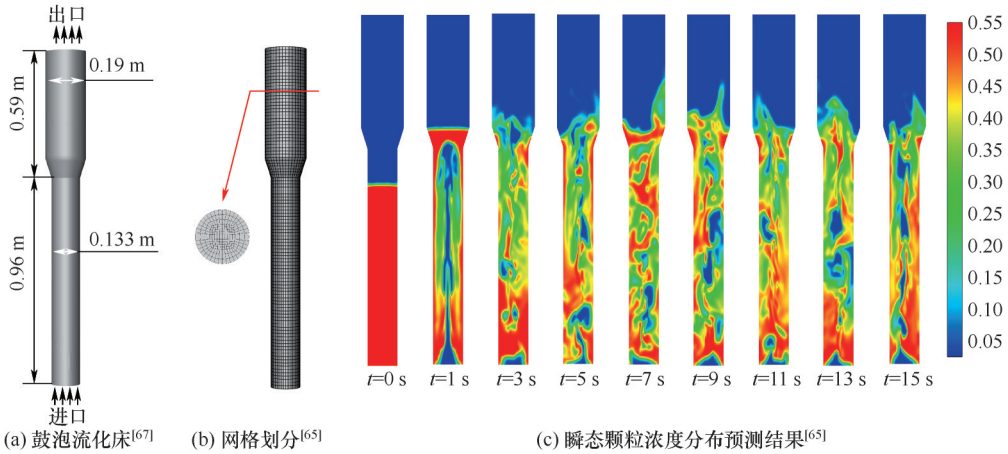
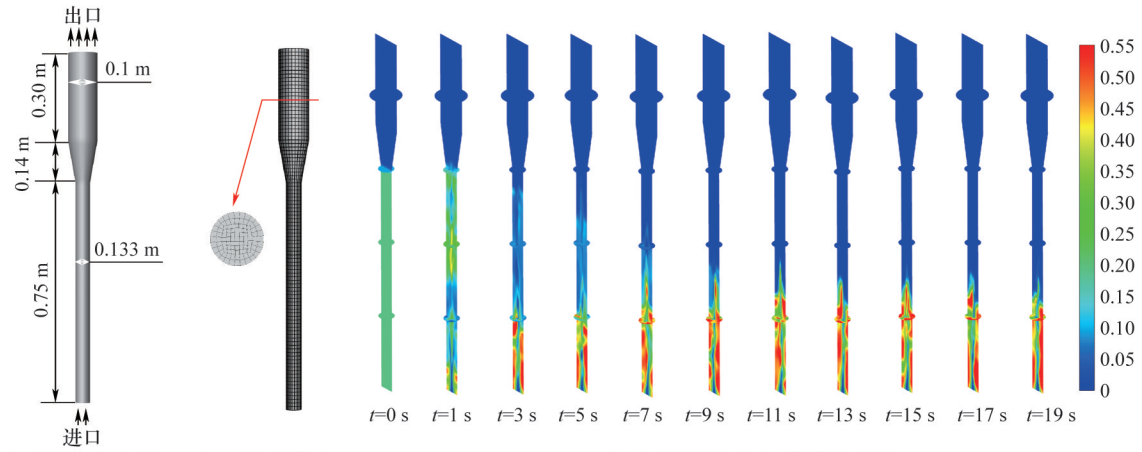


图7 基于EMMS的混相模型预测三维鼓泡流化床数值模拟结果(模拟工况：床层尺寸0.19 m × 1.55 m；气体密度1.1795 kg/m^3；气体黏度1.8872 × 10^{-5} kg/(m·s)；表观气速U_g = 4.0 m/s；颗粒直径98 μm；颗粒密度1560 kg/m^3；静止床层高度0.8 m；初始颗粒体积分数0.5455)

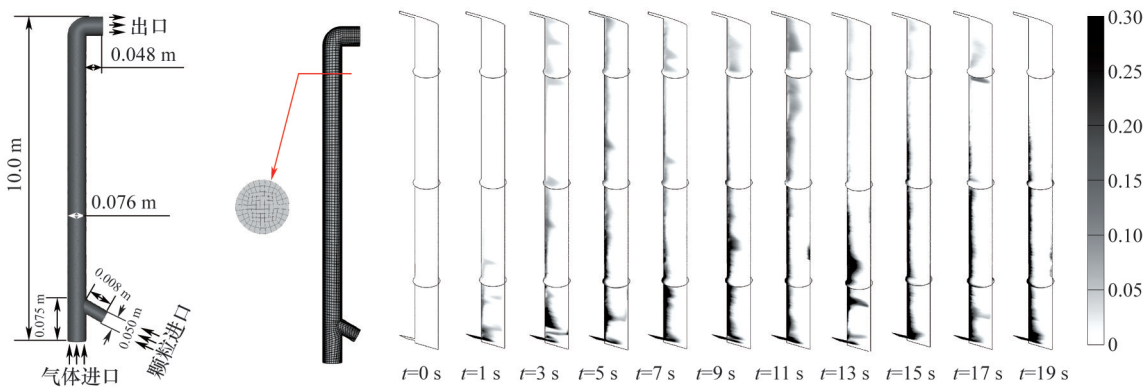
Fig.7 Numerical simulation of three-dimensional bubbling fluidized bed by EMMS-based mixture model



(a) 湍动流化床[68] (b) 网格划分[65] (c) 瞬态颗粒浓度分布预测结果[65]

图8 基于EMMS的混相模型预测三维湍动流化床数值模拟结果(模拟工况:床层尺寸0.05 m × 1.19 m;气体密度1.1795 kg/m^3;气体黏度1.8872 × 10^{-5} kg/(m·s);表观气速U_g= 0.6 m/s;颗粒直径90 μm;颗粒密度1375 kg/m^3;静止床层高度0.75 m;初始颗粒体积分数0.192)

Fig.8 Numerical simulation of three-dimensional turbulent fluidized bed by EMMS-based mixture model



(a) 快速流化床[69] (b)网格划分[65] (c) 瞬态颗粒浓度分布预测结果[65]

图9 基于EMMS的混相模型预测三维快速流化床数值模拟结果(模拟工况:床层尺寸0.076 m × 10 m;气体密度1.1795 kg/m^3;气体黏度1.8872 × 10^{-5} kg/(m·s);表观气速U_g= 7 m/s;颗粒直径76 μm;颗粒密度1780 kg/m^3;初始颗粒体积分数0.63)

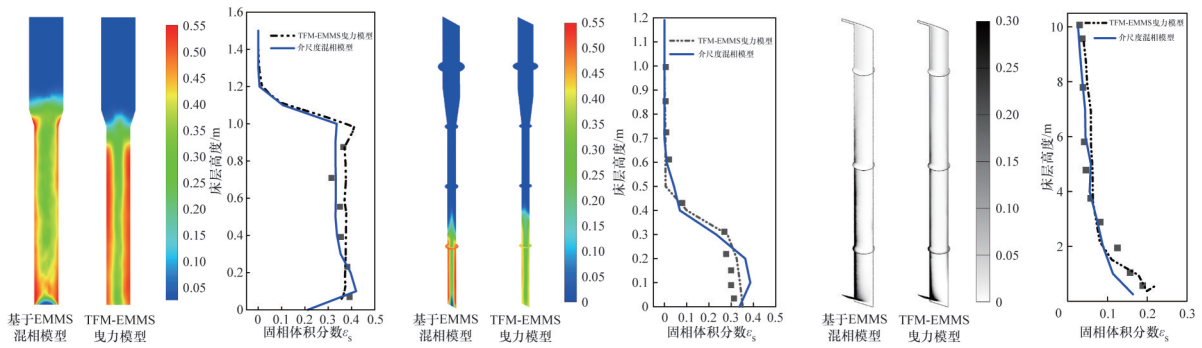
Fig.9 Numerical simulation of three-dimensional fast fluidized bed by EMMS-based mixture model

快流化床反应器中径向颗粒分布的特征性“环-核”结构。与Wu等[69]的实验观察结果一致,即中央区域(r/R < 0.3)形成低固体停留、高速向上的流动,而靠近墙壁的环状层(r/R > 0.7)则形成高浓度颗粒下沉流。这些发现与Li等[46]发表的气固两相流理论相一致。此外,当固体颗粒进入时,颗粒会沿固体入口方向运动。

从图10可见,基于EMMS的混相模型和TFM-EMMS曳力模型的时间平均固相体积分数与实验数据吻合良好。在三维鼓泡流化床[图10(a)]和湍动流化床[图10(b)]的模拟中,基于EMMS的混相模型能够成功预测典型的“S”形轴向固体分数剖面以及具有“环-核”结构的空间颗粒分布。三维快速循环流化床立管[图10(c)]中“环-核”流动结构,即靠近壁面密集的环状下落颗粒和中心稀疏快速上升的颗粒,能够被很好地模拟。

3 模型的稳定性及加速情况

双流体模型需要处理复杂的气-固相间作用力,导致计算稳定性较低。因此,通常使用双流体模型需要强制使用0.0005 s的小时间步以维持计算稳定性。与双流体模型相比,混相模型不需要分别求解两相的质量和动量守恒方程,只求解一套混合物方程,因此在模型稳定性和计算成本方面具有更多优势。在基于EMMS的混相模型中,由于只需求解单相混合物方程,因此可以使用相对较大的0.1 s时间步。图11显示了时间步长对时间平均轴向固相体积分数分布的影响,结果发现其对时间步长的



(a) 鼓泡流化床 (b) 湍动流化床 (c) 快速流化床

图10 基于EMMS的混相模型与双流体模型对颗粒浓度分布和轴向固相体积分数预测结果的对比[65]

Fig.10 Comparison of axial solid phase volume distribution and solid phase particle distribution predicted by EMMS-based mixture model and TFM-EMMS drag model[65]

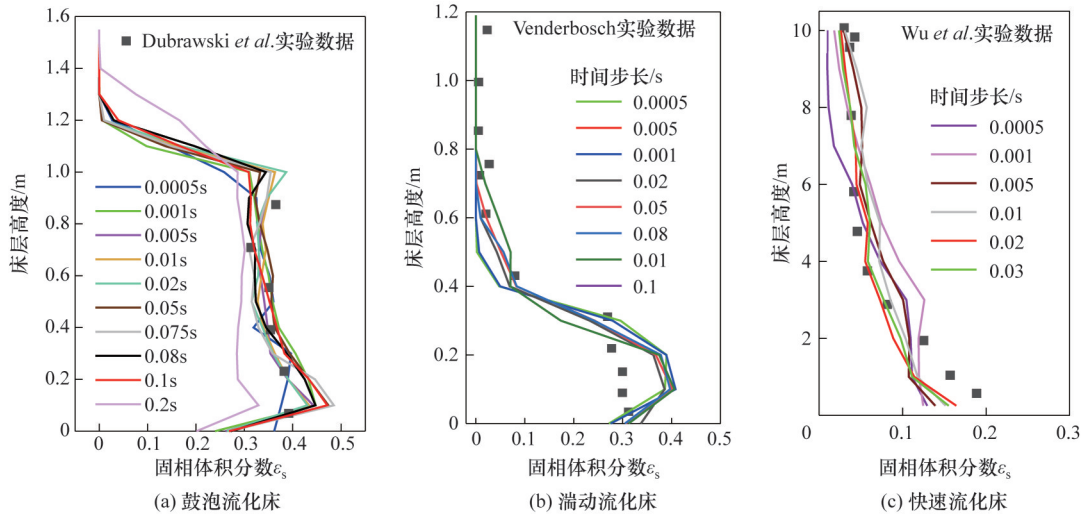
依赖性较弱，这再次证明了基于EMMS的混相模型在三维气固流化床反应器数值模拟中的强稳定性。相同设备上使用单CPU核心、时间步长设置为0.0005 s，混相模型在求解二维循环流化床提升管内30 s气固流动时间下的总耗时为15.82 h，比双流体模型的20.85 h少24.1%。双流体模型需要分别求解气相和固相的两套动量方程与连续性方程；然而，基于EMMS的混相模型只需求解一套混合物的微分方程。与混相模型相比，两流体模型在耦合这两套微分方程时需要花费超过25%的计算成本。另外，表3也显示了两种模型在不同时间步时求解下的实际耗时情况。如表3所示，使用基于EMMS的混相模型以较大时间步长0.1 s在同一计算设备上的单个CPU核心模拟30 s流动时间的总实时时间为0.085 h，这表明基于EMMS的混相模型比双流体模型快300倍以上。

表3 使用不同时间步长的基于EMMS的混相模型计算二维循环流化床内30 s流动时间的总时间[59]

Table 3 Total wall-clock time for calculating 30 s flow time in two-dimensional fluidized bed by EMMS-based mixture model with different time steps[59]

时间步长/s	计算二维循环流化床内30 s流动时间的总时间/h	相比双流体模型的加速比 (20.85 h)
0.0005	15.82	1.3
0.01	0.659	31.6
0.05	0.167	124.9
0.075	0.085	245.3
0.08	0.08	260.6
0.1	0.067	311.2

流化床的流动复杂度会随表观气速升高、床层尺度增大以及流型向快速流化床转变而显著提升；流动复杂度越高，局部流场的瞬态变化越剧烈，对



(a) 鼓泡流化床 (b) 湍动流化床 (c) 快速流化床

图11 基于EMMS的混相模型在不同时间步下预测的不同流化床中时间平均轴向固体体积分数分布[65]

Fig.11 The time-averaged axial distribution of the solid volume fraction in different fluidized beds obtained based on EMMS-based mixture model under different time steps[65]

时间步长的分辨率要求也就越高。如图11所示，鼓泡流化床在低气速条件下流动复杂度较低，采用0.1 s的较大时间步长即可保证计算结果无明显偏差；湍动流化床中气速与流动复杂度均处于中等水平，当时间步长大于0.05 s时，床层底部会出现轻微偏差；而快速流化床高气速、高非线性特征使其流场瞬态行为更为剧烈，尤其在床层底部密相区，颗粒团聚与气泡破碎过程变化极快，当时间步长大于0.05 s时，底部计算偏差会明显增大。鼓泡流化床表观气速低、流动状态平稳、气泡演化缓慢，采用0.05~0.1 s的时间步长，以兼顾计算效率与模拟精度；湍动流化床表观气速适中，流场瞬态波动增强，建议选取0.01~0.05 s的时间步长，实现精度与效率的平衡；快速流化床及全回路循环流化床表观气速高、流动结构复杂，为准确捕捉局部流场动态特征，宜采用0.005~0.01 s的时间步长；对于超高气速、超大床层等极端工况，则需先开展时间步长独立性验证，再确定合适步长，通常取值不超过0.005 s。

基于EMMS的混相模型在三维模拟方面和双流体模型的速度上进行了对比。表4列出了基于EMMS的混相模型在湍动流化床中相比传统TFM模型的加速比。在同一设备上，采用5个CPU核心进行了模拟。当基于EMMS的混相模型使用0.0005 s的小时间步时，它比TFM模型（模拟时长为15.67 h）快1.75倍，因为它不需要求解额外的颗粒质量和动量守恒方程。随着时间步增大到0.1 s，模拟时间减少到0.06 h，比TFM模型快244.50倍。随着时间步的增加，加速比迅速增长。因此，该模型在三维数值模拟中也显示出巨大的速度优势。

表4 使用不同时间步长的基于EMMS的混相模型计算三维湍动流化床内20 s流动时间的总时间[65]

Table 4 Total wall-clock time for calculating 20 s flow time in three-dimensional turbulent fluidized bed by EMMS-based mixture model with different time steps[65]

时间步长/s	计算二维循环流化床内20 s流动时间的总时间/h	相比双流体模型的加速比 (15.67 h)
0.0005	8.37	1.75
0.001	5.3	2.77
0.01	0.63	23.29
0.05	0.13	112.85
0.08	0.09	163
0.1	0.06	244.5

4 全回路循环流化床的拓展应用

用于模拟的循环流化床回路[70]由提升管、旋风分离器、下降管和L型阀组成，如图12所示，其几何形状与实验装置相同，唯一差别是用4个等间距的二次风入口代替了实验装置中数十个二次风入口，其总截面积与提升管相同。除L型阀和提升管与旋风分离器的连接处外，系统其余部分均采用六面体网格，而这两处则采用四面体网格。

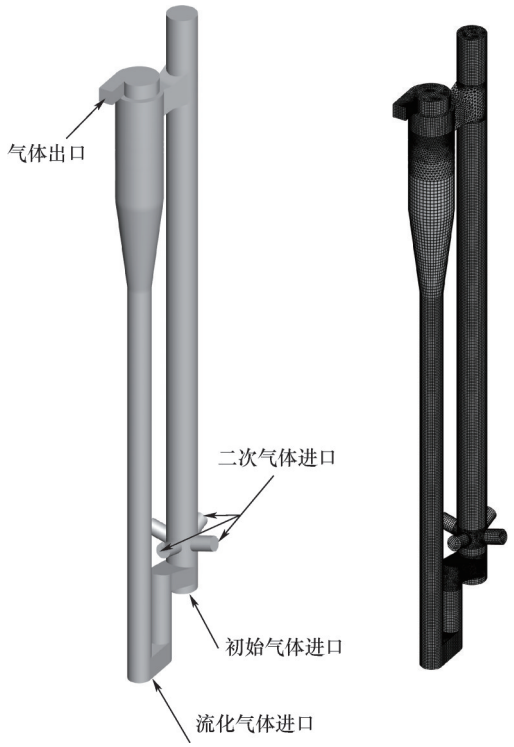


图12 三维循环流化床以及边界条件[70]

Fig.12 Schematic diagram of the three-dimensional circulating fluidized bed and boundary conditions[70]

表5展示了边界和初始条件。一次风入口的空气流速根据实验空气流量570 m^3/h进行设定，二次风入口的数值则根据总气体流量与一次风贡献量的差值计算得出。在L型阀底部，如图12所示的流化风入口处，空气入口处的流速被设定为最小流化速度。在出口处，规定为大气压。固相“镜面反射率”系数为0.6[71]。床内固体初始体积分数为0.552，由此根据物料量确定了填充高度。气体密度为1.1795 kg/m^3，气体黏度为1.8872×10^{-5} kg/(m·s)；颗粒密度为1400 kg/m^3，颗粒直径为50 μm。选择采用相位耦合SIMIPLE方法进行压力-速度耦合，动量方程和体积分数方程采用一阶迎风格式进行离散化。双流体模型使用时间步长为0.0005

表5 边界和初始条件

Table 5 Boundary and initial conditions

相态	一次风入口/(m/s)	二次空气入口/(m/s)	初始固体填料高度/m	流化入口气速/(m/s)	“镜面反射率”系数
气相	1.2	2.3	—	0.003	—
固相	0	0	1.21	0	0.6[71]

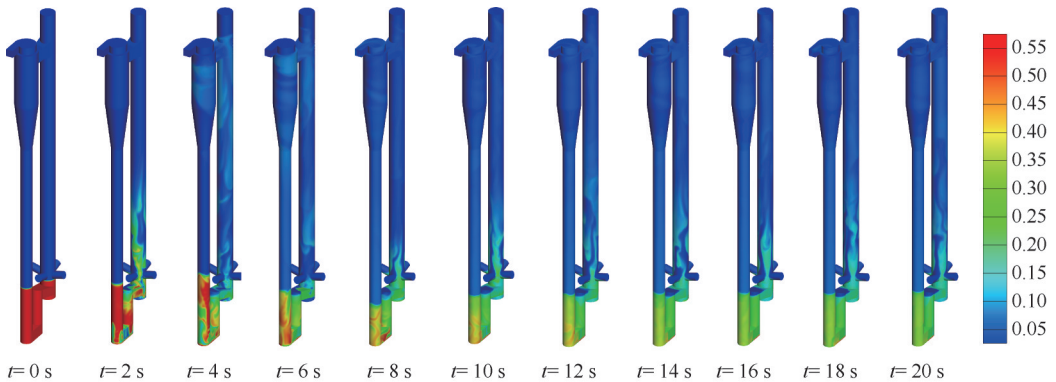
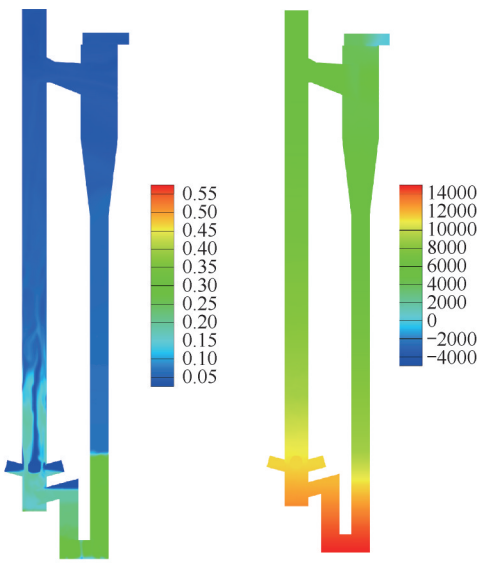


图13 基于EMMS的混相模型预测的全回路流化床瞬态颗粒浓度结果

Fig.13 Transient particle concentration in full-loop fluidized bed predicted by EMMS-based mixture model



(a) 时间平均固相体积分数 (b) 时间平均压力分布

图14 基于EMMS的混相模型预测的全回路流化床时均分布

Fig.14 Average distribution of full-loop fluidized bed predicted by EMMS-based mixture model

s，基于EMMS的混相模型使用不同的时间步长。监测提升管和下降管中的固体通量，以确保达到稳态条件。当模拟在10 s后达到统计稳态时，对场变量进行时间平均，如图13所示。模拟在物理时间上持续20 s，分析中使用了最后10 s的平均值。

图14展示了时间步长为0.02 s时循环流化床后10 s的时均固相体积分布和压力分布，压力图展示了锅炉内的模拟压力平衡情况。很明显，底部的压力梯度较大，顶部则相对较小，最大的梯度出现在湍动段，这与经验相符[70]。固相体积分数图展示了时均的颗粒分布情况，在鼓泡段和提升管底部为密相，提升管顶部和旋风分离器为稀相，固相体积分数在靠近壁面处较大，中心位置较小，明显地体现出了“环-核”现象。

三维全回路流化床采用基于EMMS的混相模型开展数值模拟时，设置时间步长为0.02 s，模拟20 s物理时间的实际计算时长为1.33 h，如表6所示。相比之下，双流体模型（时间步长控制在0.0005 s）模拟该案例需耗时116 h。结果表明，基于EMMS的混相模型的计算效率较双流体模型提升了87.22倍，有效缩短了数值模拟的计算周期，显著提升了三维全回路流化床模拟的效率。后续若使用性能更强的高性能计算机将使得计算时间大幅缩短。

表6 基于EMMS的混相模型的模拟时间及加速比

Table 6 Simulation time and acceleration ratio of EMMS-based mixture model

时间步长/s	运行20 s所需时间/h	加速比（双流体模型所用时间为116 h）
0.0005	68	1.71
0.001	29.67	3.91
0.005	4.67	24.84
0.01	2.83	40.99
0.02	1.33	87.22

5 结 论

基于能量最小多尺度原理确定了气固流化床反应器中的两相滑移速度，解析了气固介尺度非均匀结构，封闭至多相流混相模型描述流动的基本特征，两者耦合构建出基于EMMS的混相模型。采用基于EMMS的混相模型预测了3种不同的含Geldart A颗粒三维气固流化床，即鼓泡流化床、湍动流化床和快速流化床。将基于EMMS的混相模型的预测数据与传统的双流体模型和实验结果进行了比较，发现基于EMMS的混相模型能够以更大的时间步长进行模拟。保持数值结果的计算精度，能够有效降低模拟气固流化床所需的时间成本。并且能够应用至三维全回路流化床反应器的快速模拟中，主要结论如下：

(1)基于EMMS的混相模型能够很好地捕捉到气泡或空隙等介尺度结构以及“环-核”流动结构，并且在三维鼓泡流化床模拟中，计算得到的床层膨胀高度与实验数据吻合；

(2)典型的“S”形轴向固相体积分数分布和具有“环-核”结构的空间颗粒分布均可被很好地模拟，基于EMMS的混相模型成功预测了三维湍动流化床模拟的结果；

(3)具有靠近壁面的致密环状颗粒和在三维快速循环流化床上升管中心快速上升的稀疏核状颗粒的“环-核”结构可以被很好地模拟；

(4)与双流体模型(时间步长应保持在0.0005 s)相比，基于EMMS的混相模型表现出更强的计算稳定性，并且可以使用0.1 s的大时间步长进行模拟，此时基于EMMS的混相模型的计算速度很快，比双流体模型快200倍以上。

本研究开发的基于EMMS的混相模型有助于推动工业气固流化床反应器的模拟进程，可大幅缩短模拟时间，促进石油化工、煤化工等领域的发展。

符 号 说 明

d_{cl}——颗粒团直径，m
d_p——颗粒直径，m
e_{pp}——颗粒碰撞恢复系数
f——密相体积分数
g_0——径向分布函数
$\boldsymbol{I}$——单位张量，Pa
I_{2D}——偏应力张量第二不变量
P——压力，Pa
P_p——颗粒压力，Pa
U_c——密相表观气速，m/s
U_f——稀相表观气速，m/s
U_{pc}——密相表观颗粒速度，m/s
U_{pf}——稀相表观颗粒速度，m/s
$\boldsymbol{u}_{dr,p}$——颗粒相漂移速度，m/s
$\boldsymbol{u}_g$——气相速度，m/s
$\boldsymbol{u}_m$——混合相速度，m/s
$\boldsymbol{u}_p$——颗粒相速度，m/s
$\boldsymbol{u}_{slip}$——气固滑移速度，m/s
z——鼓泡床轴向位置，m
Θ_p——颗粒温度，m^2/s^2
ε_c——密相空隙率
ε_f——稀相空隙率
ε_g——气含率
ε_p——颗粒体积分数
$\varepsilon_{p,max}$——颗粒最大堆积极限
λ_g——气相体积黏度，Pa·s
λ_p——颗粒相体积黏度，Pa·s
μ_g——气相黏度，Pa·s
μ_m——混合相黏度，Pa·s
μ_p——颗粒相黏度，Pa·s
$\mu_{p,col}$——颗粒碰撞黏度，Pa·s
$\mu_{p,fr}$——颗粒摩擦黏度，Pa·s
$\mu_{p,kin}$——颗粒运动黏度，Pa·s
ρ_g——气相密度，kg/m^3
ρ_m——混合相密度，kg/m^3
ρ_p——颗粒密度，kg/m^3
$\boldsymbol{\tau}_g$——气相应力张量，Pa
$\boldsymbol{\tau}_p$——颗粒相应力张量，Pa
φ——内摩擦角，(°)

参考文献

[1] Zapater D, Kulkarni S R, Wery F, et al. Multifunctional fluidized bed reactors for process intensification[J]. Progress in Energy and Combustion Science, 2024, **105**: 101176.

[2] Alobaid F, Almohammed N, Massoudi Farid M, et al. Progress in CFD simulations of fluidized beds for chemical and energy process engineering[J]. Progress in Energy and Combustion Science, 2022, **91**: 100930.

[3] Chew J W, LaMarche W C Q, Cocco R A. 100 years of scaling up fluidized bed and circulating fluidized bed reactors[J]. Powder Technology, 2022, **409**: 117813.

[4] Zhao Z J, Zhou L, Bai L, et al. Recent advances and perspectives of CFD-DEM simulation in fluidized bed[J]. Archives of Computational Methods in Engineering, 2024, **31**(2): 871-918.

[5] Deng B Y, Zhang Y, Zhang M, et al. Identification and dynamic properties of clusters for Geldart group B particles in a circulating fluidized bed[J]. Chemical Engineering Science, 2022, **248**: 117265.

[6] Wang H F, Chen Y P, Wang W. Particle-level dynamics of clusters: experiments in a gas-fluidized bed[J]. AIChE Journal, 2022, **68**(3): e17525.

[7] Wu G P, Yang X, He Y. Experimental exploration of particle cluster characteristics in the gas-solid diameter-varying fluidized bed[J]. Powder Technology, 2023, **429**: 118948.

[8] Li A J, Zhu L Y, Zhu X L, et al. Particle scale modeling of heat transfer between mesoscale clusters and surfaces in fluidized beds [J]. Case Studies in Thermal Engineering, 2024, **60**: 104634.

[9] Li A J, Li X Y, Xu X G, et al. Numerical modeling of wall-to-cluster heat transfer in swirling fluidized beds based on MFiX-DEM approach[J]. Case Studies in Thermal Engineering, 2025, **65**: 105634.

[10] Zhu H Y, Zhu J, Li G Z, et al. Detailed measurements of flow structure inside a dense gas - solids fluidized bed[J]. Powder Technology, 2008, **180**(3): 339-349.

[11] Aghbashlo M, Sotudeh-Gharebagh R, Zarghami R, et al. Measurement techniques to monitor and control fluidization quality in fluidized bed dryers: a review[J]. Drying Technology, 2014, **32**(9): 1005-1051.

[12] Zhu X L, Xu Y, Tu Q Y, et al. Advanced measurement techniques for gas-solids fluidized beds in the power and energy industry — a review[J]. Measurement: Energy, 2024, **4**: 100030.

[13] Ma H Q, Liu Z H, Zhou L Y, et al. Numerical investigation of the particle flow behaviors in a fluidized-bed drum by CFD-DEM[J]. Powder Technology, 2023, **429**: 118891.

[14] Ma Z Y, Tu Q Y, Liu Z X, et al. CFD-DEM investigation of the gas-solid flow characteristics in a fluidized bed dryer[J]. Chemical Engineering Research and Design, 2023, **196**: 235-253.

[15] Tu Q Y, Ma Z Y, Wang H G. Investigation of wet particle drying process in a fluidized bed dryer by CFD simulation and experimental measurement[J]. Chemical Engineering Journal, 2023, **452**: 139200.

[16] de Munck M J A, Peters E A J F, Kuipers J A M. CFD-DEM modeling and validation of solids drying in a gas-fluidized bed[J]. Chemical Engineering Science, 2024, **291**: 119922.

[17] Alipoor M, Kazemi S, Zarghami R, et al. CFD-DEM Investigation of the effects of particle size and fluidization regime on heat transfer in fluidized beds[J]. Computational Particle Mechanics, 2025, **12**(4): 2037-2058.

[18] Khodabandehlou R, Norouzi H R, Larimi A, et al. Analysis of biomass gasification in a fluidized bed using CFD-DEM[J]. Energy, 2025, **320**: 135395.

[19] Wang J W. Continuum theory for dense gas-solid flow: a state-of-the-art review[J]. Chemical Engineering Science, 2020, **215**: 115428.

[20] He Y R, Ren A X, Tang T Q, et al. Multi-scale numerical simulation of flow, heat and mass transfer behaviors in dense gas-solid flows: a brief review[J]. Journal of Thermal Science, 2022, **31**(3): 607-633.

[21] Wang W, Lu B N, Zhang N, et al. A review of multiscale CFD for gas-solid CFB modeling[J]. International Journal of Multiphase Flow, 2010, **36**(2): 109-118.

[22] Wang S, Hu C S, Luo K, et al. Multi-scale numerical simulation of fluidized beds: model applicability assessment[J]. Particuology, 2023, **80**: 11-41.

[23] Alobaid F, Ströhle J, Epple B. Extended CFD/DEM model for the simulation of circulating fluidized bed[J]. Advanced Powder Technology, 2013, **24**(1): 403-415.

[24] Ku X K, Li T, Løvås T. CFD - DEM simulation of biomass gasification with steam in a fluidized bed reactor[J]. Chemical Engineering Science, 2015, **122**: 270-283.

[25] Ostermeier P, DeYoung S, Vandersickel A, et al. Comprehensive investigation and comparison of TFM, DenseDPM and CFD-DEM for dense fluidized beds[J]. Chemical Engineering Science, 2019, **196**: 291-309.

[26] Wang S, Luo K, Hu C S, et al. CFD-DEM simulation of heat transfer in fluidized beds: model verification, validation, and application[J]. Chemical Engineering Science, 2019, **197**: 280-295.

[27] Xie J, Zhong W Q, Shao Y J, et al. Coupling of CFD-DEM and reaction model for 3D fluidized beds[J]. Powder Technology, 2019, **353**: 72-83.

[28] Wang Z K, Liu M B. Semi-resolved CFD-DEM for thermal particulate flows with applications to fluidized beds[J]. International Journal of Heat and Mass Transfer, 2020, **159**: 120150.

[29] Wang S, Shen Y S. CFD-DEM study of thermal behaviours of chip-like particles flow in a fluidized bed[J]. Powder Technology, 2024, **445**: 120066.

[30] Jiang F, Liu H H, Chen X, et al. A coupled LBM-DEM method for simulating the multiphase fluid-solid interaction problem[J]. Journal of Computational Physics, 2022, **454**: 110963.

[31] Fu S T, Wang L M. GPU-based unresolved LBM-DEM for fast simulation of gas-solid flows[J]. Chemical Engineering Journal, 2023, **465**: 142898.

[32] Liu Y G, Zhao B D, Xu J, et al. A TFM-IBM method for Cartesian grid simulation of gas-solid flows in complex geometries[J]. Chemical Engineering Science, 2025, **312**: 121637.

[33] Prajapati C, Nadda M, Singh K, et al. Artificial neural network-based EMMS drag model for fluidized beds[J]. Powder Technology, 2025, **465**: 121217.

[34] Zhao Y M, Yuan S Z, Chen X, et al. A Stokes number-dependent filtered drag model for fluidized gas-particle beds with varying material properties[J]. Powder Technology, 2025, **457**: 120860.

[35] Wang H, Lu Y J. 3D simulations of voidage distribution in SCW fluidized beds using the EMMS model[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2022, **61**(36): 13720-13733.

[36] Geng J W, Tian Y J, Wang W. Exploring a unified EMMS drag model for gas-solid fluidization[J]. Chemical Engineering Science, 2022, **251**: 117444.

[37] Ouyang B, Zhu L T, Luo Z H. Data-driven modeling of mesoscale solids stress closures for filtered two-fluid model in gas-particle flows[J]. AIChE Journal, 2021, **67**(7): e17290.

[38] Boniou V, Fox R O. Shock-particle-curtain-interaction study with a hyperbolic two-fluid model: effect of particle force models [J]. International Journal of Multiphase Flow, 2023, **169**: 104591.

[39] Stroh A, Alobaid F, Busch J P, et al. 3-D numerical simulation for co-firing of torrefied biomass in a pulverized-fired 1 MW_{th} combustion chamber[J]. Energy, 2015, **85**: 105-116.

[40] Goda H, Hibiki T, Kim S, et al. Drift-flux model for downward two-phase flow[J]. International Journal of Heat and Mass Transfer, 2003, **46**(25): 4835-4844.

[41] Shi H, Holmes J A, Durlofsky L J, et al. Drift-flux modeling of

two-phase flow in wellbores[J]. SPE Journal, 2005, **10**(1): 24-33.

[42] Ozaki T, Hibiki T. Drift-flux model for rod bundle geometry[J]. Progress in Nuclear Energy, 2015, **83**: 229-247.

[43] Hibiki T, Tsukamoto N. Drift-flux model for upward dispersed two-phase flows in a vertical rod bundle[J]. Applied Thermal Engineering, 2023, **226**: 120323.

[44] Hibiki T, Tsukamoto N. Drift-flux model for upward dispersed two-phase flows in vertical medium-to-large round tubes[J]. Progress in Nuclear Energy, 2023, **158**: 104611.

[45] 蒋鸣, 周强. 气固流化床介尺度结构形成机制及过滤曳力模型研究进展[J]. 化工学报, 2022, **73**(6): 2468-2485.
Jiang M, Zhou Q. Progress on mechanisms of mesoscale structures and mesoscale drag model in gas-solid fluidized beds[J]. CIESC Journal, 2022, **73**(6): 2468-2485.

[46] Li J H, Kwauk M. Particle-Fluid Two-Phase Flow: the Energy-Minimization Multi-Scale Method[M]. Beijing: Metallurgical Industry Press, 1994.

[47] Shang Z, Lou J, Li H Y. CFD of dilute gas-solid two-phase flow using Lagrangian algebraic slip mixture model[J]. Powder Technology, 2014, **266**: 120-128.

[48] Jiang Y, Lan Y. A dynamic mixture model for non-equilibrium multiphase fluids[J]. Computer Graphics Forum, 2021, **40**(7): 85-95.

[49] Li J H, Ge W, Wang W, et al. Focusing on mesoscales: from the energy-minimization multiscale model to mesoscience[J]. Current Opinion in Chemical Engineering, 2016, **13**: 10-23.

[50] Qin Z Y, Zhou Q, Wang J W. An EMMS drag model for coarse grid simulation of polydisperse gas-solid flow in circulating fluidized bed risers[J]. Chemical Engineering Science, 2019, **207**: 358-378.

[51] Qiu X P, Wang L M, Yang N, et al. A simplified two-fluid model coupled with EMMS drag for gas-solid flows[J]. Powder Technology, 2017, **314**: 299-314.

[52] Hu S W, Liu X H. 3D CFD-PBM simulation of gas-solid bubbling beds of Geldart A particles with sub-grid drag correction[J]. Chemical Engineering Science, 2023, **275**: 118660.

[53] Meng L Y, Zhang X J, Shang Y Q, et al. A simplified steady-state mesoscale drag model with an analytical solution for fluidized beds [J]. Powder Technology, 2023, **429**: 118955.

[54] Zhang X K, Tian Y J, Lu B N, et al. A multiscale interphase heat transfer model for fluidized beds based on the steady-state EMMS approach[J]. Chemical Engineering Science, 2024, **298**: 120408.

[55] Zhang L B, Ma Y L, Liu M Y. Numerical simulations of gas-liquid-solid circulating flows coupled to mesoscale parameters and measurements[J]. Particuology, 2025, **97**: 236-256.

[56] Hu S W, Liu X H. CFD-PBM simulation of gas-solid bubbling flow with structure-dependent drag coefficients[J]. Chemical Engineering Journal, 2021, **413**: 127503.

[57] Hu S W, Liu X H. A simple and general sub-grid drag model for gas-solid fast fluidization[J]. Chemical Engineering Journal, 2021, **421**: 129922.

[58] Zhu L T, Lei H, Ouyang B, et al. Using mesoscale drag model-augmented coarse-grid simulation to design fluidized bed reactor: effect of bed internals and sizes[J]. Chemical Engineering Science, 2022, **253**: 117547.

[59] Zhang H H, Wang L M. Dynamic energy-minimization multi-scale heterogeneous continuum evolution model for gas-solid fluidization[J]. Chemical Engineering Journal, 2024, **480**: 148343.

[60] Manninen M, Taivassalo V, Kallio S. On the mixture model for multiphase flow[J]. VTT Publications, 1996: 288.

[61] Gidaspow D, Bezburuah R, Ding J. Hydrodynamics of circulating fluidized beds: kinetic theory approach[C]//Proceedings of the 7th Engineering Foundation Conference on Fluidization, 1992: 75-82.

[62] Schaeffer D G. Instability in the evolution equations describing incompressible granular flow[J]. Journal of Differential Equations, 1987, **66**(1): 19-50.

[63] Lun C K K, Savage S B, Jeffrey D J, et al. Kinetic theories for granular flow: inelastic particles in Couette flow and slightly inelastic particles in a general flowfield[J]. Journal of Fluid Mechanics, 1984, **140**: 223-256.

[64] Ding J M, Gidaspow D. A bubbling fluidization model using kinetic theory of granular flow[J]. AIChE Journal, 1990, **36**(4): 523-538.

[65] Zhang H H, Sun P J, Wang L M. Dynamic energy-minimization multi-scale evolution model for three-dimensional simulation of gas-solid fluidized beds with Geldart A particles[J]. Chemical Engineering Science, 2025, **317**: 122004.

[66] Luo H, Lu B N, Zhang J Y, et al. A grid-independent EMMS/bubbling drag model for bubbling and turbulent fluidization[J]. Chemical Engineering Journal, 2017, **326**: 47-57.

[67] Dubrawski K, Tebianian S, Bi H T, et al. Traveling column for comparison of invasive and non-invasive fluidization voidage measurement techniques[J]. Powder Technology, 2013, **235**: 203-220.

[68] Venderbosch R H. The role of clusters in gas-solids reactors: an experimental study[D]. Enschede: University of Twente, 1998.

[69] Wu Y Y, Peng L, Qin L Q, et al. Validation and application of CPFD models in simulating hydrodynamics and reactions in riser reactor with Geldart A particles[J]. Powder Technology, 2018, **323**: 269-283.

[70] Zhang N, Lu B N, Wang W, et al. Virtual experimentation through 3D full-loop simulation of a circulating fluidized bed[J]. Particuology, 2008, **6**(6): 529-539.

[71] Johnson P C, Jackson R. Frictional-collisional constitutive relations for granular materials, with application to plane shearing [J]. Journal of Fluid Mechanics, 1987, **176**: 67-93.