DOI:10.3724/j.issn.1004-3918.2026.067

生物质热解流化床三相动态特性模拟研究

徐永贵[1]， 朱有健[2]

（1. 河南省科学技术交流中心，郑州 450008； 2. 郑州轻工业大学 新能源学院，郑州 450002）

摘 要： 流化床反应器(FBR)因高效气固接触、快速传热传质及均匀温度分布等特性，在生物质热解领域具有显著优势。其流态化操作模式可有效克服生物质热阻大、加热速率低的缺陷，通过强烈湍流混合缩短反应启动时间，满足快速热解所需的中等温度(500~650 ℃)、高加热速率(>200 K/s)及短停留时间(<2 s)等核心工艺条件。颗粒空间分布与接触效率直接影响热解均匀性及焦油二次裂解程度，解析其动态混合机制对突破传热瓶颈、提升产物选择性具有重要理论价值。本研究拟构建三维欧拉-欧拉多相流模型，系统考察惰性载气、石英砂与生物质颗粒的三相流体力学行为。结果显示，①石英砂流态化呈三阶段演化：初始堆积(体积分数0.65)→鼓泡流态化(0.25 m/s气速触发0.22 m床层膨胀)→湍动流态化稳定态(膨胀系数1.6)；②量化操作参数非线性效应：粒径由0.1 mm增至0.3 mm导致膨胀高度降低46%，揭示小颗粒湍动流化与大颗粒节涌流化的竞争机制，床高增加至0.16 m使膨胀高度提升56%，气速在0.125~0.375 m/s区间内膨胀高度增长66.7%；③单侧进料导致生物质呈梯度递减楔形分布；④双喷嘴系统显著改善颗粒分布均匀性，2.2~3.0 s实现浓度梯度平缓演化。

关键词： 生物质；热解；流化床；计算流体力学；多相流

中图分类号： TK6；TK123 **文献标志码：** A **文章编号：**1004-3918(2026)03-0488-10

Numerical Study on Three-phase Dynamic Behaviors in a Fluidized Bed for Biomass Pyrolysis

XU Yonggui[1], ZHU Youjian[2]

（1. Henan Science and Technology Exchange Center, Zhengzhou 450008, China;
2. New Energy College, Zhengzhou University of Light Industry, Zhengzhou 450002, China）

Abstract: Fluidized Bed Reactors (FBRs) offer distinct advantages in biomass pyrolysis due to their efficient gas-solid contact, rapid heat and mass transfer, and uniform temperature distribution. Their fluidization operation mode effectively overcomes the challenges of high thermal resistance and low heating rates inherent in biomass. Through intense turbulent mixing, FBRs shorten reaction initiation time and meet the core process requirements for fast pyrolysis: moderate temperatures (500-650 ℃), high heating rates (>200 K/s), and short residence times (<2 s). The spatial distribution of particles and contact efficiency directly impact pyrolysis uniformity and the extent of secondary tar cracking. Analyzing their dynamic mixing mechanisms holds significant theoretical value for overcoming heat transfer bottlenecks and enhancing product selectivity. This study aims to establish a three-dimensional Eulerian-Eulerian multiphase flow model to systematically investigate the three-phase (inert carrier gas, quartz sand, and biomass particles) hydrodynamics. Key findings include: ① Quartz sand fluidization exhibits a

收稿日期： 2025-08-25 **修回日期：** 2026-01-13 **接受日期：** 2026-03-10

基金项目： 国家自然科学基金项目(52376215)；河南省优秀青年科学基金项目(242300421076)；河南省科技攻关项目(242102521065)

作者简介： 徐永贵(1986-)，高级工程师，博士，研究方向为生物质能源化资源化利用

通信作者： 朱有健(1987-)，副教授，博士，研究方向为生物质能源化资源化利用，E-mail：yjzhu01@hotmail.com

引用格式： 徐永贵，朱有健. 生物质热解流化床三相动态特性模拟研究[J]. 河南科学，2026，44(3)：488-497.

Xu Y G，Zhu Y J. Numerical study on three-phase dynamic behaviors in a fluidized bed for biomass pyrolysis[J]. Henan Science，2026，44(3)：488-497.

three-stage evolution: initial packing (volume fraction 0.65)→bubbling fluidization (triggered by 0.25 m/s gas velocity, causing 0.22 m bed expansion)→stable turbulent fluidization state (expansion ratio 1.6). ② Quantified nonlinear effects of operational parameters: Increasing particle size from 0.1 mm to 0.3 mm reduced expansion height by 46%, revealing the competing mechanisms of turbulent fluidization in small particles versus slugging flow in large particles. Increasing bed height to 0.16 m raised expansion height by 56%. Gas velocity increase within the 0.125-0.375 m/s range boosted expansion height by 66.7%. ③ Single-side feeding resulted in a biomass concentration profile exhibiting a gradient-decreasing, wedge-shaped distribution. ④ The dual-nozzle system significantly improved particle distribution uniformity, achieving a gradual smoothing of the concentration gradient within 2.2-3.0 seconds.

Key words: biomass; pyrolysis; fluidized bed; computational fluid dynamics; multiphase flow

0 引言

流化床反应器（Fluidized Bed Reactor，FBR）因其优异的气固两相接触效率、高传热传质速率、剧烈的颗粒扰动及均匀的温度分布等特点，在生物质颗粒热解过程中具有重要应用价值[1-4]。相较于固定床反应器，FBR特有的流态化操作模式不仅能够有效克服生物质原料热阻大的缺陷，其强烈的湍流混合特性还可显著缩短热解反应的启动时间。在典型FBR系统中，生物质颗粒与流化介质（如石英砂）通过气固两相剧烈运动实现充分接触，这种动态混合机制使得热量通过颗粒间碰撞和气体对流进行高效传递，从而满足快速热解所需的中等反应温度（500~650 ℃）、高加热速率（>200 K/s）及极短停留时间（<2 s）等核心工艺要求[5-6]。生物质颗粒在FBR内的空间分布特征会直接影响其热解反应的均匀性，而颗粒与流化介质的接触效率更是决定焦油二次裂解程度的关键因素。因此，深入解析生物质颗粒进入FBR后的动态混合机制及其接触特性演化规律，对于突破传统热解工艺的传热瓶颈、提升目标产物选择性具有重要理论价值与工程指导意义[7]。

近年来，学术界针对流化床反应器内颗粒动力学行为开展了大量实验研究与数值模拟工作[8-11]。在实验表征方面，Sun等[12]采用光纤探针测量技术，系统研究了稻壳-砂混合物在鼓泡流化床中的分布特性，其建立的多相流耦合模型成功预测了不同流化数下生物质颗粒的质量分数分布规律。Bai等[13]通过数值模拟与X射线断层扫描的交叉验证，定量揭示了操作参数对生物质混合物混合行为的影响机制。在模型构建领域，Sharma等[14]和Hameed等[15]基于欧拉-欧拉框架对流化床混合过程模拟，发现曳力模型的选择会显著影响床层内颗粒相间动量传递。值得关注的是，虽然现有研究已初步阐明静态混合状态下颗粒的分布规律，但针对生物质热解过程中进入炉内的动态跟踪研究仍存在明显不足。这直接制约着进料系统设计与反应器操作的协同优化。

随着计算流体力学（CFD）技术的突破性发展，基于连续介质假设的欧拉-欧拉模型和离散元法的欧拉-拉格朗日模型已成为解析多相流复杂行为的核心工具[14-15]。其中，欧拉-欧拉模型因其在计算效率与工程适用性方面的突出优势，被广泛应用于工业尺度流化床的数值模拟[16-18]。Yu等[19]通过构建气-砂两相流动的动力学模型，实现了循环流化床内颗粒浓度的定量预测。在生物质热化学转化方面，Mellin等[20]通过耦合详细化学动力学机理，成功模拟了生物质快速热解过程。Xiong等[21]系统研究了操作参数对生物质焦油产率的影响。这些进展充分证明，经过合理修正的欧拉-欧拉模型能够有效预测FBR中生物质与石英砂的复杂流体力学行为，并为反应器优化提供可靠的理论依据[22-24]。

然而，现有研究在模型构建维度上仍存在明显局限：当前大多数热解数值模拟采用二维简化的欧拉-欧拉模型处理多相流动，或仅通过离散相模型（DPM）追踪单个生物质颗粒的运动轨迹。这种降维处理方法虽然降低了计算成本，但无法准确表征实际三维流场中存在的涡旋结构、二次流效应等关键流体力学特征。特别需要指出的是，在生物质流化床锅炉的实际工程应用中，反应器本体通常采用圆柱形结构，但在二维数值模拟中常被简化为轴对称长方体几何构型。这种几何简化会导致关键流体力学特征（如涡流结构、二次流效应）的缺失，使得二维与三维模拟在流动特性预测上呈现显著差异。因此，通过构建三维CFD模型来精确模拟生物质颗粒

在流化床内的流动过程，对于揭示多相流动–传热–反应耦合机制、阐明产物分布的空间异质性成因具有不可替代的作用。这种高保真度模拟不仅能够突破传统实验手段的时空分辨率限制，更可为新型热解反应器的结构设计与工艺优化提供关键理论支撑。

基于上述研究背景，本研究拟建立三维欧拉–欧拉多相流模型，系统研究流化床反应器中惰性载气、石英砂介质与生物质颗粒的三相流体动力学行为。研究重点包括：①流化状态形成的关键影响因素（初始床高、流化气速、粒径分布）；②生物质颗粒在三维流场中的扩散迁移规律；③双进料口结构对颗粒空间分布均匀性的优化效果。通过构建“多相流体力学–颗粒动力学”的数值模型，系统探究流化床操作参数与反应器内颗粒混合效率，为开发新一代高效生物质热解装备提供理论框架和设计准则。

1 生物质热解流化床反应器模拟方法

在生物质快速热解工艺中，流化床内生物质颗粒与高温石英砂介质的混合流化状态直接决定传热效率。然而，流化床内多相流动具有显著的时空异质性特征，其复杂的涡旋结构、颗粒聚团现象等会导致产物收率产生波动。因此，系统解析流化床内气固两相流动的动力学机制，是优化反应器操作条件、提升目标产物选择性的重要理论基础。本节系统构建流化床反应器的模拟框架：基于双流体模型建立气固两相的质量–动量守恒方程组，采用曳力模型（Gidaspow）对相间动量交换计算。针对实验室现有的一套带侧壁进料的流化床热解反应器建立参数化几何模型，通过网格无关性验证确保计算结果的可靠性；进一步设置动态边界条件，采用压力–速度耦合算法求解瞬态流动过程。为验证模型有效性，将模拟结果与文献实验数据进行多维度对比。最终构建覆盖多尺度流动特征的生物质–石英砂混合体系参数化建模体系，通过建立融合颗粒动力学与多物理场耦合的高精度数值模型，形成动态优化的参数配置方法，为生物质流化床热解装置的进料均匀性调控、反应器结构优化及热质传递强化提供全流程仿真平台与工程决策支持。

1.1 多相流动模型

1.1.1 多相流控制方程

基于循环流体力学框架构建的欧拉双流体模型中，流化床气动输送过程被抽象为气–固连续介质相互作用体系。其中气相为流化气体，固相由生物质颗粒与石英砂介质共同构成，各相均被处理为共享压力场的互穿连续介质。通过引入相间动量交换系数表征气固相互作用强度，并采用颗粒动力学理论推导的固体压力本构方程封闭动量守恒方程组，其中Granular Temperature理论被用于量化固相物性参数（如颗粒黏度、碰撞恢复系数）的动态演化规律。

带有侧进料口的流化床数值模拟的核心建模策略包含以下关键点：①构建基于欧拉–欧拉框架的双向耦合瞬态模拟方法，将气固两相处理为相互渗透的连续介质，并设定气相满足不可压缩流动条件；②基于颗粒动理学理论构建方程组的闭合条件，实现多相流守恒方程的封闭求解；③根据稀相流态化特征，忽略颗粒摩擦效应，仅考虑碰撞主导的离散相相互作用。据此建立的双流体模型控制方程组包含：

$$\frac{\partial}{\partial t}\left(\alpha_g\rho_g\right)+\nabla\cdot\left(\alpha_g\rho_g\boldsymbol{u}_g\right)=0, \tag{1}$$

$$\frac{\partial}{\partial t}\left(\alpha_q\rho_q\right)+\nabla\cdot\left(\alpha_q\rho_q\boldsymbol{u}_q\right)=0, \tag{2}$$

$$\frac{\partial}{\partial t}\left(\alpha_l\rho_l\right)+\nabla\cdot\left(\alpha_l\rho_l\boldsymbol{u}_l\right)=0, \tag{3}$$

$$\alpha_g+\alpha_q+\alpha_l=1, \tag{4}$$

式中：α为体积分数；ρ为密度；$\boldsymbol{u}$为速度矢量；下标g、q、l分别表示气相、石英砂固相和生物质颗粒固相。动量守恒方程由Navier–Stokes方程计算，其中包括各相之间的动量交换系数。三个相的动量方程表示为：

$$\frac{\partial}{\partial t}\left(\alpha_g\rho_g\boldsymbol{u}_g\right)+\nabla\cdot\left(\alpha_g\rho_g\boldsymbol{u}_g\boldsymbol{u}_g\right)=-\alpha_g\nabla p+\nabla\cdot\overline{\overline{\tau}}_g+\alpha_g\rho_g g+K_{gq}\left(\boldsymbol{u}_q-\boldsymbol{u}_g\right)+K_{lg}\left(\boldsymbol{u}_l-\boldsymbol{u}_g\right), \tag{5}$$

$$\frac{\partial}{\partial t}\left(\alpha_q\rho_q\boldsymbol{u}_q\right)+\nabla\cdot\left(\alpha_q\rho_q\boldsymbol{u}_q\boldsymbol{u}_q\right)=-\alpha_q\nabla p+\nabla\cdot\overline{\overline{\tau}}_q+\alpha_q\rho_q g+K_{gq}\left(\boldsymbol{u}_g-\boldsymbol{u}_q\right)+K_{lq}\left(\boldsymbol{u}_l-\boldsymbol{u}_q\right), \tag{6}$$

$$\frac{\partial}{\partial t}\left(\alpha_l\rho_l\boldsymbol{u}_l\right)+\nabla\cdot\left(\alpha_l\rho_l\boldsymbol{u}_l\boldsymbol{u}_l\right)=-\alpha_l\nabla p-\nabla p_l+\nabla\cdot\overline{\overline{\tau}}_l+\alpha_l\rho_l g+K_{gl}\left(\boldsymbol{u}_g-\boldsymbol{u}_l\right)+K_{lq}\left(\boldsymbol{u}_q-\boldsymbol{u}_l\right), \tag{7}$$

其中：p为压力；K为动量交换系数；τ为黏性应力张量；g为重力加速度；μ为剪切黏度；λ为体积黏度。

1.1.2 曳力模型

气体与固体之间的阻力是动量的交换，这对欧拉–欧拉模型的预测结果有很大的影响。Gidaspow阻力模型由于结合了Ergun方程和Wen&Yu模型，适用于密相气固流化床。其表达式可定义为：

$$K_{gs}\Big|_{Ergun}=150\frac{\alpha_s^2\mu_g}{\alpha_s d_s^2}+1.75\frac{\alpha_s\rho_s}{d_s}\left|\boldsymbol{u}_s-\boldsymbol{u}_g\right|\quad\left(\alpha_g\leqslant 0.8\right),\tag{8}$$

$$K_{gs}\Big|_{Wen-Yu}=\frac{3}{4}C_D\frac{\alpha_s\alpha_g\rho_s\left|\boldsymbol{u}_s-\boldsymbol{u}_g\right|}{d_s}\alpha^{-2.25}\quad\left(\alpha_g>0.8\right),\tag{9}$$

$$C_D=\begin{cases}\dfrac{24}{\alpha_g Re_s}\left[1+0.15\left(\alpha_g Re_s\right)^{0.687}\right] & \left(Re_s<1000\right),\\ 0.44 & \left(Re_s\geqslant 1000\right)。\end{cases}\tag{10}$$

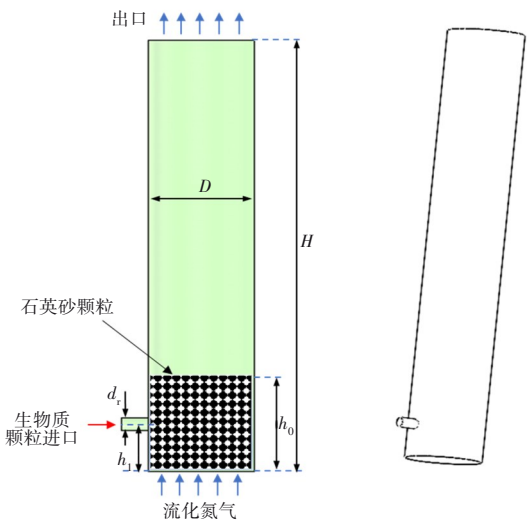
1.2 热解流化床的几何模型和网格建立

1.2.1 带侧壁进料的热解流化床反应器结构

为实现生物质颗粒的高效热解转化，典型流化床反应器设计采用石英砂作为流化介质，通过其高蓄热性能与生物质进料间实现毫秒级快速传热。图1展示了该气-固-固三相耦合体系的三维数值模型架构，包含工作原理与结构化示意。具体运行机制为：预热至设定温度的惰性气体经底部多孔布风板均匀分布，驱动石英砂床层形成湍动流态化状态；生物质原料通过侧壁螺旋给料机构实现连续精准投加，其进料轨迹受气固两相流场协同调控。模型关键几何特征涵盖反应器主体直径（D）、有效高度（H）、初始固定床层厚度（h_0），以及生物质入口管径（d_r）与安装高度（h_1，定义为进料口中心线至布风板的垂直距离）等核心参数。热解流化床反应器结构及运行具体参数见表1所示。

1.2.2 网格划分及无关性验证

采用ANSYS ICEM CFD软件中的O-block拓扑切割技术，构建高精度六面体结构化网格体系，如图2所示。针对流化床反应器内气固两相流动的动力学特征，实施局部加密策略：针对流化区域进行局部加密以捕捉气固两相动态特征，确保气泡生成、聚并及破裂过程的时空分辨率；反应器顶部自由空间则维持基础网格密度以平衡计算效率。其中质量因子≥0.5的网格占比达100%，有效避免因网格畸变导致的数值发散问题。



（a）反应器工作原理示意图　（b）反应器三维几何结构示意图

图1　流化床反应器示意图

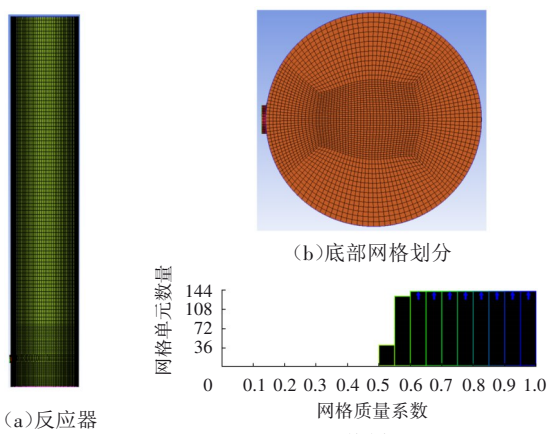
Fig.1　Schematic diagram of a fluidized bed reactor

表1　材料特性和基础工况模拟参数设置

Tab.1　Material properties and basic simulation parameter setup for operating conditions

参数	数值
气体密度ρ_g/(kg·m^{-3})	1.25
气体黏度μ_g/(Pa·s)	1.45×10^{-5}
石英砂密度ρ_q/(kg·m^{-3})	2650
石英砂直径d_q/mm	0.25
石英砂体积分数α_q/%	60
生物质密度ρ_l/(kg·m^{-3})	434
生物质颗粒直径d_l/mm	0.75
生物质进料体积分数α_l/%	35
静床高度h_0/mm	120
进料速度u/(m·s^{-1})	0.25
流化速度u_f/(m·s^{-1})	0.25
流化床高度H/mm	1000
流化床直径D/mm	150
进料高度h_l/mm	75
入口直径d_r/mm	25

为验证网格独立性，建立包含30万（基础）、45万（中等）、87万（精细）及138万（超精细）四套网格的对比研究体系。选择具有显著动力学特征的床层压降、膨胀高度作为评估指标。模拟结果显示：当网格数增至45万时，流化床压降和膨胀高度波动幅度较小，且进一步加密至87万网格后参数变化不大，如图3所示。基于此本研究最终选定87万网格



（a）反应器整体网格划分　（b）底部网格划分　（c）网格划分质量

图2　流化床反应器网格划分及质量

Fig.2　Grid meshing and quality assessment for fluidized bed reactor

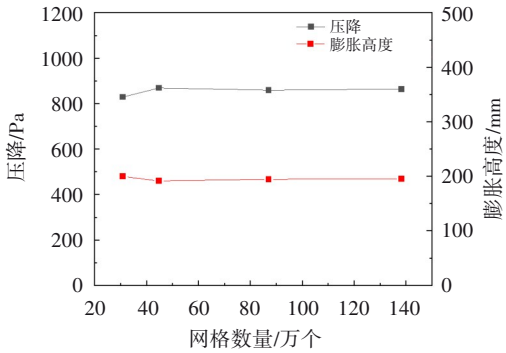


图3 不同网格数量条件下平均压降和膨胀床高度

Fig.3 Average pressure drop and bed expansion height under varied grid resolutions

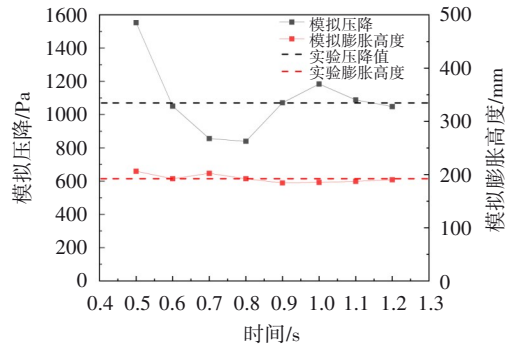


图4 数值模拟与实验结果的对比

Fig.4 Comparison between numerical simulation and experimental results

方案，其单位物理时间（1 s）计算消耗约3.2 h（戴尔T430计算服务器），在精度与效率间取得最佳平衡。

1.3 边界条件和求解方法

生物质热解流化床的流体动力学边界条件设置严格遵循多相流理论框架：底部布风板采用均匀速度入口，确保初始流化过程的各向同性特征；顶部出口设定为大气环境压力边界条件。对于生物质颗粒进料系统，采用恒定流速入口模式，其中进料气体和颗粒的比例通过体积分数来定义。

数值求解采用ANSYS Fluent 2022 R1三维双精度瞬态求解器，基于有限体积法离散多相流控制方程组。压力-速度耦合选用相间耦合SIMPLE算法，其迭代过程包含两阶段优化：预测步通过动量插值法重构相间速度场，修正步采用Rhie-Chow动量插值抑制棋盘式压力振荡。空间离散策略实施差异化处理：动量方程采用一阶迎风格式以保证计算稳定性，体积分数输运方程引入二阶有界中心差分格式（Bounded Central Differencing）提升界面捕捉精度，压力项则应用PRESTO！格式消除非正交网格引起的伪扩散效应。梯度重构采用基于最小二乘法的单元基离散（Cell-Based Least Squares），其权重因子通过格林-高斯修正优化，可将梯度计算误差控制在5%以内。时间离散方面，采用隐式欧拉法进行瞬态积分，时间步长参考文献后设定为10^{-3} s，最大迭代残差收敛标准设为10^{-3}。

1.4 模型验证

文献[24]对生物质流化床反应器开展了系统的冷态实验研究，其高精度实验数据为本研究提供了可靠的验证基准。基于此本研究压力测点遵循文献实验布置。图4虚线部分为文献[24]中的实验值。模拟结果显示，t>0.9 s后压降稳定于1040~1200 Pa（实验值1060 Pa），膨胀高度为180~190 mm（实验值192 mm）。数值结果保持一致，并在允许误差范围内。这些都能够证明本研究建立的欧拉-欧拉多相流模型具有可靠的预测精度。

1.5 模拟工况设置

本研究工况设计如表2所示：基准工况（Case1）参数（床高125 mm、石英砂粒径0.2 mm、流化风速0.25 m/s）基于文献中工业级生物质热解流化床的常用运行条件设定。数值模拟分两阶段进行：0~1 s为流化状态形成期，仅通入床料石英砂以建立稳定流态化；1~3 s引入生物质颗粒，动态追踪其与石英砂混合的流动演化规律。Case2~7为单变量对比组：Case2~3（粒径0.1、0.3 mm）研究颗粒尺度效应，Case4~5（床高90、160 mm）分析床层几何约束，Case6~7（风速0.125、0.375 m/s）揭示气速对流态化启动阈值的影响。Case8在Case1基础上增设对称双进料口，探究多入口结构对混合效率的优化潜力。

2 基准工况下炉内流态化的形成过程

图5所示为基准工况下，0~1 s内的石英砂的流态化过程。根据图中所示的流态化动态演化，可深

表2 模拟工况设置

Tab.2 Configuration of simulation operating conditions

工况	床高/mm	粒径/mm	流化风速/(m·s^{-1})	说明
Case1	125	0.2	0.25	基准工况
Case2	—	0.1	—	不同粒径
Case3	—	0.3	—	
Case4	90	—	—	不同床高
Case5	160	—	—	
Case6	—	—	0.125	不同风速
Case7	—	—	0.375	
Case8	—	—	—	双喷嘴

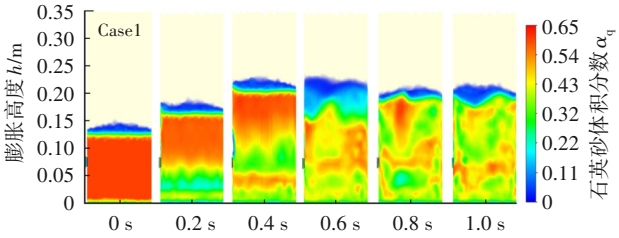


图5　基准工况下石英砂流态化过程

Fig.5　Quartz sand fluidization process under baseline operating conditions

入解析流化床内颗粒相体积分数的时空分布规律及其流态化机制：

1）初始阶段（颗粒堆积态）

初始时刻（t=0 s），颗粒体积分数为0.65，表明流化启动前颗粒呈紧密堆积状态，符合典型颗粒固定床特征。此时，颗粒间接触力主导床层力学行为，气相仅通过狭窄孔隙渗透，压降梯度非常高，颗粒尚未达到临界流化条件。

2）流态化过渡期（t=0~0.6 s）

随着表观气速增至0.25 m/s，床层经历剧烈重构：颗粒体积分数从0.65骤降，对应床层迅速膨胀至0.22 m。此阶段呈现典型的鼓泡流态化特征，颗粒–气体曳力系数较大，推动颗粒相动量交换效率提升。

3）稳定流态化阶段（t>0.6 s）

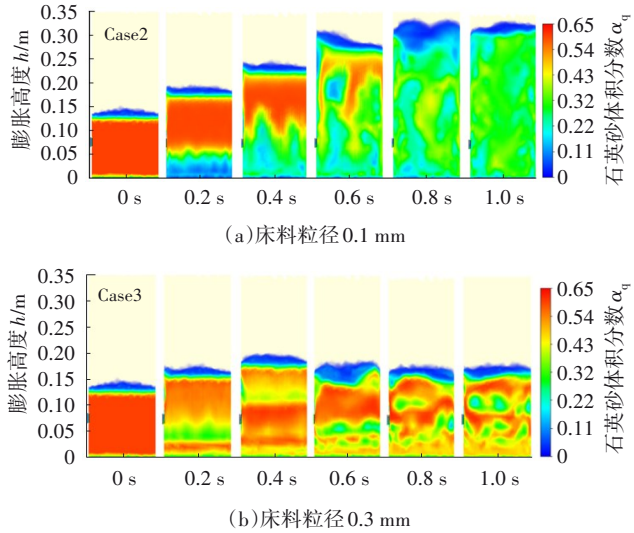
床层进入湍动流态化状态。此时气流占主导，颗粒聚团形成，床层膨胀稳定值0.2 m左右，膨胀系数约为0.2/0.125=1.6，与文献结果较为接近。

3　操作参数对流态化的影响规律

3.1　床料粒径对流态化的影响

在气固流化床工业应用中，颗粒粒径是决定流态化行为本质特征的关键物性参数之一。工程实践表明，颗粒尺度与床层流化均匀性之间存在显著的尺寸效应关联：当粒径超出最优作用范围时，较大颗粒因惯性作用难以被气体相充分流化，导致局部堆积加剧与流化死区扩展，同时相间曳力系数显著降低，严重削弱动量传递效率；反之，若粒径过小则易受范德华力作用形成聚团现象，不仅加剧微尺度流动通道堵塞，还会因颗粒扬析造成床层物料损失。优化粒径分布可有效调控流化相界面的动态演化过程，实现多尺度流动结构的协同匹配。本节数值模拟研究延续单变量控制策略，通过固定入口气速、颗粒密度及初始填料高度等参数，以颗粒粒径为独立变量。

计算结果数据显示如图6所示，床料粒径从



（a）床料粒径0.1 mm

（b）床料粒径0.3 mm

图6　粒径对流态化的影响

Fig.6　Effect of particle size on fluidization behavior

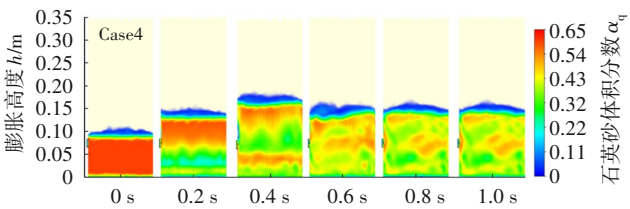
Case2的0.1 mm增至Case3中的0.3 mm时，膨胀高度由325 mm骤降至175 mm，降幅达46%。这一现象主要源于流态化动力学的多尺度耦合效应：临界流化速度的粒径依赖性导致大颗粒需更高气速才能启动流化，在固定的气速下其流化动力显著衰减；颗粒–流体作用力平衡转变，小颗粒因高比表面积受流体曳力主导，床层空隙率迅速增大，形成疏松膨胀结构，而大颗粒惯性增强，碰撞动量传递抑制空隙扩张流态化模式迁移，小粒径体系处于湍动流化态，气泡动力学促进床层膨胀，而大粒径因气固滑移速度不足，过渡为节涌流化态，气体射流穿透削弱宏观膨胀效应。

粒径对膨胀高度的非线性调控为生物质热解工业流化床设计提供关键指导：在需要高气–固两相接触的场景中，小粒径可提升传质效率，但需承受颗粒夹带损耗；而在热解/燃烧/气化等传热主导过程中，大粒径通过抑制过度膨胀增强床层稳定性，降低扬析损失。值得注意的是，当粒径超过一定范围时，需额外能量输入（如提高气速或振动辅助）维持流态化，将显著增加运行成本。因此，实际应用中需基于目标工艺特性，在粒径选择上权衡膨胀性能–反应效率–经济性三角关系，并通过多粒径级配或动态调控实现最优操作窗口。

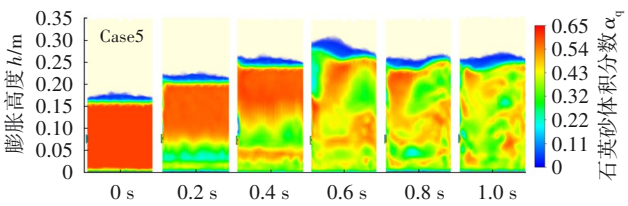
3.2　床高对流态化的影响

在气固流化床工业应用中，床料初始堆积量同样是影响床层动力学特性的关键参数。工程实践表明，床层孔隙率与流态化效率之间存在显著的非线性关系：当初始堆积量超出临界阈值时，气体夹带效

应会导致颗粒扬析现象加剧，造成原料损耗及能量利用效率下降；反之，若床料堆积不足则难以形成有效流态化区域，导致气固两相接触面积锐减，进而引发流化不均和反应效率降低等问题。确定床料最优堆积区间可确保床层实现稳定膨胀与高效传质传热的动态平衡。本节数值模拟研究延续单变量控制策略，通过固定颗粒密度、粒径及入口气速等关键参数，以流化床内颗粒初始填料高度为独立变量，系统探究其对气固两相流场特性的影响规律。该实验设计有效隔离了其他干扰因素，重点考察了初始堆积高度这一关键参数对体系内气固相互作用机制的影响特征。计算结果数据显示如图7所示。



（a）床高0.09 m



（b）床高0.16 m

图7 床高对流态化的影响

Fig.7 Effect of static bed height on fluidization dynamics

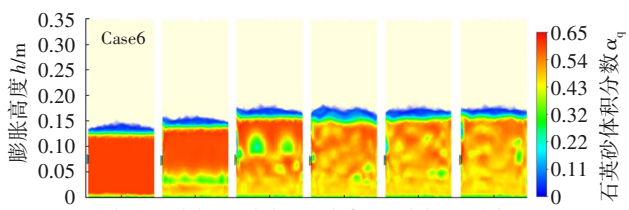
床高从Case4的0.09 m增至Case5中的0.16 m时，膨胀高度由160 mm增加至250 mm，增幅达56%。这一现象主要源于床层尺度与流态化模式的非线性耦合：低床高下壁面效应主导，气泡聚并导致气体短路，膨胀受限；而高床高通过增强气固两相接触均匀性，使曳力分布空间扩展，推动颗粒体系向湍动流化迁移。床高对膨胀高度的正向调控为反应器设计提供关键杠杆——在需要高气固两相接触效率的工艺中，提升床高可优化传质，但需警惕压降成本；而对热化学转化过程（如燃烧/气化），需结合粒径优化匹配床高，避免过度膨胀导致的温度梯度失控。

3.3 流化风速对流态化的影响

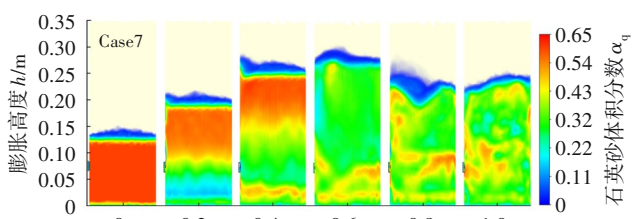
在气固流化床工业应用中，入口流化气速同样是调控流态化质量的核心控制参数之一。工程实践表明，气体流速与床层流化稳定性呈现显著的动态耦合关系：当操作气速超过临界流化范围时，过量动能输入将引发剧烈气泡聚并现象，导致颗粒夹带速率激增及床层压降剧烈波动，造成能量耗散与设备磨损加剧；反之，若气速低于最小流化阈值，则无法克服颗粒间作用力形成有效流化，致使局部死区生成与气固接触效率骤降。确定最优操作气速区间是实现床层均匀膨胀与高效动量传递的关键基础。本节数值模拟继续采用单变量控制策略，通过固定颗粒密度、粒径及初始填料高度等参数，以入口气体流速为独立变量，深入解析其对床层空隙率分布、相间曳力作用及湍流脉动特性的调控机理。

计算结果数据显示（图8），当床料流化速度从0.125 m/s提升至0.375 m/s时，膨胀高度由150 mm显著增长至250 mm，增幅达66.7%。这一演变源于流态化过程中多物理场的协同响应：随着气速跨越临界流化阈值，流体曳力对颗粒相的作用能级跃升，颗粒系统由固定床态向充分流化态相变；气固动量交换的强化促使床层空隙率呈现指数型增长，特别是在湍动流化域内，气相-固相的双重运动机制形成正反馈，流化风产生宏观气柱，其携带效应直接抬升床层界面。值得注意的是，在低气速区（0.125~0.25 m/s），膨胀主要由局部流化域扩展主导，表现为离散气泡诱导的间歇性膨胀；而在高气速区（0.25~0.375 m/s），系统进入均匀湍动态，全局化气固混合显著增强床层膨胀的持续性。

流化速度对床层膨胀行为的梯度调控为生物质热解反应器优化提供新维度：在需要强化气-固接触的催化裂解段，高气速可通过增强相间滑移提升传



（a）床料流化速度0.125 m/s



（b）床料流化速度0.375 m/s

图8 流化速度对流态化的影响

Fig.8 Effect of fluidization velocity on fluidization characteristics

质系数，但会加剧颗粒循环系统的磨损；而在需要长停留时间的焦油重整段，适度降低气速可维持定向膨胀，通过建立密度梯度实现反应区段的分级调控。但在工程实践中需警惕气速提升带来的非线性能耗增长：当超过最优流化数时，气速所需风机功耗呈二次曲线上升。这为生物质热解反应器的设计与运行提供了参考依据。

4　生物质颗粒流态化演变规律

在生物质流化床热解过程中，生物质颗粒浓度时空演化规律是决定热质传递效率与产物选择性的核心控制参数。浓度分布的非稳态特征与反应器热解效率存在显著时空关联效应：当颗粒浓度场呈现非均匀性时，高浓度区域因惰性气体扩散受限易引发局部过热，导致热解炭孔隙结构塌陷及焦油二次裂解加剧；而低浓度区则造成颗粒短路流与反应区迁移现象，致使有效热解区域缩减。深入解析浓度场的动态响应机制可实现反应进程与传热强度的协同调控。图9所示为生物质颗粒在流化床内随时间的体积分布演化。从时序图像分析可见，生物质颗粒通过单侧进口进入流化床时，其空间分布呈现明显的不对称特征：初始阶段颗粒在进口侧形成高浓度堆积带（体积分数达45%~50%），随着时间推移逐渐向床层中心扩散，但直至计算结束（3 s后），进口侧颗粒体积分数仍比对侧高18%~22%，形成梯度递减的楔形分布。这种非均匀性本质源于单侧进料引发的流场动量传递失衡与炉体结构畸变。根据图片所示，生物质颗粒在炉膛内的输运特性演化规律呈现如下规律：

1）初始输运阶段（1.2~1.8 s）：料口区域呈现高浓度红色核心区，表明颗粒受惯性作用形成局部堆积，轴向扩散速度显著低于径向扩展，颗粒群前缘推进速率约0.15 m/s。此时床层上部仍保持低浓度状态，表明初始流化能尚未突破颗粒团聚结构。

2）动态平衡阶段（2.0~3.0 s）：颗粒体积分数沿高度形成梯度分布特征，中部过渡区出现蓝绿过渡带，反映湍流扩散与重力沉降的竞争机制。生物质颗粒受到石英砂颗粒的碰撞，发生掺混，并逐渐向炉膛中心扩散，但是扩散效率较慢。

根据模拟数据可以进一步推断，单侧进料必将导致生物质颗粒浓度的不均匀分布，而这会引发局部传热系数波动，这为生物质热解反应器的进料系统优化提供了改进方向。

5　双进料口对生物质颗粒浓度分布的优化

为了克服单进口进料的固有缺陷，本研究进行了双喷嘴协同入料设计，如Case8所示（图10），以期在流化床内实现了更均匀的生物质颗粒分布与稳定的膨胀高度。双进料口的生物质颗粒体积分数随时间（1.2~3.0 s）呈现渐进且稳定的演化特征。在初始阶段（1.2~2.0 s），体积分数随膨胀高度同步上升，但变化速率较低，表明双进料口的混合过程逐步调整，未出现剧烈波动。随着时间推移至2.2~3.0 s，体积分数分布趋于均匀化，尤其在3.0 s时，色标显示生物质浓度梯度在垂直高度上更为平缓，表明颗粒分散性显著增强。时间节点间的过渡连续性强，未观测到浓度突变，说明双进料口通过协同进料机制有效维持动态平衡。

相较于单进料口，双进料口在生物质浓度分布和系统稳定性上优势显著。单进料口因单一物料输

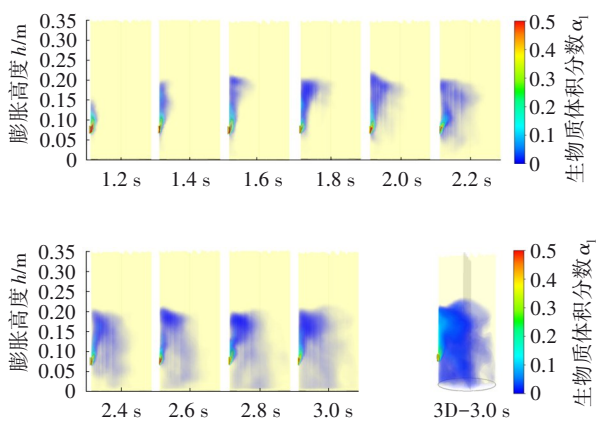


图9　生物质颗粒在流化床内随时间的体积分布演化

Fig.9　Temporal evolution of biomass particle volume distribution in fluidized bed

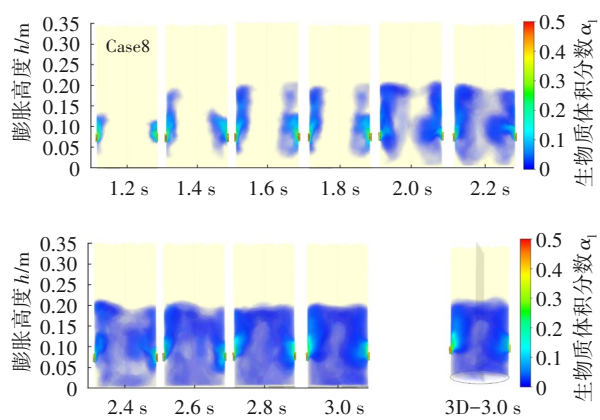


图10　双进料口流化床生物质颗粒随时间的体积分布演化

Fig.10　Temporal evolution of biomass particle volume distribution in dual-inlet fluidized bed

入易导致局部浓度过高或骤降，而双进料口通过双路径分散物料，使体积分数变化更平缓，梯度更稳定。此外，双进料口其浓度随高度的空间分布均匀性优于单进料口，避免了单进料设计中的混合不均问题。双进料口通过优化物料输入方式，显著提升了混合效率与系统动态稳定性。该结果验证了多喷嘴系统在生物质流化床中优化气固混合效果的显著优势。

6 结论

本研究通过数值模拟揭示了流化床内气固两相流动特性及其调控规律，为生物质热解反应器优化设计提供了理论依据。主要结论如下：

1）基准工况流态化动态演化机制。石英砂颗粒的流态化过程呈现三阶段特征：初始堆积阶段（t=0 s）颗粒体积分数达0.65，床层压降梯度显著；过渡期（0~0.6 s）表观气速0.25 m/s触发床层膨胀至0.22 m，体积分数骤降并形成鼓泡流态化特征；稳定阶段（t>0.6 s）进入湍动流态化状态，床层膨胀系数稳定在1.6，与文献值吻合。该演化过程证实了曳力主导的相间动量交换机制对床层重构的关键作用。

2）操作参数非线性调控规律。①粒径效应：粒径从0.1 mm增至0.3 mm导致膨胀高度下降46%，揭示了流态化动力学的多尺度耦合机制。小粒径体系因高比表面积受曳力主导，形成湍动流化促进床层膨胀；而大颗粒惯性增强引发节涌流化，抑制空隙扩张。工业应用中需在粒径选择上平衡传质效率（小粒径）与床层稳定性（大粒径），建议采用多粒径级配实现最优操作窗口；②床高影响：床高由0.09 m增至0.16 m时膨胀高度提升56%，源于壁面效应减弱与曳力分布扩展。高床层虽增强气固接触，但需警惕压降成本迅速增长，建议热化学转化过程匹配粒径优化；③风速调控：气速0.125~0.375 m/s区间内膨胀高度增长66.7%，其中低气速区（<0.25 m/s）呈现气泡诱导的间歇膨胀，高气速区（>0.25 m/s）进入均匀湍动态。工程应用需在催化裂解段采用高气速强化传质（代价为磨损加剧），在焦油重整段适度降速维持定向膨胀，并注意风机功耗的迅速增长。

3）生物质颗粒在炉内非均匀分布特性。单侧进料导致生物质体积浓度呈现梯度递减的楔形分布，进口侧体积分数比对侧高18%~22%。流场动量失衡引发轴向优先扩散路径，石英砂碰撞虽促进掺混，但2 s后扩散效率仍较低，这将造成局部传热系数波动。这表明传统单进口系统存在混合效率瓶颈，需通过结构优化改善分布均匀性。

4）双喷嘴协同优化效果。双进料口在流化床内显著优化了生物质颗粒分布与动态稳定性。双进料口的生物质体积分数在1.2~3.0 s时间范围内呈现渐进演化特征：初始阶段体积分数随膨胀高度平缓上升，混合过程逐步调整；至2.2~3.0 s时，浓度梯度在垂直高度上趋于平缓，颗粒分散性显著增强，且时间节点间过渡连续，无浓度突变，表明协同进料机制有效维持了动态平衡。该结果验证了多喷嘴系统在优化生物质流化床气固混合效率的显著优势。

5）本研究构建了流化床多参数耦合作用的理论框架，量化了关键操作参数的影响强度，提出的双进口优化方案为生物质热解反应器设计提供了新思路。后续研究可结合实验验证拓展至多组分复杂体系模拟，进一步完善工程预测模型。

参考文献：

[1] 李龙飞，骆仲泱，杜立文，等. 生物质快速热解分级冷凝制备液体燃料研究[J]. 煤炭转化，2025，48(2)：47-57.
Li L F，Luo Z Y，Du L W，et al. Production of liquid fuel through fractional condensation of biomass fast pyrolysis[J]. Coal Conversion，2025，48(2)：47-57.

[2] 徐东菱，马跃，龚露，等. 油页岩与烟煤混合流化热解实验研究[J]. 化工学报，2025，76(4)：1742-1753.
Xu D L，Ma Y，Gong L，et al. Co-pyrolysis study of oil shale and bituminous coal in fixed fluidized bed reactor[J]. CIESC Journal，2025，76(4)：1742-1753.

[3] 范宗良，韩恕恕，王东亮，等. 基于正交实验的生物质快速热解流化床模拟研究[J]. 当代化工，2024，53(12)：2796-2801.
Fan Z L，Han S S，Wang D L，et al. Fluidized bed simulation of fast pyrolysis of biomass based on orthogonal experiments[J]. Contemporary Chemical Industry，2024，53(12)：2796-2801.

[4] 韩恕恕. 生物质快速热解流化床的模拟与优化[D]. 兰州：兰州理工大学，2024.
Han S S. Simulation and optimization of fluidized bed for biomass fast pyrolysis[D]. Lanzhou：Lanzhou University of Technology，2024.

[5] Bridgwater A V，Peacocke G V C. Fast pyrolysis processes for biomass[J]. Renewable and Sustainable Energy Reviews，2000，4(1)：1-73.

[6] Bridgwater A V. Review of fast pyrolysis of biomass and product upgrading[J]. Biomass and Bioenergy，2012，38：68-94.

[7] Liu D Y,Chen X P. Experimental profiles of lateral mixing of feed particles in a three-dimensional fluidized bed[J]. AIChE Journal,2011,57(6):1459-1469.

[8] 刘博通.生物质循环流化床机组协调系统建模与仿真[D].北京:华北电力大学,2024.
Liu B T. Modeling and simulation of coordinated system for biomass circulating fluidized bed unit[D]. Beijing: North China Electric Power University,2024.

[9] 阿衣克力木•哈山,张宸,李林繁,等.基于微型流化床的油页岩与棉秆共热解特性及其动力学[J].太阳能学报,2024,45(3):155-162.
Ayikelimu H S,Zhang C,Li L F,et al. Co-pyrolysis characteristics and kinetics of oil shale and cotton stalk based on micro fluidized bed[J]. Acta Energiae Solaris Sinica,2024,45(3):155-162.

[10] 国洪帅,姜华伟,杨海瑞,等.啤酒糟流化床气化中颗粒粒径对气固流动和产气影响的CPFD模拟[J].煤炭学报,2024,49(10):4177-4187.
Guo H S,Jiang H W,Yang H R,et al. Effects of particle sizes on gas-solid flow and gas production in fluidized-bed gasification of brewer's spent grains based on CPFD simulations[J]. Journal of China Coal Society,2024,49(10):4177-4187.

[11] 刘巧霞,高亚男,杨会民,等.核桃壳与油房梁煤的共热解协同效应[J].洁净煤技术,2023,29(8):30-40.
Liu Q X,Gao Y N,Yang H M,et al. Synergistic effect for co-pyrolysis of BHTK and CYFL[J]. Clean Coal Technology,2023,29(8):30-40.

[12] Sun Q Q,Lu H L,Liu W T,et al. Simulation and experiment of segregating/mixing of rice husk - sand mixture in a bubbling fluidized bed[J]. Fuel,2005,84(14/15):1739-1748.

[13] Bai W,Keller N K G,Heindel T J,et al. Numerical study of mixing and segregation in a biomass fluidized bed[J]. Powder Technology,2013,237:355-366.

[14] Sharma A,Wang S B,Pareek V,et al. CFD modeling of mixing/segregation behavior of biomass and biochar particles in a bubbling fluidized bed[J]. Chemical Engineering Science,2014,106:264-274.

[15] Hameed S,Sharma A,Pareek V. Modelling of particle segregation in fluidized beds[J]. Powder Technology,2019,353:202-218.

[16] Xie L,Zhu J D,Jiang C W. Quantitative study of mixing/segregation behaviors of binary-mixture particles in pilot-scale fluidized bed reactor[J]. Powder Technology,2021,377:103-114.

[17] Liu Y,Tian S H,Li S S,et al. Numerical study of particle injection into a gas-solid fluidized bed[J]. Powder Technology,2020,360:835-845.

[18] Zhong W Q,Yu A B,Zhou G W,et al. CFD simulation of dense particulate reaction system: Approaches, recent advances and applications[J]. Chemical Engineering Science,2016,140:16-43.

[19] Yu X,Blanco P H,Makkawi Y,et al. CFD and experimental studies on a circulating fluidised bed reactor for biomass gasification[J]. Chemical Engineering and Processing - Process Intensification,2018,130:284-295.

[20] Mellin P,Kantarelis E,Yang W H. Computational fluid dynamics modeling of biomass fast pyrolysis in a fluidized bed reactor,using a comprehensive chemistry scheme[J]. Fuel,2014,117:704-715.

[21] Xiong Q G,Xu F,Ramirez E,et al. Modeling the impact of bubbling bed hydrodynamics on tar yield and its fluctuations during biomass fast pyrolysis[J]. Fuel,2016,164:11-17.

[22] 虞君武,何榕,张衍国.鼓泡流化床中生物质气化的数值模拟[J].燃烧科学与技术,2014,20(6):471-477.
Yu J W,He R,Zhang Y G. Numerical simulation of biomass gasification in a bubble fluidized bed[J]. Journal of Combustion Science and Technology,2014,20(6):471-477.

[23] 王力军,段叔平,徐凌锋,等.柱形流化床传热特性的数值模拟[J].过程工程学报,2019,19(1):110-117.
Wang L J,Duan S P,Xu L F,et al. Numerical simulation on heat transfer in a cylindrical fluidized bed[J]. The Chinese Journal of Process Engineering,2019,19(1):110-117.

[24] Li P,Wang N N,Xu R Y,et al. Numerical study on pneumatic feeding characteristics of cold-flow fluidized bed reactor for biomass pyrolysis[J]. Powder Technology,2021,388:318-332.

(编辑 康 艳)