DOI: 10.19666/j.rlfd.202605126

基于 CFD 的生物质循环流化床气化特性及富氧工艺优化研究

汪飞[1]，白冬波[1]，刘宣义[1]，黄世福[1]，徐静馨[1]，宋静[2]，张亚平[3]
（1. 国家能源集团科学技术研究院有限公司，江苏 南京 210023；
2. 南京杰科丰环保技术装备研究院有限公司，江苏 南京 210000；
3. 东南大学能源与环境学院，江苏 南京 210096）

［摘 要］【目的】揭示工业级生物质循环流化床（CFB）气化炉内多场耦合机制，探究富氧工艺强化机理，提供工程放大与操作优化的理论依据。【方法】以 QFD-6-S 型工业级气化炉为对象构建 CFD 模型，气相湍流采用 *k-ε* 模型，床料流化采用欧拉双流体模型，生物质热化学转化全过程采用离散相模型（DPM），核心创新在于基于直接数值模拟（DNS）结果，通过 UDF 程序引入球状、柱状、块状及椭球状 4 种典型形态的非球形颗粒曳力系数拟合公式；同时基于 TGA 实验获取稻壳和松木的热解动力学参数，并利用小试装置交叉验证。【结果】模型验证表明，气化效率与各组分模拟值与实验值偏差小于 2.5%。纯稻壳空气气化效率为 72.5%；质量配比 3:1（稻壳：松木）的生物质混合原料空气气化时，因高挥发分导致氧气过量消耗，气化效率降至 66.8%；而体积分数为 40%O_2的富氧气化效果最优，通过减少 N_2吸热与稀释效应、提升炉温约 80 ℃，形成“强化燃烧→温升→促进吸热还原反应”的正反馈机制，气化效率提升至 76.6%。【结论】非球形颗粒曳力修正是提升工业级 CFB 模拟精度的关键手段。本研究为农林固废富氧气化工艺放大及防结渣设计提供了理论与数据支撑。

［关 键 词］生物质；循环流化床；气化特性；CFD 数值模拟；富氧气化；非球形颗粒曳力

［引用本文格式］（本段作者勿动）作者姓名. 中文标题[J]. 热力发电, 2026, 55(1): 起始页码-终止页码. 作者姓名. 英文标题[J]. Thermal Power Generation, 2026, 55(1): 起始页码-终止页码.

CFD-based study on gasification characteristics of biomass in a circulating fluidized bed and the oxygen-enriched process optimization

Wang Fei[1], Bai Dongbo[1], Liu Xuanyi[1], Huang Shifu[1], Xu Jingxin[1], Song Jing[2], Zhang Yaping[3]
(1. National Energy Group Science and Technology Research Institute Co., Ltd., Nanjing 210023, China;
2. Nanjing Gekof Institute of Environmental Protection Technology & Equipment Co., Ltd., Nanjing 210000, China;
3. School of Energy and Environment, Southeast University, Nanjing 210096, China)

Abstract: [Objective] To elucidate the multi-field coupling mechanisms of gas-solid hydrodynamics, heat transfer, and chemical reactions within an industrial-scale biomass circulating fluidized bed (CFB) gasifier, and to investigate the intensification mechanisms of oxygen-enriched gasification. This study aims to provide a theoretical foundation for engineering scale-up and operational optimization of biomass clean conversion. [Methods] A full-scale 3D CFD numerical model was established based on the QFD-6-S industrial gasifier. The gas-phase turbulence was modeled using the standard *k-ε* model, while the fluidization of quartz sand bed material was simulated via the Eulerian-

收 稿 日 期：2026-05-31 修 回 日 期：2026-09-04 接 受 日 期：2026-09-08 网络首发日期：XXXX-XX-XX
基 金 项 目：国家能源集团科学技术研究院科技创新项目（WH2025Y02）；国家重点研发计划子课题（2024YFC3712805-03）
Supported by: China Energy Science and Technology Research Institute Co., Ltd. (WH2025Y02); Sub-task of National Key Research and Development Program of China (2024YFC3712805-03)
第一作者简介：汪飞（1986），男，硕士，高级工程师，主要从事电厂节能及故障诊断、科技研发等工作，270030748@qq.com。
通信作者简介：白东波（1978），男，本科，高级工程师，主要从事电厂锅炉调试、燃烧诊断、科技研发、管理等工作，baidongbo@139.com。

Eulerian two-fluid model. The complex thermochemical conversion processes of biomass, including drying, pyrolysis, combustion, and gasification, were modeled using the discrete phase model (DPM) in a Lagrangian framework. A key methodological highlight of this work is the precise characterization of non-spherical biomass particles. Recognizing that biomass particles naturally exhibit non-spherical geometries, we derived four distinct drag coefficient correlations for spherical, cylindrical, blocky, and ellipsoidal shapes based on Direct Numerical Simulation (DNS) results. These correlations were subsequently incorporated into the CFD solver through User-Defined Functions (UDFs), significantly improving the accuracy of the gas-solid interactions. Furthermore, thermogravimetric analysis (TGA) was conducted to obtain intrinsic kinetic parameters. The numerical predictions were rigorously validated against experimental data from a laboratory-scale CFB gasifier. [Results] The validation results demonstrated that the maximum relative deviation between the simulated gasification efficiency and the experimental data was less than 2.5%. In terms of performance comparison, three operating conditions were comparatively analyzed. Pure rice husk air gasification achieved an efficiency of 72.5%. When blending 75% rice husks with 25% pine wood under air conditions, the efficiency decreased to 66.8% due to the high volatile matter content (75.66%) of pine wood, which led to concentrated oxygen depletion in the dense-phase zone. In contrast, 40% oxygen-enriched gasification yielded the best performance, boosting the gasification efficiency to 76.6%. [Conclusion] Based on the above findings, the study reveals the synergistic strengthening mechanisms of 40% oxygen-enriched gasification: it eliminates the heat absorption and dilution effects of N_2, elevates the overall furnace temperature by approximately 80℃, and establishes a positive feedback loop of "enhanced combustion → temperature rise → promoted endothermic reduction reactions" (such as $C+CO_2 \rightarrow 2CO$ and $C+H_2O \rightarrow CO+H_2$). Furthermore, the results strongly demonstrate that for industrial CFB simulations, the correction for non-spherical particle drag (where ellipsoidal and blocky particles exhibit substantially higher drag coefficients than spherical ones) is indispensable for accurately predicting particle trajectories, residence time distributions, and consequently, the degree of conversion. These findings offer a robust theoretical and data-driven foundation for the industrial-scale application of oxygen-enriched co-gasification of agricultural and forestry solid wastes, and provide critical insights for optimizing reactor design and mitigating alkali-induced slagging.

Key words: biomass; circulating fluidized bed; gasification characteristics; CFD numerical simulation; oxygen-enriched gasification; drag force of non-spherical particle

生物质是唯一可实现碳循环的可再生固体燃料，具有碳中性、来源广泛等优势，是构建新型能源体系的重要战略资源[错误!未找到引用源。3 错误!未找到引用源。]。我国生物质资源利用率不足 40%，大量稻壳、秸秆等农林废弃物被露天焚烧，造成能源浪费与环境污染[错误!未找到引用源。 错误!未找到引用源。]。循环流化床（CFB）气化技术凭借燃料适应性广、气化强度高、炭转化率高及污染物可控性强等优势，成为生物质规模化利用的核心路径[错误!未找到引用源。 错误!未找到引用源。]。但传统实验难以获取炉内详细信息，亟需借助计算流体动力学（CFD）揭示其内部复杂机理[错误!未找到引用源。]。

近年来，生物质气化过程的 CFD 模拟受到广泛关注。周力行等[错误!未找到引用源。]系统论述了多相流反应工程，为建模奠定基础。Hu 等[错误!未找到引用源。]开展了循环流化床 CFD 模拟与实验对比研究。然而，现有面向工业级 CFB 气化的模拟研究仍面临 3 个关键问题：1）实际生物质颗粒多呈非球形，现有球形假设对曳力系数的低估会导致颗粒停留时间预测偏差[错误!未找到引用源。 错误!未找到引用源。]；2）多相湍流、传热与化学反应的耦合机制未在全尺度下充分量化；3）富氧工艺在工业级 CFB 中的气化强化机理缺乏可靠的预测与评估工具。

针对上述问题，本文以 QFD-6-S 型工业级气化炉为对象构建 1:1 全尺度 CFD 模型，核心创新点在于：1）基于 DNS 结果引入 4 种非球形曳力 UDF，实现气固作用精确修正；2）采用欧拉双流体模型耦合 DPM 及非预混燃烧模型，求解多场耦合过程；3）依托小试实验交叉验证，对比分析纯稻壳、混合空气气化及体积分数为 40%O_2富氧气化 3 种工况的性能差异与强化机理，为工业级气化炉精细化建模与工艺优化提供依据。

1 研究对象与数值方法

1.1 研究对象

以 QFD-6-S 型循环流化床气化炉为研究对象，额定燃气产量 13 000 m³/h，设计气化温度 650~800 ℃，最大燃料消耗量 6 t/h。炉膛分为密相区（高 1 500~2 000 mm）与悬浮段，四周采用 Q235A 钢板内衬防磨绝热材料。底部布风板布置耐热钢铸造风帽，实现均匀流态化。选用稻壳与松木粉为燃料，其工业分析与元素分析见表 1。

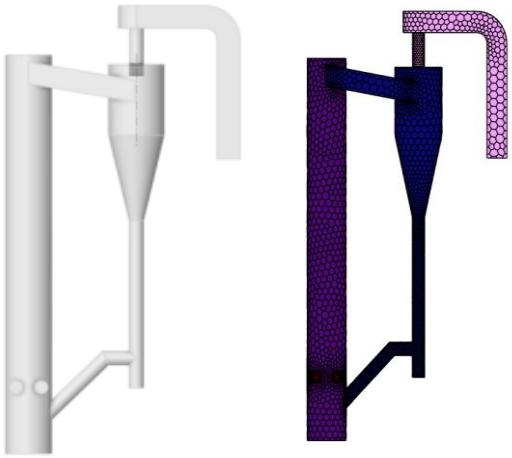
表 1 燃料工业分析与元素分析结果
Tab.1 Proximate and ultimate analysis results of the fuels

燃料	元素分析 w/%					工业分析 w/%				$Q_{net,ar}$/(MJ·kg^{-1})
	C_{ar}	H_{ar}	O^*_{ar}	N_{ar}	S_{ar}	M_{ar}	A_{ar}	FC_{ar}	V_{ar}	
稻壳	36.03	5.38	28.81	0.73	0.00	6.73	22.32	12.96	57.99	14.22
松木	45.90	6.59	35.18	0.00	0.00	11.90	0.43	12.02	75.66	17.24

注：$^*w_{ar}$(O)为差值计算，即 w_{ar}(O)=100−w_{ar}(C)−w_{ar}(H)−w_{ar}(N)−w_{ar}(S)−w_{ar}(M)−w_{ar}(A)。

1.2 几何模型与网格划分

按实际尺寸构建 1:1 几何模型，包含密相区、悬浮段、旋风分离器及回料立管（图 1）。采用多面体网格剖分，对反应剧烈区域局部加密，网格总数约 128 万，扭曲度>0.35。网格独立性验证表明，60 万、128 万、200 万 3 套网格下，炉膛出口 CO 体积分数及平均温度偏差：粗网格与中网格为 4.2%，中网格与细网格<2.0%。综合精度与资源，选用 128 万网格方案。



a) 几何模型　　b) 全域多面体网格

图 1 循环流化床几何模型及网格划分
Fig.1 Geometric model and mesh generation of the circulating fluidized bed

1.3 数值计算模型

生物质循环流化床气化过程涉及气相湍流流动、气固两相流化、颗粒传热传质、挥发分析出、气相燃烧以及焦炭异相气化等复杂物理化学过程。本文结合各子过程的特性，选用如下数值模型并求解。

1.3.1 湍流模型

气相湍流流动选用工程应用最广泛的标准 k-ε 二方程模型。模型输运方程如下：

$$\begin{aligned}\frac{\partial(\rho k)}{\partial t}+\frac{\partial(\rho k u_i)}{\partial x_i}&=\frac{\partial}{\partial x_j}\left[\left(\mu+\frac{\mu_i}{\sigma_k}\right)\frac{\partial k}{\partial x_j}\right]+G_k+G_b-\rho\varepsilon-Y_M\\ \frac{\partial(\rho\varepsilon)}{\partial t}+\frac{\partial(\rho\varepsilon u_i)}{\partial x_i}&=\frac{\partial}{\partial x_j}\left[\left(\mu+\frac{\mu_t}{\sigma_z}\right)\frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j}\right]+C_{1\varepsilon}\frac{\varepsilon}{k}(G_k+C_{3\varepsilon}G_0)-C_{2\varepsilon}\rho\frac{\varepsilon^2}{k}\end{aligned} \tag{1}$$

式中：ρ 为气相密度，kg/m³；k 为湍流动能，m²/s²；ε 为湍流动能耗散率，m²/s³；u_i 为速度分量，m/s；μ 为分子动力黏度，Pa·s；μ_t 为湍流黏度，Pa·s；G_k 为平均速度梯度引起的湍动能生成项；G_b 为浮力引起的湍动能生成项；Y_M 为可压缩湍流中脉动膨胀对总耗散率的贡献。模型常数取值为：$C_{1\varepsilon}$=1.44，$C_{2\varepsilon}$=1.92，C_μ=0.09，σ_k=1.0，σ_ε=1.3。

1.3.2 多相流模型（床料流化）

石英砂床料的流化过程采用欧拉-欧拉双流体模型。颗粒相选用 Syamlal-Obrien 曳力模型，固相应力采用 Lun-et-al 模型计算。床料（石英砂）颗粒直径设定为 1 mm，颗粒密度为 2 650 kg/m³ 。

1.3.3 离散相模型（DPM）

生物质燃料的热解、气化与燃烧过程采用离散相模型（DPM）在拉格朗日坐标系下模拟。DPM 通过追踪每个生物质颗粒的运动轨迹，求解颗粒的质

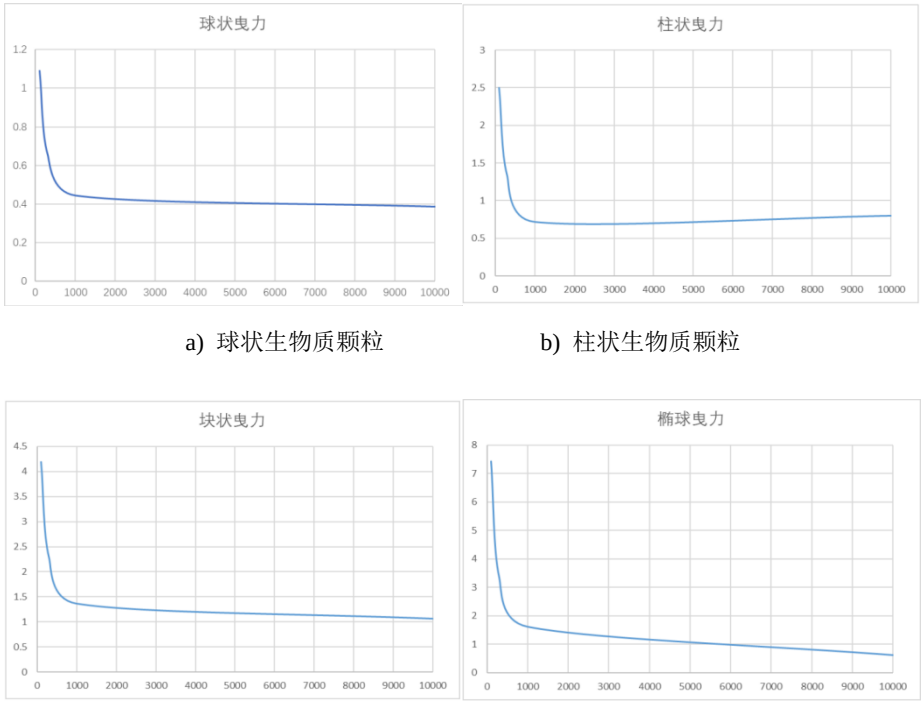
量、动量与能量守恒方程，可完整描述生物质颗粒从加热、干燥、挥发分析出到焦炭气化燃烧的全过程。颗粒运动方程如下：

$$\frac{du_{p,i}}{dt}=F_D(u_i-u_{p,i})+\frac{g_i(\rho_p-\rho)}{\rho_p}+F_i \quad (2)$$

式中：F_D为有量纲曳力因子，u_i为流体相速度，$u_{p,i}$为颗粒速度，F_i为其他作用力（本文忽略）。

1.3.4 非球形颗粒曳力模型

如图 2，针对生物质颗粒非球形的特征，本文基于直接数值模拟（DNS）结果，拟合了球状、柱状、块状、椭球状四种典型形状颗粒的曳力系数计算公式，并通过自定义程序将其嵌入流体仿真软件中，修正颗粒曳力的计算过程。各形状颗粒的曳力系数拟合公式如表 2 所示。



a) 球状生物质颗粒　　b) 柱状生物质颗粒

c) 块状生物质颗粒　　d) 椭球状生物质颗粒

图 2 不同形状生物质颗粒曳力系数随 *Re* 变化曲线

Fig.2 Curves showing the drag coefficient of biomass particles with different shapes as a function of *Re*

表 2 不同形状生物质颗粒曳力系数拟合公式

Tab.2 Fitting equations for the drag coefficients of biomass pellets of different shapes

颗粒形状	无量纲曳力系数 *Cd* 拟合公式
球状	$C_d=\frac{24}{\mathrm{Re}}(1+0.15\,\mathrm{Re}^{0.687})$
柱状	$C_d=\frac{8500}{\mathrm{Re}^2}-\frac{150}{\mathrm{Re}}+0.175\times In(\mathrm{Re})-0.250$
块状	$C_d=\frac{3467}{\mathrm{Re}^2}+\frac{183.6}{\mathrm{Re}}+0.920$
椭球状	$C_d=\frac{-117890}{\mathrm{Re}^2}+\frac{5287}{\mathrm{Re}}+0.463$

图 2 中的曳力系数拟合曲线及表 2 中的拟合公式获取方法如下：首先，利用前期直接数值模拟（DNS）计算，在保持颗粒固定的情况下，针对球状、柱状、块状和椭球状 4 种典型形态颗粒，分别建立对应的计算流体域并进行网格划分；其次，通过改变不同来流速度的边界条件，覆盖气化炉内实际运行中所经历的雷诺数范围（*Re*=10~10 000），精确求解每个工况下颗粒表面的 Navier-Stokes 方程，积分获得不同雷诺数下各形状颗粒的表面受力及对应的无量纲曳力系数 *Cd*；最后，基于 DNS 计

算得到的 *Cd* 与 *Re* 的离散数据点，通过最小二乘法进行非线性回归分析，得到表 2 所示的有理函数形式的拟合关联式。

1.3.5 燃烧与气化反应模型

生物质气化过程主要包括干燥、热解、挥发分均相燃烧与焦炭异相气化 4 个阶段。干燥过程基于颗粒热平衡方程计算水分蒸发速率；热解过程采用单步竞争速率模型模拟挥发分析出；挥发分气相燃烧采用非预混燃烧模型，基于混合分数法与化学平衡假设求解气相组分输运方程；焦炭异相反应考虑了碳与氧气、二氧化碳、水蒸气的多步反应，采用动力/扩散控制模型计算反应速率。

为准确获取稻壳与松木粉在气化反应中的动力学参数，本研究对两种原料开展了非等温热重分析（TGA）实验（升温速率 10 ℃/min，氮气保护）。采用 Coats-Redfern 积分法，假设热解过程符合一级反应动力学模型（n=1），对主热解区间（200~450 ℃）的数据进行线性回归拟合，得到两种生物质的热解动力学参数。拟合结果表明，稻壳的热解活化能 E_a 约为 174.6 kJ/mol，指前因子 A 约为 3.2×10^{10} s^{-1}；松木粉的热解活化能约为 188.3 kJ/mol，指前因子约为 5.7×10^{10} s^{-1}。由于松木的挥发分含量（75.66%）显著高于稻壳，其在低温区更易发生热解，拟合所得活化能略高于高灰稻壳，这与松木纤维素结晶度较高有关。上述基于实验拟合获得的动力学参数已输入至数值模型，作为 DPM 模型热解阶段单步竞争速率模型的输入条件。

1.3.6 辐射传热模型

考虑高温烟气与壁面间的辐射换热，采用离散坐标（DO）辐射模型。壁面发射率（emissivity）设定为 0.8。

1.4 求解方法与边界条件

采用有限体积法离散控制方程。压力-速度耦合使用 SIMPLE 算法，对流项采用二阶迎风格式，扩散项为中心差分格式。计算时先求解冷态流场至收敛，再开启热态与化学反应，最终基于收敛流场求解气相组分分布。

边界条件设置：一次风入口采用速度入口，根据工况设定风速与 O_2浓度，入口温度 300 K；生物质燃料入口采用面喷射边界，根据消耗量设定颗粒质量流率，颗粒初始温度 300 K；炉膛出口为压力出口，相对压力 0 Pa；炉壁为固定壁温 573 K。所有壁面无滑移，近壁区采用标准壁面函数。

1.5 模拟工况设计

本文基于小试实验筛选的最优参数，设计 3 种典型模拟工况。所有工况均保持气化温度 800 ℃、燃料粒径 40~80 目、颗粒在炉内停留时间 6 s。气化剂入口温度均为 300 K。工况 1 为纯稻壳空气气化，作为基准工况；工况 2 以质量配比 3:1（稻壳：松木）生物质混合燃料空气气化，用以探究不同生物质共气化特性；工况 3 在工况 2 燃料配比基础上将气化剂氧气浓度提升至体积分数为 40%，以评估富氧气化的增效潜力。3 种工况的具体参数设置如表 3 所示。

表 3 数值模拟工况参数设置
Tab.3 Parameter settings for numerical simulation conditions

工况编号	燃料类型	掺混质量比	O_2浓度体积分数
1	稻壳	1	21%
2	稻壳+松木	3:1	21%
3	稻壳+松木	3:1	40%

注：富氧气化（工况 3）采用纯氧与氮气配比获得体积分数为 40%O_2。

2 计算结果与分析

2.1 床料流化特性分析

图 3 展示了床料体积分数随时间演化。初始（t=0 s）床料集中在密相区，峰值约 0.63；通入一次风后（t=10 s），床层膨胀，密相区降至 0.38~0.57；t=20 s 达稳态，底部密相区（0~2 m）体积分数为 0.25~0.50，上部稀相区沿高度递减，至旋风分离器入口约 0.06。整个流化过程无沟流或节涌，布风均匀，可为后续气化提供良好流态环境。

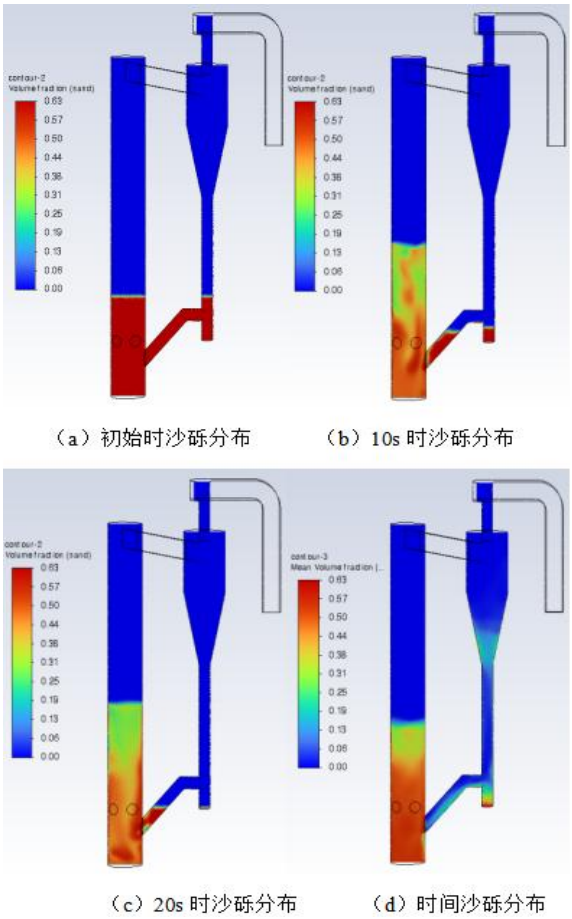


图 3 床料流化过程（t=0 s/10 s/20 s）体积分数云图

Fig.3 Volume fraction contour plots of the bed material fluidization process (t=0 s/10 s/20 s)

2.2 炉内温度分布特性

温度是影响气化反应速率、产物组成及焦油裂解的关键参数。图 4—图 6 给出了 3 种工况在 10 s、20 s 及时间平均下的温度分布云图。工况 1（纯稻壳空气气化）中，生物质颗粒被高温床料加热、干燥、热解，析出的挥发分与一次风氧气燃烧放热，使密相区温度快速升高。炉膛最高温度出现在密相区中上部，约 1 200 ℃。沿炉膛高度方向，温度先升后降：在密相区顶端（H=2~3 m）达峰值，随后因吸热的焦炭气化及还原反应而降低；至炉膛出口（H≈10 m）稳定在 750 ℃，与设计参数（≤800 ℃）吻合。炉内温度分布均匀，无局部超温热点，表明强烈的气固混合与循环流动能有效均化热量分布。

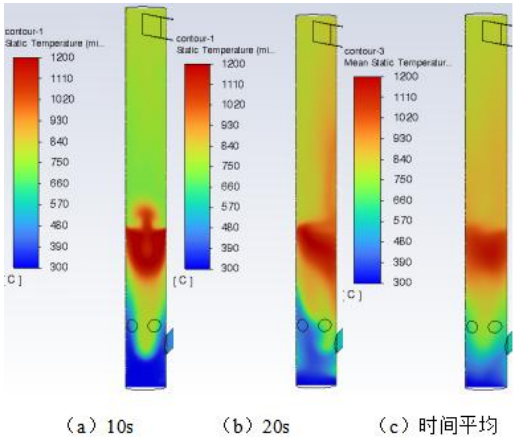


图 4 工况 1 炉膛温度不同时刻分布云图

Fig.4 Contour plots of furnace temperature distribution at different time points under Operating Condition 1

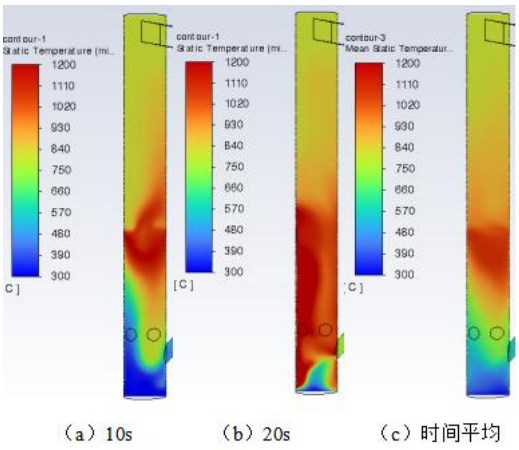


图 5 工况 2 炉膛温度不同时刻分布云图

Fig.5 Contour plots of furnace temperature distribution at different time points under Operating Condition 2

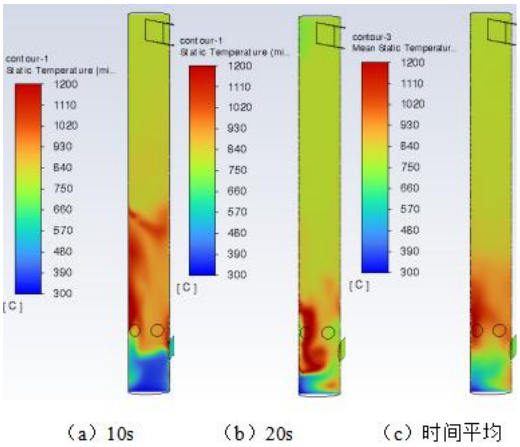


图 6 工况 3 炉膛温度不同时刻分布云图

Fig.6 Contour plots of furnace temperature distribution at different time points under Operating Condition 3

工况 2（混合燃料空气气化）因松木挥发分高（75.66%），高温区明显下移至 1.5~2.5 m，中上部

（3~6 m）温度较工况 1 降低约 50 ℃，不利于吸热还原反应。工况 3（富氧 40%混合燃料）整体炉温较工况 2 提升约 80 ℃，最高超 1 250 ℃。机理在于减少了 N_2吸热，强化了燃烧放热，为焦炭气化反应提供了更充足的热量。

2.3 气相组分分布特性

气相组分的空间分布反映了气化反应的进程与区域特征。本节分析 3 种工况下 CO、CO_2、H_2及CH_4的体积分数沿炉膛高度及截面分布规律。图 7—图 9 展示了 3 种工况下关键组分的分布云图（物理量单位为[-]，即体积分数，无量纲）。所有工况均呈现相似的总体规律：密相区以挥发分燃烧和焦炭氧化反应为主导，生成大量 CO_2，同时释放热量；炉膛中上部为缺氧还原区，CO_2和 H_2O 与炽热焦炭发生气化反应，生成 CO 和 H_2，可燃组分浓度沿炉膛高度逐渐升高。

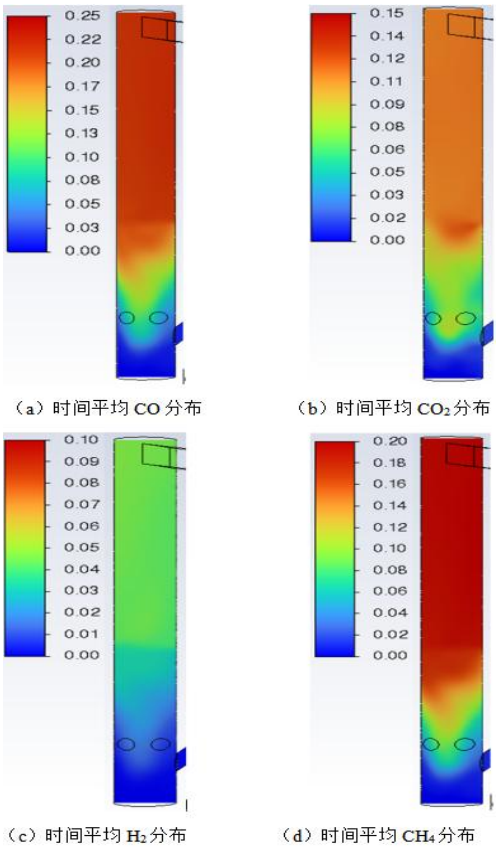


图 7 工况 1 气相组分分布云图

Fig.7 Cloud plots of gas-phase component distribution for Operating Condition 1

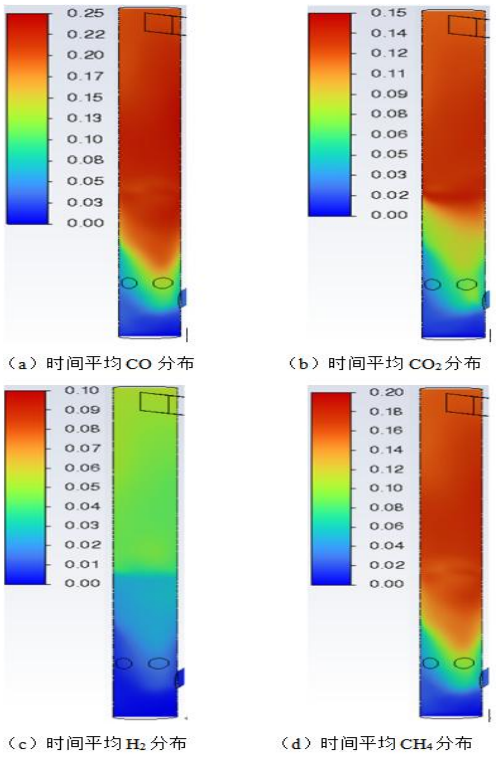


图 8 工况 2 气相组分分布云图

Fig.8 Cloud plots of gas-phase component distribution for Operating Condition 2

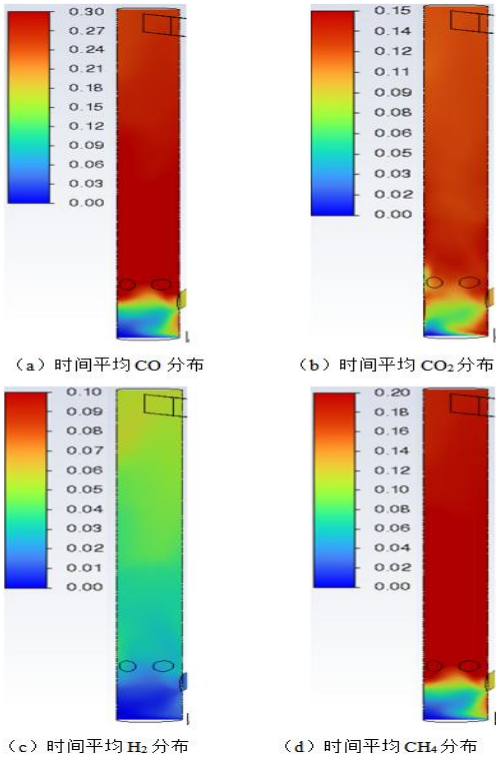


图 9 工况 3 气相组分分布云图

Fig.9 Cloud plots of gas-phase component distribution for Operating Condition 3

工况 1 炉膛出口 CO 体积分数为 24.2%，H_2体积分数为 4.2%，CH_4体积分数为 19.5%。CO 生成主要集中在 H=3~7 m 区域。工况 2 出口 CO 体积分数降至 22.5%，CH_4体积分数降至 16.5%。松木高挥发分在密相区快速消耗氧气，导致中上部气化剂（CO_2和 H_2O）不足，削弱了还原反应，同时松木固定碳较低也降低了还原容量。工况 3 出口 CO 体积分数跃升至 29.2%，H_2和 CH_4的体积分数分别达 4.8%和 19.8%。富氧环境消除了 N_2稀释，提升了活性氧浓度，显著促进了还原反应的进行，CO 提升幅度远大于 CH_4。

2.4 气化性能综合分析

综合 3 种工况的模拟结果，对气化性能进行量化评估。气化效率定义为合成气化学能与入炉燃料化学能之比。在本文计算中，入炉燃料化学能特指以收到基为基准的低位发热量（$Q_{net,ar}$，数值见表 1），合成气化学能则基于 CFD 模型出口截面处的实时组分浓度与标况流量积分得出，具体如图 10 所示。

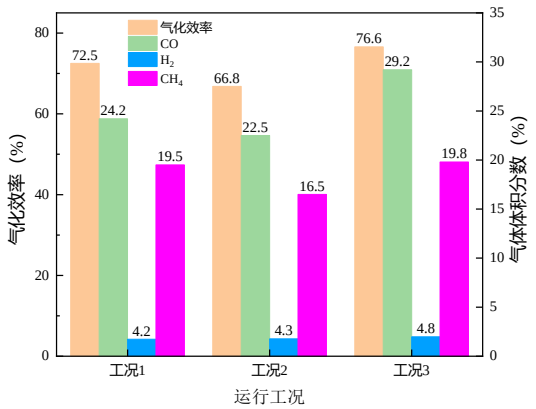


图 10 3 种工况气化效率与关键组分对比
Fig.10 Comparison of gasification efficiency and key components under three operating conditions

由图 10 可见，富氧气化（工况 3）在气化效率上显著优于空气气化工况，而混合燃料空气气化（工况 2）各项指标均最低。具体而言，碳转化率可通过炉膛出口飞灰中未燃尽固定碳（可燃物）的质量分数进行定量评估。提取模型出口界面的颗粒统计结果显示：工况 1（纯稻壳空气气化）出口飞灰中固体可燃物含量约为 2.8%；工况 2（混合燃料空气气化）因高挥发分松木粉导致密相区氧气过量消耗、焦炭燃尽率下降，飞灰中可燃物含量升至 6.5%；工况 3（体积分数为 40%O_2富氧气化）由于燃烧剧烈，部分焦炭被完全氧化为 CO_2，飞灰中可燃物含量约为 3.5%。尽管工况 3 的碳转化率略低于工况 1，但这一轻微负面影响被燃气热值的显著提升所抵消，最终气化效率仍大幅上升。综合上述定量分析，体积分数为 40%O_2富氧气化在气化效率与燃气品质上均展现出最优性能，从燃气品质角度，工况 3 生产的合成气低位热值估计可达 6.2~6.5 MJ/m^3，远高于空气气化（工况 2，约 5.2 MJ/m^3），更适用于后续发电或化工合成。

2.5 模型验证

为验证上述 CFD 模型的可靠性，在同等工况条件下开展了实验室规模循环流化床气化实验。小试实验系统主体反应器为内径 60 mm、总高 1500 mm 的 310S 不锈钢立式炉管，密相区高度约 200 mm，外侧配以电加热系统进行精确控温（实验温度误差≤±5 ℃）。系统由螺旋给料机（物料处理量 0.2~1 kg/h）、气化剂供给系统（空气/纯氧配比，由质量流量计控制）、两级旋风分离返料系统及尾部净化在线分析系统组成，如图 11 所示。

实验过程中，待床料（200~400 μm 石英砂）稳定流化且炉温达到设定值后，经螺旋给料机连续稳定投料。气化产物依次经过两级冷凝器（末端温度≤25 ℃）和布袋除尘器净化脱水后，由在线烟气分析仪同步检测 CO、CO_2、H_2及 CH_4等关键组分体积分数。表 4 给出了 3 种典型工况下 CFD 模拟结果与该小试实验数据的对比。

从表 4 可以看出，气化效率最大相对偏差仅 2.1%（工况 1），各组分变化趋势一致。若采用传统球形假设，非球形颗粒停留时间会被低估[错误!未找到引用源。错误!未找到引用源。]，而本文基于 DNS 引入的 4 种非球形曳力修正显著提高了模拟精度，CO 等关键组分偏差控制在±10%以内，证明了该模型在工业级气化模拟中的可靠性。

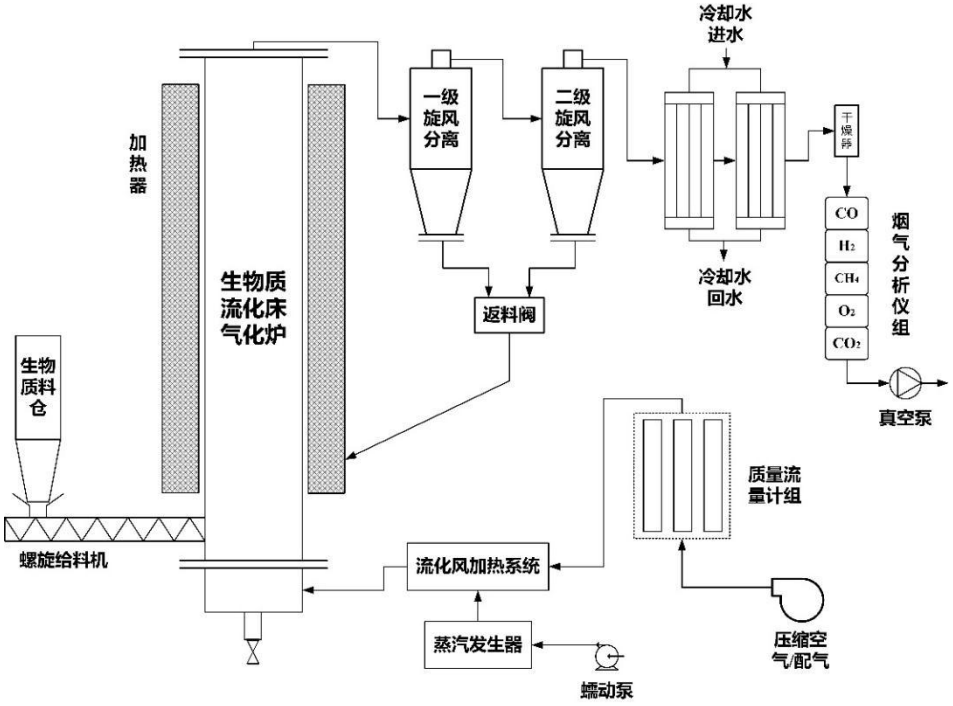


图 11 小试实验装置工艺流程图
Fig.11 Process flow diagram of the pilot-scale experimental setup

表 4 模拟结果与小试实验数据对比
Tab.4 Comparison of simulation results with pilot-scale experimental data

工况	数据来源	CO 体积分数/%	CO_2 体积分数/%	H_2体积分数/%	CH_4体积分数/%	气化效率/%
1	小试实验	22.0	12.5	4.4	19.8	71.0
	数值模拟	24.2	11.6	4.2	19.5	72.5
	相对偏差	+10.0	-7.2	-4.5	-1.5	+2.1%
2	小试实验	21.9	12.0	4.5	18.5	67.4
	数值模拟	22.5	11.7	4.3	16.5	66.8
	相对偏差	+2.7	-2.5	-4.4	-10.8	-0.9%
3	小试实验	28.0	15.0	5.0	20.0	75.8
	数值模拟	29.2	13.8	4.8	19.8	76.6
	相对偏差	+4.3	-8.0	-4.0	-1.0	+1.1%

2.6 机理讨论

综合前文 2.2~2.5 节的温度场、组分分布、气化效率及模型验证结果，可以归纳出以下 3 个层面的关键作用机理：

1）高挥发分燃料对气化反应氛围的调控机制。图 4 与图 5 对比显示，高挥发分燃料（松木）在密相区集中燃烧放热，但也造成氧气过量消耗，削弱了中上部的还原反应（如 $C+CO_2 \rightarrow 2CO$ 及 $C+H_2O \rightarrow CO+H_2$）导致工况 2 气化效率明显低于工况 1。

2）富氧气化的多重强化与正反馈机制 40%富氧气化在热力学上减少了 N_2吸热，提高火焰温度；在动力学上提升了炉温约 80 ℃，大幅促进吸热还原反应；在浓度上降低了 N_2的稀释效应，使燃气热值显著提升。三者形成“强化燃烧→温升→促进还原反应”正反馈，使工况 3 气化效率达峰值。

3）非球形颗粒曳力模型对工业级 CFB 模拟精度的关键贡献。椭球状及块状生物质颗粒的实际曳力系数（尤其是低雷诺数区域）显著高于球形假设。准确的曳力模型修正了颗粒运动轨迹与停留时间，优化了气固动量与能量传递的计算，从而保障了温度场与组分预测的准确性。

3 结论

本文构建了考虑非球形颗粒曳力的工业级 CFB 气化炉全尺度 CFD 模型，模拟分析了 3 种典

型工况，主要结论如下：

1）所建全尺度 CFD 模型对气化效率的预测最大偏差仅 2.1%，验证了基于 DNS 引入的非球形曳力模型可有效提升工业级气化模拟精度。

2）非球形颗粒形状显著影响曳力系数：椭球状最大，块状与柱状次之，球状最小。自定义曳力模型是准确预测颗粒轨迹与反应进程的必要手段。

3）纯稻壳空气气化效率为 72.5%；混入 25%质量的松木粉后，因高挥发分在密相区过量消耗氧气，效率降至 66.8%。

4）体积分数为 40%O_2富氧气化效果最佳，气化效率达 76.6%，CO 含量的体积分数从 22.5%跃升至 29.2%。其机理为减少 N_2吸热、升温约 80 ℃，通过正反馈强化还原反应。

[参 考 文 献]

[1] 毛健雄. 燃煤耦合生物质发电[J]. 分布式能源, 2017, 2(5): 47.
Mao J X. Co-firing biomass with coal for power generation[J]. Distributed Energy, 2017, 2(5): 47.

[2] 汪寿建. 关于新型煤与生物质气化引领能源清洁转型的研究[J]. 化肥设计, 2026, 64(1): 1.
Wang S J. Research on new coal and biomass gasification technologies leading the clean energy transition[J]. Chemical Fertilizer Design, 2026, 64(1): 1.

[3] 任东明. 构建新型能源体系背景下我国生物质能产业发展路径研究[J]. 中国能源, 2023, 45(5): 5.
Ren D M. Research on the development path of China's biomass energy industry under the background of constructing new energy system[J]. Energy of China, 2023, 45(5): 5.

[4] 中国产业发展促进会生物质能产业分会. 2023 中国生物质能产业发展年鉴[R]. 北京: 中国产业发展促进会, 2023: 1.
China Industrial Development Promotion Association Biomass Energy Branch. 2023 China bioenergy industry development yearbook[R]. Beijing: China Association for the Promotion of Industrial Development, 2023: 1.

[5] 刘君梅, 刘柄辰, 高明哲, 等. "双碳"背景下雄安新区农林废弃物综合利用模式的探索[J]. 新农业, 2023(5): 93.
Liu J M, Liu B C, Gao M Z, et al. Exploration of comprehensive utilization mode of agricultural and forestry wastes in Xiong'an new area under the background of "dual carbon"[J]. Modern Agriculture, 2023(5): 93.

[6] 李昕蔚, 张萌, 仇伟刚. 农林废弃物变废为宝: 生物质直燃发电[J]. 河南农业, 2016(26): 57.
Li X W, Zhang M, Qiu W G. Turning agricultural and forestry wastes into treasure: biomass direct combustion power generation[J]. Agriculture of Henan, 2016(26): 57.

[7] 顾珊, 刘茂省, 黄三, 等. 生物质循环流化床气化炉运行特性[J]. 化学反应工程与工艺, 2021, 37(2): 121.
Gu S, Liu M S, Huang S, et al. Operation characteristics of biomass circulating fluidized bed gasifier[J]. Chemical Reaction Engineering and Technology, 2021, 37(2): 121.

[8] 黄达其, 陈佳琼. 我国生物质气化发电技术应用及展望[J]. 热力发电, 2008, 37(10): 6.
Huang D Q, Chen J Q. Application and prospects of power generation technology with biomass gasification in China[J]. Thermal Power Generation, 2008, 37(10): 6.

[9] 周力行. 多相流反应工程理论与数值模拟[M]. 北京: 科学出版社, 2019: 20.
Zhou L H. Theory and numerical simulation of multiphase flow reaction engineering[M]. Beijing: Science Press, 2019: 20.

[10] Hu Z W, Fan H D, Chen Q, et al. CPFD simulation study on oxygen-enriched gasification characteristics of biomass in circulating fluidized bed gasifier[J]. Fuel, 2026, 410: 137975.

[11] Ullah A, Hong K, Gao Y N, et al. An overview of Eulerian CFD modeling and simulation of non-spherical biomass particles[J]. Renewable Energy, 2019, 141: 1054.

[12] 汪靖良, 方庆艳, Yin C G, 等. 燃煤机组耦合生物质直燃发电研究进展: 非球形生物质大颗粒气固两相动力学模型[J]. 洁净煤技术, 2023, 29(9): 14.
Wang J L, Fang Q Y, Yin C G, et al. Research progress on direct-fired biomass power generation in coal-fired units: gas-solid two-phase dynamic model for large non-spherical biomass particles[J]. Clean Coal Technology, 2023, 29(9): 14.

（责任编辑　李园）