研究论文

DOI：10.11949/0438-1157.

气固鼓泡床流动-排料特性及其优化研究

王晓威[1]，王紫文[1]，王国昌[1]，吕敏[2,3]，李旺[2,3]，冯杰[1,2,3]，李文英[1,2,3]

（[1]太原理工大学省部共建煤基能源清洁高效利用国家重点实验室，山西 太原 030024；[2]北京怀柔实验室，北京 101499；[3]怀柔实验室山西研究院，山西 太原 030032）

摘要： 针对连续进出料鼓泡床燃烧器底部排料失稳工程难题，本文耦合冷态流化实验与计算颗粒流体动力学（CPFD）数值模拟，系统对比无进出料、连续进出料两类工况下反应器内部气固流动行为与底部排料特征，探究中空旋流挡板对流动与排料的协同调控机制。结果表明：连续进出料可强化床内气泡破碎行为，但气泡总数量随表观气速、操作压力升高均呈先增后减变化；高气速、高压工况下气泡数量大幅衰减，气固总界面面积同步降低，气固相间接触效率显著弱化。排料平均流量与流量相对标准偏差（*RSD*）均呈现非单调变化规律，受控于床层下部气泡扰动与全床宏观脉动耦合作用；表观气速通过改变气泡扰动频率调控排料波动，操作压力通过改变床层宏观脉动强度影响排料稳定性。气固接触效率、排料稳定运行对操作参数的最优区间存在固有矛盾，仅依靠调节气速或压力无法同时满足“气固接触充分、排料足量、流量稳定”三重工业运行目标。中空旋流挡板在0.2~0.3 m/s低气速区间可实现三重目标的协同优化：中心贯通通道保障底部颗粒连续供给、旋流叶片持续破碎大气泡，同步提升排料通量、降低流量波动*RSD*并增大气固总界面面积，研究结果可为工业半焦鼓泡床燃烧器内构件设计与长周期稳定运行提供理论支撑。

关键词： 鼓泡床；气固流动；排料稳定性；气泡行为；数值模拟

中图分类号： TQ051.1　　**文献标志码：** A

文章编号： 0438-1157（XXXX）XX-0001-16

Optimization of gas-solid flow and discharge characteristics in a bubbling fluidized bed

WANG Xiaowei[1], WANG Ziwen[1], WANG Guochang[1], LYU Min[2,3], LI Wang[2,3], FENG Jie[1,2,3], LI Wenying[1,2,3]

([1]*State Key Laboratory of Clean and Efficient Coal Utilization, Taiyuan University of Technology, Taiyuan* 030024, *Shanxi, China*; [2]*Beijing Huairou Laboratory, Beijing* 101499, *China*; [3]*Shanxi Research Institute of Huairou Laboratory, Taiyuan* 030032, *Shanxi, China*)

Abstract: To solve the discharge instability problem at the bottom of bubbling fluidized bed combustors with continuous feeding and discharging, cold-state fluidization experiments and computational particle fluid dynamics (CPFD) simulations were combined in this work. The gas-solid flow behaviors and bottom discharge characteristics were systematically compared between non-feed-discharge and continuous feed-discharge conditions, and the synergistic regulation mechanism of hollow swirl baffles was investigated. The results reveal that continuous particle feeding and discharging intensify bubble breakup inside the bed, while the total number of bubbles first increases and then decreases with the rise of superficial gas velocity and operating pressure. Under high gas velocity and high

收稿日期： 2026-07-14　　**修回日期：** 2026-08-31

通信作者： 王国昌（1991—），男，博士，副教授，wangguochang@tyut.edu.cn；冯杰（1968—），男，博士，教授，fengjie@tyut.edu.cn

第一作者： 王晓威（2000—），男，硕士研究生，2023521064@link.tyut.edu.cn

基金项目： 怀柔实验室项目（ZD2023012A）

引用本文： 王晓威, 王紫文, 王国昌, 吕敏, 李旺, 冯杰, 李文英. 气固鼓泡床流动-排料特性及其优化研究[J]. 化工学报, XXXX, XX(XX): 1-16

Citation: WANG Xiaowei, WANG Ziwen, WANG Guochang, LYU Min, LI Wang, FENG Jie, LI Wenying. Optimization of gas-solid flow and discharge characteristics in a bubbling fluidized bed[J]. CIESC Journal, XXXX, XX(XX): 1-16

pressure, the sharp reduction of bubble quantity leads to a decline in total gas–solid interfacial area, which weakens interphase contact performance. Both the average discharge flow rate and its relative standard deviation (*RSD*) vary non–monotonically, governed by the coupling effect of bubble disturbance in the lower bed and macroscopic bed pulsation. Superficial gas velocity regulates discharge fluctuation by adjusting the disturbance frequency of bubbles, whereas operating pressure affects discharge stability by changing the intensity of macroscopic bed pulsation. There exists an inherent contradiction between the optimal operating windows for gas-solid contact efficiency and stable discharge operation, which cannot be simultaneously satisfied by merely adjusting gas velocity or pressure. The hollow swirl baffle achieves collaborative optimization of the three industrial objectives—sufficient gas-solid contact, adequate discharge rate, and stable flow—within the low gas-velocity range of 0.2~0.3 m/s. The central through-channel ensures continuous particle supply to the bottom outlet, while the swirl blades continuously break up large bubbles, thereby simultaneously improving discharge throughput, reducing the relative standard deviation (*RSD*) of flow fluctuations, and increasing the total gas-solid interfacial area. The findings provide theoretical support for the design of internal components and the long-term stable operation of industrial char bubbling fluidized bed combustors.

Keywords: bubbling fluidized bed; gas – solid flow; discharge flow stability; bubble behavior; numerical simulation

引 言

中低温煤热解是低阶煤清洁分质转化的核心技术路径[1-2]。陕煤集团自主开发气固热载体双循环快速热解(SM–SP)工艺,现已建成120万吨/年工业化示范装置[3-4]。该工艺核心流程为:粉煤在提升管热解反应器内快速热解,生成的半焦送入鼓泡床燃烧器发生部分氧化燃烧,生成高温半焦热载体后与新鲜冷煤粉混合并循环返回提升管,高温半焦热载体为该工艺的主要热源;热解高温煤气则作为气相热载体输送固体物料。其中,鼓泡床燃烧器承担系统热平衡维持、半焦热载体循环供给双重功能,床内气固流动行为与底部连续排料特性直接决定百万吨级装置稳定运行能力。

工业实际运行中,燃烧器底部排料存在固体热载体流量、温度大幅波动问题。根源在于两方面:密相区床层结构不均匀,导致排料口附近颗粒供给不连续;气泡在排料口附近的通过、聚并与破裂对排料通道产生周期性阻塞与疏通,直接引发排料流量波动。温度波动则源于密相床层内气固混合与燃烧的不均匀性,导致排出颗粒的温度随之变化。排料流量波动会改变提升管内固含率分布,诱发混合段与提升管流化失稳:流量过大时横管混合段颗粒堆积导致输送不畅,提升管返混加剧,引发结焦堵塞;流量过小时热载体供给不足、热解温度下降。两者均会降低焦油收率,并严重制约装置长周期稳定运行[5]。热载体温度振荡则直接扰动提升管热解温度场,亦会降低焦油收率[6]。因此,半焦燃烧器底部排料需同时满足三重运行目标:排料流量充足、流量波动小、热载体温度均匀达标。其中,热载体温度均匀达标依赖充分的气固接触与氧化反应,通常以气固总界面面积定量表征气固接触强度[7],该参数由气泡尺寸与气泡数量共同决定;排料充足性以平均排料流量表征,排料稳定性采用流量相对标准偏差*RSD*衡量,二者均由排料口附近颗粒供给状态决定,受密相区固含率及其径向分布均匀性约束。

现有鼓泡床气固流动研究多聚焦无进出料间歇体系,围绕乳化相结构、气泡演化规律及操作参数影响开展分析[8-9]。已有研究证实乳化相为高低空隙率交替的非均匀密相区域[10];Geldart B 类颗粒床层气泡径向分布不均匀度较其他颗粒类型高出30%~40%[11];加压至0.6 MPa可缩小气泡直径、优化气泡分布均匀性,压力通过改变最小流化速度调控相间曳力系数,抑制气泡聚并长大[12-13];表观气速升高会增大气泡当量直径,气泡数量随气速呈先增后减趋势[14-16]。上述结论仅适用于无物料进出的静态床,而连续进料、出料会显著重构床层整体结构与气固两相演化规律[17],现有研究难以支撑工业连续排料鼓泡床的设计与调控。

反应器内构件是调控鼓泡床气固流动、优化流化质量的有效手段。筛网式水平构件可破碎大气泡[18];带盖板多孔挡板通过匹配合理开孔率改善气固径向分布[19];垂直管束可降低床层固含率、细化气

泡并提升颗粒循环速率[20]；纵向分隔挡板可消除流动死区、强化颗粒混合[21]；拉西环、金属乱堆填料等移动式内构件可抑制气泡聚并、强化相间传质[22-23]。倾斜旋流挡板因气泡破碎性能优异、结构可调范围广得到广泛关注[24-25]，但当前内构件相关研究多以提升传质效率为单一目标，极少兼顾底部连续排料稳定性。对于半焦热解燃烧器，排料稳定与气固接触强化同等关键，通过内构件同步实现两项指标优化的系统性研究仍存在空白。

综合现有文献分析：连续进出料工况下鼓泡床气固密相床层床层结构与气泡演化行为尚不清晰；面向底部连续排料工况，旋流类内构件对气固接触效率、排料稳定性的协同调控规律缺乏定量研究。尽管催化裂化再生器、循环流化床锅炉、化学链燃烧反应器等底部排料流化床装置应用广泛，但排料波动并非其核心运行瓶颈，相关研究报道较少[26-28]；而半焦热解燃烧器排料稳定性直接决定系统热平衡与装置运行可靠性，亟需针对性基础研究。

为明确连续进出料条件下操作参数与内构件结构对鼓泡床气固流动及排料行为的影响规律，本文以工业半焦鼓泡床燃烧器为研究对象，结合冷态流化实验与 CPFD 数值模拟，定量对比有无连续进出料工况下床层结构、气泡动力学、底部排料特性差异；**考察**表观气速、操作压力对两相流动与排料行为的调控机理；设计全覆盖、中空两种旋流挡板，对比两类构件对气固接触效率与排料稳定性的协同优化效果，明确中空旋流挡板适用操作窗口，以**期**为连续排料鼓泡床燃烧器内构件结构优化、工业装置稳定运行提供理论依据。

1 实验与数值模拟方法

1.1 实验装置与模拟设置

冷态鼓泡床实验装置及其几何尺寸如图1(a)所示。床体参照工业鼓泡床燃烧器构型设计，采用窄径－变径－宽径三段式变截面结构，窄径段与宽径段直径比与工业装置保持一致，以保证变径约束效应相似。实验采用连续进出料操作：颗粒储存于上部粉焦罐中，经旋转阀和进料管连续加入床层；底部排料口连续出料，排出的物料进入收集罐进行实时称重，用于计算排料流量及排料稳定性（相对标准偏差RSD），排料口位置已在图1(a)中局部放大标示。为探究旋流挡板调控效果，设计了全覆盖旋流挡板与中空旋流挡板两种内构件（图1(c)、1(d)）。测量系统包括压力传感器及电容层析成像（ECT）系统，分别用于采集轴向压力分布与截面固含率分布。实验数据主要为后续 CPFD 建模与验证提供依据。

在获取实验验证数据的基础上，进一步借助 CPFD 方法开展数值模拟研究，计算采用商业软件 Barracuda Virtual Reactor（版本 24.0）[29]完成。其中，气相采用大涡模拟（LES）湍流模型求解，颗粒相采用 MP-PIC（Multiphase Particle-in-Cell）算法进行处理。该算法将物性和运动状态相近的多个真实颗粒分组为计算颗粒，从而显著降低数值计算量。气固相间曳力采用 WenYu-Ergun 模型，低固含率稀相区间采用 WenYu 模型，高固含率密相区间切换 Ergun 模型，完整覆盖稀、密两相流动区间。

几何模型依据实验装置尺寸按 1∶1 比例建立，采用笛卡尔网格切割法生成六面体结构化网格，并在窄径段下部和变径段等流动剧烈区域进行网格局部加密。为验证网格无关性，设计粗、中、细三套网格（网格数量分别为 23.6 万、35.8 万、50.0 万）对比不同网格下的轴向固含率分布。结果表明，粗网格与细网格的固含率分布最大偏差超过 10%，中网格与细网格的固含率分布曲线高度重合，最大相对偏差低于 2%，继续加密网格对计算结果影响有限，因此选择中网格（约 35.8 万）进行后续模拟计算。

初始静床高设定为 0.4 m，系基于 0.3 m、0.4 m、0.5 m 三组预实验确定：0.4 m 时密相床层高度恰好到达变径段且低于进料口（0.45 m），保证了床层膨胀不进入宽径段且连续进料通畅。工业 SM-SP 工艺中，进入鼓泡床燃烧器的循环半焦为宽粒径分布颗粒，粒径范围为 0~400 μm；宽粒径条件下细颗粒（<100 μm）夹带进入稀相区、粗颗粒（>300 μm）沉积于床底，密相区实际参与流化的主体颗粒主要集中在 187.5~250 μm 区间。同时，前期宽粒径与窄粒径颗粒的对比模拟表明，宽粒径条件下粒径效应易与操作变量的影响相互耦合，不利于独立考察后者的调控规律。因此，本研究选取 187.5~250 μm 窄粒径段粉焦进行模拟与实验。时间步长设置为 0.0005 s。对 0~70 s 全时段的床层排料流量监测可知，排料流量在 50 s 后围绕固定值波动且无趋势性变化，据此判定流动进入准稳态，并选取 50~70 s 时均数据开展定量统计分析。操作参数覆盖表观气速 0.2~0.6 m/s（鼓泡流化至湍动流化过渡区间）；操作压力 0.1~

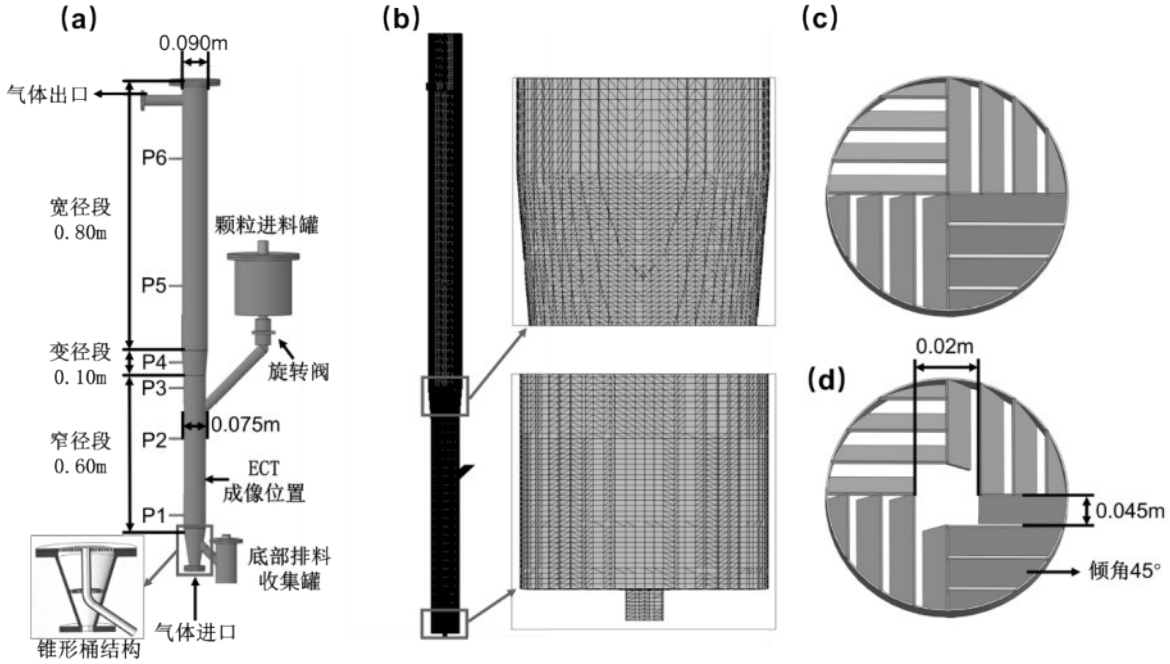

图1　(a)冷态鼓泡床实验装置示意图、(b)计算域网格划分以及两种挡板结构:(c)全覆盖旋流挡板;(d)中空旋流挡板

Fig.1　(a) Schematic diagram of cold test apparatus, (b) geometry of computational domain, and two baffle configurations: (c) full-coverage swirl baffle; (d) hollow swirl baffle

2.0 MPa(气速固定为0.3 m/s),全面考察气速、压力对气固流动与排料特性的影响规律。

1.2　数值模型可靠性验证

为验证CPFD数值模型对气固鼓泡床内流动特性的预测能力,将模拟结果与冷态实验测量数据进行对比。图2展示了有进出料工况下实验与模拟的轴向压力分布、窄径段截面的颗粒浓度云图对比结果。模拟得到的各测点压力值与实验值吻合良好,最大相对误差低于5%。压力分布曲线整体趋势一致,窄径段压力梯度较大,对应密相床层区域;宽径段压力梯度平缓,匹配稀相区域流动特征。

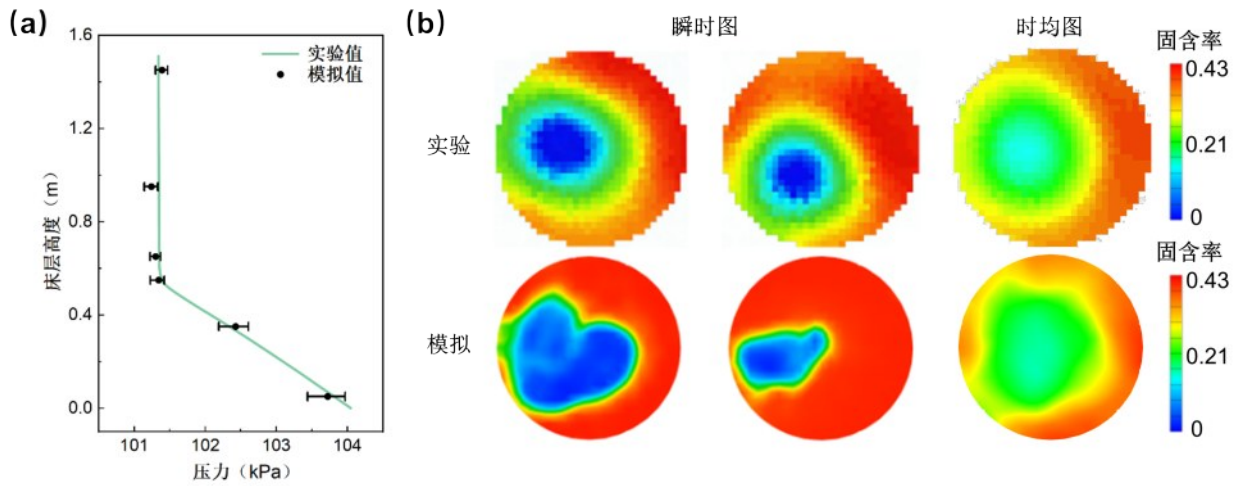

图2　实验与模拟的轴向压力分布及窄径段截面瞬时/时均颗粒浓度云图对比

Fig.2　Comparison of experimental and simulated axial pressure distribution and cross-sectional particle concentration contours (instantaneous and time-averaged) at the narrow section

在颗粒浓度分布方面,图2(b)对比了瞬时固含率云图与50~70 s时均固含率云图。瞬时云图对比表明,模拟与实验均呈现中心固含率低、边壁固含率高的环-核分布,模拟对气泡空间位置与尺寸的

预测与实验结果一致;时均云图对比进一步显示,模拟的时均固含率分布与实验结果在形态与范围上均吻合良好。两者共同表明,当前CPFD模型既能捕捉瞬态结构,又能复现统计平均特征,验证了该模型的预测可靠性。

由上分析,本研究建立的CPFD数值模型可精准预测鼓泡床轴向压力分布、局部气固两相空间结构,将用于后续气泡行为、排料特性定量分析。

1.3 数据定量处理方法

1.3.1 *气泡相识别划分* 采用固含率阈值法区分气泡相与乳化相。依据Zhang等[30]的三相划分框架,气固鼓泡床内流动结构可按固含率划分为稀相(气泡主体)、密相(乳化相)及固含率0.2~0.3的气泡晕中间相。气泡上升过程中会夹带少量颗粒,导致其边缘区域局部固含率偏高。通过对0.2~0.3范围内多个阈值的对比发现:阈值取0.3时,气泡晕被误判为气泡相;阈值取过低则气泡主体不完整。为简化阈值处理并避免气泡晕归属的不确定性,最终取临界固含率ε_s = 0.24,定义$\varepsilon_s \leqslant 0.24$为气泡相,$\varepsilon_s > 0.24$为乳化相。图3给出了常压、表观气速0.3 m/s条件下的典型固含率分布及阈值分割结果。

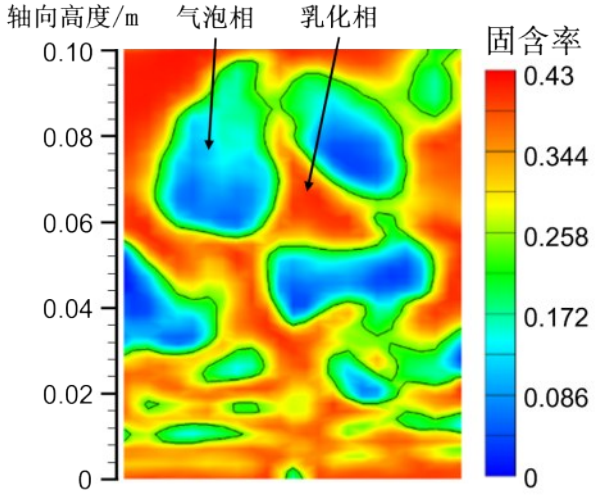

图3 常压、表观气速0.3 m/s下鼓泡床内固含率分布及气泡相与乳化相分割结果

Fig. 3 Solid holdup distribution and segment results of bubble phase and emulsion phase at 0.1 MPa and 0.3 m/s

1.3.2 *床层径向不均匀度指数* 为定量评估床层内部固含率分布的均匀性,Zhu等[31]提出了不均匀度指数(Radial Non-uniformity Index, *RNI*)。该值越大,表明床层颗粒径向分布越不均匀。其定义为截面固含率的标准差与理论最大标准差之比,取值范围为0~1,计算公式如下:

$$RNI = \frac{\sigma}{\sigma_{max}} = \frac{\sigma}{\sqrt{\bar{\epsilon}_s(\epsilon_{s,max} - \bar{\epsilon}_s)}} \tag{1}$$

式中,$\bar{\epsilon}_s$为径向截面平均固含率,σ为径向截面固含率的标准差,$\epsilon_{s,max}$为初始流化态下的固含率。对于本研究所用的粉焦颗粒,$\epsilon_{s,max}$ = 0.414。

1.3.3 *排料流量波动量化表征* 取流动达到准稳态后50~70 s时间段的排料流量数据进行分析。以该时段内排料流量的时均值表示平均排料流量,采用相对标准偏差(Relative Standard Deviation, *RSD*)量化排料流量的波动程度,*RSD*越小表示排料越稳定,计算公式如下:

$$RSD = \frac{\sigma_{\dot{m}}}{\bar{\dot{m}}} \times 100\% \tag{2}$$

式中,$\sigma_{\dot{m}}$为排料流量的标准差,$\bar{\dot{m}}$为排料流量的时均值。

采用功率谱密度(Power Spectral Density, *PSD*)分析排料流量波动的频率特征。低频段对应床层内大尺度宏观脉动,中高频段则反映气泡尺度的聚并与破碎行为。排料流量的单位为kg/h,*PSD*的单位为(kg/h)²/Hz,表示单位频率上排料流量波动能量。

2 结果与讨论

2.1 连续进出料对床层宏观流动结构的影响

图4展示了不同表观气速和操作压力下床层中心截面的时均固含率分布。在无进出料和有进出料两种工况下,中上部的环-核结构均随气速升高愈发明显:中心低固含率区扩大,边壁固含率升高,气体趋向于沿轴心短路上升,气固接触能力下降,不利于"足热"。与无进出料工况相比,有进出料后,中上部的低固含率区较无进出料工况明显减小,径向分布趋于对称,有利于气固接触。此外,有进出料工况下的密相区高度高于无进出料工况,这是因为进料口位于床层中上部,颗粒由此补入,提高了中上层的固含率,导致床层膨胀。同时,下部排料口附近始终保持较高的颗粒浓度,为底部排料提供了稳定充足的颗粒供给基础。

压力对床层结构的影响与气速明显不同。无进出料时,压力从常压升至0.5 MPa,床层无明显膨胀,但环-核结构发展至床层中部,轴心低固含区扩大、边壁固含率升高,不利于气固接触与传热;压力升至2.0 MPa时,床层显著膨胀,环-核结构扩展

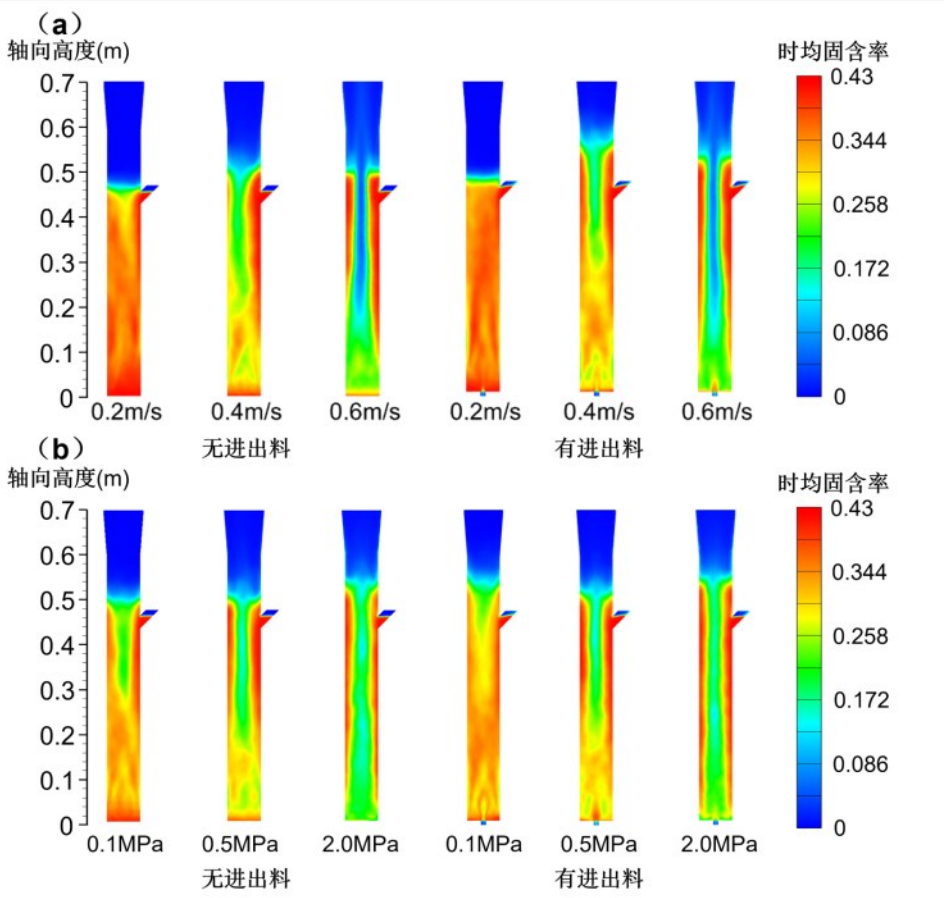

图4　有/无进出料下中心截面时均固含率分布云图对比

Fig. 4　Comparison of time-averaged solid holdup contours at central cross-section with and without continuous particle flow.

至床层底部，中心低固含区进一步扩大，气固接触效率持续下降，同时下部排料口附近固含率大幅降低，供料基础被削弱。有进出料时，各压力下中上部的环－核结构发展程度与无进出料工况相近，气固接触条件无明显差异。此外，下部排料口附近在0.5 MPa时仍保持较高固含率，有利于维持排料量；而在2.0 MPa时固含率显著降低，排料的颗粒供给条件减弱。

图5为有/无进出料条件下轴向固含率分布曲线，其中稀密相分界面定义为固含率随高度下降速率最大的位置，界面以下为密相区、以上为稀相区[32]。低气速(0.2 m/s)下，密相区固含率随床层高度增加而逐渐减小；高气速下，固含率先下降，至0.05~0.1 m处出现回升，随后在稀密相界面处快速下降，整体呈“下降-回升-骤降”的分布特征。压力对固含率分布趋势的影响与气速类似，密相区固含率同样呈先减后增的变化规律。密相区内固含率由下降转为上升的位置即为拐点，该位置将密相区划分为下部固含率下降区和上部固含率回升区，图中以点划线标出了气速0.2 m/s和常压条件下拐点的位置。

气速对拐点位置的影响显著：低气速(0.2 m/s)时拐点位于约0.1 m处；随气速升高至0.6 m/s，拐点逐渐下移至约0.03 m，同时密相区下部固含率的衰减幅度增大。这是因为气速升高增强了气体对底部颗粒的携带能力，使高固含率区难以向上延续。有进出料时，拐点较无进出料工况进一步下降约0.01~0.03 m，原因是底部颗粒持续排出，密相区下部高度相应减小。

压力对拐点位置的影响趋势与气速接近，但程度较弱。无进出料时，拐点随压力升高逐渐下移，固含率下降幅度较气速变化时更小。有进出料时，各压力下底部固含率均低于无进出料工况：拐点由常压下的约0.07 m下移至0.5 MPa时的约0.04 m；至1.0 MPa时拐点已基本消失，底部固含率沿床高持续下降，不再存在明显的高固含率区。

底部高固含率区的存在与否直接决定排料口的颗粒供给条件。气速方面，各气速下排料口附近

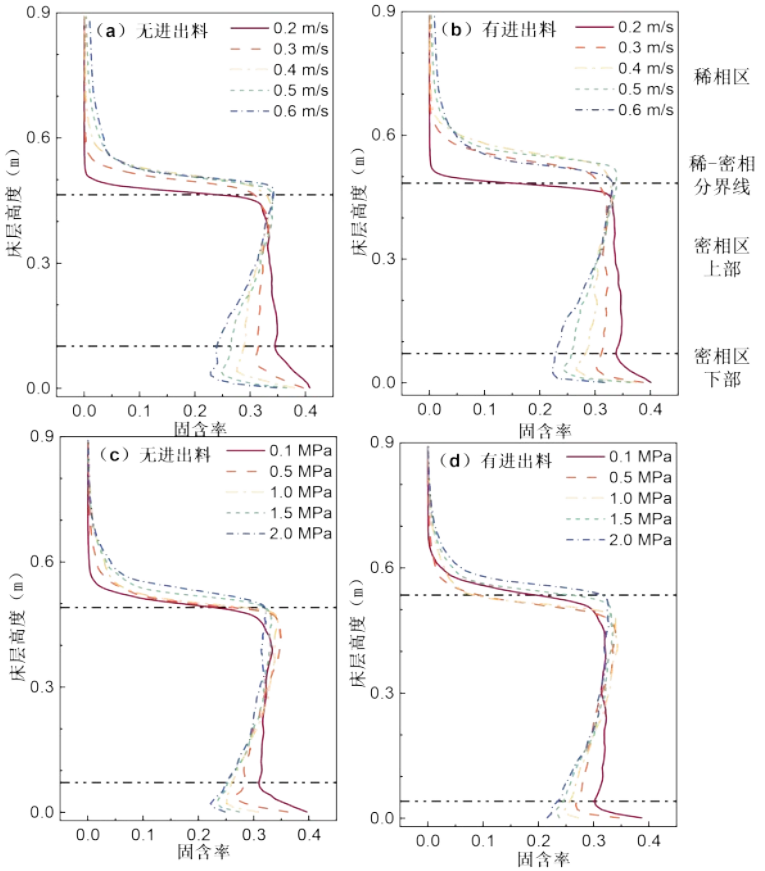

图5 有/无进出料下时均固含率轴向分布对比

Fig. 5 Comparison of axial solid holdup distribution with and without continuous particle flow.

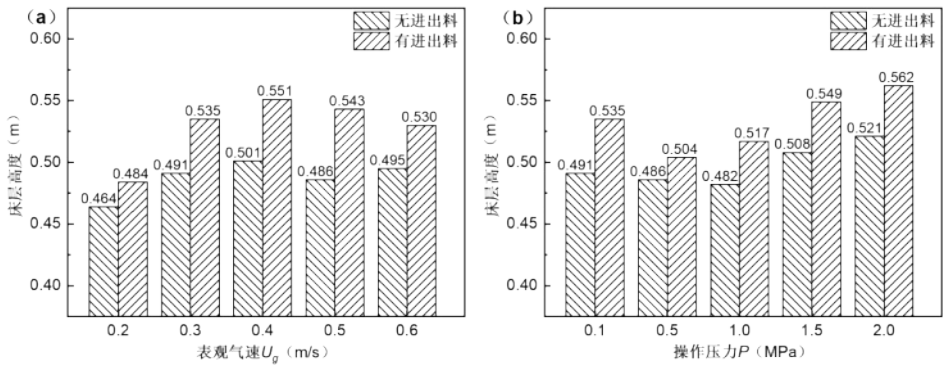

图6 有/无进出料下密相区高度

Fig. 6 Comparison of dense phase height with and without continuous particle flow.

均保持较高的固含率，表明底部高固含率区未因气速升高而消失，排料流量随气速升高无明显下降，高气速下甚至有所上升（图10）。压力方面，随压力升高底部固含率快速下降，至1.0 MPa时高固含率区基本消失，排料口附近颗粒供给条件随之减弱，排料量显著下降。

图6为有/无进出料工况下密相区高度的对比结果。密相区高度随气速增大呈先增后减趋势，在0.4 m/s左右达到最大值；随压力增大呈先减后增的趋势，在0.5 MPa附近降至最低。有进出料工况下，各气速和压力条件下的密相区高度均高于无进出料工况，提高幅度为4%－9%：这是因为进料口位于密相区中上部，颗粒由此补入后提高了中上层的固含率，使床层整体膨胀程度增强。

与无进出料工况相比，有进出料时密相区高度随气速和压力的变化幅度更大。气速方面，0.4 m/s

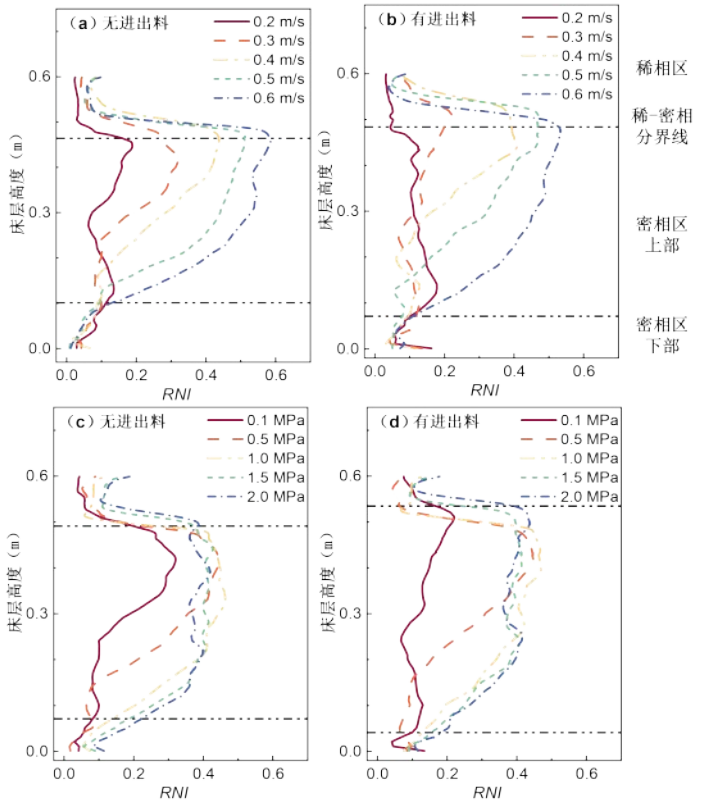

图7　有/无进出料下径向不均匀度*RNI*沿高度分布

Fig.7　Radial non-uniformity index (*RNI*) distribution along bed height with and without continuous particle flow.

时密相区高度较0.2 m/s提高了约13.8%，0.6 m/s时较0.4 m/s下降了约3.8%。前者源于气速升高增强了床层的膨胀程度，后者则因高气速下环-核结构加剧、气体沿中心区域短路，对床层的膨胀作用减弱。压力方面，0.5 MPa时密相区高度较常压下降了约5.8%，2.0 MPa时较0.5 MPa提高了约11.5%。常压至0.5 MPa时，气泡尺寸减小，大气泡对床层的抬升作用减弱，密相区高度下降；0.5 - 2.0 MPa时，气泡总数大幅减少，气体弥散入乳化相后引发床层重新膨胀，密相区高度回升（见图8、9）。

为定量分析密相区颗粒分布的均匀性，计算了固含率的径向不均匀度*RNI*沿床层高度的分布，如图7所示。*RNI*值越大表示颗粒径向分布越不均匀。密相区下部*RNI*反映排料口附近颗粒浓度的径向差异，上部*RNI*反映环-核结构的发展程度，值越大表明气固接触效率越低。

密相区下部的*RNI*在各操作条件下均较低，说明此区域颗粒浓度分布较为均匀；密相区上部的*RNI*则随操作条件变化明显。气速方面，无进出料时，密相区上部*RNI*随气速升高逐渐增大，0.2 m/s时约为0.1，0.6 m/s时增至约0.55。有进出料后，中低气速（0.2~0.3 m/s）下*RNI*低于无进出料工况，气固接触效率提升；气速升至0.4 m/s以上时，环-核结构充分发展，*RNI*快速升高至与无进出料工况相当的水平。压力方面，无进出料时，*RNI*随压力升高持续增大，0.1 MPa时约为0.3，1.0 MPa时增至约0.4，此后趋于稳定。有进出料时，密相区上部*RNI*在常压下低于无进出料工况，床层径向分布较为均匀；压力升至0.5 MPa以上后，环-核结构增强，上部*RNI*大幅升高，气固接触效率降低。

总体而言，密相区上部的*RNI*差异主要由环-核结构的发展程度决定。有进出料可在中低气速和常压下改善颗粒径向分布均匀性，但高气速和高压下环-核结构加剧，*RNI*显著升高。

2.2　连续进出料对气泡行为的影响

图8对比了有/无进出料条件下的气固总界面面积、气泡个数及平均气泡直径，其中各参数均为60 - 70 s内的时均值。连续进出料工况下，各气速和压力条件下的总界面面积、气泡个数和平均气泡直径均高于无进出料工况。这是因为连续进出料操作本身即向床层引入额外的气体（进料夹带及排料口气体卷吸），同时增强了床层内部的流动扰动，

有利于气泡的生成与长大，因此气泡数量增多、尺寸增大，二者共同贡献于总界面面积的提升。此外，随气速和压力升高，气泡个数均呈先增后减趋势，平均直径均持续减小；但总界面面积对二者的响应截然不同——随气速升高先增后减，随压力升高持续减小。这一差异表明，气速和压力对气泡行为的调控路径存在本质不同，以下分别阐述。

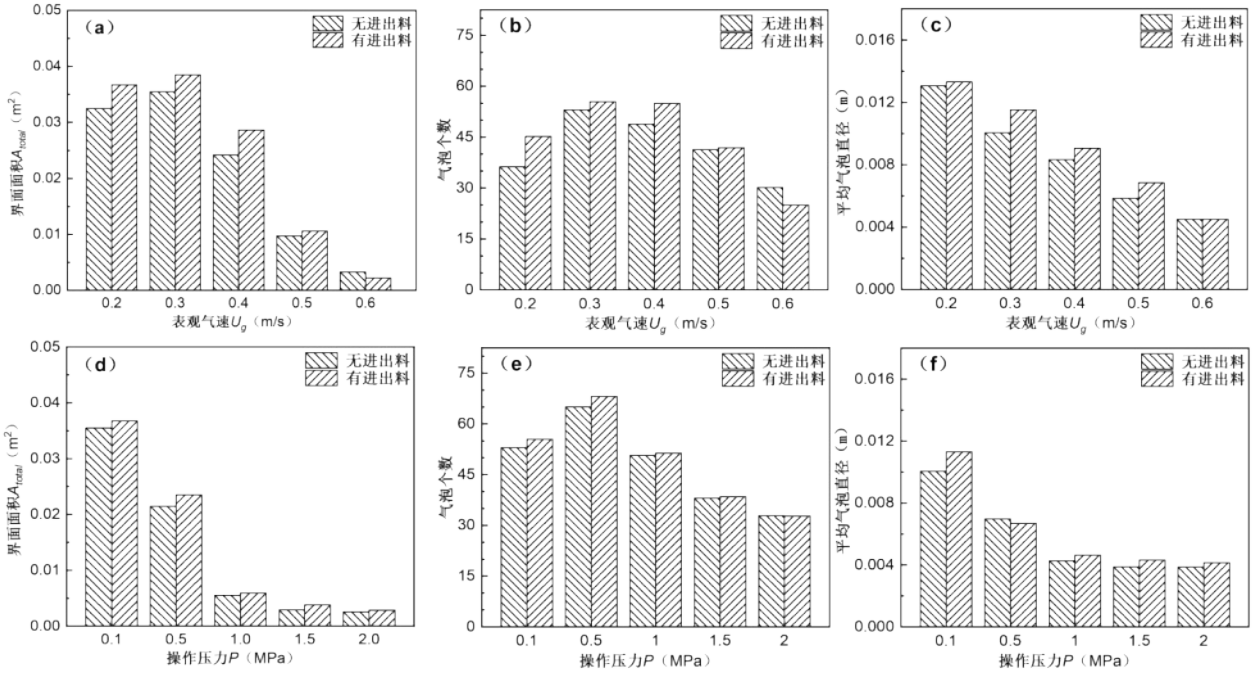

图8 有/无进出料下总界面面积与气泡个数、气泡平均直径对比

Fig.8 Comparison of total interfacial area, bubble number and mean bubble diameter with and without continuous particle flow

气速方面，0.2－0.3 m/s区间内，气泡个数随气速升高而增加（有进出料工况下增加22.8%），平均气泡直径略有减小（减少13.4%），二者共同作用使总界面面积呈上升趋势，且在0.3 m/s时达到峰值。气速继续升高至0.4 m/s以上时，气体趋向于从床层中心区域短路上升，床层环-核结构加剧（图4），气泡形成与生长受到抑制，气泡个数大幅下降（0.6 m/s时较0.3 m/s峰值下降55%），平均气泡直径亦持续减小，总界面面积持续下降。因此，气速主要通过影响气泡数量调控界面面积——低气速下气泡数量增多是界面面积提升的主因，高气速下气体沿中心短路使气泡数量骤减则是界面面积下降的主因。

压力方面，低压区间内（0.1－0.5 MPa），压力升高增强了气流扰动，促进了气泡的形成，气泡个数增加（有进出料工况下增加22.9%），但加压使平均气泡直径显著减小（减小40.9%），总界面面积并未随气泡数量增加而提升，反而有较大下降。继续升高压力（0.5－2.0 MPa），颗粒堆积更密实，床层孔隙率减小，抑制了气泡的形成，气泡个数持续减小，而平均气泡直径在1.0 MPa后趋于稳定，导致总界面面积进一步下降。因此，压力对界面面积的主导因素随压力区间而异——低压区间气泡直径大幅减小（减幅39%），导致界面面积下降；高压区间气泡直径趋于稳定后，界面面积的下降主要源于气泡数量的减少。

图9为平均气泡直径沿床高的轴向分布。排料口位于床层底部，密相区下部气泡尺寸直接影响排料口附近的流化状态，进而影响排料稳定性；在全床层尺度上，气泡尺寸的轴向分布决定了气固接触效率沿床高的变化特征，从而影响气固传热效率。

气速方面，无进出料时，0.2 m/s下气泡在密相区内持续聚并，直径沿床高递增；0.4 m/s下气泡在密相区下部聚并，该区域气泡直径大于0.2 m/s工况；0.6 m/s下密相区气泡直径稳定在较小值，仅在密相区顶部出现短暂聚并-破碎。有进出料时各气速下的变化趋势与无进出料工况一致。结合图8可知，0.6 m/s时气泡尺寸最小、且气泡个数较少，总界面面积低于0.4 m/s工况，说明高气速下气体沿中心短路导致的气泡数量骤减是弱化气固接触的主因。

压力方面，无进出料时，常压下气泡在密相区

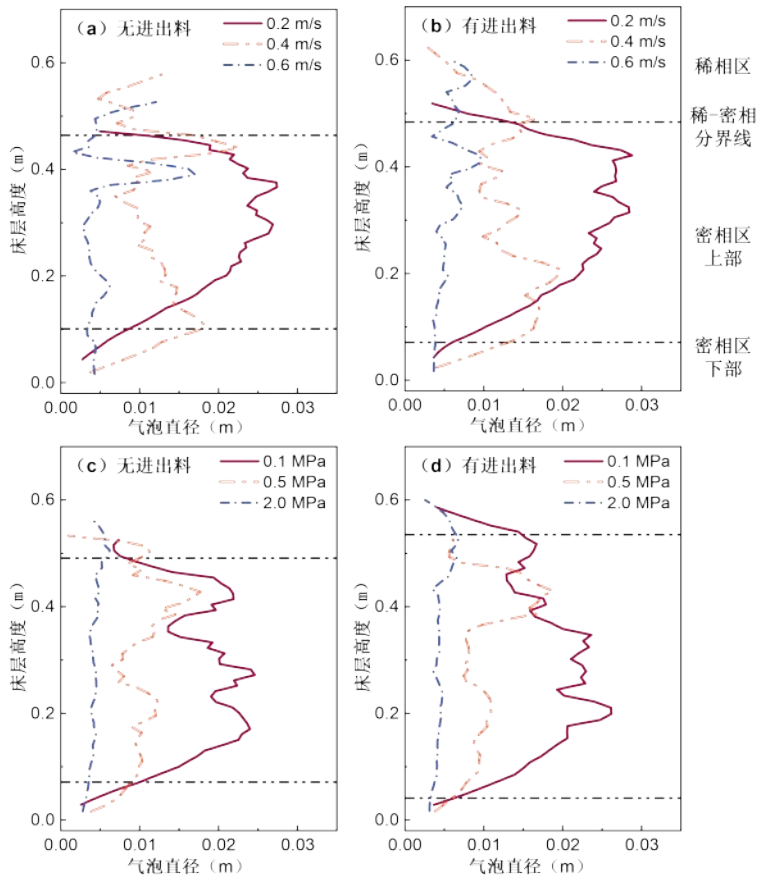

图9　有/无进出料工况下平均气泡直径沿高度分布对比

Fig. 9　Comparison of average bubble diameter distribution along bed heigh with and without continuous particle flow.

下部聚并、上部破碎，直径沿床高先增后减；0.5 MPa下气泡仅在底部短暂聚并，随后直径稳定在约0.01 m；2.0 MPa下全床层气泡直径整体减小。有进出料时各压力下的变化趋势与无进出料工况一致。整体而言，压力越高，气泡直径越小，沿床高的变化幅度也越小。结合图8可知，2.0 MPa下气泡尺寸最小且数量最少，总界面面积最低；0.5 MPa下气泡数量最多，但因尺寸较小，总界面面积低于常压工况，说明尺寸减小对界面面积下降的贡献更为显著。

综上，气速主要通过改变气体在床层中的流动方式（低气速时分散上升，高气速时中心短路）调控气泡数量，进而影响气固接触效率；压力则主要通过抑制气泡聚并调控气泡尺寸（压力越高气泡直径越小，1.0 MPa后趋于稳定），进而影响总界面面积。

2.3　操作参数对底部排料特性的调控规律

图10为平均排料流量、排料流量标准差（*SD*）及相对标准偏差（*RSD*）随操作条件的变化。其中，*SD*反映排料流量的绝对波动幅度，*RSD*为*SD*与平均排料流量的比值，反映相对波动程度。排料流量、*SD*和*RSD*均随操作条件呈非单调变化，其变化规律与前述下层气泡尺寸、个数及床层结构的变化趋势存在关联。气速方面，平均排料流量随气速升高呈先降后升趋势，0.2 – 0.4 m/s区间下降，0.4 – 0.6 m/s区间上升；*SD*的变化趋势与平均流量基本一致，绝对波动幅度随流量同向变化。排料*RSD*随气速先升后降，峰值出现在0.5 m/s附近。低气速区（0.2 – 0.4 m/s）气泡聚并与破碎交替主导，*RSD*增大；高气速区（0.5 – 0.6 m/s）床层向湍动流化过渡，气泡尺寸、个数显著降低，*RSD*回落。压力方面，平均排料流量随压力升高先升后降，峰值出现在0.5 MPa附近，排料*SD*与排料流量同向变化；排料*RSD*随压力先降后升，最低值出现在0.5 MPa。压力方面，平均排料流量在0.1 – 0.5 MPa区间上升，0.5 – 2.0 MPa区间下降；*SD*与流量同向变化；*RSD*先降后升，最低值出现在0.5 MPa。压力从常压升高至0.5 MPa时气泡直径基本不变，但气泡数量增多，密集的细小气泡促进排料口附近颗粒流出，排料流量上升、*RSD*下降；0.5 – 2.0 MPa时，气泡总数大幅衰减，同时密相区下部

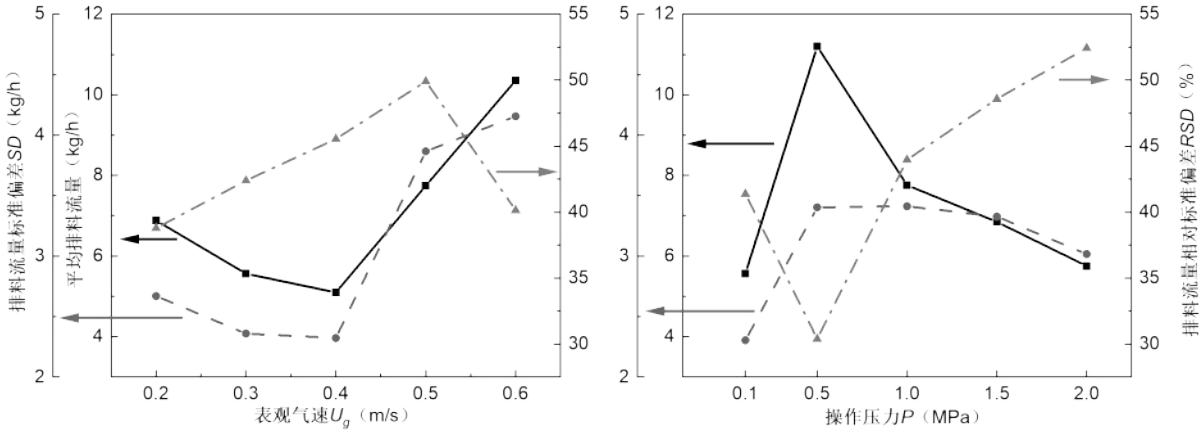

图10 平均排料流量与排料流量波动幅度(*RSD*)

Fig.10 Mean discharge flow rate and relative standard deviation (*RSD*) of discharge fluctuations

固含率显著降低,排料流量回落,*RSD*回升。上述结果表明,气速和压力对排料流量及波动的影响路径存在差异,其调控机制将在第3节展开详细分析。

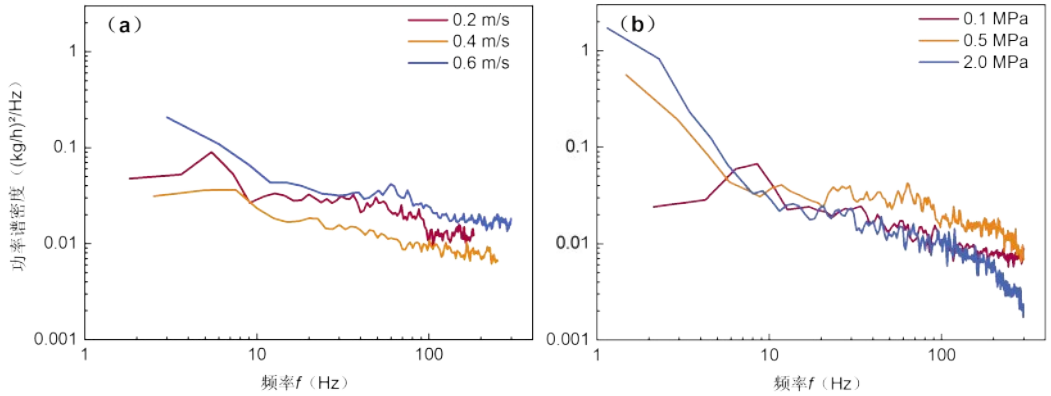

图11 不同气速和压力下排料波动功率谱密度

Fig.11 Power spectral density of discharge flow rate fluctuations

图11为排料流量功率谱密度,反映排料口附近不同尺度涡结构对排料过程的作用。低频段(<10 Hz)能量归因于床层大尺度涡的宏观震荡,中高频段对应气泡尺度涡的局部扰动。分析以同一工况下低频段与中高频段的相对能量高度为主线,以*SD*作为不同工况间绝对波动水平的佐证。

气速方面,随气速升高,*PSD*整体能量水平呈先降后升趋势,0.4 m/s时最低、0.6 m/s时最高,对应*SD*亦呈相同变化规律(图10)。各气速下低频段均存在明显峰值,峰位置由左至右依次为0.6、0.2、0.4 m/s,表明主导低频波动的特征周期随气速升高先缩短后延长。就中高频段而言,三条曲线均呈现较为密集的小幅波动;以同一工况下中高频相对低频的比例为考量,0.4 m/s时比例最高,0.2 m/s次之,0.6 m/s最低,表明气泡尺度涡对排料波动的相对贡献在0.4 m/s时最为显著。综合来看,0.4 m/s时能量分布最为“平坦”,无主导周期,与该工况*RSD*较高相对应(*SD*最小但波动随机性强);0.6 m/s时低频峰值最靠左、中高频相对比例最低,反映高气速下信号特征频率向低频迁移。

压力方面,低频段*PSD*能量随压力升高持续上升,峰值向极低频迁移,2.0 MPa时最高,表明大尺度宏观震荡周期延长、能量增强。中高频段方面,0.5 MPa时绝对能量最高、常压次之、2.0 MPa最低,与气泡数量变化规律相对应(图8)。以同一工况下中高频相对低频的比例为考量,常压时最高,0.5 MPa次之,2.0 MPa最低,表明随压力升高,宏观震荡对排料波动的贡献逐渐占据主导,气泡尺度扰动的相对作用持续减弱。常压时排料波动以气泡尺度扰动为主;0.5 MPa时高频绝对能量最高、低频同步增强,二

者共同使*SD*达峰值;2.0 MPa时低频占绝对主导,中高频大幅衰减,宏观震荡主导排料波动。

2.4 旋流挡板内构件对流动与排料的协同调控

上述分析表明,气速和压力无法同时兼顾气固接触效率与排料稳定性。为此,需要在操作参数调控之外引入内构件作为额外的流动结构调控手段。初期参照文献[33]设计了全覆盖旋流挡板,但冷态实验发现其全截面遮挡结构虽能破碎气泡,却严重阻碍颗粒下行、排料流量大幅下降;据此优化为中心预留贯通通道的中空旋流挡板,以兼顾气泡破碎与颗粒流通。挡板安装高度通过前期0 m、0.05 m、0.1 m、0.2 m四组对比模拟确定:0.1 m高度的界面面积和排料流量最高,0.05 m与之接近且排料稳定性最优;同时,0.05 m高度与排料口距离更近,能兼顾旋流叶片的气泡破碎效率并直接作用于排料口附近的颗粒流动,故选取为典型安装高度。需指出的是,挡板对气泡行为的调控具有局部化特征,其破碎效果主要集中在安装位置附近。在此基础上,以无挡板工况为基准,考察两种挡板在0.05 m安装高度下的调控效果。

图12为不同挡板结构下床层下部时均固含率分布云图及总界面面积对比。固含率分布方面,全覆盖挡板下方形成明显的低固含率"气垫"区,阻断了上层颗粒向底部排料口的补料通道;中空挡板通过中心开孔保留了排料路径的纵向顺畅性,轴心未出现"气垫"分层现象,颗粒循环得以维持。总界面面积方面,两种挡板在低中气速下均提升了总界面面积,中空挡板略优于全覆盖挡板,其中中空挡板在0.2 – 0.3 m/s区间内较无挡板提升约11%,表明旋流叶片可有效破碎气泡、增大气固接触面积;高气速下两种挡板的界面面积与无挡板基本持平或略低,强化效果消失,这与高气速下气泡直径本身已较小(图9)、旋流叶片破碎空间有限有关。上述结果表明,全覆盖挡板虽可改善流动均匀性,但其全截面遮挡结构阻碍了颗粒向排料口的流动;中空挡板则通过中心通道保障了颗粒补给的连续性,同时借助旋流叶片破碎气泡提升了界面面积,展现出兼顾排料与传质的潜力,其排料调控效果将在图13中进一步评估。

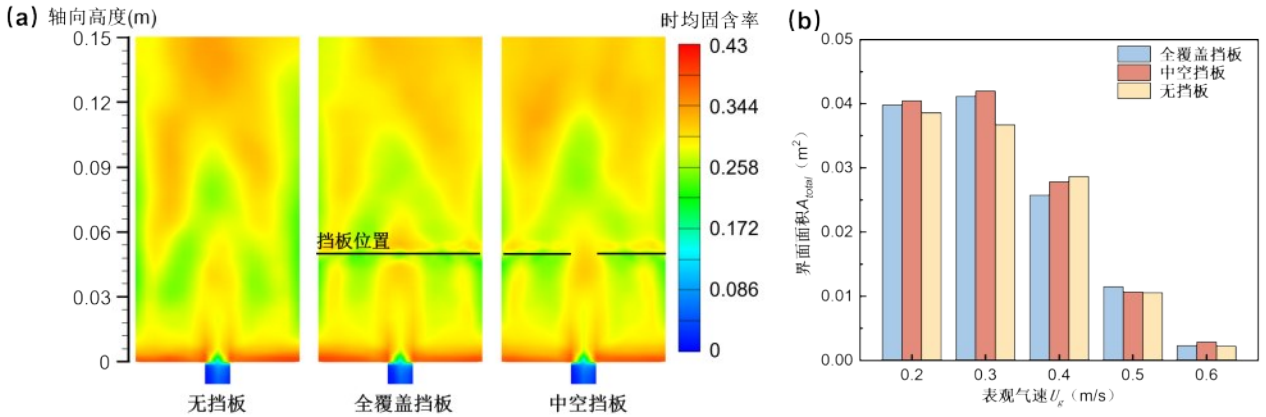

图12 三种挡板结构下床层下部固含率分布(a)及总界面面积对比(b)

Fig.12 Solid holdup distribution in the lower bed (a) and comparison of total interfacial area (b) under three baffle configurations

图13为不同挡板结构下平均排料流量、*SD*及*RSD*的对比。排料流量方面,全覆盖挡板在各气速下均低于无挡板;中空挡板在0.2 – 0.3 m/s时高于无挡板,0.4 m/s及以上时低于无挡板。*SD*方面,0.2 – 0.3 m/s时两种挡板均低于无挡板,且全覆盖挡板降幅更大,这是因其全截面遮挡使排料流量受限、绝对波动幅度相应减小;0.4 m/s时三者*SD*相当;0.5 – 0.6 m/s时两种挡板*SD*均显著低于无挡板。*RSD*方面,全覆盖挡板与无挡板无显著差异,这是因其*SD*与平均排料流量同步降低,二者比值未发生明显变化;中空挡板仅在0.2 – 0.3 m/s时*RSD*较无挡板降低7% – 17%,0.4 m/s以上时基本无降低效果,表明低气速下中心通道保通与旋流叶片破碎气泡的协同作用既提升了排料流量又降低了波动,而高气速下挡板对排料稳定性的改善有限。综合三个指标来看,中空挡板在0.2 – 0.3 m/s时排料流量最高、*SD*和*RSD*均低于无挡板,兼顾了排料足量与稳定;全覆盖挡板虽能有效降低*SD*,但排料流量牺牲过大,并未改善*RSD*。

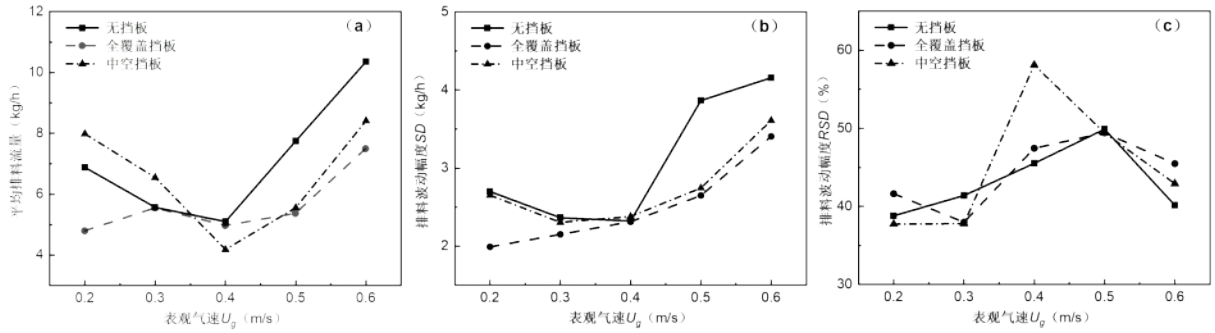

图13 不同挡板结构下平均排料流量及*RSD*对比

Fig.13 Comparison of average discharge flow rate and *RSD* under different baffle configurations

图14为三种挡板条件下排料功率谱密度对比。分析选取0.2、0.4、0.6 m/s三个典型气速：0.2 m/s代表低气速鼓泡工况，0.6 m/s代表高气速湍动过渡工况，0.4 m/s位于二者之间且为排料流量拐点，三个气速已完整覆盖低、中、高气速范围。安装挡板后，各气速下全频段*PSD*能量均有所降低，与*SD*变化趋势一致（图13），表明挡板对排料口处不同尺度涡结构的传递产生了削弱作用。0.2 m/s时，低频段方面，全覆盖挡板仍存在明显峰值，而中空挡板无明显出峰，表明全覆盖挡板虽整体削弱了波动能量，但未能改变大尺度涡主导的低频震荡特征，中空挡板的中心通道则有效平抑了低频宏观震荡。0.4 m/s时，三种挡板结构下*PSD*全频段能量均为各气速中最低，且无明显主导频率，能量分散于全频段。这表明该气速下床层固有的气泡聚并破碎随机性是控制排料波动的主导因素，挡板的局部干预无法改变其频域分布特征。0.6 m/s时，两种挡板对低频峰值均有显著抑制作用，而对中高频段无明显影响，极低频峰值明显低于无挡板，表明挡板削弱了大尺度涡的宏观震荡强度，但高气速下中高频段的扰动特征主要受床层整体流动状态决定，挡板的局部调控能力有限。

上述结果表明，中空挡板在0.2 m/s时通过中心通道有效平抑了低频宏观震荡，同时使中高频相对贡献有所凸显；全覆盖挡板虽能降低全频段能量，但未能改变低频主导的频域结构。0.4 m/s时床层固有随机性占主导，挡板干预无效；0.6 m/s时挡板主要体现为对低频峰值的抑制。

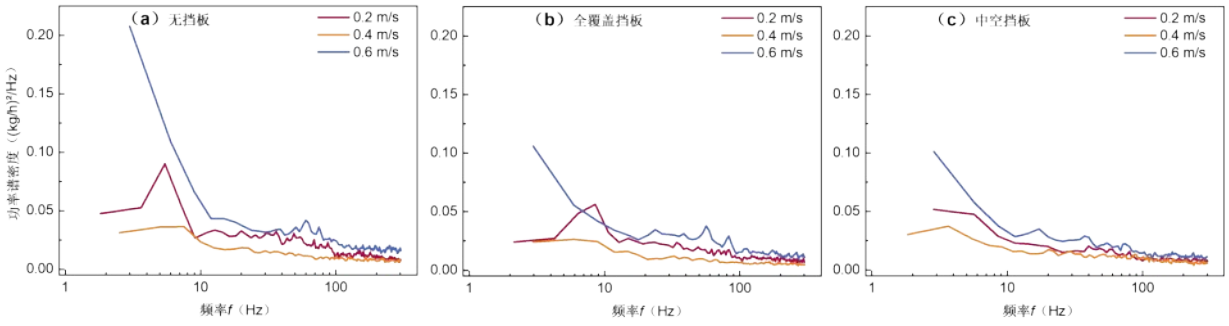

图14 不同挡板结构下排料功率谱密度对比

Fig.14 Comparison of power spectral density of discharge under different baffle configurations

3 排料流量波动形成机制与中空旋流挡板调控机理

3.1 排料流量波动的形成机制

前述结果表明，排料流量及其波动随气速和压力呈非单调变化，且二者调控路径存在本质差异。排料行为由供料基础（底部颗粒补给条件）与扰动驱动（气泡对排料口的通过和破裂）两条线索共同决定，二者在不同条件下的耦合方式决定了排料流量与波动的演化。

气速条件下，排料口附近供料始终充足，排料行为主要由下层气泡的扰动特征主导。低气速时小气泡通过频率低，排料呈间歇性流出；中等气速时大气泡数量最多、聚并破碎高度随机，对排料口

的阻塞-疏通效应无主导周期，平均流量降至最低，绝对波动幅度虽小但相对波动程度较高；高气速时气泡细化，阻塞效应减弱，排料趋于连续，流量回升、波动回落。气速的调控本质在于改变气泡扰动的频率与幅值特征。

压力条件下，供料基础与扰动驱动均发生变化。低压区供料充足，压力升高使气泡细化、数量增多，密集细小气泡形成高频规则扰动，促进颗粒持续流出，流量上升、波动下降；高压区气泡总数大幅衰减，气泡对排料的扰动作用弱化，同时排料口附近颗粒浓度降低、供料基础削弱，大尺度宏观震荡上升为主导，流量回落、波动回升。压力的调控本质在于改变排料波动的强度特征与主导尺度。

气速与压力的本质差异在于：气速改变的是扰动的频率特征，供料始终稳定；压力改变的是脉动的强度特征与主导尺度，供料与扰动同时变化。

3.2 中空旋流挡板的调控机理

中空旋流挡板通过中心贯通通道与旋流叶片的组合设计，从供料与扰动两条路径同时介入排料过程：中心通道保障排料口颗粒补给的连续性，避免了全截面遮挡结构对供料基础的破坏；旋流叶片持续破碎下层大气泡，改变排料口附近的气泡扰动特征，平抑低频宏观震荡、使能量分布向高频迁移。两条路径的协同使0.2 – 0.3 m/s低气速区排料流量提升、*RSD*降低，兼顾了足量与稳定。

挡板调控存在局限性：中等气速（0.4 m/s）时床层固有的气泡聚并破碎随机性占主导，挡板局部干预无法改变其频域分布特征；高气速（0.5 – 0.6 m/s）时床层整体脉动占主导，挡板仅体现为对低频峰值的抑制，对排料稳定性的改善有限。全覆盖挡板虽能有效降低绝对波动幅度，但其全截面遮挡严重削弱供料基础，排料流量牺牲过大，无益于*RSD*改善。

综上，中空旋流挡板的适用气速窗口为0.2 – 0.3 m/s，在此窗口内通过中心保通与旋流破碎的协同机制实现了排料足量与稳定的统一。

4 结 论

（1）连续进出料重构床层两相结构与气泡演化行为，造成气固接触效率、排料稳定性最优操作区间相互矛盾。连续进出料可弱化床层环-核分布、强化气泡破碎，但高气速（≥0.5 m/s）、高压（≥1.0 MPa）下气泡总数大幅衰减，气固总界面面积反向下降，热载体氧化充分性降低。排料流量与波动*RSD*受控于底层气泡局部扰动与全床宏观脉动的耦合作用：表观气速通过改变气泡扰动频率调控排料波动，操作压力通过改变床层宏观脉动强度影响流量稳定性。仅依靠调节气速或压力，无法同时满足“排料足量、流量稳定、气固接触充分”三重工业运行目标。

（2）中空旋流挡板在0.2 – 0.3 m/s低气速区间实现了排料稳定性与气固接触效率的协同优化。对比全覆盖旋流挡板（全截面遮挡阻断颗粒纵向输送，排料通量下降），中空挡板依托中心贯通通道保障底部颗粒连续供给，旋流叶片持续破碎大气泡；在0.2 – 0.3 m/s气速下，平均排料流量提升，流量波动*RSD*降低7% – 17%，气固总界面面积提升约11%。当表观气速≥0.4 m/s时，全床宏观脉动成为流动主导因素，挡板局部调控效果显著衰减。该中空旋流挡板可为连续进出料半焦鼓泡床燃烧器内构件设计及装置稳定运行提供可行优化方案。

参考文献

[1] 陈兆辉, 高士秋, 许光文. 煤热解过程分析与工艺调控方法[J]. 化工学报, 2017, **68**(10): 3693-3707.
Chen Z H, Gao S Q, Xu G W. Analysis and control methods of coal pyrolysis process[J]. CIESC Journal, 2017, **68**(10): 3693-3707.

[2] 崔诣, 胡耀伟, 宋云彩, 等. 长焰煤热解过程中孔的演变及其对挥发分传质影响[J]. 化工学报, 2025, **76**(10): 5300-5310.
Cui Y, Hu Y W, Song Y C, et al. Pore evolution and its influence on volatile mass transfer during long-flame coal pyrolysis[J]. CIESC Journal, 2025, **76**(10): 5300-5310.

[3] 尚建选, 牛犇, 牛梦龙, 等. 以煤热解为龙头的煤分质利用技术: 回顾与展望[J]. 洁净煤技术, 2023, **29**(7): 1-20.
Shang J X, Niu B, Niu M L, et al. Coal grading utilization technologies based on coal pyrolysis: Review and prospect[J]. Clean Coal Technology, 2023, **29**(7): 1-20.

[4] 尚建选, 张喻, 刘燕. 陕煤集团低阶煤分质利用绿色低碳发展研究[J]. 中国煤炭, 2022, **48**(8): 39-47.
Shang J X, Zhang Y, Liu Y. Research on green and low-carbon development of low-rank coal grading utiliazation in Shaanxi Coal and Chemical Industry Group[J]. China Coal, 2022, **48**(8): 39-47.

[5] 王远丽. 焦热载体下热解气氛影响低阶煤流化床热解特性的实验研究[D]. 杭州: 浙江大学, 2020.
Wang Y L. Experiments on the influence of pyrolysis atmosphere on the fluidized bed pyrolysis characteristics of low rank coal[D]. Hangzhou: Zhejiang University, 2020.

[6] Li X H, Li B F, Fu D Q, et al. The interaction between the char solid heat carrier and the volatiles during low-rank coal pyrolysis [J]. Journal of Analytical and Applied Pyrolysis, 2018, **136**: 160-168.

[7] Xie Y H, Chen Y B, Fang Z, et al. The research of gas-solid

fluidized bed bubbling behavior based on CFD-DEM coupled simulation[J]. Chemical Engineering Research and Design, 2023, **195**: 166-180.

[8] Yuan Z M, Feng Y P, Huang Z, et al. Effects of particle size on bubble dynamic behaviors in a quasi-two-dimensional gas-solid fluidized bed[J]. Powder Technology, 2024, **436**: 119451.

[9] Zhou Y, Wang T L, Zhu J. Development of gas-solid fluidization: particulate and aggregative[J]. Powder Technology, 2023, **421**: 118420.

[10] Molignano L, Troiano M, Solimene R, et al. Hydrodynamics and mass transfer around active particles in dense gas-fluidized beds [J]. Fuel, 2023, **341**: 127590.

[11] Zhang K, Zhu Y C, Jin H Y, et al. Multiscale analysis of flow behavior of bubbling fluidized bed with clouded bubble[J]. Advanced Powder Technology, 2024, **35**(6): 104498.

[12] Zhu X L, Liu Y B, Jiang X J, et al. Effects of pressure and particle size on bubble behaviors in a pseudo 2D pressured fluidized bed with Geldart A/B, B and D particles[J]. Chemical Engineering Journal, 2023, **470**: 143904.

[13] Zhu X L, Shi Z X, Song G S, et al. Impact of pressure on gas-solid hydrodynamics of Geldart B and D particles in a pressurized bubbling fluidized bed: a CFD-DEM study[J]. Particuology, 2025, **96**: 328-340.

[14] Yuan Z M, Huang Z, Ma S X, et al. Experimental investigation on the effect of superficial gas velocity on bubble dynamics properties of B particles in gas - solid fluidized bed reactor using digital image analysis technique[J]. Fuel, 2023, **348**: 128617.

[15] Jaiswal R, Agu C E, Nielsen H K, et al. Investigation of bubble properties in a bubbling fluidized-bed gasification reactor using a computational particle fluid dynamic model[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2023, **62**(21): 8500-8514.

[16] Farha M, Guío-Pérez D C, Johnsson F, et al. Characterization of the solids crossflow in a bubbling fluidized bed[J]. Powder Technology, 2024, **443**: 119967.

[17] 张贤, 葛荣存, 蔡润夏, 等. 连续进出料CFB密相区中颗粒横向运动行为模拟研究[J]. 中国电机工程学报, 2018, **38**(2): 413-420, 672.
Zhang X, Ge R C, Cai R X, et al. Simulation of the lateral movement on particles under continuous feeding and discharging in a CFB dense zone[J]. Proceedings of the CSEE, 2018, **38**(2): 413-420, 672.

[18] Zhang H D, Sun Z N, Liu C G, et al. Effects of internals and distributors on the distribution and growth of bubbles in the conventional gas - solid fluidized bed[J]. Particuology, 2021, **55**: 1-15.

[19] Zhu X, Feng X, Zou Y Y, et al. Effect of baffles on bubble behavior in a bubbling fluidized bed for chemical looping processes[J]. Particuology, 2020, **53**: 154-167.

[20] Taofeeq H, Al-Dahhan M. The impact of vertical internals array on the key hydrodynamic parameters in a gas-solid fluidized bed using an advance optical fiber probe[J]. Advanced Powder Technology, 2018, **29**(10): 2548-2567.

[21] Lv B, Deng X W, Luo Z F, et al. Impact of vertical internals on the hydrodynamics and separation performance of a gas - solid separation fluidized bed[J]. Powder Technology, 2020, **360**: 577-587.

[22] Sarbanha A A, Larachi F, Taghavi S M. Hydrodynamic insights on floating bubbling fluidized beds: dynamic solutions for mitigating gas maldistribution[J]. Energies, 2024, **17**(3): 1-17.

[23] Nemati N, Pallarès D, Mattisson T, et al. Experimental investigation and modeling of the impact of random packings on mass transfer in fluidized beds[J]. Powder Technology, 2024, **440**: 119781.

[24] 刘对平. 气固流化床挡板内构件受力特性的实验研究[D]. 北京: 中国石油大学(北京), 2019.
Liu D P. Experimental study on forces acting on baffles immersed in gas-solid fluidized beds[D]. Beijing: China University of Petroleum (Beijing), 2019.

[25] 李铁男, 赵碧丹, 赵鹏, 等. 气固流化床启动阶段挡板内构件受力特性的CFD-DEM模拟[J]. 化工学报, 2022, **73**(6): 2649-2661.
Li T N, Zhao B D, Zhao P, et al. CFD-DEM simulation of the force acting on immersed baffles during the start-up stage of a gas-solid fluidized bed[J]. CIESC Journal, 2022, **73**(6): 2649-2661.

[26] 彭威. FCCU立管催化剂下行输送过程中多流态转变机理的研究[D]. 北京: 中国石油大学(北京), 2022.
Peng W. Study on the mechanism of multi-flow patterns transition on the catalyst downflow in the standpipe of FCCU[D]. Beijing: China University of Petroleum (Beijing), 2022.

[27] 陈知源,贾树繁. 660 MW超临界循环流化床锅炉返料系统异常原因分析及应对措施[J]. 锅炉技术, 2023,(6):53-57.
Chen Z Y, Jia S F. Analysis on causes of abnormal return feed system of 660 MW supercritical circulating fluidized bed boiler and countermeasures[J]. Boiler Technology, 2023,(6):53-57.

[28] Kim D, Won Y, Hwang B W, et al. Loop-seal flow characteristics of a circulating fluidized bed for 3 MWth scale chemical looping combustion system[J]. Energy, 2023, **274**: 127271.

[29] CPFD Software L. Barracuda Virtual Reactor User Manual[M]. Version 24.0. Albuquerque, NM: CPFD Software, LLC, 2024.

[30] Zhang Z N, Zhu J, Liu J S, et al. Revealing instantaneous gas-particle segregation in bubbling and turbulent fluidized beds through fiber optic sensing[J]. Chemical Engineering Science, 2024, **290**: 119913.

[31] Zhu J J, Manyele S V. Radial nonuniformity index (RNI) in fluidized beds and other multiphase flow systems[J]. The Canadian Journal of Chemical Engineering, 2001, **79**(2): 203-213.

[32] Chen X, Tong Y Q, Zhang X F, et al. Characterization and machine learning-driven prediction/regulation of cross-regime key fluidization features in interconnected fluidized bed chemical looping reactors[J]. Chemical Engineering Science, 2026, **321**: 122762.

[33] Zhang H D, Xu M Y, Sun S J, et al. Discussion on the influence of internal components on the flow field distribution of a new gas - solid non-catalytic fluidized bed (NRFB) [J]. Computational Particle Mechanics, 2024, **11**(6): 2509-2518.