

研究论文

DOI: 10.11949/0438-1157.

喷动流化床放大准则的颗粒尺度研究:从几何相似到功能相似

常麒¹, 刘育军², 徐骥^{1,3}, 张世伟², 安延军², 武鑫², 葛蔚^{1,3}

(¹ 介科学与过程工程全国重点实验室, 中国科学院过程工程研究所, 北京 100190; ² 中煤鄂尔多斯能源化工有限公司, 鄂尔多斯 017300; ³ 中国科学院大学化学工程学院, 北京 101408)

摘要: 喷动流化床的工业放大长期受限于传统无量纲数相似准则的失效, 其根源之一在于喷动偏斜等固有失稳行为破坏了宏观几何相似性。本文从颗粒尺度出发, 应用CFD-DEM对放大前后的喷动流化床进行模拟研究, 考察了中间、喷动和射流三种流型下基准床、严格与非严格相似放大等6种工况的颗粒运动与混合行为。结果表明, 喷动偏斜可打乱分区以强化混合, 补偿放大带来的混合性能损失; 混合时间与有效循环时间呈线性相关, 证实宏观循环主导了混合过程。基于此, 本文建立了混合时间与有效循环时间之间的定量关系, 提出以有效循环时间作为放大相似性判据, 将放大目标从追求宏观形态的“几何相似”转向保证混合性能的“功能相似”。

关键词: 喷动流化床; 放大; 混合; CFD-DEM

中图分类号: TQ018; TQ027.1

文献标志码: A

文章编号: 0438-1157 (XXXX) XX-0001-14

Particle-scale study on scale-up criteria for spout-fluidized beds: from geometric similarity to functional similarity

CHANG Qi¹, LIU Yujun², XU Ji^{1,3}, ZHANG Shiwei², AN Yanjun², WU Xin², GE Wei^{1,3}

(¹ State Key Laboratory of Mesoscience and Process Engineering, Institute of Process Engineering, Chinese Academy of Sciences, Beijing 100190, China; ² China Coal Ordos Energy & Chemical Co., Ltd., Ordos, 017300, China; ³ School of Chemical Engineering, University of Chinese Academy of Sciences, Beijing 101408, China)

Abstract: The industrial scale-up of spout-fluidized beds has long been hindered by the failure of traditional dimensionless group similarity criteria, partly due to inherent instabilities such as the spout deflection that break the geometric similarity. From the particle-scale perspective, CFD-DEM simulations are conducted for spout-fluidized beds before and after geometric scaling, investigating the particle motion and mixing behavior under six operating conditions (the base bed, the strictly similarity-scaled bed, and the non-strictly similarity-scaled bed) across three flow regimes: intermediate, spouting, and jet. The results reveal that spout deflection disrupts the three-zone structure and enhances mixing, compensating for the loss of mixing performance caused by scale-up. A linear correlation is observed between the mixing time and effective circulation time, confirming that the macro-circulation dominates the mixing process. Based on these findings, a quantitative relationship between the mixing time and effective circulation time is established, and the effective circulation time is proposed as a similarity

收稿日期: 2026-04-04 修回日期: 2026-06-11

通信作者: 徐骥(1984—), 男, 博士, 研究员, xuji@ipe.ac.cn

第一作者: 常麒(1987—), 男, 博士, 助理研究员, qchang@ipe.ac.cn

基金项目: 国家自然科学基金项目(22293024); 介科学与过程工程全国重点实验室自主部署项目(MESO-23-A03)

引用本文: 常麒, 刘育军, 徐骥, 张世伟, 安延军, 武鑫, 葛蔚. 喷动流化床放大准则的颗粒尺度研究: 从几何相似到功能相似[J]. 化工学报, XXXX, XX(XX): 1–14

Citation: CHANG Qi, LIU Yujun, XU Ji, ZHANG Shiwei, AN Yanjun, WU Xin, GE Wei. Particle-scale study on scale-up criteria for spout-fluidized beds: from geometric similarity to functional similarity[J]. CIESC Journal, XXXX, XX(XX): 1–14

criterion for scale-up, shifting the scale-up objective from pursuing the geometric similarity to ensuring the functional similarity in the mixing performance.

Keywords: spout-fluidized bed; scale-up; mixing; CFD-DEM

引 言

喷动流化床结合了喷动床的高效颗粒循环与流化床的优良气固接触特性,在干燥、包衣、热解及气化等过程工业中具有广泛应用前景^[1-2]。其独特的“喷动区-喷泉区-环隙区”三区结构产生的高效颗粒循环,使其特别适用于处理粗颗粒物料。与传统流化床相比,喷动流化床在处理粗颗粒时不易出现沟流和节涌,操作稳定性更强。对于强放热反应,固定床存在热点问题,流化床虽传热均匀,但是通常仅适用于细颗粒催化剂,而细颗粒在催化反应中存在抗磨损性差与失活后再生困难等缺点。喷动流化床则可处理粗颗粒催化剂,且其高效颗粒循环可为实现多床串联连续操作(反应器与再生器之间循环)提供基础^[3]。因此,喷动流化床在粗颗粒催化反应与强放热过程耦合方面展现出独特的工程优势。然而,尽管该技术在诸多领域展现出潜力,其工业化放大仍是一个长期悬而未决的难题,根本原因在于气固流动的复杂性和多尺度特性^[4-8]。

传统的放大方法依赖宏观流动形态的相似,通过匹配一系列无量纲参数来确保不同尺度设备内流动形态的再现,即几何相似。He等^[9]最早将Glicksman^[10]提出的流化床放大准则拓展至喷动床,提出了一组包含床尺度与粒径比、床高与床宽比、密度比、Reynolds数(Reynolds number, Re)及Froude数(Froude number, Fr)等的无量纲群。Du等^[11]在此基础上增加了颗粒碰撞恢复系数,以考虑颗粒间碰撞的影响。然而,后续研究表明,即使严格匹配这些无量纲群,不同尺度喷动床的局部流动行为仍存在显著差异^[12]。另外,为了确保无量纲群相同,需要更改两相物性与颗粒直径,但在应用中这些参数通常无法随意更改^[13]。喷动流化床因兼具喷动与流化的双重特性,其流动行为更为复杂,而针对其放大的研究尚不充分。喷动流化床放大的核心挑战之一在于喷动偏斜,一种由气固相互作用诱发的固有流场失稳现象。Zhong等^[14]系统研究了矩形喷动流化床的流型转变,发现喷动偏斜是介于稳定喷动与节涌之间的重要过渡流型。Sutkar等^[2]在综述中指出,喷动偏斜导致气固两相的流动路径、颗粒循环

模式发生扭曲,从根本上破坏了放大前后的几何相似性。值得关注的是,矩形截面喷动流化床因具有更大的处理能力和更灵活的模块化放大潜力,被视为工业放大的可行路径之一^[18]。然而,该构型在放大过程中更容易出现流动不均匀性,尤其是在床层边角区域易形成死区,加剧了喷动偏斜发生的频率与幅度^[8]。因此,仅从几何相似评价放大相似性,难以准确反映放大后的流动行为,容易低估喷动流化床的适用潜力。

混合是传递与反应的基础,混合时间(t_{mix})是评价设备混合性能的关键指标^[15],常被作为放大效果的对照指标^[16]。然而,在气固两相流中,混合时间的实验测量存在较大困难。放射性粒子追踪(Positron Emission Particle Tracking, PEPT)等非侵入式技术测量混合时间需多示踪颗粒并行追踪,技术尚不成熟^[17-18]。喷动流化床中颗粒的混合依赖于其独特的循环运动——颗粒在喷动区、喷泉区和环隙区之间作周期性运动,混合程度与循环运动的快慢直接相关^[19-20]。因此,循环时间(t_{cir})成为表征颗粒循环特征的关键参数,定义为颗粒完成一次完整回路所需的时间^[21]。与混合时间相比,循环时间通过追踪单个或少量颗粒即可获得可靠统计分布,测量更为简便。混合与循环之间的内在关联已在多种设备中得到关注。在搅拌槽中,Rosseburg等^[22]建立了混合时间与循环时间的线性关联;在含液气固流化床中,Luan等^[23]发现颗粒混合程度与循环能力呈正相关。Larachi等^[21]基于PEPT发现,喷动床中颗粒的循环路径长度差异显著——大可至床层特征长度的数倍,小则趋近于零,表明仅凭循环时间难以全面表征颗粒的空间覆盖范围,需引入同时反映时间效率与空间覆盖范围的参数。相较PEPT难以直接建立混合时间与循环时间的定量关联,计算流体力学耦合离散单元法(Computational Fluid Dynamics-Discrete Element Method, CFD-DEM)提供了高性价比的数值模拟手段^[24-26]。该方法能够获取全颗粒群的完整轨迹信息,为建立上述关联提供了独特优势,也可作为指导PEPT前期探索方向的工具。Yang等^[27]和Luo等^[28]采用CFD-DEM系统研究了三维喷动流化床中的颗粒循环特性,揭示了喷动区、

环隙区和喷泉区中颗粒运动行为的显著差异。Yue等^[29]则发现交替喷动偏斜流型可增强混合,其混合速率甚至优于稳定喷动流型。然而,现有研究仍存在两方面的不足:一方面,缺乏建立混合时间与循环时间之间定量关联的工作;另一方面,上述模拟均聚焦于经典小床,尚未涉及放大问题。

在此背景下,本文采用CFD-DEM模拟系统考察中间(intermediate)、喷动(spouting)和射流(jet)3种流型下基准床、严格相似放大和偏离严格相似放大等6种工况的颗粒运动与混合行为。重点分析循环时间、混合时间及其内在关联,从颗粒尺度揭示宏观循环与混合之间的内在联系。

1 放大相似律

喷动流化床根据操作条件的不同可呈现多种流型,主要包括:固定床(fixed bed)、射流流化床(jet-in-fluidized bed)、中间/喷动流化床

(intermediate/spout-fluidization)、带气喷动(spouting-with-aeration),以及节涌(slugging)等^[2]。其中,射流流化床以流化气为主导,喷动气仅形成局部射流;带气喷动以喷动气为主导,流化气起辅助作用;中间/喷动流化流型则介于两者之间,是工业应用最常见的操作区间。因此,本文重点研究中间(intermediate)、喷动(spouting)和射流(jet)三种典型流型,对于每个流型,均设置了基准床与放大床。如图1a所示,矩形截面基准床的尺寸为宽 $W=0.154$ m、深 $D=0.084$ m、高 $H=1.0$ m,底部中央为喷动气入口(0.022×0.012 m²),四周为背景流化气入口,基准床填充颗粒的直径 $d_p=4.04$ mm,静床高 H_s 为0.195 m,相应颗粒数 $N_p=44800$ 。三个流型的典型操作条件(喷动气速 U_{sp} 和背景流化气速 U_{gb})如表1所示。该操作条件参照文献^[24,26]中经实验验证的工况选取,以验证模拟的可靠性。放大床每个方向的尺寸为基准床2倍,如图1b所示,静床高放大2倍之后为0.39 m。

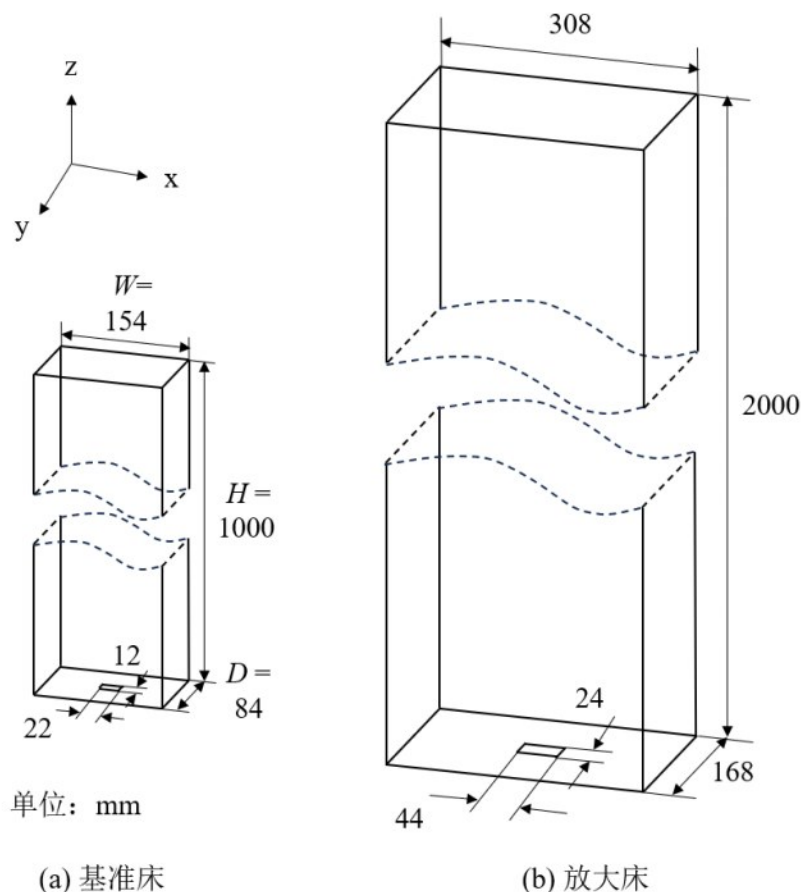


图1 喷动流化床几何结构示意图

Fig.1 Schematic diagram of the spout-fluidized bed geometry

表1 基准床三个流型的操作条件

Table 1 Operating conditions for the three flow regimes in the base bed

流型	U_{sp}	U_{gb}
中间(Intermediate)	60	2.5
喷动(Spouting)	90	2.5
射流(Jet)	65	3.5

以中间流型为例,气体与颗粒的物性及操作条件设置如表2所示。相应的无量纲参数如表3所示,各无量纲参数分别表征不同的物理意义:床尺度与颗粒直径比 W/d_p 反映设备尺寸与粒径的相对关系,影响颗粒在床层内的运动受限程度;密度比 ρ_p/ρ_g 表征颗粒与气体的惯性差异,决定气固耦合效率;基于粒径的Reynolds数 Re 反映气固两相间惯性力与黏性力的比值,决定气固耦合强度;基于粒径的Froude数 Fr 表征颗粒尺度上惯性力与重力的比值,影响颗粒的悬浮与沉降行为;基于床宽的Froude数 Fr_w 表征设备尺度上惯性力与重力的比值,反映宏观循环的驱动力;气速比 U_{sp}/U_{gb} 则反映喷动与流化的相对强度,决定流型特征。为系统考察放大过程中颗粒运动与混合行为的变化规律,设置了5个

具有代表性的放大算例(Case 2~6)。Case 2和Case 3为严格遵循传统相似律放大的算例,粒径按比例放大(8.08 mm),因此两者均保持颗粒数不变($N_p=44800$),并分别改变气体黏度和气体与颗粒密度以保持所有无量纲参数与基准床相等,用于检验传统相似律的有效性。Case 4同样保持颗粒的数目不变($N_p=44800$)、粒径放大,但气体与颗粒的其他物性不变,用于考察仅颗粒粒径变化对其运动行为的影响。为了满足实际应用中颗粒粒径保持恒定的需求,Case 5为颗粒粒径不变(4.04 mm)、气体与颗粒物性不变、入口气速不变的直接放大算例,颗粒数目放大为8倍($N_p=358400$), W/d_p 增大为基准床的2倍,基于床宽的Froude数 Fr_w 降低,用于考察直接放大的影响。Case 6在Case 5的基础上增大喷动气速,以保证基于床宽的Froude数 Fr_w 与基准床相等,此时基于粒径的 Re 与 Fr 均相应升高,该算例旨在考察宏观循环的驱动力的影响。这5个算例覆盖了从严格相似到非严格相似的各种放大情形,有助于揭示影响放大后混合性能的关键因素。喷动与射流流型的算例设置类似,均基于基准床的结构与操作条件按相同方式放大。

表2 中间流型的几何特征与物理参数

Table 2 Geometric characteristics and physical properties for the intermediate flow regime

Case	Scale factor	W (m)	N_p	d_p (m)	ρ_p (kg/m ³)	ρ_g (kg/m ³)	μ (Pa·s) ($\times 10^{-5}$)	U_{sp}	U_{gb}	$t_{mix,0.85}$
1	1	0.154	44800	0.00404	2526	1.205	1.8	60	2.5	4.43
2	2	0.308	44800	0.00808	2526	1.205	5.09	84.84	3.535	7.24
3	2	0.308	44800	0.00808	893.07	0.426	1.8	84.84	3.535	12.60
4	2	0.308	44800	0.00808	2526	1.205	1.8	84.84	3.535	8.26
5	2	0.308	358400	0.00404	2526	1.205	1.8	60	2.5	4.69
6	2	0.308	358400	0.00404	2526	1.205	1.8	84.84	3.535	2.91

表3 中间流型放大的无量纲关系

Table 3 Scale-up dimensionless relationships for the intermediate flow regime

Case	Scale factor	W/d_p	ρ_p/ρ_g	Re	Fr	Fr_w	U_{sp}/U_{gb}
1	1	38.11	2096.26	16227.3	90927.4	2385.36	24
2	2	38.11	2096.26	16227.3	90927.4	2385.36	24
3	2	38.11	2096.26	16227.3	90927.4	2385.36	24
4	2	38.11	2096.26	45897.7	90927.4	2385.36	24
5	2	76.22	2096.26	16227.3	90927.4	1192.68	24
6	2	76.22	2096.26	22948.8	181854.8	2385.36	24

2 模拟方法

气体的运动采用CFD求解,连续性方程与动量方程为:

$$\frac{\partial(\varepsilon_g \rho_g)}{\partial t} + \nabla \cdot (\varepsilon_g \rho_g \mathbf{u}_g) = 0 \quad (1)$$

$$\frac{\partial(\varepsilon_g \rho_g \mathbf{u}_g)}{\partial t} + \nabla \cdot (\varepsilon_g \rho_g \mathbf{u}_g \mathbf{u}_g) = -\varepsilon_g \nabla p + \nabla \cdot (\varepsilon_g \boldsymbol{\tau}_g) + \varepsilon_g \rho_g \mathbf{g} - \frac{1}{\Delta V} \sum_i \mathbf{F}_{gs,i} \quad (2)$$

其中, ε_g 为气相体积分数, ρ_g 为气体密度, $\mathbf{u}_g$ 为气体速度, p 为压力, $\boldsymbol{\tau}_g$ 为气相黏性应力张量, $\mathbf{g}$ 为重力加速度, $\mathbf{F}_{gs}$ 为气固相间动量交换项。体积为 ΔV 的流体网格单元包含若干颗粒, 其中 i 为颗粒序号。

颗粒运动采用 DEM^[30] 求解, 每个颗粒的平动和转动满足牛顿第二定律:

$$m_p \frac{d\mathbf{u}_p}{dt} = m_p \mathbf{g} + \mathbf{F}_{gs} + \mathbf{F}_c \quad (3)$$

$$I_p \frac{d\boldsymbol{\omega}_p}{dt} = \mathbf{T}_c \quad (4)$$

其中, m_p 为颗粒质量, $\mathbf{u}_p$ 为颗粒速度, I_p 为转动惯量, $\boldsymbol{\omega}_p$ 为角速度, 气固相间曳力 $\mathbf{F}_{gs}$ 采用 Koch-Hill 模型^[24], $\mathbf{F}_c$ 和 $\mathbf{T}_c$ 分别为颗粒间碰撞力与碰撞力矩。颗粒间碰撞采用软球模型描述, 法向与切向接触力采用 Hertz 模型^[27-28]。喷动流化床的出口采用压力边界条件, 壁面采用无滑移边界条件。基准床在 x 、 y 、 z 三个方向的流体网格划分为 21、14、100, 放大床为 42、28、200, 以保证 CFD 求解的分辨率一致。气体与颗粒求解的时间步长分别为 1×10^{-5} s 与 1×10^{-6} s。

3 结果与讨论

重点模拟研究中间、喷动和射流三种典型流型放大的影响, 其中中间流型是喷动与流化协同作用的典型工况, 因此作为主要分析对象。不同流型在验证与讨论中承担不同角色: 中间流型用于验证宏观流动特征(压降频谱、速度分布)^[24,27]; 射流流型因文献中同时提供了区域停留时间分布和混合指数演化的数据, 用于验证区域划分的合理性及混合指数计算方法的可靠性^[28]。基于此, 3.1 节完成基准床模拟的验证(中间流型用于流动验证, 射流流型用于区域与混合验证); 3.2 节聚焦中间流型分析传统相似律放大的局限性; 3.3 节以中间流型为重点, 分析放大工况的混合性能; 3.4 节将中间、喷动和射流三个流型共 18 个工况的混合时间与循环时间汇总综合分析其相关性。每个算例的模拟时间为 30 s, 5 s 后床层运动已进入稳态, 因此取 5~30 s 时段(后 25 s)进行时均统计及颗粒追踪分析^[24,27], 并将 5 s 时刻作为混合过程的时间零点($t=0$)进行后续时均变量统计及示踪颗粒混合演化的分析。本文引入 Lacey 混合指数作为功能性放大指标^[31]。Lacey 混合指数基于统计学原理, 定义为:

$$M = \frac{s_0^2 - s_r^2}{s_0^2 - s_r^2} \quad (5)$$

其中, s^2 为示踪颗粒浓度分布的方差, s_0^2 为完全分离状态下的方差, s_r^2 为完全随机混合状态下的方差。 $M=0$ 表示完全分离, $M=1$ 表示完全混合。示踪颗粒初始按空间分区: 左半床为示踪颗粒(占 50%), 右半床为非示踪颗粒, 此时 $M=0$ 。根据 Rhodes 等^[31]的建议, 采样网格边长取 12.5 倍 d_p 以保证各网格内颗粒数相近。基准床(Case 1, $d_p=4.04$ mm)及 Case 2~4($d_p=8.08$ mm)的统计网格为 $3 \times 2 \times 10$; Case 5、6($d_p=4.04$ mm)因床层放大而粒径不变, 网格增至 $6 \times 4 \times 20$, 以保持采样物理尺寸与粒径的比例一致。

3.1 基准床流动行为及验证

基准床压降的快速傅里叶变换频谱分析结果如图 2a 所示, 主频位于 4~6 Hz, 对应约 0.2 s 的特征周期, 与文献^[24,27]报道的喷动流化床主频一致。该特征频率反映了颗粒在喷动区、喷泉区和环隙区之间完成一次完整循环的周期, 是喷动流化床典型的三区结构动力学行为的体现。图 2b 展示了在 $z/H=0.15$ 和 0.25 两个高度上, 颗粒时均垂直方向(z 方向)速度与脉动速度均方根(Root Mean Square, RMS)的在横向(x 方向)的分布。在 $z/H=0.15$ (位于床层下部), 颗粒垂向速度在中心区域($x/W \approx 0.5$)呈现正值峰值, 反映喷动区颗粒快速上升; 两侧环隙区速度转为负值, 表明颗粒缓慢下行。RMS 在喷动区显著高于环隙区, 反映喷动区颗粒运动更剧烈、脉动更强。在 $z/H=0.25$ (位于床层上部), 垂直速度分布趋于平缓, 喷泉区颗粒速度方向转变, RMS 分布更为均匀。模拟结果与文献^[24,27]的实验和模拟数据吻合良好, 验证了本文 CFD-DEM 模拟对喷动流化床气固流动的预测能力。

图 3 以颗粒垂直速度场展示了 0.2 s 周期内的喷动演化过程。0 s 时, 喷动区形成, 颗粒在高速喷动气流携带下快速上升, 速度矢量竖直向上; 0.1 s 时, 喷泉区发展, 颗粒到达床面后抛射至自由空间, 速度方向由向上转为向外扩散; 0.2 s 时, 环隙区颗粒缓慢下行, 速度矢量转为向下, 完成一个完整循环。三个区域的协同运动清晰可辨, 反映了喷动流化床典型的三区结构及其周期性演化特征。

喷动区、喷泉区与环隙区的划分依据如下: 喷泉区定义为床层上方的颗粒抛射区域, 其下边界取

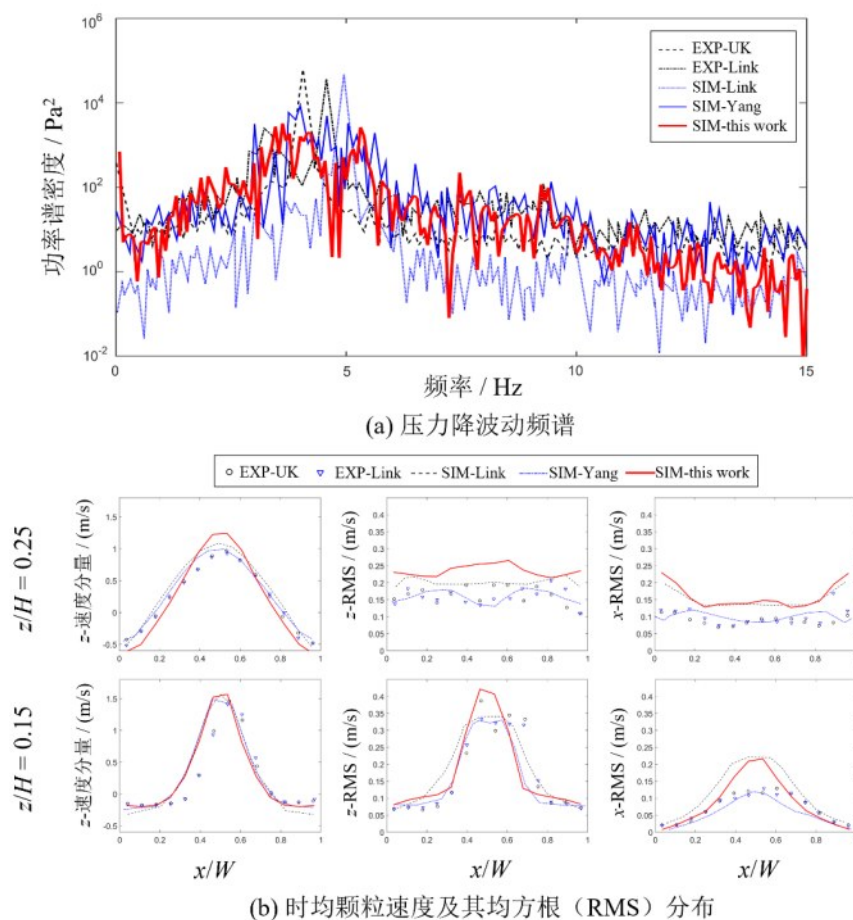


图2 基准床压降频谱与颗粒速度分布验证

Fig.2 Pressure drop frequency spectrum and particle velocity distribution validation for the base bed

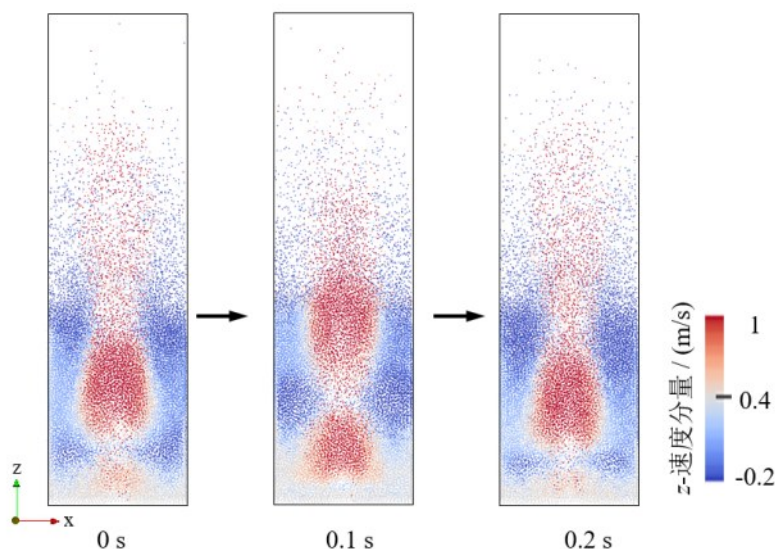


图3 颗粒垂直速度指示的0.2 s周期喷动演化

Fig.3 Spout evolution within a 0.2 s period indicated by the vertical velocity of particles

H_s 。该定义与文献^[24]一致,主要基于以下考虑:静床高是有/无颗粒堆积的自然分界面,低于此高度为密相床层,高于此高度为稀相喷泉区;该定义不依赖

瞬时流动状态,便于不同工况间的定量对比;喷动流化床具有独特的“喷动区—喷泉区—环隙区”三区结构。由于射流流型文献^[28]中提供了各区域停留

时间和 Lacey 混合指数的数据,故以该流型为例进行验证。基于上述分区准则,图4给出了三个区域颗粒停留时间(Solid Residence Time, SRT)分布。喷动区停留时间最短,反映颗粒被高速气流快速携带上升;喷泉区停留时间次之,对应颗粒抛射及下落过程;环隙区停留时间最长(分布可延伸至2 s以上),表明颗粒在该区域缓慢下行。模拟结果与文献^[28]的模拟数据吻合良好,验证了本文区域划分方法及循环特征统计方法的合理性。图5进一步验证

了混合指数计算方法的可靠性。对比了模拟与文献^[28]的 Lacey 混合指数随时间的演化曲线,两者吻合良好,同时展示了示踪颗粒从初始分离到完全混合的演化过程,直观反映了混合历程。需要说明的是,文献中的混合指数从示踪颗粒注入时刻($t=0$)开始统计;本文在验证模拟准确性时采用相同定义。后续放大工况对比中,为排除床层启动阶段的非稳态影响,将以5 s时刻为新的时间零点。

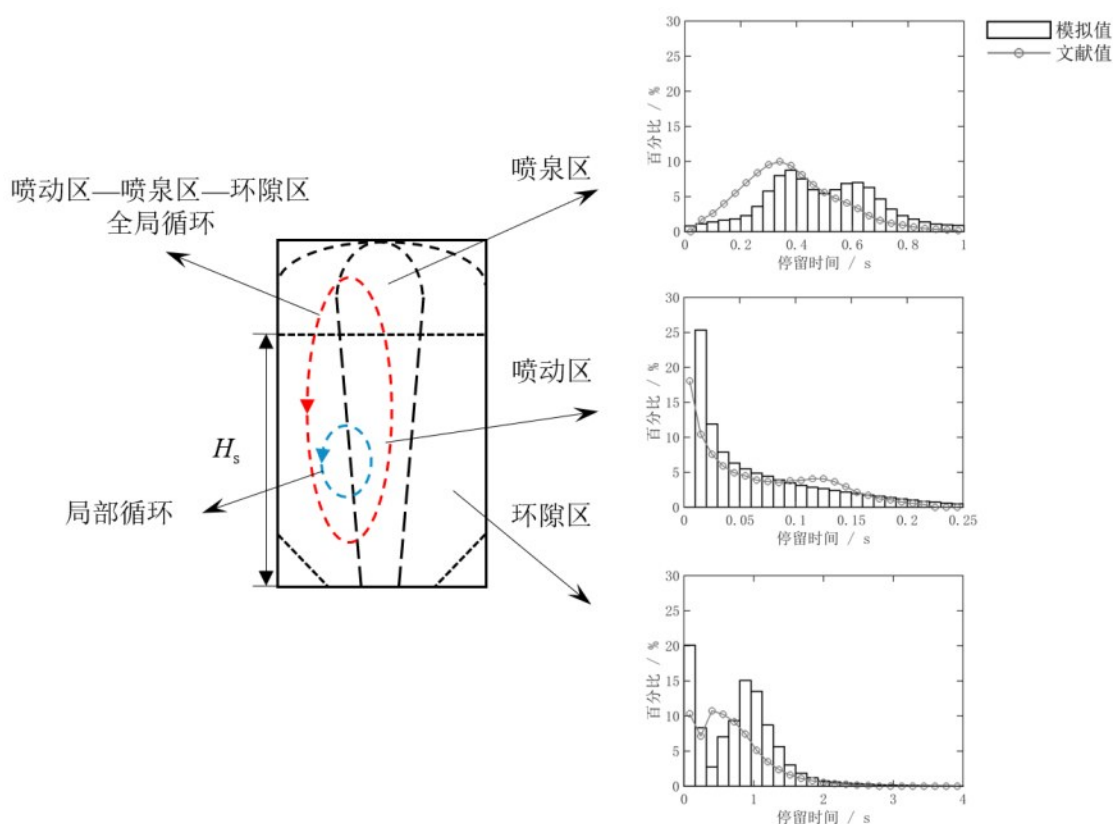


图4 三区结构、循环特征及基准床的停留时间分布验证

Fig.4 Three-zone structure, circulation characteristics and validation of residence time distribution for the base bed

3.2 相似律放大

图6对比了基准床(Case 1)、严格相似放大(Case 3)以及非严格相似的直接放大(Case 5)在 $z/H=0.15$ 和 0.25 两个高度上的颗粒时均固含率与速度分布。Case 3与Case 5的时均分布具有一定相似性,但与Case 1差异明显,表明即使严格匹配无量纲参数,局部颗粒行为仍难以完全复现。从固含率分布(图6a)来看,在 $z/H=0.15$ 处,大床(Case 3和Case 5)的固含率在中心区域高于基准床,在边壁区域低于基准床;在 $z/H=0.25$ 处,趋势逆转,中心区域固含率低于基准床,边壁区域高于基准床。这一固含率分布趋势的逆转反映了放大后横向循环增强:放大

床尺寸增加后,颗粒需要更大的横向行程才能完成循环,导致中心区域颗粒上行受阻、边壁区域颗粒堆积。从速度分布(图6b、6c)来看,大床的垂直速度(z 方向)峰值略低于基准床,横向速度略高,表明放大后气流对颗粒的携带作用减弱,横向运动增强。上述结果表明,以几何相似性为目标的传统相似律放大方法在喷动流化床中存在局限。

3.3 混合时间的功能性放大

鉴于传统相似律放大难以保证喷动流化床的几何相似性(3.2节),且局部颗粒行为存在明显偏差,有必要引入功能性指标直接评估放大前后的混合性能。混合时间作为表征设备混合效率的关键

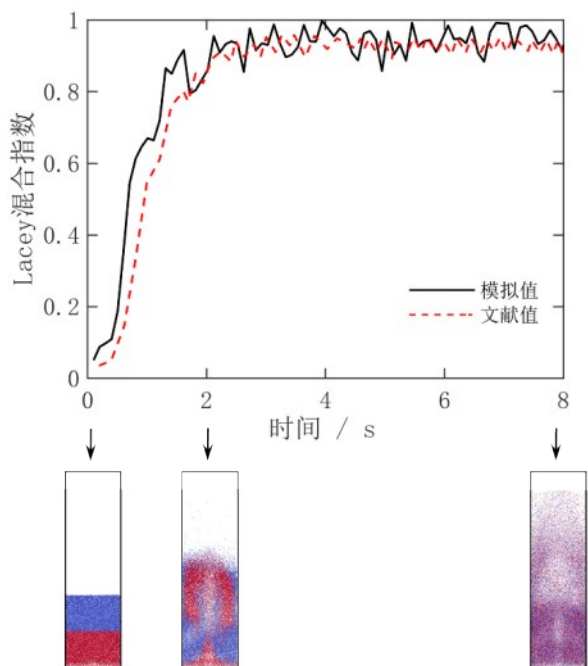


图5 基准床的Lacey混合指数随时间的演化验证及示踪颗粒分布

Fig.5 Validation of Lacey mixing index evolution and tracer particle distribution for the base bed

参数,能够综合反映颗粒尺度的运动与交换过程,是连接颗粒行为与设备性能的桥梁。因此,本节以混合时间为功能性指标,系统考察不同放大工况下的混合行为,分析喷动偏斜对混合过程的补偿机

制,并为后续建立混合时间与循环特征的关联基础。图7以Case 1为例,展示了初始($t=0$)、半混合($t=0.5t_{m_x}$)和混合($t=t_{m_x}$)三个时刻的示踪颗粒分布,直观反映了混合历程。考虑到不同算例的最大混合指数存在差异,定义 t_{m_x} 为 M 达到0.85的时间(表2),以兼顾各算例的可比性。

图8展示了6种工况下Lacey混合指数随时间的演化,其中图8a为原始数据的时间演化曲线,图8b为经移动平均平滑处理后的趋势线(平滑窗口取数据点总数的10%),以去除高频噪声、突出混合演化趋势,便于准确确定混合时间。为表征数据的离散程度,图8b还标出了Case 1原始数据的 $\pm 1\sigma$ 标准偏差。从图中可以看出,基准床(Case 1)和非严格相似性放大(Case 5、6)混合速率最快,约5 s达到 $M=0.85$;粒径等比例放大的工况(Case 2、3、4)混合时间均显著增加,达到 $M=0.85$ 所需时间约为10 s。值得注意的是,Case 2、3、4虽然操作条件不同(无量纲参数各异),但混合时间却趋于一致,表明粒径放大后颗粒惯性效应主导了混合行为,掩盖了操作条件的差异。本研究表明,在喷动流化床放大中保持粒径不变可能比遵循传统的粒径等比放大更有利于维持混合性能。与文献^[12]中关于喷动床放大的实验结论一致——改变粒径会显著改变气固耦合效率,导致流动行为偏离预期。因此,在实际放大中,优先保持粒径不变是更为稳健的策略。

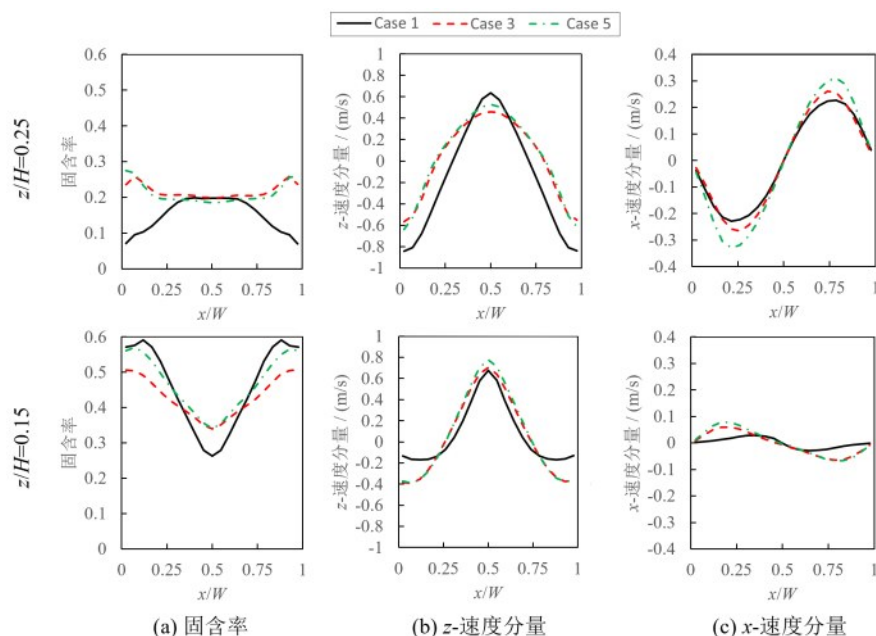


图6 基准床与放大床时均固含率及速度分布对比

Fig.6 Comparison of time-averaged solid holdup and velocity distributions between base and scaled beds

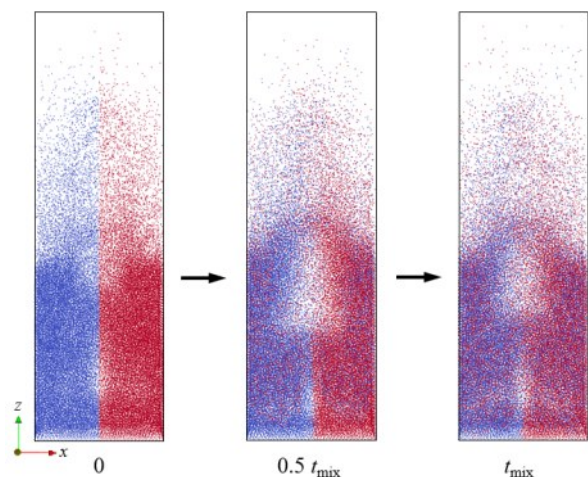
图7 基准床示踪颗粒混合过程演化($t=0, 0.5t_{\text{mix}}, t_{\text{mix}}$)

Fig.7 Tracer particle mixing evolution for the base bed ($t=0, 0.5t_{\text{mix}}, t_{\text{mix}}$)

图9对比了基准床(Case 1)、粒径放大(Case 3)

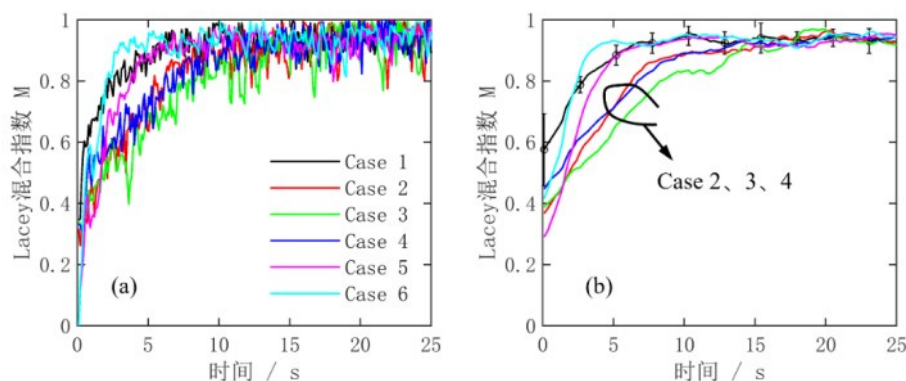


图8 中间流型Lacey混合指数随时间演化

Fig.8 Evolution of Lacey mixing index with time for the intermediate flow regime

为进一步定量分析喷动偏斜与混合强化的内在关联,图10对比了基准床(Case 1)、粒径放大(Case 3)和直接放大(Case 5)的喷动偏斜角度、颗粒横向速度及喷动区-环隙区交换频率随时间演化。需要说明的是,当喷动偏斜发生时,喷动区与环隙区的空间边界变得模糊,难以仅凭颗粒位置进行严格划分。因此,本文基于颗粒垂直速度方向进行分区:颗粒垂直速度向上视为喷动区,向下视为环隙区,以此统计两区域间的跨区交换频率。从图10a可以看出,Case 5的偏斜角度明显大于Case 1和Case 3,且波动幅度更大,表明直接放大工况下喷动偏斜显著增强。图10b显示,Case 5的横向速度同样高于其他工况,且波动更为剧烈,说明偏斜诱导了更强的颗粒横向运动。图10c进一步表明,Case 5的跨区交换频率远高于Case 1,但与Case 3并没有

和直接放大(Case 5)在半混合时间($t=0.5t_{\text{mix}}$)的示踪颗粒分布。在基准床和粒径放大床中,混合前沿呈对称结构,示踪颗粒从左向右规则或略微偏斜扩散,反映了稳定的喷动流型。在粒径不变的直接放大床中,由于喷动偏斜的存在,示踪颗粒分布呈现明显的不对称性:左侧示踪颗粒向中心聚集,右侧扩散路径发生偏转,混合更充分(图9a)。这一现象源于喷动区与环隙区之间强化的跨区交换(图9b),以及偏斜诱导的横向速度增强(图9c)。这表明喷动偏斜并非完全不利——在入口气速相同的情况下,放大床负担了8倍的颗粒数量,但混合时间仍与基准床相近(表2, M 达到85%时,Case 1为4.43 s, Case 5为4.69 s)。喷动偏斜通过打破分区界限、增强横向运动,为放大后混合性能的保持提供了补偿。

很明显区别,反映放大床的颗粒在喷动区与环隙区之间的物质交换更为频繁。

图11进一步给出了上述三个变量的统计分布。从概率分布(图11a)可以看出,Case 5的偏斜角度、横向速度及交换频率的分布均向高值区偏移,且分布范围更宽,表明偏斜增强了颗粒动力学的多样性。从累积分布(图11b)来看,Case 5达到相同累积百分比所需的阈值明显高于其他工况。以偏斜角度为例,Case 5的50%累积值约为 20° ,而Case 1和Case 3分别仅为 0° 和 10° ;以横向速度为例,Case 5的50%累积值约为0.2 m/s,而Case 1和Case 3则较小。这表明喷动偏斜显著增强了横向运动潜力。值得关注的是跨区交换频率的统计特征。Case 5与Case 3的交换频率分布相近,两者均显著高于Case 1。然而,Case 3的混合时间(12.60 s)远大于Case 5

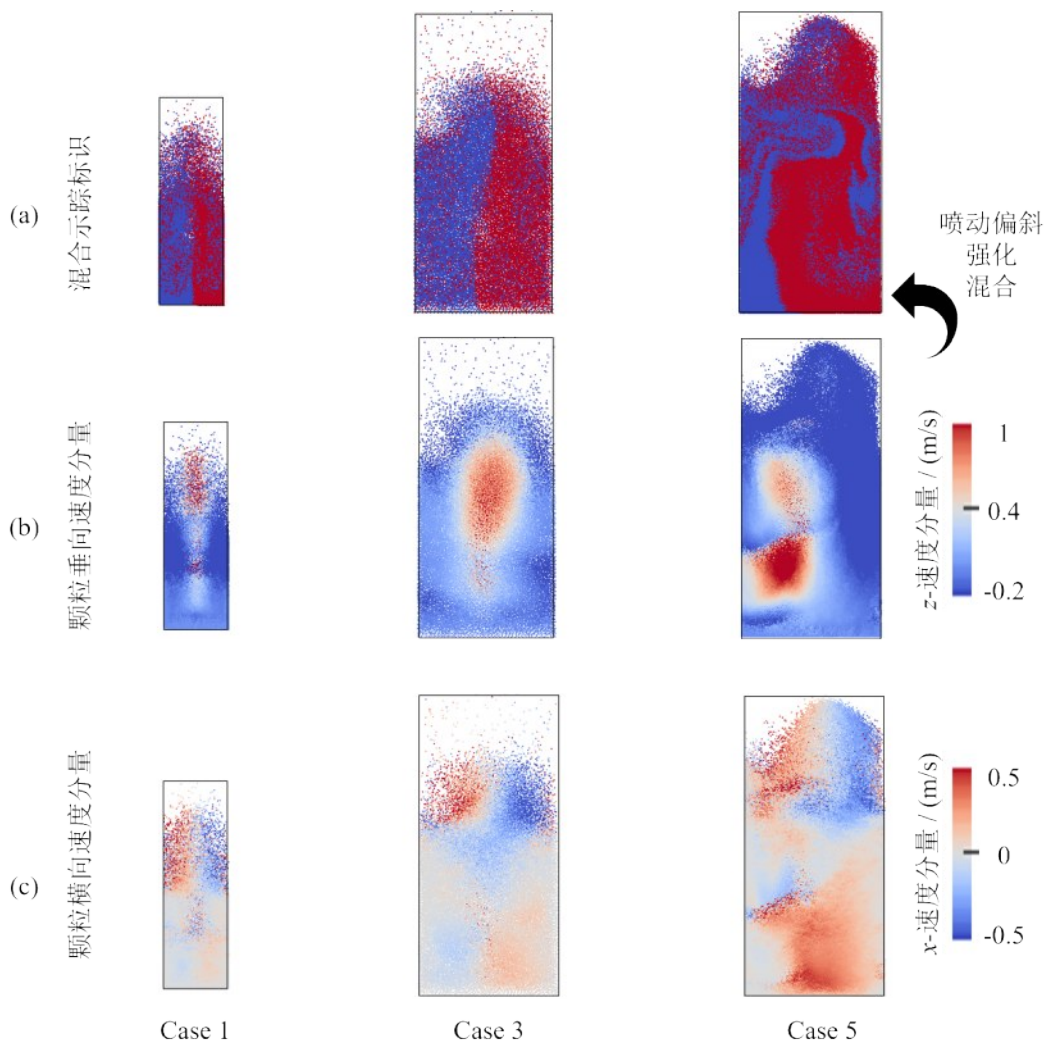


图9 半混合时刻基准床与放大床示踪颗粒与颗粒速度分布对比

Fig.9 Comparison of tracer particle and particle velocity distribution at half mixing time between base and scaled beds

(4.69 s),两者相差近2.5倍。这一矛盾表明:仅凭交换频率不足以描述混合过程——Case 3与Case 5具有相近的交换频率,但Case 5横向速度显著大于Case 3(横向侵入性更强),从而实现了更高效的混合。上述结果从统计角度证实,喷动偏斜通过增强横向速度与跨区交换频率,强化了颗粒的横向混合,补偿了放大带来的混合性能损失。需要指出的是,喷动偏斜在强化混合的同时也可能带来负面影响:(1)偏斜导致颗粒对壁面的冲击角度和速度发生变化,可能加剧局部磨损;(2)大幅偏斜可能诱发流型从稳定向非稳定转变,影响操作稳定性。因此,在实际中应通过合理匹配喷动气速与流化气速,将偏斜控制在适度范围,在混合强化与设备磨损、操作稳定性之间寻求平衡。

3.4 混合时间与循环时间关联

上述分析表明,仅凭循环时间(即颗粒完成一

次“喷动区→环隙区→喷动区”完整回路所需的时间,与跨区交换频率的关系约为循环时间 $\approx 2/\text{交换频率}$)难以全面表征混合过程。例如,Case 3与Case 5具有相近的循环时间,但两者的混合时间却相差约2.5倍。这一发现揭示了循环路径积分长度在表征混合效率中的关键作用,也解释了为何需要引入有效循环时间来综合反映时间效率与空间覆盖范围。为此,本文定义有效循环时间为

$$t_{\text{cir,eff}} = t_{\text{cir}} / (L_{\text{cir}} / H_s) \quad (6)$$

有效横向循环时间为

$$t_{\text{cir,eff}}^{\text{lat}} = t_{\text{cir}} / (L_{\text{cir}}^{\text{lat}} / H_s) \quad (7)$$

其中, L_{cir} 为一个循环内的总移动轨迹积分, $L_{\text{cir}}^{\text{lat}}$ 为循环过程中横向移动轨迹积分。前者综合反映循环的时间效率与空间覆盖范围,后者则侧重表征横向混合能力。

在计算上述循环特征参数时,需识别颗粒的循

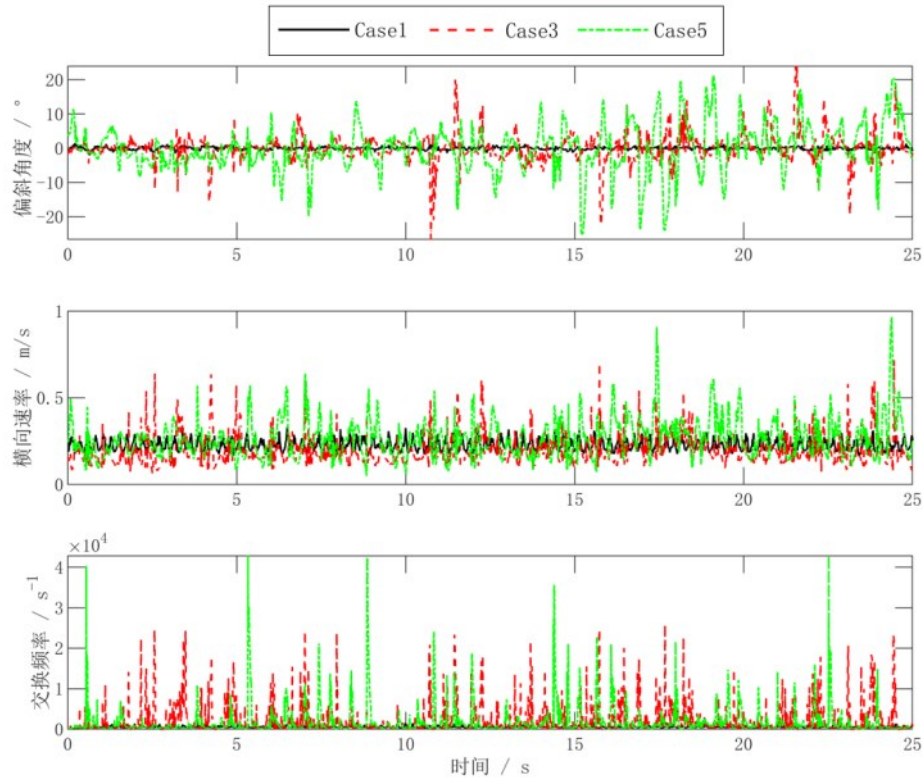


图 10 基准床与放大床喷动偏斜角度、横向速度与交换频率的时序对比

Fig.10 Time-series comparison of spout deflection angle, lateral velocity and exchange frequency between base and scaled beds

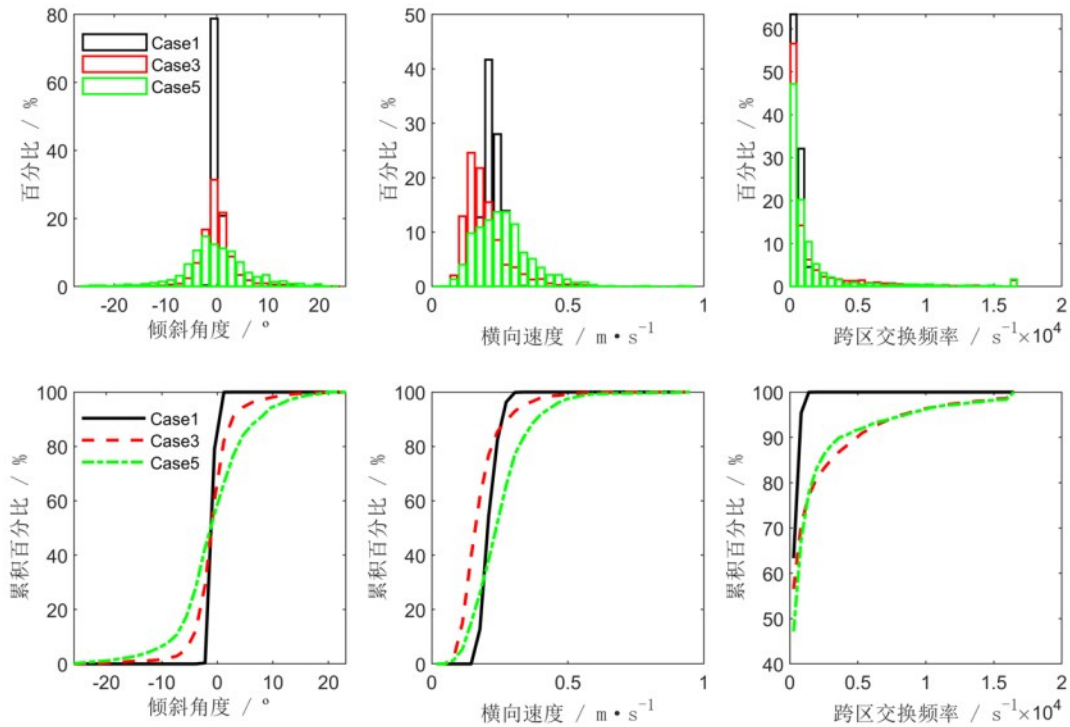


图 11 基准床与放大床喷动偏斜角度、横向速度与交换频率的统计分布

Fig.11 Statistical distributions of spout deflection angle, lateral velocity and exchange frequency between base and scaled beds

环轨迹。与 Lacey 混合指数的平滑处理(图 8b)类似,为准确判断循环的起止位置(即颗粒速度的上

升沿与下降沿),需对速度时间序列进行滑动平均处理以滤除局部波动,窗口大小的选择至关重要。

图12考察了时间间隔为0.1 s的颗粒速度时序数据在不同滑动平均窗口大小(1、5、9)下对循环时间及有效循环时间统计特性的影响。结果表明,循环时间对窗口大小较为敏感,随窗口增大而显著增加;

而有效循环时间对窗口大小的敏感性较弱,当窗口大小从5增至9时,其统计差异可忽略不计。为保证统计结果的稳健性,后续循环特征分析均采用窗口大小5进行速度滑动平均处理。

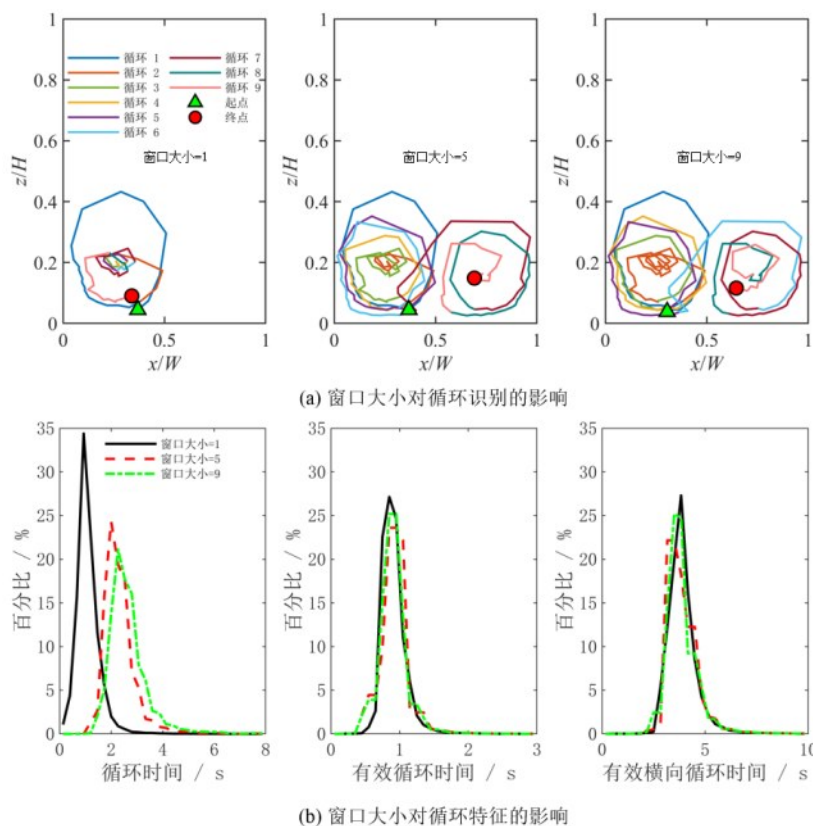


图12 滑动平均窗口大小对循环时间统计特性的影响

Fig.12 Influence of Moving Average Window Size on Statistical Characteristics of Circulation Time

基于上述参数定义与处理方法,图13给出了混合时间与有效循环时间、有效横向循环时间的相关性分析。三个流型共18个工况在 $M=80\%$ 、 85% 、 90% 下的数据表明,混合时间与两者均呈良好的线性相关关系。取三个 M 值是为了考虑混合指数阈值选取对统计误差的影响,以增强拟合结果的稳健性。值得关注的是,混合时间与有效横向循环时间的相关性($R^2=0.582$)明显优于与有效循环时间的相关性($R^2=0.401$),表明横向运动在混合过程中发挥着更为直接的作用。拟合关系为:

$$t_{\text{mix}} = 7.87t_{\text{cir,eff}} - 0.95 \quad (8)$$

$$t_{\text{mix}} = 2.52t_{\text{cir,eff}}^{\text{lat}} - 3.07 \quad (9)$$

尽管 R^2 在0.4~0.6之间,但F检验的 p 值均小于0.001,表明回归方程整体具有高度统计显著性,线性关系成立。值得关注的是,混合时间与有效横向循环时间的相关性优于与有效循环时间的相关性,

表明横向运动在混合过程中发挥着更为直接的作用。混合时间与循环时间之间的线性关系可从颗粒循环的基本原理得到支持:在喷动流化床中,颗粒的混合主要依赖于宏观循环——颗粒经由喷动区上升、喷泉区扩散、环隙区下行,每次循环贡献一定的混合程度。比例常数反映了在该操作条件下完成混合所需的有效循环次数,与喷动流化床独特的三区结构中环隙区缓慢下行占主导的物理图像一致。上述结果表明,宏观循环主导了本研究所考察的三种流型下喷动流化床的混合过程,有效循环时间(特别是有效横向循环时间)与混合时间之间存在明确的定量关联,验证了以有效循环时间作为放大相似性判据的可行性。

4 结 论

本文针对喷动流化床放大过程中传统几何相

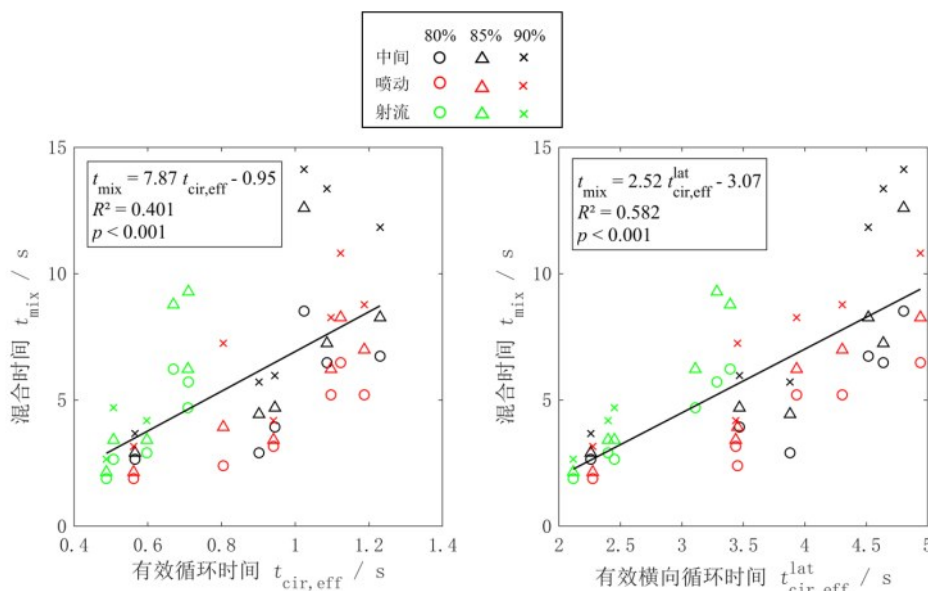


图13 三个流型的混合时间与有效循环时间之间的关联

Fig.13 Correlation of mixing time and effective circulation time across three flow regimes

似准则失效的问题,提出基于颗粒循环时间的放大评估框架。通过CFD-DEM模拟考察中间、喷动、射流三种流型下基准床与5种放大工况的颗粒运动与混合行为,分析了循环时间、混合时间及其内在关联,得到以下主要结论。

(1)传统相似律放大难以保证喷动流化床的几何相似。即使宏观无量纲参数匹配,局部颗粒行为仍存在明显偏差,需引入功能性指标指导放大设计。

(2)粒径等比例放大的工况混合时间显著增加,而粒径不变直接放大可保持相近的混合性能。这表明,在喷动流化床放大中维持粒径不变可能更优,因其能保持较高的气固耦合效率,并可利用喷动偏斜强化混合来补偿设备尺寸增大带来的挑战。

(3)混合时间与有效循环时间呈线性相关($R^2=0.401$, F检验的 $p<0.001$),与有效横向循环时间的相关性更优($R^2=0.582$, F检验的 $p<0.001$)。尽管 R^2 值中等,但 p 值均小于0.001,表明回归系数具有统计显著性,证实宏观循环主导了混合过程。比例常数反映环隙区缓慢下行占主导的三区结构特征,每次循环对混合的贡献较小。

(4)提出以有效循环时间作为放大相似性判据,将放大目标从追求“几何相似”转向保证混合性能的“功能相似”。在此框架下,喷动偏斜不应被回避,而可作为强化混合的手段加以利用。

符号说明

- d_p ——颗粒直径, m
- Fr ——Froude数, -
- Fr_w ——基于床宽的Froude数
- H ——床层高度, m
- H_s ——静床高, m
- M ——Lacey混合指数
- Re ——颗粒Reynolds数
- t_{cir} ——循环时间, s
- $t_{cir,eff}$ ——有效循环时间, s
- $t_{cir,eff}^{lat}$ ——有效横向循环时间, s
- t_{mix} ——混合时间, s
- U_{bg} ——流化气速, m/s
- U_{sp} ——喷动气速, m/s
- W ——床宽(特征长度), m
- ε_g ——气相体积分数
- ρ_g ——气体密度, kg/m³
- ρ_p ——颗粒密度, kg/m³

参考文献

- [1] Epstein N, Grace J R. Spouted and Spout-Fluid Beds: Fundamentals and Applications[M]. Cambridge: Cambridge University Press, 2010.
- [2] Sutkar V S, Deen N G, Kuipers J A M. Spout fluidized beds: Recent advances in experimental and numerical studies[J]. Chemical Engineering Science, 2013, **86**: 124-136.
- [3] Abbas-Abadi M S, Ureel Y, Eschenbacher A, et al. Challenges and opportunities of light olefin production via thermal and catalytic pyrolysis of end-of-life polyolefins: Towards full

- recyclability[J]. *Progress in Energy and Combustion Science*, 2023, **96**: 101046.
- [4] Li J H, Kwauk M. Multiscale nature of complex fluid-particle systems[J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2001, **40**(20): 4227-4237.
- [5] 李静海, 欧阳洁, 高士秋, 等. 颗粒流体复杂系统的多尺度模拟[M]. 北京: 化学工业出版社, 2005.
- Li J H, Ouyang J, Gao S Q, et al. Multi-scale simulation of particle-fluid complex systems[M]. Beijing: Science Press, 2005.
- [6] Ge W, Chang Q, Li C X, et al. Multiscale structures in particle - fluid systems: characterization, modeling, and simulation[J]. *Chemical Engineering Science*, 2019, **198**: 198-223.
- [7] Moliner C, Marchelli F, Bosio B, et al. Modelling of spouted and spout-fluid beds: key for their successful scale up[J]. *Energies*, 2017, **10**(11): 1729.
- [8] Moliner C, Wang Z L, Curti M, et al. Spouted bed reactors: Trends, gaps and possible pathways for scale-up[J]. *Chemical Engineering Research and Design*, 2025, **221**: 577-587.
- [9] He Y L, Lim C J, Grace J R. Scale-up studies of spouted beds[J]. *Chemical Engineering Science*, 1997, **52**(2): 329-339.
- [10] Glicksman L R. Scaling relationships for fluidized beds[J]. *Chemical Engineering Science*, 1984, **39**(9): 1373-1379.
- [11] Du W, Xu J, Ji Y, et al. Scale-up relationships of spouted beds by solid stress analyses[J]. *Powder Technology*, 2009, **192**(3): 273-278.
- [12] Aradhya S, Taofeeq H, Al-Dahhan M. Evaluation of the dimensionless groups based scale-up of gas - solid spouted beds[J]. *International Journal of Multiphase Flow*, 2017, **94**: 209-218.
- [13] Béttega R, Corrêa R G, Freire J T. Scale-up study of spouted beds using computational fluid dynamics[J]. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 2009, **87**(2): 193-203.
- [14] Zhong W Q, Zhang M Y, Jin B S, et al. Flow pattern and transition of rectangular spout - fluid bed[J]. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 2006, **45**(9): 734-746.
- [15] Kang P X, Yuan H Z, Han L C, et al. Insight into hydrodynamics and heat transfer characteristics in a gas - solid spout fluidized bed from a multiple zone view[J]. *Applied Thermal Engineering*, 2023, **221**: 119800.
- [16] 岳远贺, 赵微微, 侯林杰, 等. 基于双喷口喷动单元的喷动床放大研究[J]. *化工学报*, 2025, **76**(11): 5664-5676.
- Yue Y H, Zhao W W, Hou L J, et al. Study on the scaling-up of spouted fluidized beds based on the dual-nozzle spouting unit[J]. *CIESC Journal*, 2025, **76**(11): 5664-5676.
- [17] Windows-Yule K, Werner D, Wellings A, et al. Particle circulation and mixing kinetics in bubbling fluidised beds using PEPT[C]. *Proceedings of Fluidization XVII (17th International Conference on Fluidization)*. Edinburgh, Scotland: AIChE, 2023.
- [18] Sykes J A, Weston D, Adio N, et al. Validation of simulations of particulate, fluid and multiphase systems using positron emission particle tracking: a review[J]. *Particuology*, 2025, **101**: 117-145.
- [19] 康仕芳, 张志国, 李国民, 等. 喷动流化床中不同粒径颗粒循环时间[J]. *化学工业与工程*, 2006, **23**(2): 121-125.
- Kang S F, Zhang Z G, Li G B, et al. Circulation time of particles with different diameters in spout-fluid bed[J]. *Chemical Industry and Engineering*, 2006, **23**(2): 121-125.
- [20] 金涌, 等. 流态化工程原理[M]. 北京: 清华大学出版社, 2001.
- Jin Y, et al. Principles of fluidization engineering[M]. Beijing: Tsinghua University Press, 2001.
- [21] Larachi F, Grandjean B P A, Chaouki J. Mixing and circulation of solids in spouted beds: particle tracking and Monte Carlo emulation of the gross flow pattern[J]. *Chemical Engineering Science*, 2003, **58**(8): 1497-1507.
- [22] Rosseburg A, Fitschen J, Wutz J, et al. Hydrodynamic inhomogeneities in large scale stirred tanks - Influence on mixing time[J]. *Chemical Engineering Science*, 2018, **188**: 208-220.
- [23] Luan J Y, Feng D L, Han L C, et al. Quantitative correlation analysis of mixing and circulation characteristics in a liquid-containing gas-solid fluidized bed reactor under coupled effects of multiple parameters[J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2024, **63**(32): 14430-14443.
- [24] Link J M, Deen N G, Kuipers J A M, et al. PEPT and discrete particle simulation study of spout-fluid bed regimes[J]. *AIChE Journal*, 2008, **54**(5): 1189-1202.
- [25] Che H Q, Al-Shemmeri M, Fryer P J, et al. PEPT validated CFD-DEM model of aspherical particle motion in a spouted bed[J]. *Chemical Engineering Journal*, 2023, **453**: 139689.
- [26] Hoorijani H, Esgandari B, Zarghami R, et al. Comparative CFD-DEM study of flow regimes in spout-fluid beds[J]. *Particuology*, 2024, **85**: 323-334.
- [27] Yang S L, Luo K, Fan J R, et al. Particle-scale investigation of the solid dispersion and residence properties in a 3-D spout-fluid bed[J]. *AIChE Journal*, 2014, **60**(8): 2788-2804.
- [28] Luo K, Wu F, Yang S L, et al. Numerical investigation of the time-related properties of solid phase in a 3-D spout-fluid bed[J]. *Chemical Engineering Journal*, 2015, **267**: 207-220.
- [29] Yue Y H, Wang S, Shen Y S. Gas-solid mixing and heat transfer performance in alternating spout deflection[J]. *Chemical Engineering Science*, 2021, **234**: 116446.
- [30] Xu J, Qi H B, Fang X J, et al. Quasi-real-time simulation of rotating drum using discrete element method with parallel GPU computing[J]. *Particuology*, 2011, **9**(4): 446-450.
- [31] Rhodes M J, Wang X S, Nguyen M, et al. Study of mixing in gas-fluidized beds using a DEM model[J]. *Chemical Engineering Science*, 2001, **56**(8): 2859-2866.