

气固流化床中气泡行为及流场结构的研究

曲家宁¹, 刘 飞², 王伟文^{1*}

(1. 青岛科技大学化工学院, 山东 青岛 266042;

2. 聊城市鲁西化工工程设计有限责任公司, 山东 聊城 252000)

摘要: 基于粒子图像测速技术(PIV)及计算流体力学软件(CFD-DEM)模拟方法对气固流化床中气泡演化特性及流场结构进行了研究。结果表明,初始颗粒在流化床内部的堆积,会对气体分布、气泡的生成及演化产生影响;进气时的气泡顶部存在一个区域,在其上方的颗粒被吹起,而其下方的颗粒会影响气泡底部颗粒的运动;气泡生成过程中,径向气体的运动基本呈中心对称,只有当气泡将要破碎时才会出现气体流向的偏移;当气泡面积变小到 492 mm² 后,又会生长到与初始气泡类似的大小,两者的面积差异只有 1.7%。

关键词: 气固流化床;颗粒;CFD-DEM;PIV;气泡

中图分类号:TQ021.1

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2023)S2-0177-05

DOI:10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2023.S2.035

Research on bubble behavior and flow field structure in gas-solid fluidized bed

QU Jia-ning¹, LIU Fei², WANG Wei-wen^{1*}

(1. College of Chemical Engineering, Qingdao University of Science and Technology, Qingdao 266042, China;

2. Liaocheng Luxi Chemical Engineering Design Company Limited, Liaocheng 252000, China)

Abstract: The bubble evolution characteristics and flow field structure in gas-solid fluidized bed are studied by means of the particle image velocimetry technique (PIV) and computational fluid dynamics software (CFD-DEM) simulation method. The results show that the accumulation of initial particles inside the fluidized bed affects the gas distribution, bubble generation and evolution. In addition, a zone appears at the top of the bubble when the gas feeds, above which the particles are blown up, and below which the particles fall due to the vortex created by the bubble and the showering down inside the bubble, and collide with the particles at the bottom of the bubble. During bubble generation, the motion of the radial gas is basically centrosymmetric, and only when the bubble is about to break will there be a shift in gas flow direction. After the bubble area becomes smaller to 492 mm², it will grow back to a similar size as the initial bubble, and the area difference between the two is only 1.7%.

Key words: gas-solid fluidized bed; particles; CFD-DEM; PIV; air bubbles

在实际工业中,由于颗粒在气固流化过程中的剧烈循环与搅动,使得气相或固相的停留时间分布难以控制,导致产物分布不均,降低流化产品的收率。当反应物以气泡的形式通过床层时,使气固相之间的接触频率变小,降低了反应转化率,所以气泡对工业产品产率的影响非常大,流化床中存在着复杂的流体力学机理,床中的运动为瞬态,难以总结其中气泡与颗粒的运动规律。

Nimvari^[1]和 Vishwanath^[2]发现气泡在上升过程中会导致流化床内床层的压力发生波动,而 Mostafaei 等^[3]发现在这个过程中流化床内部的空隙率和压力会发生巨大的变化。在气泡上升过程中,气泡的大小可以通过改变颗粒的大小来控制^[4],并且气泡所产生的尾涡在流化过程中有着至关重要的作用^[5],虽然学者们对气泡所产生的影响

论述较为清晰,然而由于实验的局限性,对其中颗粒运动的研究难免存在一些不足。计算流体力学软件(CFD-DEM)作为一种新的捕获颗粒运动的模拟方法,研究学者已成功证明它具有良好的颗粒捕获效果^[6-8]。激光粒子测速法(PIV)是利用光的折射性原理,对颗粒捕获的效果较好,Medrano 等^[9]成功捕获了流化床中的气泡运动,并且结合气泡的上升破碎做了一定的研究,也有学者在实验中成功的证明了 PIV 在气固流化床中使用的可行性^[10],PIV 实验能够对颗粒的位移、流化床内气泡的演化进行捕获,但是一些不可视的数据是难以研究的。Liu 等^[11]使用 CFD-DEM 结合 PIV 研究了不同粒径对流化床流动特性的影响,成功对不同粒径颗粒的流化行为进行分析,从而为气固流化床的研究方法提供了重要的参考。

收稿日期:2023-03-13;修回日期:2023-06-28

基金项目:山东省自然科学基金面上项目(ZR2020MB143)

作者简介:曲家宁(1997-),女,硕士生,研究方向为多相流体流动与分离,qujianing1997@163.com;王伟文(1968-),女,博士,教授,研究方向为多相流体流动与分离,通讯联系人,wwang@qust.edu.cn。

基于上述可知,目前对气泡的研究大部分是基于宏观层面的,通过分析压力等数据的变化来分析气泡的行为,但对微观颗粒的研究还有所欠缺。笔者利用数值模拟与实验相结合的方式对气固流化床中微观层面的气泡行为进行了研究。

1 实验

目前,拟二维的几何设计被广泛应用于流化床流体力学特性的实验和模拟研究中,且拟二维的结构能够满足 PIV 的拍摄条件。设计了一个高 500 mm、宽 100 mm、厚 13 mm 的拟二维流化床,并在流化床的底部设置了气体分布板。其中,分布板筛孔的孔径为 0.5 mm,孔间距为 2 mm,中心进气口的孔径为 7 mm。采用中心进气的方式来产生气泡,其气速为 $2.5 U_{mf}$,气体分布板的气速为 $0.25 U_{mf}$ 。

实验中玻璃微珠的粒径分布如图 1 所示。借助 PIV 对颗粒的速度与流动进行捕获,并通过高速 CCD 相机获取了颗粒的运动行为,整个实验过程是在暗室条件下进行拍摄的。其具体的操作过程如下:通过风机制造气体,利用总阀门对气体速度进行控制,分别设置了 2 个转子流量计来对气体分路的气体速度进行调节,结合 2 个管路来分别控制中央进气口和背景进气的风速。通过 PIV 实验系统对颗粒的运动进行分析计算,并使用激光发生器来产生激光,照射到流化床的切面上,使得激光能够照射到颗粒上,再通过 CCD 相机来对颗粒的运动进行捕捉,最后通过 PC 电脑端对捕获的颗粒信息进行处理。

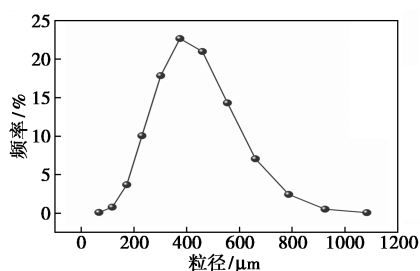


图 1 颗粒的粒径分布

2 数值模拟

2.1 数值模型

数值模拟方法采用 CFD-DEM 方法,动力学方程通过动量、能量和质量守恒三大定律来描述,当颗粒相能够影响流体相的时候,要考虑空隙率的影响,其方程如下:

$$(\partial/\partial t)(\varepsilon\rho_g) + \text{div}(\varepsilon\rho_g u\phi) = \text{div}(\varepsilon\rho_g u\phi) + S \quad (1)$$

从左到右依次表达为瞬态项、对流项、扩散项和源项。

$$\begin{aligned} & [\partial(\varepsilon\rho_g\phi)]/\partial t + [\partial(\varepsilon\rho_g\phi)]/\partial x + \\ & \{[\partial(\rho_g\phi)]/\partial y\} * \{[\partial(\rho_g\phi)]/\partial z\} = \\ & (\partial/\partial x)[\Gamma_g(\partial\phi/\partial x)] + (\partial/\partial y)[\Gamma_g(\partial\phi/\partial y)AA] + \\ & (\partial/\partial z)[\Gamma_g(\partial\phi/\partial z)] + S \end{aligned} \quad (2)$$

式中: ε 为空隙率,%; ϕ 为通用变量,可代表 u 、 v 、 w 、 T 等变量; Γ 为广义扩散系数, m^2/s ; S 为广义源项。

颗粒相的运动遵循牛顿第二定律,其方程如下:

$$m(\text{d}v/\text{d}t) = \sum F_c + F_d + F_b + mg \quad (3)$$

$$\text{d}(i\omega)/\text{d}t = \sum T_c \quad (4)$$

式中: m 为颗粒的质量, g ; i 为颗粒的惯性力, N ; v 为颗粒的线速度, m/s ; ω 为颗粒的角速度, rad/s ; F_c 为法向和切向接触力的矢量和; F_d 为曳力, N ; F_b 为浮力, N ; g 为重力加速度, m/s^2 ; T_c 为切向接触力引起的接触力矩, $\text{N}\cdot\text{s}$ 。

在 CFD-DEM 耦合模拟中,当颗粒密度远大于气体密度时,计算时只需要考虑气体作用在颗粒上的曳力^[12-13],气体的作用力方程如下:

$$\vec{F}_{id} = [(\pi D_{pi}^2)/8]C_d\rho_g |u_g - u_p| (u_g - u_p)\varepsilon^2\varepsilon^{-4.7} \quad (5)$$

式中: \vec{F}_{id} 为时间步长内单颗粒 i 所受气体作用力, N ; D_{pi} 为颗粒 i 的等效直径, mm ; ρ_g 为气体密度, kg/m^3 ; u_g 为 i 颗粒所在离散单元网格内所对应的气体速度, m/s ; u_p 为 i 颗粒在时间步长内的运动速度, m/s ; ε 为空隙率是指气体在单元网格内所占体积比,%; C_d 为颗粒曳力系数。

2.2 模拟的相关设置

通过 EDEM 软件对颗粒进行计算,考虑到湍流的各向异性,在 CFD 中采用雷诺应力模型(RSM)对湍流进行计算,压力与速度的耦合采用 SIMPLEC 算法,曳力模型采用 Ergun-Wen&Yu 曳力模型,EDEM 采用 Hertz-Mindlin 接触模型。

3 结果与分析

3.1 流化床内流化行为的变化

利用 PIV 技术和 CCD 相机对进入流化床后每隔 0.15 s 的气体流动行为进行研究。结果发现产生的气泡在上升过程中,其附近的气体流动是不均匀的,气泡排出的顶部颗粒也是不均匀的。0.45 s 时,流化过程中床层右侧较大的颗粒体积分数减小,使右侧床层对气体的阻力下降,导致接下来的气泡向流化床右侧移动;0.60 s 时,气泡在床层顶部发生

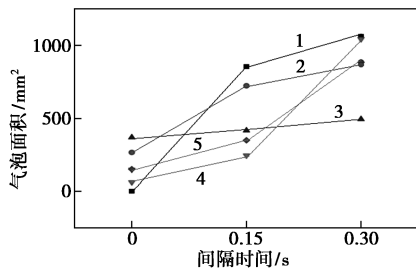
破裂之后,颗粒在流化床右侧堆积,使床层右侧明显高于左侧,导致右侧床层对气体的阻力上升,相比于 0.45 s 时因床层右侧颗粒的体积分数较低导致阻力下降,床层高度对气体造成的阻力影响更大,所以接下来的气泡无法向床层右侧移动,因此在 0.75 s 时,气泡几乎沿着流化床轴向垂直上升,说明床层左侧较多颗粒所产生的阻力和床层右侧颗粒堆积而产生的阻力相对平衡。

为了研究气泡最初向右移动的原因,在中心进气口通入大量的气体来吹动颗粒,对 0.08 s 时颗粒体积分数和颗粒运动情况进行了分析发现,由于颗粒的运动是混乱无序的,颗粒之间因发生了桥接作用导致空隙率分布不均匀,从而使气体无法在床层中均匀分散。

综上所述,在流化过程中,颗粒的堆积影响着气体的运动,进而气体反作用于颗粒,这个过程对气泡的生成及演化至关重要。

3.2 气泡面积的变化

为了研究以 $2.5 U_{mf}$ 的气体速度进行颗粒流化时气泡大小的变化,获取了流化床正向 0.006 5 m 厚度处切面的气泡面积大小,按气泡生成先后顺序,5 个气泡面积随时间的变化曲线如图 2 所示。无论初始气泡面积如何,同一时间观察先后生成的气泡的面积是逐渐减小的,这一规律被第 4 个和第 5 个气泡行为打破,当第 1 个气泡将要破碎时,其面积为 $1\ 061\ \text{mm}^2$,而第 4 个气泡的面积显著增加,达到 $1\ 042\ \text{mm}^2$,只有 1.7% 的差异,说明这 2 个气泡大小是类似的,同时,第 5 个气泡面积为 $883\ \text{mm}^2$,小于第 4 个气泡面积,但与第 2 个气泡的最终面积 $885\ \text{mm}^2$ 十分接近,而最小的第 3 个气泡的最终面积为 $492\ \text{mm}^2$,约为最大气泡面积的 47%。综上所述可知,在以 $2.5 U_{mf}$ 气体速度进行颗粒流化时,进气口依次产生的气泡面积会随着时间先变小,在气泡面积减小到约最大气泡的 47% 时,又会重新变大。



1—第 1 个气泡;2—第 2 个气泡;3—第 3 个气泡;
4—第 4 个气泡;5—第 5 个气泡

图 2 气泡的面积随时间的变化

3.3 颗粒流场的变化

捕获的第 1 个气泡的颗粒矢量图如图 3 所示。在开始进气之后,由于底部颗粒的气体阻力极大,所以底部进气口处的颗粒向四周扩散,见图 3(b);随着气泡的上升,由颗粒运动产生的两个漩涡分别在气泡的左右两侧,使气泡顶部的一部分颗粒又重新回到气泡的底部,另一部分颗粒随着气体的流动向四周分散,在气泡顶部出现了一个特殊的区域,在这个区域上方的颗粒随着气体向上运动,气泡内上方颗粒由于气泡所产生的漩涡及颗粒淋落机制向气泡底部运动,部分颗粒在气泡底部发生碰撞,阻碍了气体的流入,见图 3(c)。

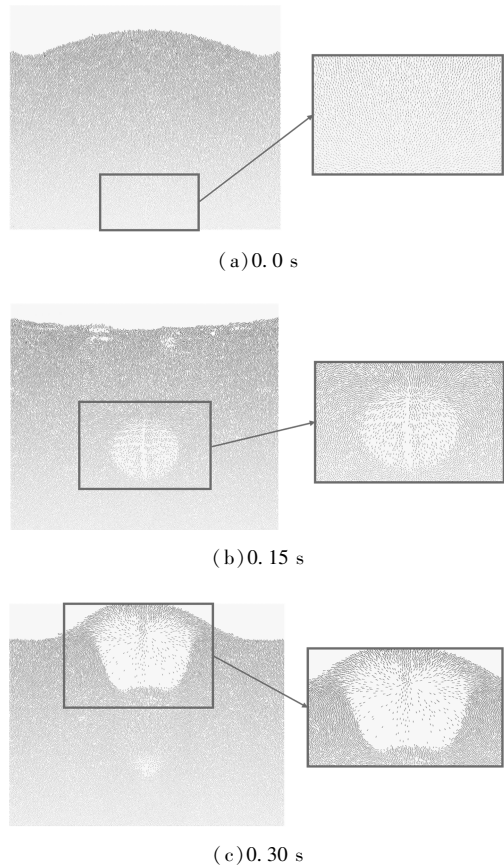


图 3 第 1 个气泡生成时颗粒的矢量图

捕获的第 4 个气泡的颗粒矢量图如图 4 所示。在 1.20 s 时[图 4(a)],出现了类似于图 3(a)中 0 s 时的颗粒流化行为,但是不断地进气使气体通道的范围变大,颗粒的扩散区域发生了上升;在 1.35 s 时[图 4(b)],颗粒的流动行为基本与图 3(b)中 0.15 s 时一致,但气泡面积更小;到达 1.50 s 时[图 4(c)],颗粒的运动基本和图 3(c)中 0.30 s 时颗粒的运动一致,通过分析颗粒的运动,进一步证明了第 1 个气泡和第 4 个气泡的流动行为相似性。

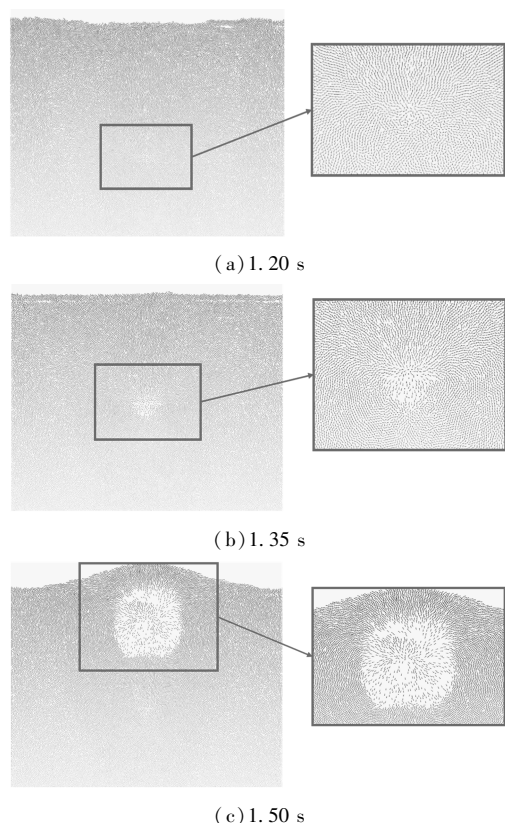
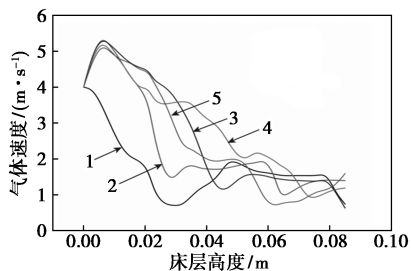


图 4 第 4 个气泡生成时颗粒的矢量图

气固流化床中气泡周围存在两个特殊的区域。第 1 个区域是在气泡的顶部,在这个区域的上方颗粒受气泡顶部气体的影响而向上移动,在这个区域的下部,由于气泡侧面漩涡和颗粒淋落机制的存在导致颗粒向着床层下部移动。第 2 个区域是在气泡的底部,受大量颗粒下降的影响,颗粒在气泡的底部发生碰撞,进而影响了底部颗粒的运动。在生成 3 组气泡后,气泡又恢复到类似于第 1 个气泡刚生成时的状态。

3.4 流化时气体速度的变化

根据气体的轴向速度变化,发现随着床层高度的上升,气体对床层影响会变得越来越小,所以对颗粒的影响也会越来越小。不同时间轴向气体速度的变化如图 5 所示。从图 5 可以看出,在 10 mm 的高

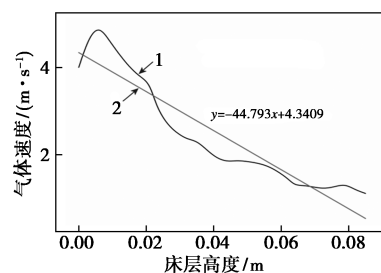


1—0.15 s; 2—0.30 s; 3—0.45 s; 4—0.60 s; 5—1.5 s

图 5 不同时间轴向气体速度的变化

度处,气体的速度非常稳定,气速在中心处峰值基本保持在 4 m/s 左右,并且其他高度也都呈现出一个较对称的流动结构。

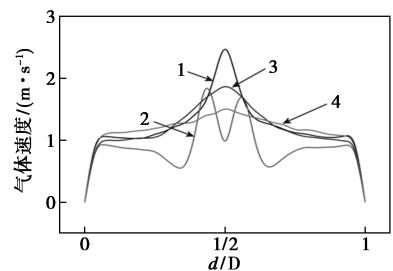
为了研究气体速度下降的整体趋势,计算图 5 中气体速度的平均值,并进行线性拟合,结果如图 6 所示。由图 6 可以发现,大约每上升 0.01 m,气体速度约下降 0.448 m/s。



1—平均气体速度; 2—线性拟合曲线

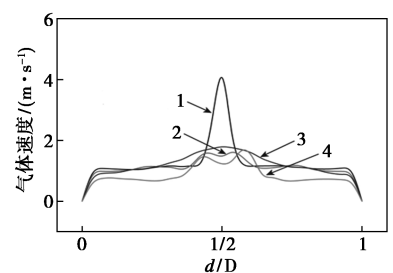
图 6 轴向气体速度的下降趋势图

不同时间径向气体速度的变化如图 7(a)~7(f) 所示,对比 2 个气泡生成时的径向气体速度变



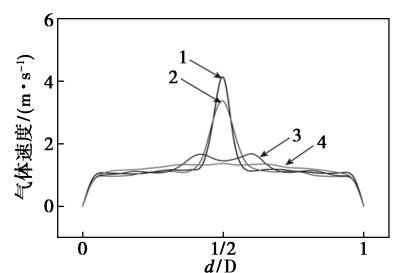
1—10 mm; 2—30 mm; 3—50 mm; 4—70 mm

(a) 0.15 s



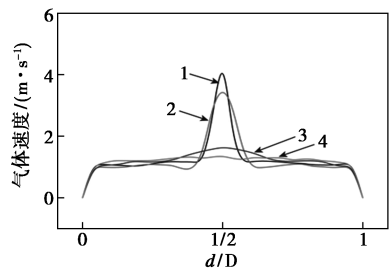
1—10 mm; 2—30 mm; 3—50 mm; 4—70 mm

(b) 0.3 s

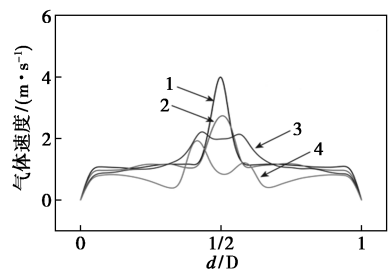


1—10 mm; 2—30 mm; 3—50 mm; 4—70 mm

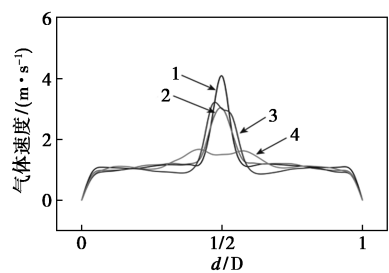
(c) 0.45 s



1—10 mm; 2—30 mm; 3—50 mm; 4—70 mm
(d) 1.35 s



1—10 mm; 2—30 mm; 3—50 mm; 4—70 mm
(e) 1.50 s



1—10 mm; 2—30 mm; 3—50 mm; 4—70 mm
(f) 1.65 s

图7 不同时间径向气体速度的变化

化,可以发现第1个气泡产生时除了存在流化床启动效应以外,气泡在生成以及上升的过程中的气体速度是非常稳定的。这说明颗粒的运动是有序的,只有当气泡上升到床层表面,接近破碎时气体才会发生偏移,从而导致颗粒发生偏移。

4 结论

(1) 初始颗粒的堆积会影响流化床内气体的分布,并且颗粒堆积和气体分布会相互作用,最终影响到气泡的生成。

(2) 在以 $2.5 U_{mf}$ 进气时,气泡顶部存在一个区域,在这个区域的上方颗粒被吹起向上运动,而在这个区域的下方,由于气泡内部的淋落现象以及颗粒的漩涡从而使颗粒呈现出一个向下运动的趋势,这些下降的颗粒与气泡底部的颗粒发生碰撞,进而影响到气泡底部颗粒的运动。

(3) 气泡生成过程中,径向的气体速度较为稳

定,只有在流化床刚开始流化以及气泡接近床层表面时气体的运动才会出现偏移,这会影响接下来气泡的生成。轴向气体速度是不断衰减的,在本研究中,床层每上升 0.01 m,气体速度约下降 0.448 m/s。

(4) 当以 $2.5 U_{mf}$ 的速度流化颗粒时,进气口产生的气泡的最终面积会随着时间变小,当气泡的面积小到 492 mm^2 时,气泡的面积又会变大,这与第1个气泡的最终面积差异只有 1.7%。

参考文献

- [1] Nimvari M I, Zarghami R, Rashtchian D, *et al.* Experimental investigation of bubble behavior in gas-solid fluidized bed [J]. *Advanced Powder Technology*, 2020, 31(7): 2680-2688.
- [2] Vishwanath P, Das S, Fabijanec D, *et al.* Qualitative comparison of bubble evolution in a two dimensional gas-solid fluidized bed using image analysis and CFD model [J]. *Materials Today Proceedings*, 2017, 4(4): 5290-5305.
- [3] Mostafaei F, Golshan S, Zarghami R, *et al.* Investigating the bubble dynamics in fluidized bed by CFD-DEM [J]. *Powder Technology*, 2020, 366(15): 938-948.
- [4] Okhovat-Alavian S M, Behin J, Mostoufi N. Investigating bubble dynamics in a semi-cylindrical gas-solid fluidized bed [J]. *Powder Technology*, 2020, 370(15): 129-136.
- [5] Müller C R, Davidson J F, Dennis J S, *et al.* A study of the motion and eruption of a bubble at the surface of a two-dimensional fluidized bed using particle image velocimetry (PIV) [J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2007, 46(5): 1642-1652.
- [6] Li S J, Zhao P, Xu J, *et al.* Direct comparison of CFD-DEM simulation and experimental measurement of Geldart A particles in a micro-fluidized bed [J]. *Chemical Engineering Science*, 2021, 221(12): 116-125.
- [7] Wang H T, Musango L, Huang Z L, *et al.* CFD simulation of electrostatic effect on gas interchange, vortex and heat transfer in the gas-solid fluidized bed [J]. *Advanced Powder Technology*, 2018, 29(7): 1617-1631.
- [8] Yang S L, Luo K, Fan J R, *et al.* Particle-scale investigation of the hydrodynamics and tube erosion property in a three-dimensional (3-D) bubbling fluidized bed with immersed tubes [J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2014, 53(17): 6896-6912.
- [9] Medrano J, Tasdemir M, Gallucci F, *et al.* On the internal solids circulation rates in freely-bubbling gas-solid fluidized beds [J]. *Chemical Engineering Science*, 2017, 172(23): 395-406.
- [10] Duursma G R, Glass D H, Rix L, *et al.* PIV investigations of flow structures in the fluidised bed freeboard region [J]. *Powder Technology*, 2001, 120(1-2): 2-11.
- [11] Liu R J, Zhou Z Y, Xiao R, *et al.* Particle velocity distribution function around a single bubble in gas-solid fluidized beds [J]. *Powder Technology*, 2019, 361(1): 33-44.
- [12] 任立波. 稠密颗粒两相流的 CFD-DEM 耦合并行算法及数值模拟 [D]. 济南: 山东大学, 2015.
- [13] Hu C S, Luo K, Wang S, *et al.* The effects of collisional parameters on the hydrodynamics and heat transfer in spouted bed: A CFD-DEM study [J]. *Powder Technology*, 2019, 353(15): 132-144. ■