

[研究·设计]

DOI:10.3969/j.issn.1005-2895.2023.04.007

喷动流化床内颗粒团聚结构与分布规律研究

李旺¹, 王东祥^{1,2*}, 付爽¹

(1. 江南大学机械工程学院, 江苏无锡 214122;
2. 江南大学江苏省食品先进制造装备技术重点实验室, 江苏无锡 214122)

摘要:为揭示湍动流化过程中颗粒团聚的基本结构,课题组基于矩形喷动流化床对B类颗粒进行试验研究。该实验平台利用控制变量法分析了操作条件、颗粒性质和沿层高度对团聚现象的影响,并提出以颗粒团聚分率来量化颗粒团聚程度。结果表明:床内分别出现了倒U形、U形、环核型、带状和网状5种典型的颗粒团聚结构;颗粒团聚分率随静止床高、颗粒直径的增加而增大;固定总表观气速,增大喷动气速,团聚分率呈现先减小后增大趋势;增大喷口宽度,团聚分率呈现出“S”型变化趋势;其沿床高则表现出先减小后增大的趋势。该研究对应用湍动流化气固流动结构的工业生产过程提供了实验依据。

关键词:喷动流化床;B类颗粒;控制变量法;团聚结构;团聚分率

中图分类号:TQ051.13;TH49 文献标志码:A 文章编号:1005-2895(2023)04-0052-09

Agglomeration Structure and Distribution Rule of Particles in Spouted Fluidized Bed

LI Wang¹, WANG Dongxiang^{1,2*}, FU Shuang¹

(1. School of Mechanical Engineering, Jiangnan University, Wuxi, Jiangsu 214122, China;

2. Jiangsu Key Laboratory of Advanced Food Manufacturing Equipment Technology, Jiangnan University, Wuxi, Jiangsu 214122, China)

Abstract: In order to reveal the basic structure of particle agglomeration during turbulent fluidization, the experimental research on class B particles was conducted based on rectangular spray fluidized bed. The influence of operating conditions, particle properties, and layer height on the agglomeration phenomenon was analyzed by using the control variable method, and the particle agglomeration fraction was proposed to quantify the degree of particle agglomeration. The results show that there are five typical particle agglomeration structures in the bed, including inverted U shape, U shape, ring karyotype, band and network. The degree of particle agglomeration structure increases with the increase of static bed height and particle diameter. When fixing the total apparent gas velocity and increasing the injection gas velocity, the agglomeration fraction decreases first and then increases. With the increase of the nozzle width, the agglomeration fraction presents an “S” shaped trend, while the bed height ultimately shows a decreasing trend followed by an increasing trend. The study provides an experimental basis for the industrial production process using turbulent fluidized gas-solid flow structure.

Keywords: spouted fluidized bed; class B particle; control variable method; reunion structure; agglomeration fraction

喷动流化床因其优良的性能,已成为工业领域最广泛的气固反应器之一,其典型的工业应用有干燥、热解、气化、燃烧和造粒等,相比传统喷动流化床,矩形喷动流化床有着操作简单、便于观察和简化研究的优

收稿日期:2022-11-19;修回日期:2023-05-08

基金项目:国家自然科学基金资助项目(51606086);中国博士后科学基金项目(2017M621624)。

第一作者简介:李旺(1997),男,江苏泰州人,硕士研究生,主要研究方向为气固两相流及其数值模拟。通信作者:王东祥(1985),男,四川成都人,工学博士,副教授,江南大学过程装备与控制工程系主任,主要研究方向为气固两相流气固流型结构与曳力和转盘反应器。E-mail:dxwang@jiangnan.edu.cn

点^[1-3]。喷动流化床内颗粒团聚结构是造成湍动流化非均匀性的主要原因,了解颗粒团聚特性有利于优化喷动流化床的工艺设计并拓展新的应用场景。Gao等^[4]引进新的阻力模型,利用比例因子来减少通用阻力规律,以此考虑粒子聚集的影响;Yang等^[5]提出小波阈值准则区分波动信号中的簇相和波动相,研究了循环流化床内颗粒团在不同径向和轴向位置的动态变化;Kashyap等^[6]使用粒子图像测速技术和自相关技术测量了B类颗粒在轴向和径向的层流和湍流固体弥散系数;Li等^[7]解释了颗粒团聚物引起的曳力下降原因;Li等^[8]测量了轴向高度上的局部粒子速度和环膜厚度,认为表面气速和颗粒尺寸都将引起环膜厚度的变化。

当前,气固流动结构变化和特征参数是研究喷动流化床反应器的主要方面。颗粒团聚、气泡凝聚的研究集中在快速流化床或循环流化床中;湍动流化范围内的颗粒团聚大多数是以数值模拟和理论研究为主。Horio等^[9]通过研究发现在湍动流化和快速流化中颗粒团聚的尺寸变化趋势有明显不同,增加流化气速,悬浮状态存在较大差异。所以,关于颗粒团聚在湍动流化中的实验和理论研究有待深入。

课题组基于矩形喷动流化床和可视化单元,针对操作条件及颗粒性质等因素对颗粒团聚规律和特性的影响展开研究,建立颗粒团聚识别表征方法,揭示湍动流化过程中颗粒团聚的基本结构,以期对喷动流化床的设计、优化以及大型化提供实验依据。

1 实验

1.1 实验装置

实验装置如图1所示,由床体、气体供给系统、压力测量系统及可视化单元组成。床体截面200 mm×20 mm,高800 mm,正面材料为光滑无色透明玻璃,背面为黑色铝板。V形布风板夹角为60°,均布直径1 mm进气孔,开孔率为1.1%。喷口尺寸可在20 mm×20 mm与20 mm×8 mm之间调节,床体安装16处压力传感器(ABOSUD,0~16 kPa),压力信号经数据采集卡传输至计算机,可视化单元主要包括高速摄像机、LED平板光源和存储读取计算机。

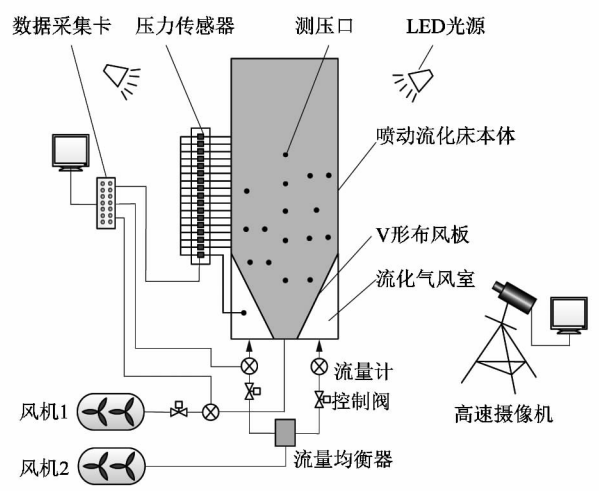


图1 可视化实验装置示意图

Figure 1 Schematic diagram of visual experiment device

1.2 实验物料

采用4种粒径的玻璃珠作为实验物料,其中最小流化速度由实验测得,其余来自出厂附带参数,见表1。

表1 颗粒性质

Table 1 Particle properties

颗粒 编号	平均直径 d_p/mm	球形度 φ	平均密度 $\rho_p/(\text{kg} \cdot \text{m}^{-3})$	最小流化速度 $U_{mf}/(\text{m} \cdot \text{s}^{-1})$
I	0.150	1.0	2 850	0.42
II	0.275	1.0	2 850	0.49
III	0.350	1.0	2 850	0.54
IV	0.425	1.0	2 850	0.68

1.3 实验方法

实验开始前检查装置气密性,保证管路通畅。实验采用降速法,共分为2部分:①固定流化气流量,由零开始有序增大喷动气流量,直至床层完全处于湍动流态化或有物料逸出,期间使用高速相机仔细观察某些喷动气流量区间内相同的气固流动结构,同时记录压力数据,然后,有序增大固定的流化气流量,重复之前的操作;②固定喷动气流量,流化气流量的增大方式与①中喷动气流量的增大方式相同,重复①部分操作内容。实验条件见表2。

表2 实验条件

Table 2 Experiment conditions

静止床层高度 H_0/mm	喷动气流量 $Q_s/(\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1})$	流化气流量 $Q_f/(\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1})$	采集频率 F/Hz	采集时间 t/s	喷口宽度 D_i/mm	颗粒平均直径 d_p/mm
100 ~ 200	0.000 ~ 0.003	0.000 ~ 0.007	100	10	8 ~ 20	0.150 ~ 0.425

1.4 图像识别方法及团聚分率表征方法

通过二值化的方法将颗粒团聚和其他结构区分开来,即确定合适的灰度值 I_c 使得对应图片具体像素点位置由暗到亮得以体现。参考关于相关灰度值的研究^[10],采用以下定义式:

$$I_c = I_{\text{ave}} + K_c \sigma。$$

式中: I_{ave} 为所有样本样张矩形框区域内全部像素点灰度值的均值; σ 为灰度值标准偏差(对所有样张的灰度值取均值); K_c 为 I_c 标准偏差系数,经过筛选和实验对比最终选择 $K_c = 1.1$ 作为图像识别工作的标准偏差系数。

由于床体锥形及以上小部分区域是布风板影响区,会引发气固流动结构变化,故不作为试验的主要观测区域,因此选择如图2所示的图像采集方位和主要观测区域。

颗粒团聚在快速流化中的量化研究通常是测量团聚的尺寸、形成时间和出现的频率^[11],在湍动流化中主要是测量团聚物体积分数^[12]。课题组用颗粒团聚分率 F_c 来描述颗粒团聚现象,如下式:

$$F_c = \frac{N_c}{N}。$$

式中: N_c 为颗粒团聚像素点个数, N 为观测区域总像素点个数。

2 结果与讨论

2.1 典型气固流动结构

如图3所示为结合4种粒径的Geldart B类颗粒的试验观察和易混淆气固流动结构特征,将喷动流化床中的气固流动结构分为:固定床、内部射流、鼓泡流化、腾涌流化、喷动与充气喷动、喷动流化、湍动流化和不稳定结构,试验突出浅床层、大流化气和小喷动器的特点。

2.2 典型团聚结构

在对2D喷动流化床B类颗粒湍动流化的试验研究中,共发现了5种典型的颗粒团聚结构,如图4所

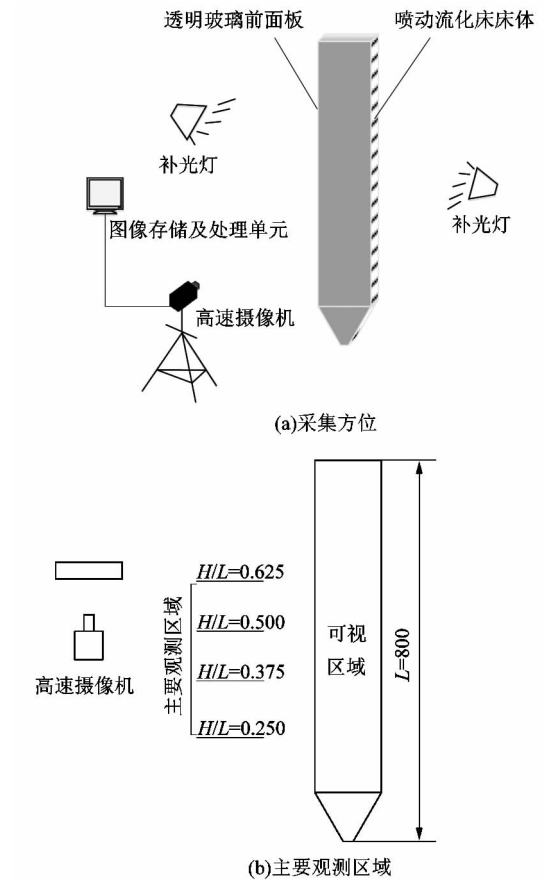


图2 试验视觉采集示意图

Figure 2 Schematic diagram of experiment visual acquisition

示,分别是倒U形团聚结构、U形团聚结构、环核型团聚结构、带状团聚结构和网状团聚结构。湍动流化气固流动具有时域性和复杂性,其内的颗粒团聚结构同样是在不断变化。因此,在某一时刻的局部观测窗口可能有一种或多种颗粒团聚结构(多种颗粒团聚结构通常有连接趋势而呈网状)。以下结合具体操作条件分析各个颗粒团聚的演变规律。

如图5所示,由于上升气流的作用在过渡区间形成了尾迹向下的倒U形团聚结构,该团聚结构的变化规律被认为与气体对颗粒的承载作用相关。气泡尾涡

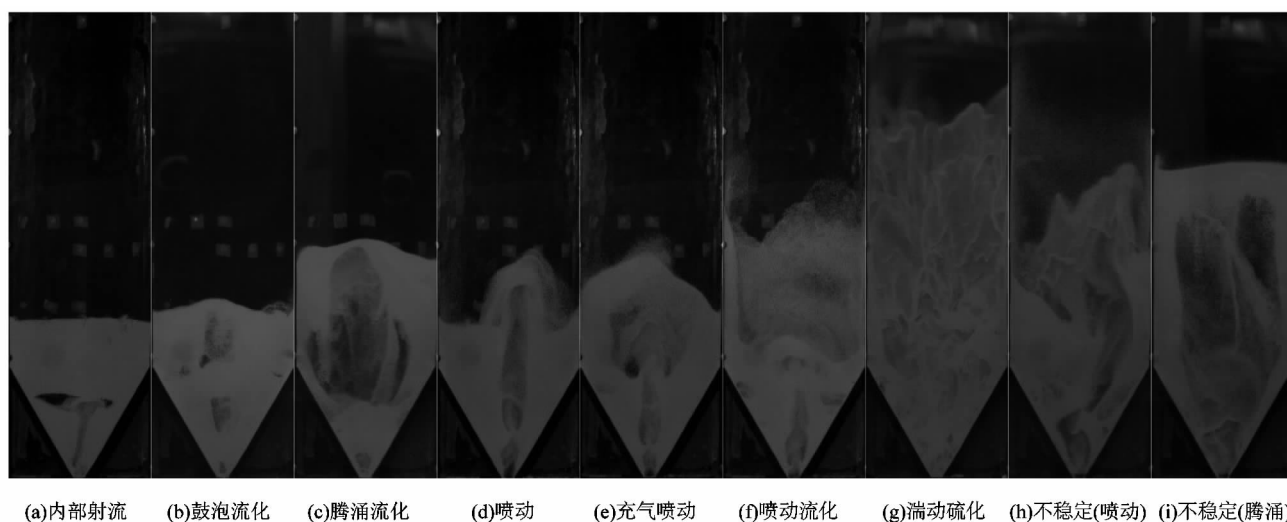


图 3 喷动流化床流动结构

Figure 3 Flow structure of spouted fluidized bed

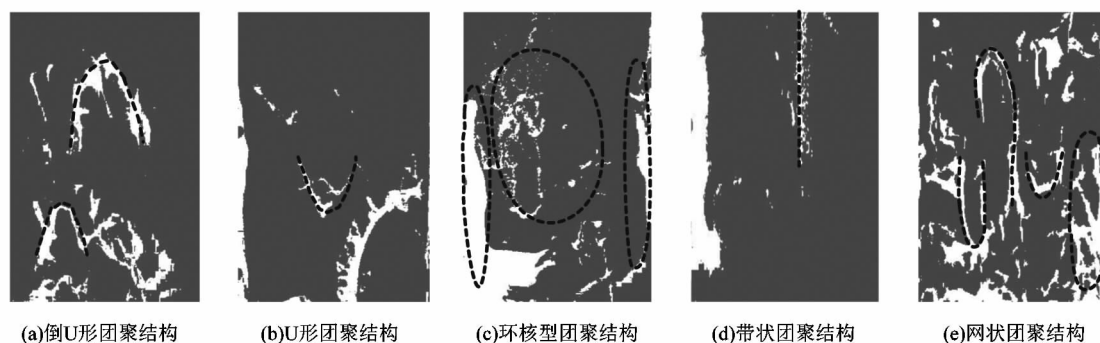


图 4 典型颗粒团聚结构

Figure 4 Typical particle agglomeration structure

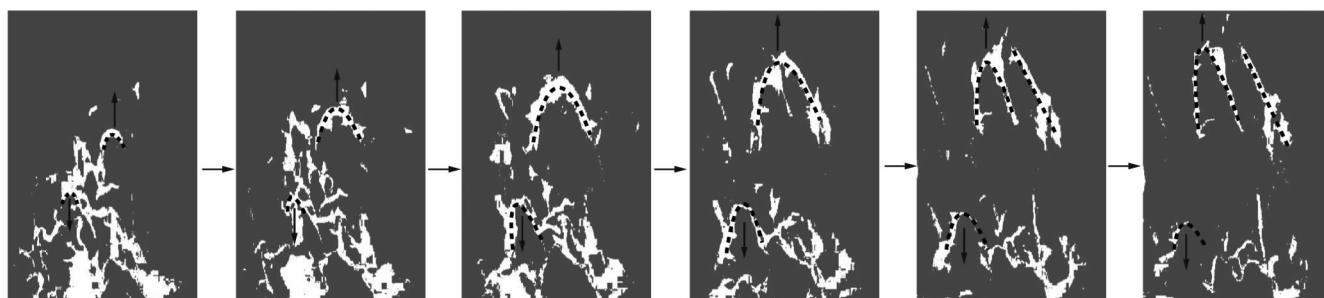


图 5 倒 U 形团聚演变规律

Figure 5 Evolution law of inverted U-shaped agglomerated structure

所形成的低压区使得颗粒不断聚集,当颗粒体积分数超过气体的承载能力时团聚结构便会呈现向下运动的趋势;当气流的承载能力与颗粒团的体积分数属性相当时团聚结构便会向上运动。选取向下运动的团聚结

构的顶部参考点计算得下降速度约 0.3 m/s ,同理计算得倒 U 形团聚结构上升速度约 0.9 m/s 。由于速度差的存在,下降的倒 U 形团聚结构尺寸通常小于上升的团聚结构尺寸。

U形团聚结构尺寸较小,如图6所示,在下降过程中不断吸引低压区颗粒导致团聚体积分数增大,并逐

渐改变其原有形态,随着气固速度差的增大导致气体承载能力下降,U形结构尾部的颗粒不断分离。

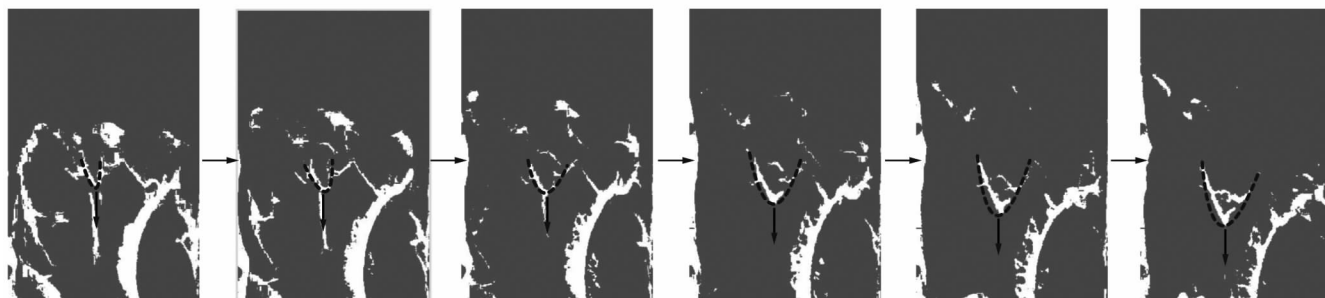


图6 U形团聚结构演变规律

Figure 6 Evolution law of U-shaped agglomerated structure

环核型团聚结构如图7所示,即床壁区域出现较大颗粒团,床中心出现稀少颗粒团的团聚结构。床中下区域的颗粒团向上运动,上部区域的颗粒团向壁面运动,靠近壁面的颗粒沿着壁面向下运动,呈现一种循环流动现象,该环核结构与湍动流化中颗粒的环核分布研究相一致。环核型团聚结构的产生是由中心区域快速上升的气流和壁面效应引起的^[13]。一方面壁面处的气流速度低于中心区域,同时由于壁面摩擦力的

影响使得颗粒不断聚集,其颗粒团下降速度低于中心区域;另一方面由于湍动流化使得中心区域的颗粒不断扩散至两侧,粒径较小的颗粒下降速度较大并且有在底部堆积的趋势。Chang等^[14]研究了颗粒团簇对气固流动行为的影响,在稀相中,颗粒在中心上升,在近壁面下降,表现为核-环流。在底部密集相中,出现了一些涡流,导致颗粒速度和固含率的分布不均匀。

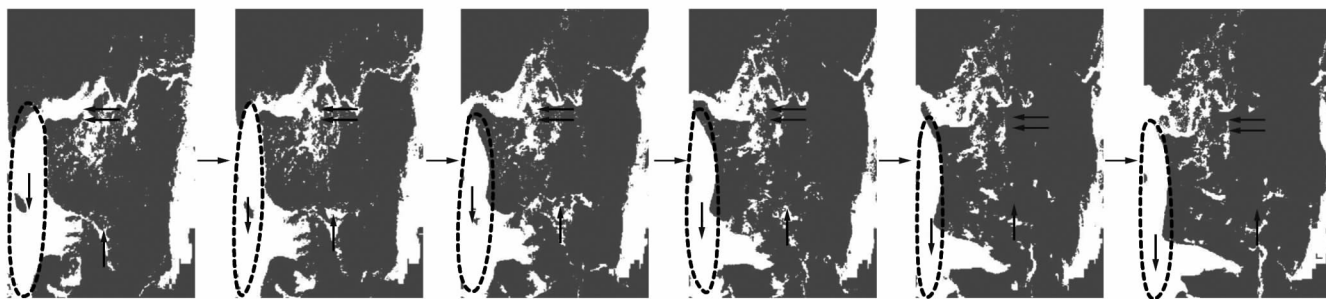


图7 环核型团聚结构演变规律

Figure 7 Evolution law of cyclonuclear agglomerate structure

如图8(a)所示,带状团聚结构一般出现在上升气粒流与下降颗粒流交汇处^[15],气体承载能力和团聚固含率的降低导致了这种结构的变化。上升气体与下降的颗粒之间形成较大的速度差,导致颗粒团被挤压,因此带状团聚结构呈现不稳定性,其变化一般是由旧团聚结构破碎向新团聚结构生成的过程^[16],并且有向床壁运动的趋势。如图8(b)所示为湍动流化过程中多个不同的团聚结构聚集在一起形成的网状结构,网状结构的产生与床内气固流动密切相关,并且伴随着大

量微型团聚^[17]和不规则团聚结构^[18]的出现。

2.3 特性分析

基于可视化喷动流化床试验平台结合压力脉动信号分析,课题组探究了 F_c 随操作条件(U_s, U_f, D_i, H_0)、颗粒直径(d_p)和床高(H)的变化规律,其中 U_s 为表观喷动气速, U_f 为表观流化气速。

静止床高(H_0)对团聚分率(F_c)的影响如图9所示。当 $U_s = 0.25 \text{ m/s}$ 和 $D_i = 12 \text{ mm}$ 时在不同直径颗粒的条件下, F_c 随着 H_0 的增大而增大,表明静止床高

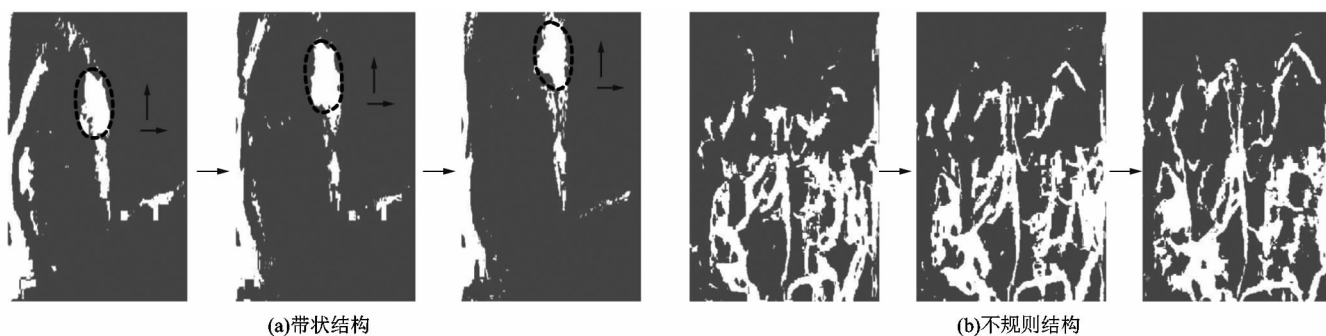
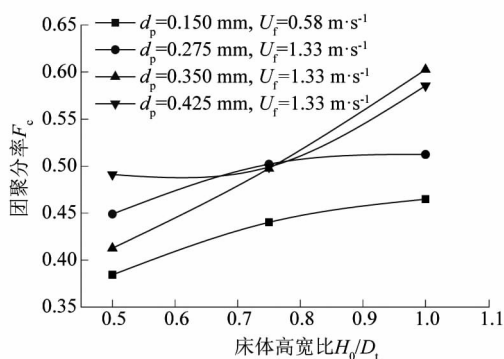


图8 带状和不规则团聚结构演变规律

Figure 8 Evolution law of banded and irregular agglomerated structure

与分率之间存在着正相关关系。在 $H_0/D_t = 0.5$ 和 $H_0/D_t = 1.0$ 条件下 (D_t 为床体宽度), 床层内填充物料较多, 床底物料越来越少, 气泡相^[19] 呈现稳定, 湍流强度低导致气固两相的混合扩散作用减弱, 因此颗粒沿床层分布表现出不均匀现象。随着 H_0 的增加, 实验颗粒所需的动能不断增大, 导致颗粒运动距离缩短, 团聚结构出现且尺寸不断增大, 形成团聚的时间缩短, 团聚持续时间进一步延长。同时, 平均直径较大的颗粒惯性更大, H_0 对 F_c 的影响会更大, 且变化趋势更明显; 粒径较小的颗粒在保证足够的喷动气流量时, H_0 在一定范围内对 F_c 的影响会减弱, 在颗粒平均直径 (d_p) 为 0.150 mm 和 0.275 mm 的条件下, 变化趋势较为平缓。

图9 H_0 对 F_c 的影响Figure 9 Impact of H_0 on F_c

如图 10 所示, 当 $D_t = 12$ mm 和 $H_0/D_t = 1.0$ 时, 保持总表观气速 ($U_s + U_f$) 不变, 在颗粒直径 d_p 分别为 0.150, 0.350 和 0.275 mm 条件下, 表观喷动气速 (U_s) 对 F_c 的影响总体上表现出先减小后增大的趋势, 原因是较小的 U_s 带动的气粒流能够增强团聚破碎的速率,

使得 F_c 降低; 逐渐增大 U_s , 喷动床中心气流速度不断提高, 导致环核结构中壁面的团聚迅速增长, F_c 由此增大。表观流化气速 (U_f) 通过影响气泡破碎或聚并的速率使床内由其它流动结构过渡到湍动流化^[20], 湍动流化中伴随着颗粒团聚结构的聚并或破碎过程。当破碎速率较大时, 颗粒团聚尺寸减小, 持续时间缩短, 因此 F_c 减小, 床内流动非均匀性降低, 反之则引起床内非均匀性的增强。在观测到的团聚结构破碎及形成过程中, 较大的团聚结构存在明显的孔隙率分布不均现象, 气体由孔隙率低的团聚结构内部向外扩散, 同时在外部气粒流的作用下, 团聚结构破碎。破碎之后的松散结构在气固作用及摩擦力作用下, 颗粒被重新聚集, 由于床中心气速较高, 团聚结构不断运动, 即向壁面方向靠拢, 最终形成环核团聚结构。

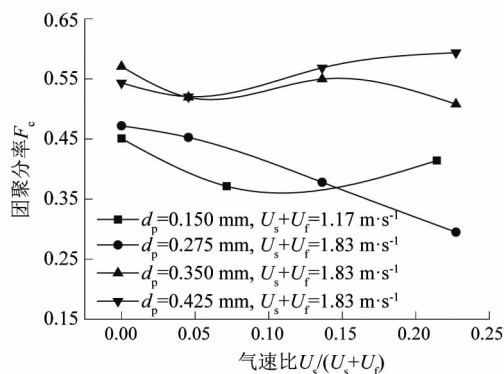
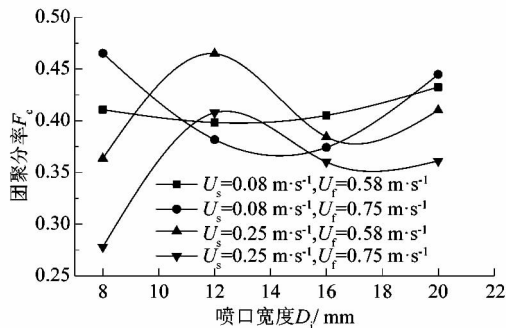
图10 气速比对 F_c 的影响Figure 10 Influence of gas speed matching ratio on F_c

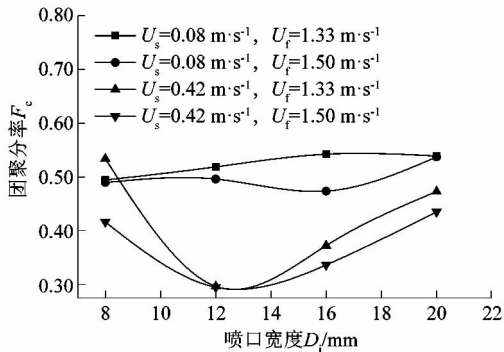
图 10 中 $d_p = 0.275$ mm 的颗粒之所以表现出下降趋势, 原因可能是此粒径下 U_f 偏大使壁面团聚减弱,

因而对 U_s 的上限提高。这表明可通过选择合适的喷动和流化气速配比,在满足最小总体气流量的条件下,使喷动流化床内颗粒流动更为均匀。

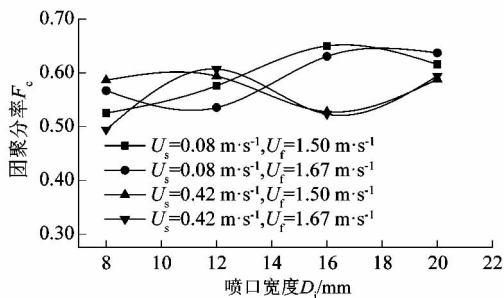
如图 11 所示为当 $H_0/D_i = 1.0$ 时,不同直径颗粒在不同气速条件下,喷口宽度(D_i)对 F_c 的影响。从图中可以看出, D_i 对 F_c 的影响与 U_s 的大小有关。当 $U_s = 0.08$ m/s 时, F_c 随 D_i 的增大数值变化较小,此时 D_i 对 F_c 的影响较小;当 U_s 为 0.25 m/s 或 0.42 m/s 时,除了 $d_p = 0.275$ mm 的颗粒的 F_c 波动范围达到 0.23 外,其余 3 种粒径颗粒的 F_c 波动范围均在 0.12 左右,且曲线表现为“S”型。这是因为当 D_i 较小时,中心射流作用太强会引起气体空腔导致颗粒聚集增多,而适当的射流又能增加团聚结构破碎的速率,粒径大的颗粒的惯性较强,气流影响减弱。



(a) $d_p = 0.150$ mm



(b) $d_p = 0.275$ mm



(c) $d_p = 0.350$ mm

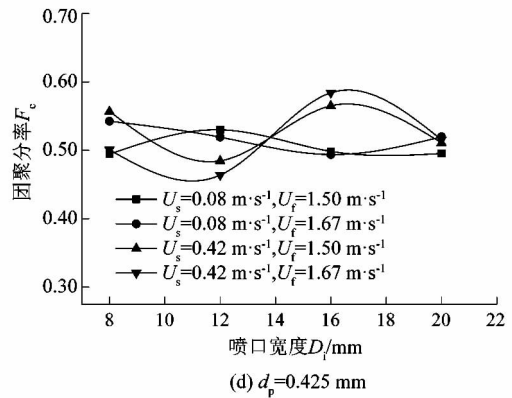


图 11 喷口宽度对 F_c 的影响

Figure 11 Influence of nozzle width on F_c

如图 12 所示为颗粒直径 d_p 对 F_c 的影响,当 $D_i = 12$ mm、 $U_s = 0.08$ m/s、 $H_0/D_i = 1.0$ 时,采用控制变量法,在相同的表观流化气速条件下(U_{mf} 为最小流化气速), F_c 随着 d_p 的增加而增大。从图中可知 d_p 从 0.275 mm 增长到 0.350 mm 时 F_c 显著增加,这是因为不同于 A 类颗粒有较大的黏度,流化气对 B 类颗粒范围内的较小粒径颗粒的混合扩散作用明显增强,流化质量较高,颗粒分布更为均匀,床层内颗粒孔隙率更大。当颗粒粒径较小时,颗粒团聚尺寸较小且大多均匀分布在床层内;粒径较大时,颗粒团聚尺寸明显增大且相互连接,环核团聚结构增多^[21],因此变化趋势呈正相关。

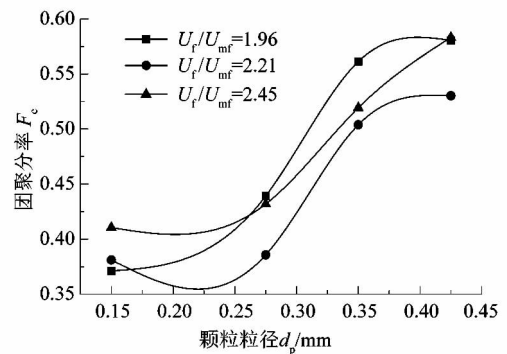


图 12 颗粒直径对 F_c 的影响

Figure 12 Effect of particle diameter on F_c

如图 13 所示为当 $D_i = 12$ mm 和 $H_0/D_i = 1.0$ 时,4 种粒径的颗粒在观测区域的 F_c 沿床高表现出 2 种变化趋势: F_c 沿床高逐渐增大或 F_c 沿床高先减小后增大。

如图 13(a) 所示,颗粒团聚结构与气泡行为是密切相关的^[22],气泡在观测区域沿轴向运动且尺寸随床

高逐渐增大,从下到上由气泡的破碎作用主导转为聚并作用主导,颗粒团聚结构表现出不同的变化趋势,在下部($H/L=0.250\sim0.375$, L 为床体总高度)和中部($H/L=0.375\sim0.500$)分别以网状和环核结构为主;上部区域($H/L=0.500\sim0.625$)位于料面影响区,伴随着较大气泡的破裂和面积的颗粒回落。由于气泡破裂或气粒流上升,大面积的颗粒回落形成“颗粒雨”,期间有颗粒分离或聚集成微型颗粒团,在壁面处由于气体挤压作用形成较大团块,因此表现出逐渐增大的趋势。

图13(b)中随着 U_s 或 U_f 有不同程度的增加,床层膨胀率增大,相应流动区域有整体上移趋势。布风板影响区中颗粒体积分数较高,气相作用在底部也显著增大,大量的颗粒被挤压成团块,并向上移动,因此引起下部区域 F_c 大于中部区域,进而表现出先减小后增大的趋势。

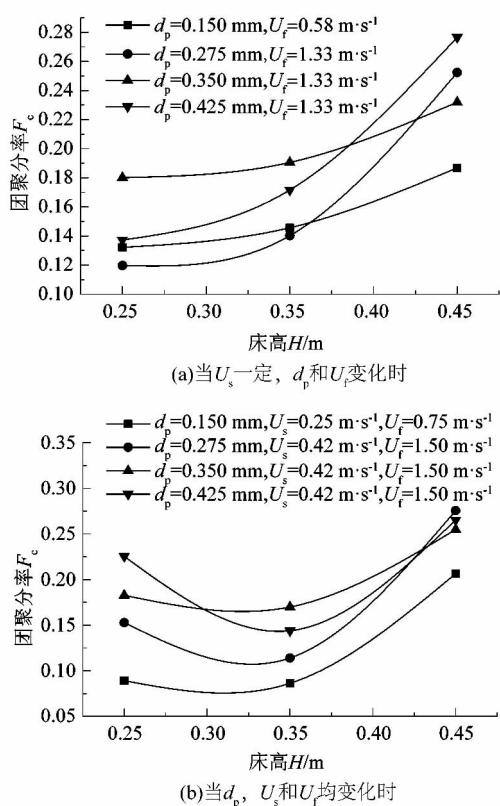


图13 床高对 F_c 的影响

Figure 13 Influence of bed height on F_c

综上分析,观测区域固定,不同工况中可能会因为床层膨胀率变化导致 F_c 变化趋势不同,但其反映的结

果是一致的,即总体上看 F_c 沿床高最终表现出增大的趋势。 F_c 的变化趋势表明可通过选择合适的床层高度,在保留湍动流化高扩散系数、传质传热比等性能的同时,最大程度降低气泡和团聚物等介尺度结构不均匀性的影响,该试验结果对应用湍动流化气固流动结构的工业生产过程具有参考意义。

3 结论

基于可视化矩形喷动流化床实验平台,课题组对B类颗粒进行颗粒团聚的试验研究,考察了不同操作条件、颗粒直径和床高对团聚结构的影响,得到如下结论:

1) 基于可视化单元和二值化图像处理方法,对喷动流化床内湍动流化条件下出现的5种典型的颗粒团聚结构(倒U形颗粒团聚结构、U形颗粒团聚结构、环核型颗粒团聚结构、带状颗粒团聚结构和网状颗粒团聚结构)进行区分和定义;结合图像描绘了各自的结构特征及主要出现区域,并对其生成原因及发展演化规律进行分析。

2) 提出并定义了颗粒团聚分率(F_c)用以量化床内的团聚程度,并探究了 F_c 随操作条件(U_s , U_f , D_i , H_0)、颗粒直径(d_p)和床高(H)的变化趋势。在不同 U_f 和 d_p 条件下, F_c 随着 H_0 的增加而增大,即 H_0 与 F_c 有较强的正相关关系;通过气速配比表征 U_s 和 U_f 的影响,对于固定的总表观气速,随着 U_s 配比的增大 F_c 先减小后增大,选择合适的喷动和流化气速配比,在满足最小总体气流量的条件下,可使喷动流化床内流动更为均匀;由于其它因素的关联作用,在合适的气速下, F_c 随着 D_i 的增大呈现“S”型变化趋势;粒径较小的床层流化质量更高,颗粒分布更为均匀, F_c 随着 d_p 的增加而增大; F_c 沿床高总体上表现出逐渐增大的趋势。

参考文献:

- [1] ANABTAWI M Z, UYSAL B Z, JUMAH R Y. Flow characteristics in a rectangular spout-fluid bed[J]. Powder Technology, 1992, 69(3): 205-211.
- [2] CZERNIK S, BRIDGWATER A V. Overview of applications of biomass fast pyrolysis oil[J]. Energy & Fuels, 2004, 18(2): 592.
- [3] SUTKAR V S, VAN HUNSEL T J K, DEEN N G, et al. Experimental investigations of a pseudo-2D spout fluidized bed with draft plates[J]. Chemical Engineering Science, 2013, 102: 524-543.
- [4] GAO X, WU C, CHENG Y W, et al. Experimental and numerical

- investigation of solid behavior in a gas-solid turbulent fluidized bed [J]. *Powder Technology*, 2012, 228: 1 – 13.
- [5] YANG T Y, LEU L P. Multiresolution analysis on identification and dynamics of clusters in a circulating fluidized bed [J]. *AIChE Journal*, 2009, 55(3): 615.
- [6] KASHYAP M, CHALERMSINSUWAN B, GIDASPOW D. Measuring turbulence in a circulating fluidized bed using PIV techniques [J]. *Particuology*, 2011, 9(6): 572 – 588.
- [7] LI J H, KWAUK M. Exploring complex systems in chemical engineering: the multi-scale methodology [J]. *Chemical Engineering Science*, 2003, 58(3/4/5/6): 521 – 535.
- [8] LI Y Z, LI T, ZHANG H T, et al. LDV measurements of particle velocity distribution and annular film thickness in a turbulent fluidized bed [J]. *Powder Technology*, 2017, 305: 578 – 590.
- [9] HORIO M, ISHII H, NISHIMURO M. On the nature of turbulent and fast fluidized beds [J]. *Powder Technology*, 1992, 70(3): 229 – 236.
- [10] MONDAL D N, KALLIO S, SAXEN H. Length scales of solid clusters in a two-dimensional circulating fluidized bed of Geldart B particles [J]. *Powder Technology*, 2015, 269: 207 – 218.
- [11] SHARMA A K, TUZLA K, MATSEN J, et al. Parametric effects of particle size and gas velocity on cluster characteristics in fast fluidized beds [J]. *Powder Technology*, 2000, 111(1/2): 114 – 122.
- [12] YANG J, FANG M M, LI Z. Organic luminescent materials: the concentration on aggregates from aggregation-induced emission [J]. *Aggregate*, 2020, 1(1): 6 – 18.
- [13] CHAN C W, SEVILLE J P K, PARKER D J, et al. Particle velocities and their residence time distribution in the riser of a CFB [J]. *Powder Technology*, 2010, 203(2): 190.
- [14] CHANG J, ZHAO J J, ZHANG K, et al. Hydrodynamic modeling of an industrial turbulent fluidized bed reactor with FCC particles [J]. *Powder Technology*, 2016, 304: 134 – 142.
- [15] LITTMAN H, VUKOVIC D V, ZDANSKI F K, et al. Pressure drop and flowrate characteristics of a liquid phase spout-fluid bed at the minimum spout-fluid flowrate [J]. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 1974, 52(2): 175.
- [16] LIU H, ZHOU S G, LAM W, et al. A new hybrid method for learning bayesian networks: separation and reunion [J]. *Knowledge-Based Systems*, 2017, 121: 185 – 197.
- [17] HRADILOVA J, HRADIL D, PECH M, et al. Complementary use of X-ray based imaging and analytical methods in the investigation of miniature portraits [J]. *Microchemical Journal*, 2020, 153: 104371.
- [18] ZAYED A, HAHN T, FINKELMEIER D, et al. Phenomenological investigation of the cytotoxic activity of fucoidan isolated from *Fucus vesiculosus* [J]. *Process Biochemistry*, 2019, 81: 185.
- [19] OHKI Y, INOUE H. Longitudinal mixing of the liquid phase in bubble columns [J]. *Chemical Engineering Science*, 1970, 25(1): 1 – 16.
- [20] SLOAN D G, SMITH P J, SMOOT L D. Modeling of swirl in turbulent flow systems [J]. *Progress in Energy and Combustion Science*, 1986, 12(3): 163 – 250.
- [21] YAN H Z, LI S Y, XIE Z Y, et al. Design of PANDA ring-core fiber with 10 polarization-maintaining modes [J]. *Photonics Research*, 2017, 5(1): 2.
- [22] 杨宁, 周云龙, 马书生. 喷嘴结构改进及其液体射流过程颗粒团聚研究 [J]. *化工学报*, 2019, 70(增刊2): 170.