

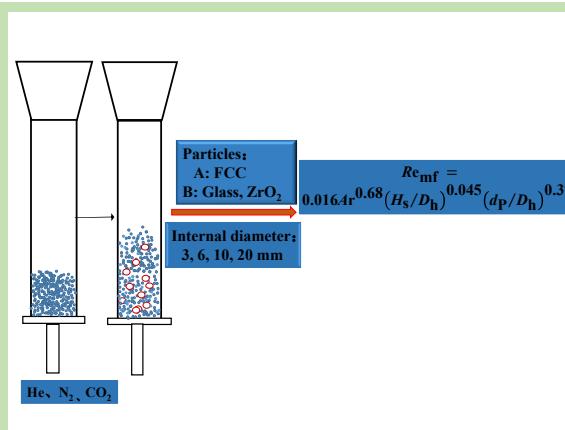
Experimental study on pressure drop characteristics and minimum fluidization velocity of gas–solid micro-fluidized bed

Yaqi SHI¹, Yanjun LI^{1,2*}, Yupeng DU^{1,2}, Wanzhong REN^{1,2}

1. College of Chemistry & Chemical Engineering, Yantai University, Yantai, Shandong 264005, China

2. Collaborative Innovation Center for Comprehensive Utilization of Light Hydrocarbons, Yantai University, Yantai, Shandong 264005, China

Abstract: The fluidization characteristics of Geldart group A and Geldart group B particles were investigated in four gas–solid micro fluidized beds with different inner diameters ranging from 3 to 20 mm, respectively. At the same time, the variation rules of the minimum fluidization velocity affected by some important factors, such as bed geometry, operating conditions and physical-phase properties were studied. The result showed that the bed pressure drop characteristics in the gas–solid micro fluidized bed were closely related to the used particle type, and the flow characteristics of two types of particles were significantly different under various flow states. In the fixed bed stage,



compared with Geldart group B particle, the interaction between the A particles and the wall was stronger, leading to greater deviation of the experimental pressure drop value from the calculated value derived from the pressure formula of traditional fluidized beds. While in the fluidized bed stage, the larger particle size and density of Geldart group B particles showed higher bubble coalescence and rupture degree in the fluidized bed, which intensified the collision among different particles and increased the energy loss, as a result the pressure drop of the whole fluidized beds showed a higher experimental value. The minimum fluidization velocity of the gas–solid micro fluidized bed was not only related to the general operating conditions and gas/solid phase properties but also influenced observably by the inside diameter and the height of the static bed. The minimum fluidization velocity increased gradually with the decreased of bed diameter and increased of the static bed height. An empirical correlation to predict the minimum fluidization velocity of the micro fluidized bed was proposed within the scope of the experimental investigation under the condition of some important influencing factors.

Key words: gas–solid micro-fluidized bed; bed diameter; static bed height; pressure drop characteristics; minimum fluidization velocity

收稿: 2020–10–12, 修回: 2021–02–08, 网络发表: 2021–03–10, Received: 2020–10–12, Revised: 2021–02–08, Published online: 2021–03–10

基金项目: 国家自然科学基金资助项目(编号: 21908186)

作者简介: 史亚琪(1995–), 女, 河南省周口市人, 硕士研究生, 化学工程与技术专业, E-mail: 2680082869@qq.com; 李彦君, 通讯联系人, E-mail: leeyanjuan@ytu.edu.cn.

引用格式: 史亚琪, 李彦君, 杜玉朋, 等. 气–固微型流化床压降特性及最小流化速度的实验研究. 过程工程学报, 2021, 21(4): 420–430.

Shi Y Q, Li Y J, Du Y P, et al. Experimental study on pressure drop characteristics and minimum fluidization velocity of gas–solid micro-fluidized bed (in Chinese). Chin. J. Process Eng., 2021, 21(4): 420–430, DOI: 10.12034/j.issn.1009-606X.220332.

气-固微型流化床压降特性及最小流化速度的实验研究

史亚琪¹, 李彦君^{1,2*}, 杜玉朋^{1,2}, 任万忠^{1,2}

1. 烟台大学化学化工学院, 山东 烟台 264005

2. 烟台大学轻烃资源化综合利用协同创新中心, 山东 烟台 264005

摘要: 在内径 3~20 mm 的 4 个气-固微型流化床中, 分别考察了 A 类和 B 类两种类型颗粒的流化特性, 同时研究了床几何结构、操作条件、物相性质等各因素对其最小流化速度的影响。结果表明, 气-固微型流化床中的床层压降特性与颗粒类型密切相关, 不同的流动状态下两种类型颗粒的流动特性存在显著地差异。在固定床阶段, 与 B 类颗粒相比, A 类颗粒与壁面间的相互作用更强, 导致实验压降值偏离计算值更大; 在流化床阶段, 较大颗粒粒径和密度的 B 类颗粒在床层内表现出了更高的气泡聚并和破裂程度, 加剧了颗粒间的碰撞, 增加了能量损失, 从而形成了较高的实验压降。气-固微型流化床的最小流化速度除了与操作条件和物相性质有关外, 床内径与静态床层高度对其也会产生显著影响。随着床径减小及静态床高增加, 最小流化速度逐渐增加。综合考察各影响的因素, 提出了适用于实验考察范围内预测微型流化床最小流化速度的经验关联式。

关键词: 气-固微型流化床; 床径; 静床高; 压降特性; 最小流化速度

中图分类号: TQ051.13

文献标识码: A

文章编号: 1009-606X(2021)04-0420-11

1 前言

气-固流化床是一种兼具高效传质和传热优点的多相反应器, 广泛用于石油、煤炭及矿物加工等领域^[1-5], 但严重的颗粒磨损和返混等问题制约了其进一步的工业推广和应用。近二十多年来, 以设备尺寸微型化为手段的过程强化技术的迅速发展进步为传统流化床的节能增效提供了新的研究思路。鉴于微型化带来的低成本、低能耗、低污染等优势, 微型流化床已成功在煤气化^[6-9]、热重分析^[10-12]、动力学分析^[13-18]、光催化^[19]、挥发性有机气体催化氧化处理^[20]等方面表现出良好的发展前景。

微型流化床流动特性的研究可指导该类反应器的设计、操作及优化等工作。近年来, 对气-固微小型流化床流动特性的研究主要包括压降、最小流化速度(u_{mf})和最小鼓泡速度(u_{mb})等。Loezos 等^[21]在内径为 12.7、25.4 和 50.8 mm 的气固微小型流化床中研究了粒径为 63~210 μm 的玻璃珠颗粒的压降行为, 认为壁效应的存在会导致床层产生额外压降, 且额外压降随着床径减小而增强。Ye 等^[22]模拟了 A 类颗粒(密度低且粒径小, 密度小于 1800 kg/cm^3 , 粒径小于 150 μm)在 3 mm×1.2 mm×12 mm 的微小气固流化床中的流化行为, 认为壁效应和范德华力是影响最小流化速度的主要因素。Liu 等^[23]在直径分别为 12、20 和 32 mm 的气-固微小型流化床中, 对玻璃微珠的最小流化和鼓泡速度进行了研究,

发现流化床床壁与颗粒间的摩擦对最小流化速度和最小鼓泡速度有显著影响, 其影响随着床径减小而增强。

Wang 等^[24]在截面通道宽度为 0.7~5 mm 的 6 种尺寸的矩形气-固微型流化床中研究了以 75 μm FCC 颗粒为代表的 A 类颗粒的流体力学特性, 结果表明微小型流化床有非常明显的壁面效应, 最小流化和鼓泡速度以及壁面摩擦与常规尺寸流化床相比显著增加。Rao 等^[25]在直径为 16 和 24 mm 的气-固微小型流化床中, 实验测量了最小流化速度, 同样发现壁面效应的存在对最小流化速度有影响, 并提出了包含 Janssen 壁面效应^[26]的半经验关联式。Guo 等^[27]在 4.3~25.5 mm 范围内 6 种床径下的气-固微型流化床中, 对 A 类颗粒的流化行为进行了研究, 发现其压降特性与传统床中显著不同, 并提出了预测 A 类颗粒最小流化速度的关联式。以上研究表明, 微小型流化床中颗粒的流动特性与传统流化床显著不同, 且随床径减小其差异明显增加。目前的研究大多涉及数十多个毫米床径下的流动特性, 关于数毫米床径下的流动特性, 尤其是 B 类颗粒(粒径和密度相对较大, 密度在 2500~6000 kg/cm^3 , 粒径在 100~200 μm)的流动特性及其最小流化速度尚未开展相关研究。

传统流化床内由于颗粒的剧烈湍动, 使其呈现出较大的返混特性, 不利于反应转化率及选择性的提高, 随着床径的减小, 返混程度会逐渐降低。当进一步减小至约 10 mm 床径后, Geng 等^[28]的研究表明床内流体的流动可接近平推流, 这为小床径下该类反应器的设计及应

用提供了较有意义的指导。此外,关于气-固微型流化床内流体流动特性研究方面,Liu 等^[23]的研究结果指出当床径尺寸在 20 mm 时,壁面效应对床层压降及最小流化速度的影响可忽略。因此,本工作在内径 3~20 mm 的 4 个气-固微型流化床中系统考察了不同操作条件、流化床几何尺寸及物性参数对微型流化床中 A 类和 B 类颗粒的床层压降特性及最小流化速度的影响规律,并基于实验结果提出了适用于毫米级微型流化床最小流化速度的普适性关联式。

2 实验

2.1 实验装置

实验装置如图 1 所示,主要由气体流量控制系统、微型流化床和数据采集系统三部分组成。其中,微型流化床为自制,材质为有机玻璃,具体参数见表 1 所示。气体从气瓶出来后,由 MF5706-N-10 型号的气体质量流量计(北京七星华创电子股份有限公司)控制其流量,经厚度为 170 mm 的不锈钢烧结分布板进入床内。床层内的压降由 ST0820 型号的微型压差传感器(霍尼韦尔有限公司)监测,通过 USB-4716-AD 型号的数据采集系统(研华科技有限公司)将压差信号转为 1~5 V 电压模拟信号输出,并在计算机上进行采集。

2.2 实验物料

实验选用了催化裂化颗粒(FCC)、玻璃微珠以及

ZrO₂ 三种流化颗粒,颗粒通过 TY-200 型号的震动筛分机(浙江正泰电器股份有限公司)筛选后,用 BT-9300HT 的激光粒度分布仪(丹东百特仪器有限公司)进行粒径测试,其性质如表 2 所示,每种颗粒的粒度分布见图 2 所示。流化介质选用了氦气、氮气和 CO₂ 气体。

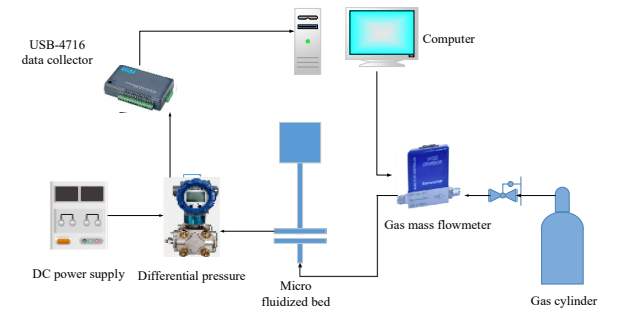


图 1 实验装置图
Fig.1 Experimental setup diagram

表 1 微型流化床的尺寸
Table 1 Size of micro-fluidized bed

Inner diameter, D_b /mm	Height of main body/mm	Height of overflow weir/mm	Inner diameter of overflow weir/mm
3	40	35	15
6	60	40	20
10	190	45	30
20	190	45	40

表 2 实验颗粒的物理性质
Table 2 Physical properties of experimental particles

Particle	Average particle diameter, $d_p/\mu\text{m}$	Particle density, $\rho_p/(\text{kg}/\text{m}^3)$	Particle bulk density, $\rho_s/(\text{kg}/\text{m}^3)$	Particle sphericity, ϕ_s
FCC 1 [#]	65	1808	907	0.6
FCC 2 [#]	108	1808	870	0.6
FCC 3 [#]	153	1808	817	0.6
ZrO ₂ 1 [#]	140	6030	3692	0.7
ZrO ₂ 2 [#]	180	6030	3564	0.7
Glass 1 [#]	109	2500	1372	0.9
Glass 2 [#]	138	2500	1368	0.9
Glass 3 [#]	173	2500	1320	0.9

2.3 实验方法

实验前用皂沫流量计校正气体流量。实验时,将流量调至所需实验值,稳定 60 s 后,由压力采集系统记录 30 s 内的压力电信号,处理所得信号数据,取平均值作为相应气速下的压降值。

床层压降实验:首先测量 4 个流化床在不同表观气速下的空床压降。然后将流化颗粒倒入微型流化床中,调节气体流量,测量相应流量下的床层压降值。最终的床层压降为测量的床层压降与对应流量下的空床压降

的差值,公式见式(1)。

$$\Delta p = \Delta p_t - \Delta p_d \tag{1}$$

式中, Δp , Δp_t 和 Δp_d 分别是床层压降、总压降和空床压降。

流化及去流化曲线如图 3 所示。流化实验的过程为从 0 开始依次增加表观气速,直至颗粒达到完全流化状态;之后再逐渐减小气速进行去流化实验,颗粒将从流化床状态进入到固定床状态,直至气速为 0。在流化实验过程中,随气速增加少量颗粒会静态附着在床体上,

与增加气体流量的实验相比,在减少气体流量的实验中压降稍微小一些,与 McDonough 等^[29]的实验现象一致,如图3所示。且由图3中的流化曲线可知,流化过程中会出现压降超调现象,而在去流化过程中没有此现象发

生,故采用去流化实验的数据反映微型流化床的床层压降特性。最小流化速度为固定床阶段和流化床阶段直线的交点。

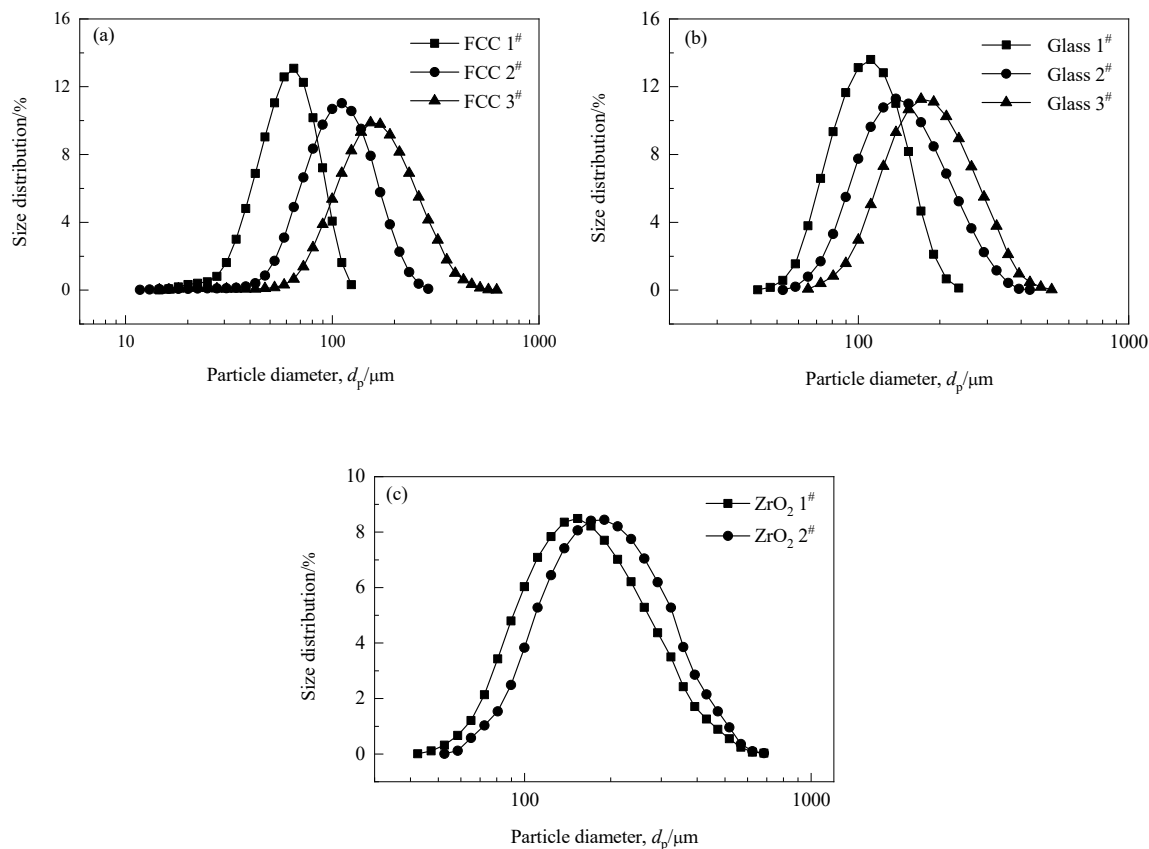


图2 颗粒粒径分布

Fig.2 Size distributions of particles

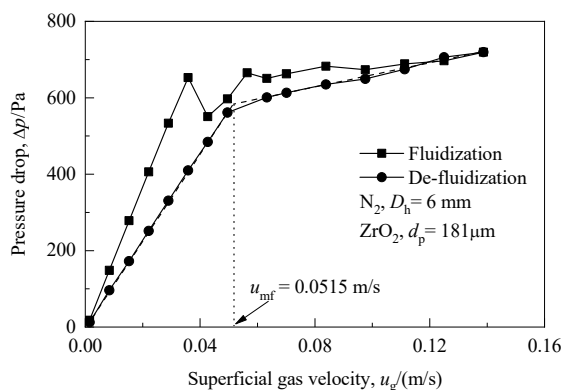


图3 流化及去流化曲线

Fig.3 Curves of fluidization and de-fluidization

不同速度下流化床中 A 类和 B 类颗粒床层的实验图分别如图4和5所示。A 类颗粒经历了固定床状态、散式流态化和鼓泡流化床状态,图4(a),4(b),4(c)分别对应于图6(c)中 $u_g=0.003, 0.012$ 和 0.018 m/s 的点, B 类颗

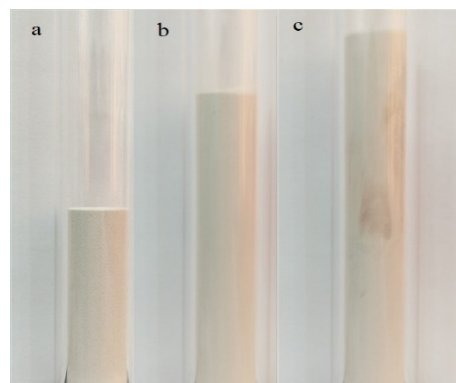


图4 不同速度下气-固微型流化床中 FCC 2#(A 类)颗粒床层的实验图($D_h=10 \text{ mm}$, $d_p=108 \mu\text{m}$, a: 固定床状态; b: 散式流态化状态; c: 鼓泡流化床状态)

Fig.4 Experimental diagram of flow state change of FCC 2# (Geldart group A) in gas-solid micro-fluidized bed under different velocities ($D_h=10 \text{ mm}$, $d_p=108 \mu\text{m}$, a: fixed bed state; b: dispersed fluidization; c: bubble fluidized bed state)

粒直接从固定床状态直接进入鼓泡流化床状态,图 5(a), 5(b)和 5(c)分别对应图 7(c)中 $u_g=0.015, 0.028$ 和 0.04 m/s 的点。

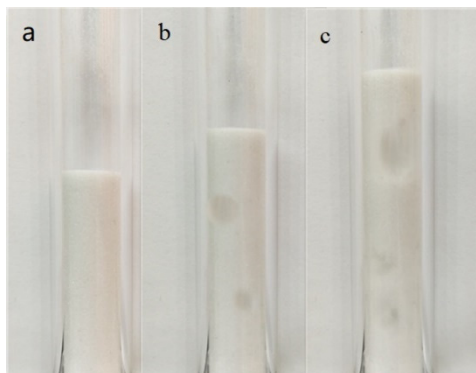


图 5 不同速度下气-固微型流化床中 Glass 2[#](B 类)颗粒床层的实验图($D_h=10$ mm, $d_p=138$ μ m, a: 固定床状态; b: 鼓泡流化床状态; c: 流化床状态)

Fig.5 Experimental diagram of flow state change of Glass 2[#] (Geldart group B) in gas-solid micro-fluidized bed under different velocities ($D_h=10$ mm, $d_p=138$ μ m, a: fixed bed state; b: bubble fluidized bed state; c: fluidized bed state)

3 结果与讨论

3.1 微型流化床中颗粒的流化特性

随着表观气速从 0 开始增加,固体颗粒从开始静止不动的固定床状态逐渐转变为流化床状态,因此流化床的气速-压降曲线分为固定床和流化床两个部分,压降计算公式^[30]如下:

$$\frac{\Delta p_{\text{Ergun}}}{H_s} = 150 \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \frac{\mu u_g}{\phi^2 d_p^2} + 1.75 \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \frac{\rho_f u_g^2}{\phi d_p} \quad (2)$$

$$\frac{\Delta p_{\text{sta}}}{H_s} = [\rho_p(1-\varepsilon_{\text{mf}}) + \rho_f \varepsilon_{\text{mf}}] g \quad (3)$$

式中, g 是重力加速度(m/s^2), ρ_f 是气体密度(kg/m^3), Δp_{Ergun} 是固定床理论压降(Pa), Δp_{sta} 是流化床理论压降(Pa), ε 是空隙率, ε_{mf} 是临界流化孔隙率, u_g 是表观气速(m/s), H_s 是静床层高度(mm), μ 是气体黏度($\text{Pa}\cdot\text{s}$)。

由上式可知,各阶段的床层压降与操作条件及颗粒特性相关。在微型流化床中,颗粒与壁面间的相互作用会显著增加,从而导致床层压降与传统流化床压降不同。

3.1.1 A 类颗粒的床层压降特性

图 6 所示为 108 μ m 的 FCC 颗粒(A 类颗粒)分别在 3, 6, 10 和 20 mm 的流化床中不同静态床层高度下的去流化实验。

由图可见,随着表观气速的减小,颗粒从流化床状态逐渐转变为固定床状态,流化过程中未出现明显的沟

流、腾涌和黏壁现象,流化质量较好。颗粒在流化过程中,床层压降会随着表观气速的增加而小幅增加,这是由于颗粒在流化后,颗粒与颗粒以及颗粒与壁面间碰撞造成的能量损失所导致的。图中的虚线是根据式(2)和(3)得到的计算压降值,可以看出微型流化床固定床段的实验值小于计算值,且其差值随床径的减小而增大。进一步,将流型转变时的计算压降值与对应条件下的实验压降值进行对比,其值列于表 3。由表可见,随着床径减小,其比值从 1.5 增加到 4.8。Guo 等^[27]在考察微型流化床中 A 类颗粒的流化特性时也观察到床层压降实验值高于计算值的现象,他们认为实验过程中较高的空隙率(0.526)是造成这种现象出现的主要原因。本实验测得的空隙率在 0.41~0.44 之间,这与 Doroodchi 等^[31]实验获得的值接近,该空隙率的大小与传统床中的空隙率差别较小,因此,空隙率的差异并不是造成两种压降值差别的主要原因。压降本质上是能量损失的一种表现形式,由 Wang 等^[24]在气-固微型流化床中的颗粒受力分析知,固体颗粒主要受到摩擦力、曳力和重力的作用,在去流化阶段,固体颗粒整体有向下运动的趋势,颗粒床层会与壁面产生向上的摩擦力,与由系统提供的向上的曳力及颗粒间的相互作用力一起平衡向下的重力^[32]。颗粒床层与壁面产生向上的摩擦力在一定程度上分担了曳力的作用,减小了系统的能量损失,因此其压降值低于计算值。通道尺寸的减小会增加整个反应器的比表面积^[33,34],比表面积的增加使颗粒与壁面间的摩擦作用增强^[35],因此随床径减小,颗粒与颗粒间的摩擦力会增加,其值与计算值的偏差程度也越来越高。

3.1.2 B 类颗粒的床层压降特性

根据 Geldart^[36]的颗粒分类方法,实验所用玻璃微珠和 ZrO_2 颗粒属于 B 类颗粒。由式(2)和(3)可知,流动特性与颗粒性质密切相关,因此在微型流化床中考察了操作条件对 B 类颗粒流化特性的影响规律。

图 7 为氮气为流化介质下玻璃微珠和 ZrO_2 颗粒随气速变化的流化曲线。从图中可以看出,玻璃微珠与 ZrO_2 颗粒在流化床阶段的理论值小于实验值,这与 A 类颗粒的压降特性显著不同,其原因是 B 类颗粒较大的粒径和密度使颗粒间的相互作用力更显著^[37],会导致流化过程中气泡的聚并和破裂频率增加,床层的整体湍动程度加剧,颗粒之间和颗粒与壁面间的碰撞更加剧烈,从而使系统的能量损失增加。颗粒的密度和颗粒粒径越大,其实验压降值偏离计算值的程度越大。

此外,当床径为 10 mm 时,在固定床阶段,实验压降曲线与计算值基本重合。一方面是由于实验所用 B 类颗粒的球形度较高,而压降计算值与球形度成反比,较

高球形度的压降计算值会相应偏低; 另一方面, 在 Guo 等^[27]实验中发现 A 类石英砂颗粒在流化过程中发生了黏壁现象, 表明 A 类颗粒的黏度较大, 颗粒的摩擦系数较高, 会导致颗粒与壁面间的摩擦作用增加。B 类颗粒相较于 A 类颗粒较低的黏度使得去流化过程中系统所

提供的曳力更大, 能量损失较高, 因而实验压降与计算值较为接近。当床径进一步减小后, 颗粒与壁面间的摩擦作用会增强, 实验值与计算值之间的差异也逐渐增加, 但总体上与 A 类颗粒相比, 其差异相对较小。

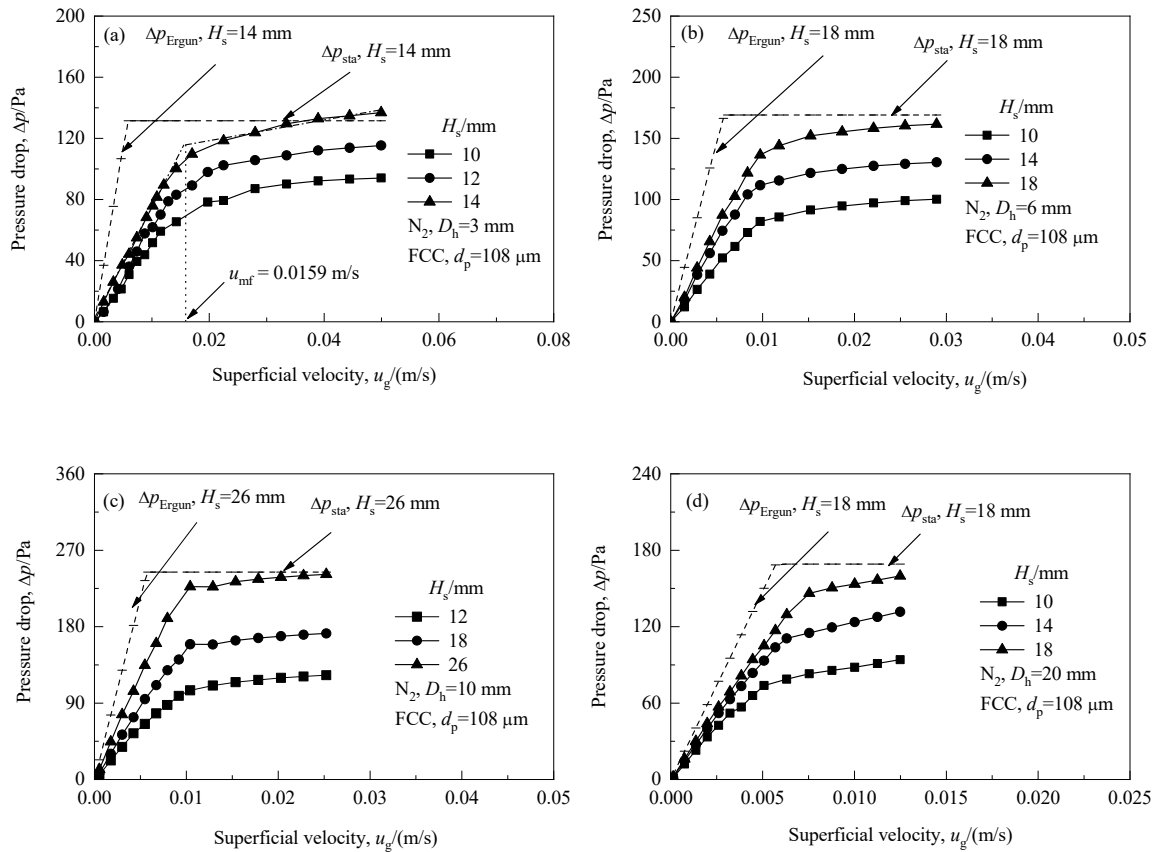


图 6 N₂为流化介质不同气速下 FCC 颗粒的压降曲线
Fig.6 Pressure drops across the FCC particles under different gas velocities with N₂

表 3 FCC 颗粒在不同床径下的流化压降值比较

Table 3 Comparison of fluidization pressure drop values of FCC particles under different bed diameters				
D_b/mm	Static bed height, H_s/mm	Calculated pressure drop, $\Delta p_c/\text{Pa}$	Experimental value of pressure drop, $\Delta p_e/\text{Pa}$	$\Delta p_e/\Delta p_c$
3	14	135.9	28.4	4.8
6	18	167.4	58	2.9
10	18	165	106.4	1.6
20	26	153.5	105.1	1.5

3.2 最小流化速度

最小流化速度是流化床非常重要的一个特性, 其大小与流化床的设计、优化等密切相关。文献中关于最小流化速度的关系式多适用于传统的气固流化床, 随着床径减小, 壁面效应越来越显著, 对最小流化速度的影响也越来越大, 因此, 使用文献中的关联式不能很好的预测气-固微型流化床中的最小流化速度, 但其建模思想可以指导气-固微型流化床预测公式的建立。

上述床层压降特性曲线分析指出, A 类颗粒和 B 类颗粒的床层压降特性存在显著差异, 而流化床的最小流化速度受床层压降特性的影响较为明显, 因此, 进一步研究了两类颗粒的最小流化速度的变化规律, 并基于文献中最小流化速度无量纲建模思想^[34]的基础提出预测关联式。

3.2.1 床内径对最小流化速度的影响

研究表明, 传统流化床的最小流化速度不受床径的

影响, 只与流体和颗粒固有性质及操作条件相关^[38-40]。但对于微型流化床, 由于床壁面比表面积的增加, 颗粒与壁面间的接触面积相比于传统流化床更大, 除上述影响外, 床内径所引起的壁面效应使得微型流化床的最小流化速度的变化与传统流化床不同。表4列出了3种颗

粒在不同床径下的最小流化速度相关数据, 其中 u_{mf} 为使用 Ergun 公式[式(4)]计算得到的最小流化速度, 反映了不受壁面效应影响的最小流化速度。

$$150 \frac{(1-\varepsilon_{mf})^2}{\varepsilon_{mf}^3 \phi^2} \frac{\mu u_{mf}}{d_p^2} + 1.75 \frac{(1-\varepsilon_{mf})}{\phi \varepsilon_{mf}^3} \frac{\rho_f u_{mf}^2}{d_p} = [\rho_p (1-\varepsilon_{mf}) + \rho_f \varepsilon_{mf}] g \quad (4)$$

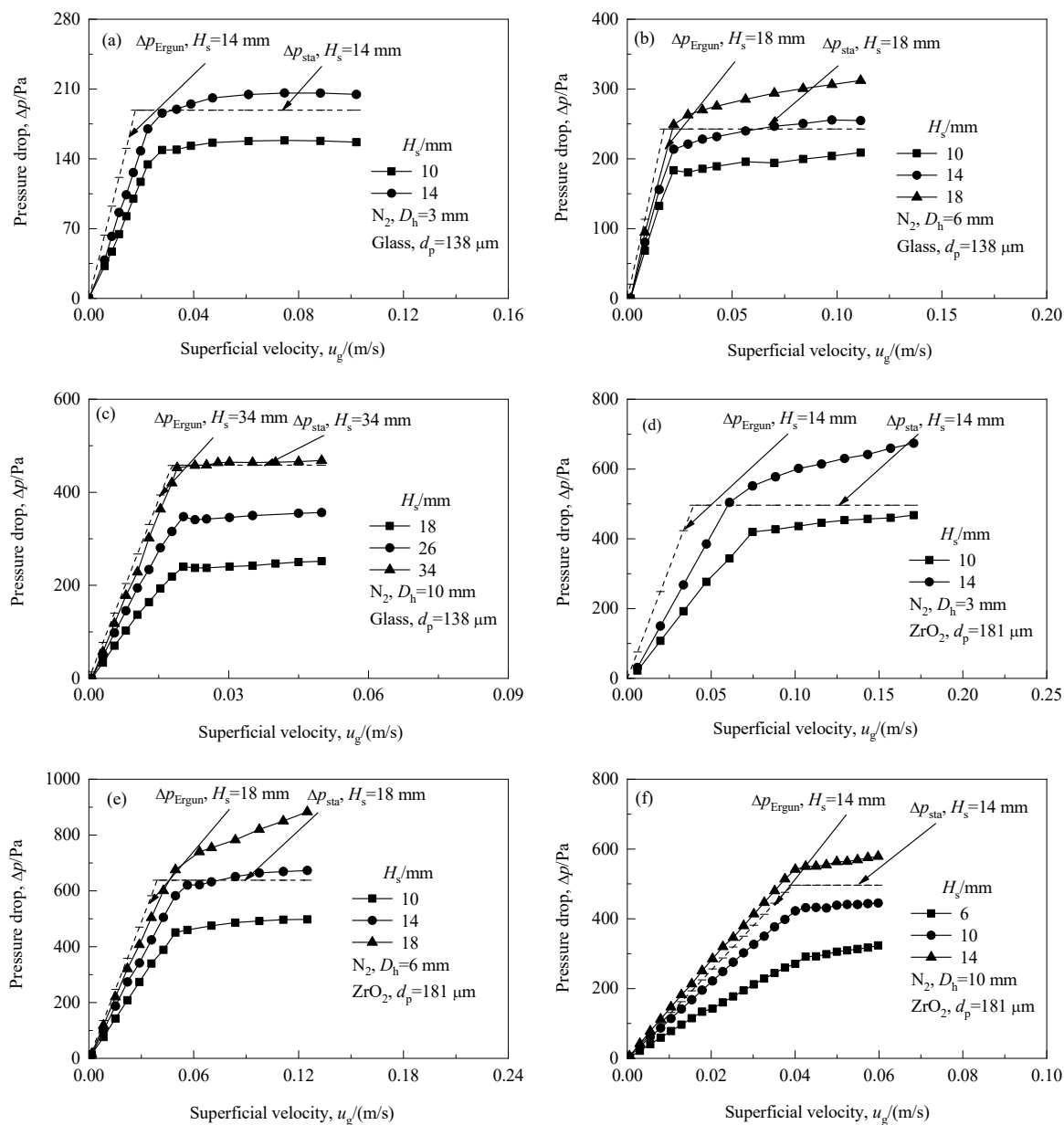


图7 N_2 为流化介质不同气速下B类颗粒的压降曲线

Fig.7 Pressure drops across the Geldart group B particles under different gas velocities with N_2

由表可以看出, 不论哪种类型的颗粒, 整体上实验最小流化速度都会随床径的增加而减小。对于 FCC 颗粒(A类颗粒), 当床径为20 mm时, 实验获得的最小流化速度仍然为计算值的1.3倍, 表明在此床径下, 壁面效应仍然可以影响到A类颗粒的流动特性, 这与Guo

等^[27]在研究A类颗粒最小流化速度时得到的结论一致。对于玻璃微珠和 ZrO_2 颗粒(B类颗粒), 在床径为10 mm时, 其实验最小流化速度与计算值基本接近, 当床径小于6 mm时, 实验值才与计算值存在明显差别, 这与两种类型颗粒的床层压降特性曲线相一致, 表明了壁面效

应与颗粒的固有性质相关^[41]。A 类颗粒较强的黏性使得其与壁面间存在更为显著地相互作用, 因而其壁面效应也更加明显, 对于最小流化速度的影响更大。

表 4 不同床径下的最小流化速度
Table 4 Minimum fluidization velocity under different bed diameters

Particle	D_b/mm	$d_p/\mu\text{m}$	$u_{mf}/(\times 10^3 \text{ m/s})$	$u_{mfe}/(\times 10^3 \text{ m/s})$	u_{mfe}/u_{mf}
FCC	3	108	5.7	15.4	2.6
	6	108	6.1	10.3	1.7
	10	108	6.4	9	1.6
	20	108	6.7	7.6	1.3
Glass	3	138	17	26.7	1.6
	6	138	17.5	23.1	1.3
	10	138	20.3	21.1	1.1
ZrO_2	3	181	39.7	66	1.7
	6	181	39	51	1.3
	10	181	39.5	39.8	1

Note: u_{mf} is the calculated value of the minimum fluidization velocity, u_{mfe} is the experimental value of minimum fluidization velocity.

3.2.2 静态床层高度对最小流化速度的影响

传统流化床中, 最小流化速度不受静态床层高度的影响^[42-44], 在微型流化床内, 由于床内径较小, 颗粒的静态床层高度过高会造成气体分布不均, 颗粒上部容易形成小的沟流现象, 影响流化质量。在不同的床径下, 静态床高对于固体颗粒的流化特性有不同程度的影响。对于较小的床径, 由于颗粒与壁面间的相互作用较强, 能使颗粒完全流化的静态床层高度相对降低, 而对于较大的床径, 静态床层高度则相对较高。Guo 等^[27]在考察微型气固流化床中 A 类颗粒流化性质时也观察到了类似的现象。因此, 在实验过程中对于静态床层高度取值的确定主要与床径的选择有直接关系, 同时也必须满足在选择的静态床高下颗粒能够正常流化的基本条件。

根据实验的数据结果以及观察到的实验现象, 对于不同性质的颗粒出现气体分布不均时的静态床层高度有所不同, 但具体高度与颗粒性质以及床几何结构的关系还有产生的原因还有待于进一步深入研究。本工作的实验过程中, 所考察的静态床层高度都可保证颗粒流化的实现。

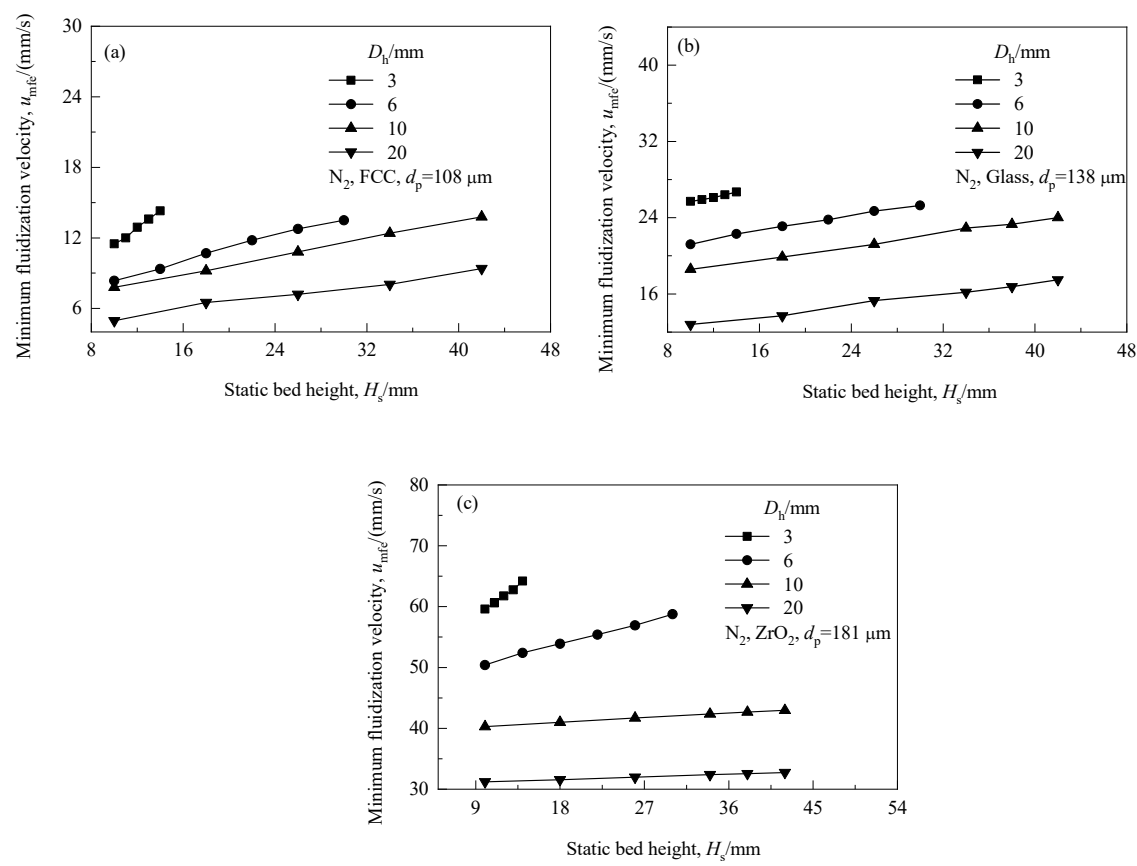


图 8 不同床径下最小流化速度随静态床高的变化
Fig.8 Variation of minimum fluidization velocity with static bed height under different bed diameters

图 8 分别是 FCC 颗粒、玻璃微珠和 ZrO_2 颗粒在不同床径下最小流化速度与静态床高的关系图。由图可知,在同一内径下,流化床的最小流化速度随静态床层高度的增加而增加。对于不同的内径,最小流化速度增加的程度随床径的减小呈逐渐上升的趋势,这是由较强的壁面效应引起的^[45]。对于不同类型的颗粒而言,B 类颗粒最小流化速度随静态床高增加的趋势(直线的平均斜率为 0.38)比 A 类颗粒(直线的平均斜率为 0.17)要大,其原因是所选择的 B 类颗粒的粒径较大,与壁面间的相互作用比 A 类颗粒大所致。

3.2.3 流化介质对最小流化速度的影响

表 5 列出了 3 种颗粒在不同流化介质下的最小流化速度数据,实验中使用了氢气、氮气和二氧化碳作为流化介质。从表中可以看出,由于 A 类颗粒较轻且小,流化介质对 A 类颗粒的最小流化速度影响不大,最小流化速度值都在 0.01 m/s 左右,而 B 类颗粒则随气体性质的改变而有所不同。Liu 等^[23]研究了流化介质性质对最小流化速度的影响,发现可忽略气体的密度对微小流化床最小流化速度的影响,但介质黏度对最小流化速度有影响,随气体黏度的增大最小流化速度减小,本实验结果与此结论相符。

表 5 不同流化介质下的最小流化速度理论值与实验值比较
Table 5 Comparison of theoretical and experimental values of minimum fluidization velocity under different fluidization media

Particle	Gas	$d_p/\mu\text{m}$	D_h/mm	H_s/mm	ε	$u_{mf}/(\times 10^3 \text{ m/s})$	$u_{mfe}/(\times 10^3 \text{ m/s})$
FCC	He	108	6	18	0.4	5	9
	N ₂	108	6	18	0.4	6	10
	CO ₂	108	6	18	0.4	8	10
Glass	He	138	6	18	0.42	11.4	15.8
	N ₂	138	6	18	0.42	14.0	17.2
	CO ₂	138	6	18	0.42	16.8	17.5
ZrO ₂	He	181	6	18	0.44	35.6	45.8
	N ₂	181	6	18	0.44	39.0	52.1
	CO ₂	181	6	18	0.44	48.3	58.4

3.2.4 颗粒性质对最小流化速度的影响

表 6 列出了不同颗粒对最小流化速度的影响。B 类颗粒的最小流化速度明显大于 A 类颗粒的最小流化速度,原因是 B 类颗粒的密度较大,相同静态床层高度下克服自身重力向上移动时所需的流速较大。最小流化速度随颗粒尺寸的增加而增加,其原因是相同静态床层高度下大粒径颗粒的颗粒数目较少,摩擦力减小,能量消

耗减少,故最小流化速度会增加。

表 6 不同颗粒对最小流化速度的影响
Table 6 Influence of particle size on minimum fluidization velocity

Particle	$d_p/\mu\text{m}$	D_h/mm	H_s/mm	$u_{mf}/(\times 10^3 \text{ m/s})$	$u_{mfe}/(\times 10^3 \text{ m/s})$
FCC	65	6	18	1.5	4.1
	108	6	18	6	10.3
	153	6	18	9	21
Glass	109	6	18	17.5	22.9
	138	6	18	20.9	23.4
	173	6	18	24.8	32.2
ZrO ₂	149	6	18	26.9	38.8
	181	6	18	40.0	50.9

3.2.5 微型流化床中最小流化速度的相关性

通过以上分析可知,微型流化床中的最小流化速度是床径、静态床层高度、物相性质的函数,根据实验所得数据,对最小流化速度使用以误差平方和最小为目标函数的多目标拟合方法进行拟合,得到了以下以最小流化雷诺数表示的预测最小流化速度的关联式(5):

$$Re_{mf} = 0.0164 Ar^{0.68} (H_s/D_h)^{0.045} (d_p/D_h)^{0.37} \tag{5}$$

$$Ar = g d_p^3 \rho_f (\rho_p - \rho_f) / \mu_f^2 \tag{6}$$

式中, Ar 是阿基米德数, Re_{mf} 是最小流化速度下雷诺数。公式的适用范围为 $3 \text{ mm} < D_h < 20 \text{ mm}$, $60 \mu\text{m} < d_p < 200 \mu\text{m}$, $1800 \text{ kg/m}^3 < \rho_p < 6030 \text{ kg/m}^3$, $0 \text{ m/s} < u_g < 0.3 \text{ m/s}$, $6 \text{ mm} < H_s < 34 \text{ mm}$, $0.17 \text{ kg/m}^3 < \rho_f < 2.0 \text{ kg/m}^3$ 。

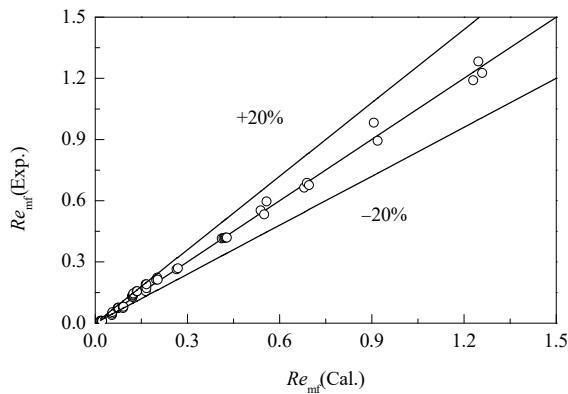


图 9 微型流化床中关联式预测的最小流化气体速度计算值与实验值的对比

Fig.9 Comparison of calculated value by correlation and experimental value of minimum fluidization liquid velocity in micro-fluidized bed

图 9 给出了实验值与由关联式(5)得到的计算值的比较图,可以看出该方程在各最小流化雷诺数下的绝对

误差相近,各数据点都均匀分布在对角线两侧。图中 $\pm 20\%$ 的误差线为相对误差线,由图可见,在较小的最小流化雷诺数下,其相对误差相对较大,这是由于相对误差是绝对误差与真值的比值,在绝对误差相近的情况下,最小流化雷诺数(即真值)越小,相对误差越大,但从整体上来说,大部分数据的相对误差都在 $\pm 20\%$ 以内,说明所建立的预测关联式具有较高的准确度。

4 结 论

在内径为3, 6, 10和20 mm的4个气-固微型流化床中研究了A类颗粒和B类颗粒的流化特性,考察了床几何结构、操作条件、物相性质等因素对最小流化速度的影响,得到以下结论:

(1) A类和B类颗粒在固定床阶段的压降特性曲线存在明显的不同,其原因在于两者黏性的差异。A类颗粒更大的黏性使其与壁面间的摩擦作用更为明显,导致其实验值偏离计算值的程度更高。进入流化床阶段后,气体的运动方式对床层压降有直接影响,B类颗粒对气体的影响更大,其压降值更高。

(2) 床径和静态床层高度对最小流化速度的影响不可忽略,随着床径减小和静态床层高度增加,最小流化速度逐渐增加。

(3) 考察了粒径、床径、静态床层高度和物相性质等因素对最小流化速度的影响规律,提出了包含上述影响因素的预测关联式。

参考文献

- [1] Kunii D, Levenspiel O. Bubbling bed model for kinetic processes in fluidized beds. gas-solid mass and heat transfer and catalytic reactions [J]. Industrial & Engineering Chemistry: Process Design and Development, 1968, 7(4): 481-492.
- [2] Kai T, Imamura T, Takahashi T. Hydrodynamic influences on mass transfer between bubble and emulsion phases in a fine particle fluidized bed [J]. Powder Technology, 1995, 83(2): 105-110.
- [3] Du B, Fan L S, Wei F, et al. Gas and solids mixing in a turbulent fluidized bed [J]. AIChE Journal, 2002, 48(9): 1896-1909.
- [4] Lungu M, Wang J D, Yang Y R. Numerical simulations of flow structure and heat transfer in a central jet bubbling fluidized bed [J]. Powder Technology, 2015, 269: 139-152.
- [5] Zhang Y L, Ye M, Zhao Y F, et al. Emulsion phase expansion of Geldart A particles in bubbling fluidized bed methanation reactors: a CFD-DEM study [J]. Powder Technology, 2015, 275: 199-210.
- [6] Potic B, Kersten S R A, Ye M, et al. Fluidization with hot compressed water in micro-reactors [J]. Chemical Engineering Science, 2005, 60(22): 5982-5990.
- [7] Zhang Y, Yao M, Sun G, et al. Characteristics and kinetics of coked catalyst regeneration via steam gasification in a micro fluidized bed [J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2014, 53: 6316-6324.
- [8] Zeng X, Wang F, Wang Y, et al. Characterization of char gasification in a micro fluidized bed reaction analyzer [J]. Energy & Fuels, 2014, 28(3): 1838-1845.
- [9] Zhang Y, Yu D, Li W, et al. Fundamentals of petroleum residue cracking gasification for coproduction of oil and syngas [J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2012, 51(46): 15032-15040.
- [10] 余剑, 李强, 段正康, 等. 微型流化床中的等温微分反应特性 [J]. 中国科学: 化学, 2011, 41(1): 152-160.
- [11] Yu J, Li Q, Duan Z K, et al. Isothermal differential reaction characteristics in micro-fluidized bed [J]. Science in China: Chemistry, 2011, 41(1): 152-160.
- [12] Yu J, Zeng X, Zhang J, et al. Isothermal differential characteristics of gas-solid reaction in micro-fluidized bed reactor [J]. Fuel, 2013, 103: 29-36.
- [13] Li Y, Li Z S, Wang H, et al. CaO carbonation kinetics determined using micro-fluidized bed thermogravimetric analysis [J]. Fuel, 2020, 264: 116823.
- [14] 余剑, 朱剑虹, 郭凤, 等. 生物质在微型流化床中热解动力学与机理 [J]. 燃料化学学报, 2010, 38(6): 666-672.
- [15] Yu J, Zhu J H, Guo F, et al. Kinetics and mechanism of biomass pyrolysis in micro fluidized bed [J]. Chinese Journal of Fuel Chemistry, 2010, 38(6): 666-672.
- [16] Zhang Y M, Zhao M X, Linghu R X, et al. Comparative kinetics of coal and oil shale pyrolysis in a micro fluidized bed reaction analyzer [J]. Carbon Resources Conversion, 2019, 2: 217-224.
- [17] He K, Zheng Z, Chen Z W. Multistep reduction kinetics of Fe_3O_4 to Fe with CO in a micro fluidized bed reaction analyzer [J]. Powder Technology, 2020, 360: 1227-1236.
- [18] Song Y, Wang Y, Yang W, et al. Reduction of NO over biomass tar in micro-fluidized bed [J]. Fuel Processing Technology, 2014, 118: 270-277.
- [19] Lin Y, Guo Z, Tang H. Reduction behavior with CO under micro-fluidized bed conditions [J]. Journal of Iron and Steel Research, International, 2013, 20(2): 8-13.
- [20] Yu J, Yao C, Zeng X, et al. Biomass pyrolysis in a micro-fluidized bed reactor: characterization and kinetics [J]. Chemical Engineering Journal, 2011, 168(2): 839-847.
- [21] Yang Z, Liu M, Lin C. Photocatalytic activity and scale-up effect in liquid-solid mini-fluidized bed reactor [J]. Chemical Engineering Journal, 2016, 291: 254-268.
- [22] Watson J G, Chow J C, Fujita E M. Review of volatile organic compound source apportionment by chemical mass balance [J]. Atmospheric Environment, 2001, 35(9): 1567-1584.
- [23] Loezos P N, Costamagna P, Sundaresan S. The role of contact stresses and wall friction on fluidization [J]. Chemical Engineering Science, 2002, 57(24): 5123-5141.
- [24] Ye M, Van der Hoef M A, Kuipers J A M. The effects of particle and gas properties on the fluidization of Geldart A particles [J]. Chemical Engineering Science, 2005, 60(16): 4567-4580.
- [25] Liu X H, Xu G W, Gao S Q. Micro fluidized beds: wall effect and operability [J]. Chemical Engineering Journal, 2008, 137(2): 302-307.
- [26] Wang F, Fan L S. Gas-solid fluidization in mini- and micro-channels [J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2011, 50(8): 4741-4751.

- [25] Rao A, Curtis J S, Hancock B C, et al. The effect of column diameter and bed height on minimum fluidization velocity [J]. *AIChE Journal*, 2010, 56(9): 2304–2311.
- [26] Janssen H. Versuche über getreidedruck in silozellen [J]. *Zeitschr. d. Vereines Deutscher Ingenieure*, 1895, 39 (35): 1045–1049.
- [27] Guo Q J, Xu Y Q, Yue X H. Fluidization characteristics in micro-fluidized beds of various inner diameters [J]. *Chemical Engineering & Technology*, 2009, 32(12): 1992–1999.
- [28] Geng S L, Han Z N, Yue J R, et al. Conditioning micro fluidized bed for maximal approach of gas plug flow [J]. *Chemical Engineering Journal*, 2018, 351: 110–118.
- [29] McDonough J R, Law R, Reay D A, et al. Fluidization in small-scale gas–solid 3D-printed fluidized beds [J]. *Chemical Engineering Science*, 2019, 200: 294–309.
- [30] Ergun S. Fluid flow through packed columns [J]. *Chemical Engineering Progress*, 1952, 48: 89–94.
- [31] Doroodchi E, Peng Z, Sathe M. Fluidisation and packed bed behaviour in capillary tubes [J]. *Powder Technology*, 2012, 223: 131–136.
- [32] Srivastava A, Sundaresan S. Role of wall friction in fluidization and standpipe flow [J]. *Powder Technology*, 2002, 124: 45–54.
- [33] 刘兆利, 张鹏飞. 微反应器在化学化工领域中的应用 [J]. *化工进展*, 2016, 35(1): 10–17.
- Liu Z L, Zhang P F. Application of microreactor in chemical engineering [J]. *Chemical Industry and Engineering Progress*, 2016, 35(1): 10–17.
- [34] 郭红卫. 微通道反应器在精细化工行业的安全应用 [J]. *现代职业安全*, 2020, (10): 92–95.
- Guo H W. Safety application of microchannel reactor in fine chemical industry [J]. *Modern Occupational Safety*, 2020, (10): 92–95.
- [35] 曾玺, 王芳, 余剑, 等. 微型流化床反应分析的方法基础与应用研究 [J]. *化工进展*, 2016, 35(6): 1687–1697.
- Zeng X, Wang F, Yu J, et al. Research on method basis and application of reaction analysis in micro fluidized bed [J]. *Chemical Industry and Engineering Progress*, 2016, 35(6): 1687–1697.
- [36] Geldart D. Types of gas fluidization [J]. *Powder Technology*, 1973, 7(5): 285–292.
- [37] Todes O M, Goroskhov V D. Proceeding of the USSR symposium on processes with fluidized beds [M]. Moscow: Gostekhnika, 1957: 18.
- [38] 马吉亮, 刘道银, 梁财, 等. 黏性 Geldart B 类颗粒流化特性实验研究 [J]. *工程热物理学报*, 2017, (8): 1702–1706.
- Ma J L, Liu D Y, Liang C, et al. Experimental study on fluidization characteristics of viscous Geldart B particles [J]. *Chinese Journal of Engineering Thermophysics*, 2017, (8): 1702–1706.
- [39] Abrahamsen A R, Geldart D. Behavior of gas-fluidized beds of fine powders: part I. homogeneous expansion [J]. *Powder Technology*, 1980, 26(1): 35–46.
- [40] Lin C L, Wey M Y, You S D. The effect of particle size distribution on minimum fluidization velocity at high temperature [J]. *Powder Technology*, 2002, 126(3): 297–301.
- [41] Liu B Q, Zhang X H, Wang L G, et al. Fluidization of non-spherical particles: sphericity, Zingg factor and other fluidization parameters [J]. *Particuology*, 2008, 6(2): 125–129.
- [42] Jackson R. The nature and role of effective stress in fluidized systems [M]. New York: Engineering Foundation Publication, Fluidization IX, 1998: 1–13.
- [43] Frantz J F. Minimum fluidization velocity and pressure drop in fluidized beds [J]. *Chemical Engineering Progress Symposium Series*, 1966, 62(1): 21–30.
- [44] Pillai B C, Raja R M. Pressure drop and minimum fluidization velocities in air-fluidized beds [J]. *Indian Journal of Technology*, 1971, 9(3): 77–86.
- [45] Li Y J, Liu M Y, Li X N. Minimum fluidization velocity in gas–liquid–solid mini-fluidized beds [J]. *AIChE Journal*, 2016, 62(6): 1940–1957.