

研究简报

DOI: 10.11949/j.issn.0438-1157.20170561

隔板式内循环流化床颗粒循环速率实验与模型

江国栋, 魏利平, 吴长松, 彭浏畅, 何楠, 陈志文

(西北大学化工学院, 陕北能源先进化工利用技术教育部工程研究中心, 陕西 西安 710069)

摘要: 在不同操作参数及结构参数下对隔板式内循环流化床的颗粒内循环速率进行了实验研究, 研究了高速区和低速区的流化速度、静床层高度、隔板间隙等参数对颗粒内循环流动的影响。结果表明这 4 个参数对颗粒内循环速率都有显著的影响, 当其他 3 个参数确定时, 随着其中一个参数的增加, 颗粒内循环速率均呈现先增加后减小的趋势, 这一结果表明, 颗粒内循环过程是多种操作和结构参数的非线性复杂系统。为预测颗粒内循环速率, 修正了 La Nauze 模型, 该模型无须提供压降参数即可计算颗粒内循环速率, 对于多种颗粒, 其计算结果和实验相差在 23% 之内。

关键词: 内循环; 流化床; 两相流; 颗粒循环率; 空隙率

中图分类号: TQ 530.2

文献标志码: A

文章编号: 0438—1157 (2017) 09—3427—07

Experimental and model studies on particle circulation rate in internal circulating clapboard-type fluidized bed

JIANG Guodong, WEI Liping, WU Changsong, PENG Liuchang, HE Nan, CHEN Zhiwen

(Chemical Engineering Research Center of the Ministry of Education for Advanced Use Technology of Shanbei Energy, College of Chemical Engineering, Xibei University, Xi'an 710069, Shaanxi, China)

Abstract: The influence of fluidization velocity in high and low velocity regions, height of static bed, and clapboard gap on internal flow of particles in internal circulating clapboard-type fluidized bed were experimentally studied by changing operating conditions and structural parameters. The results showed that the particle circulation rate was significantly affected by these four parameters. The particle circulation rate first increased and then decreased with the increase of one parameter while the other three parameters were kept unchanged. Hence, particle circulation is a nonlinear complex system of multiple operational and structural parameters. The La Nazue model was modified to predict the particle circulation rate without providing pressure drop between clapboard gap. The error between the calculated and experimental results for various particles was within 23%.

Key words: internal circulation; fluidized-bed; two-phase flow; particle circulation rate; voidage

引言

内循环流化床作为一种气固接触时间长, 反应

效率高的反应器被相继应用于石油、化工、冶金、环保等工业领域^[1-3]。它具有颗粒在反应器中停留时间长、结构紧凑、造价低廉等优点^[4-5]。近年来, 各

2017-05-05 收到初稿, 2017-06-27 收到修改稿。

联系人: 魏利平。第一作者: 江国栋 (1994—), 男, 硕士研究生。

基金项目: 国家自然科学基金项目 (51606153); 陕西省自然科学基金研究计划项目 (2016JQ5101); 中国博士后科学基金项目 (2017M613189)。

Received date: 2017-05-05.

Corresponding author: WEI Liping, weiliping@nwu.edu.cn

Foundation item: supported by the National Natural Science Foundation of China (51606153), the Natural Science Basic Research Plan in Shaanxi Province (2016JQ5101) and the Science Foundation for Postdoctoral Research of China (2017M613189).

种内循环流化床反应器被相继开发出来^[6-7]。颗粒循环速率是内循环流化床设计运行的重要参数之一,对内循环流化床反应器内的流动及传递过程具有重要影响。方梦祥等^[8]研究了一种并列双流化床结构煤气化炉的颗粒循环规律,提出了合理结构尺寸及操作工况。Jin 等^[9]研究了内循环流化床中气体旁通及其对颗粒内循环速率的影响。Cheng 等^[10]在中心提升管内循环流化床中,获得了利用压差预测颗粒循环速率的关联式。不同的床体结构和操作条件对颗粒内循环速率具有较大影响^[11-12],因此研究确定内循环流化床的颗粒循环特性对获得最佳的设计运行参数具有重要意义^[13-14]。

本文研究了隔板式内循环流化床固体颗粒内循环流动特性,通过追踪着色颗粒运动轨迹的方法获得了固体颗粒循环速率,研究了高气速和低气速区的表观流化速度、隔板间隙高度和初始床层高度对颗粒循环速率的影响规律。

1 实验及测量方法

1.1 实验装置

隔板式内循环流化床实验装置如图 1 所示,主要由流化床主体、布风系统和数据采集系统组成。空气由罗茨风机输出,经由浮子流量计和涡街流量计分别进入高低气速分布器,经气体分布器进入内循环流化床,使颗粒流化并循环流动。

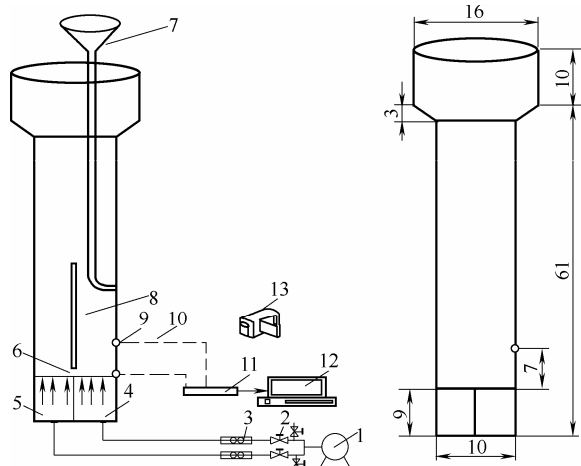


图 1 隔板式内循环流化床冷态实验装置及结构参数

Fig. 1 Schematic diagram and structural parameters of cold-type experimental apparatus for internally circulating fluidized bed(unit: cm)

1—fan; 2—valve; 3—flowmeter; 4—slow zone windy room; 5—fast zone windy room; 6—clap-board clearance; 7—tracer entrance; 8—clap-board; 9—pressure orifice; 10—pressure sensor; 11—data acquisition card; 12—computer; 13—camera

床体用厚 8 mm 的有机玻璃板制成,总高 71 cm、内径 10 cm,内部设有高为 14.5 cm 的隔板,它将流化床分成左右两部分,隔板与布风板的间隙高 h ,使流化床底部连通,通过改变隔板位置调节隔板间隙高度。工作时,通过高低两个布风室鼓风,在高速布风区形成鼓泡床,低速布风处形成移动床。隔板上方,物料由高速区回流至低速区;下方,物料经由隔板底部间隙从低速区流向高速区,从而形成物料在床内的内循环流动。在低速床间隙处与距间隙竖直距离 7 cm 处分别设置测压孔口。实验采用玻璃微珠 ($2600 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$, $0.1 \sim 0.2 \text{ mm}$, $u_{mf}=0.02 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$, $\varepsilon_{mf}=0.48$)、石英砂 ($2650 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$, $0.2 \sim 0.4 \text{ mm}$, $u_{mf}=0.078 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$, $\varepsilon_{mf}=0.51$) 以及盐颗粒 ($2165 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$, $0.2 \sim 0.4 \text{ mm}$, $u_{mf}=0.064 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$, $\varepsilon_{mf}=0.5$) 作为实验材料。

1.2 测量方法

利用压差法测量低速床平均固含率,具体方法是用压力传感器测量两轴向位置间的低速床层压差,利用压差与低速床两测点间气固混合情况之间的关系,可求得不同工况下低速区的平均固含率^[15],如式 (1) 所示

$$\Delta p = [\rho_s \varepsilon_s + \rho_f (1 - \varepsilon_s)] g h' \quad (1)$$

式中, Δp 为低速区两测点间平均压差, ρ_s 为颗粒密度, ρ_f 为空气密度,此处忽略不计, h' 为低速区两测点间的距离, ε_s 为低速床平均固含率。该方法忽略了壁面摩擦力对压降的影响,使得到的 ε_s 低于实际值。

实验中采用染色颗粒示踪方法来测量颗粒在循环段中的平均运动速度。使用红色玻璃微珠颗粒作为示踪颗粒,待颗粒开始稳定循环后通过导管加入定量示踪颗粒,同时用摄像机记录颗粒运动情况。在移动床体一定距离 L_s 间计时,通过人工慢放录像读取示踪颗粒通过该段所用时间 t ,故颗粒在移动床中下降平均速率 v_s 可由式 (2) 求得

$$v_s = \frac{L_s}{t} \quad (2)$$

使用染色颗粒示踪法测量颗粒速度比较直观,但当移动床内鼓泡时,内部颗粒与壁面处颗粒运动情况不同,可能会造成一定误差。颗粒循环速率可由式 (3) 进行计算

$$G_{sc} = \rho_s \varepsilon_s v_s \quad (3)$$

2 实验结果与讨论

流化床结构参数、操作气速以及物性参数对颗

粒循环速率有直接影响^[16]。本文考虑了操作气速、静床层高度以及间隙高度对玻璃微珠颗粒循环速率的影响,并在合适的床体结构下比较不同物料的循环特性。

2.1 气速对颗粒循环速率的影响

在隔板内循环流化床中,当高速区与低速区气速不同时,会导致两区域的固含率不同,同时在间隙两侧相同高度处会形成一定的压力差,在此压差的推动下固体颗粒会由低速区向高速区流动,形成床体内的颗粒内循环流动^[17-18]。

图2为移动床气速 u_m 不变时,高速床气速 u_f 变化对颗粒循环速率和低速区平均固含率的影响。可以看出,随着高速区气速的增加,低速区平均固含率和颗粒循环率先增加,当增加到某一数值后又减小。低速区平均固含率主要由颗粒在间隙处的阻力、低速区鼓泡频率以及隔板上方进入低速区的颗粒量决定。当高速区气速增加时,颗粒经由上方隔板落入低速区的量增多,所以 ε_s 增加;当高速区气速 $u_f/u_{mf}>11$ 时,间隙两侧压差大,颗粒运动推动力增加,低速区颗粒通过间隙处流向高速区的量比高速区经由隔板顶部流向低速区的量多,使 ε_s 减小。

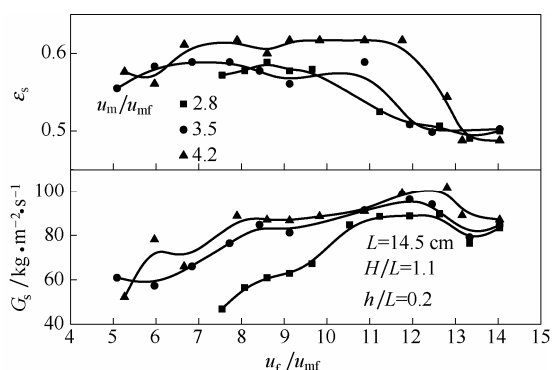


图2 高速床气速对颗粒循环速率和平均固含率的影响

Fig.2 Effect of velocity of high-speed bed on particle circulation rate and ε_s

颗粒循环速率主要取决于孔口两侧的压差和间隙处颗粒流动的阻力^[19]。当 u_f 较小时,间隙两侧压差较小,此时低速区气体大部分沿床体向上运行,使低速区产生少量鼓泡,阻碍低速区颗粒下行,颗粒循环速率较小。随着 u_f 的增加,高速区颗粒落入低速区量增加,使低速区平均固含率增加,此时低速区气体由于向上运行阻力增加而使通过间隙窜流到高速区的量增大,从而使低速区鼓泡减少,颗粒向下流动的阻力减少,故颗粒循环速率 G_s 增加。当

$u_f/u_{mf}>13$ 时,高速区鼓泡剧烈,气泡的存在使高速区床层阻力降低,大部分高速区气体短路通过床层,此时由高速区向低速区的气体串通率趋于稳定^[6]。而高速区鼓泡频率的增加会使间隙处颗粒流动阻力增大,从而颗粒循环率有所降低。由图中可以看出当 $u_f/u_{mf}=11\sim13.2$ 时,颗粒循环速率较大。

当高速床气速 u_f 不变时,低速床气速 u_m 变化对内循环流化床内颗粒循环速率和低速床平均固含率 ε_s 也会产生影响,如图3所示。由图3可知,随着低速床气速的增加, ε_s 先增加后减小。低速区气速的增加使间隙两侧压差减小,颗粒循环推动力减小, ε_s 增加;当 $u_m/u_{mf}=5$ 时 ε_s 达到最大值,随后 u_m 的增大使低速区鼓泡频率有所增加,则 ε_s 减小。

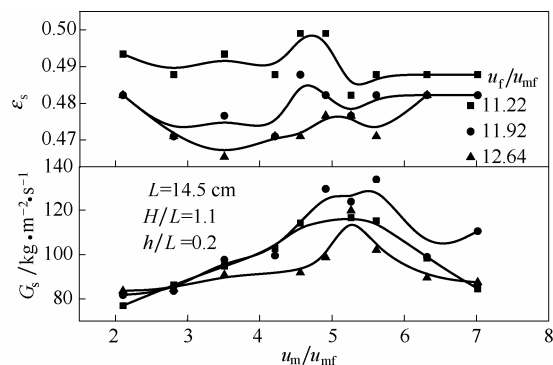


图3 低速床气速对颗粒循环速率和平均固含率的影响

Fig.3 Effect of velocity of low-speed bed on particle circulation rate and ε_s

由图3可以看出,随着低速床气速的增加,颗粒循环速率 G_s 先增加后减小。低速床气速较小时,低速床颗粒流动性差,而高速区床层密度较低,间隙处阻力较小,一部分低速区气体通过间隙窜流至高速区;随着 u_m 增加,低速床颗粒流动性增加,有助于提高床体内的颗粒循环速率;但随着 u_m 的增加,低速区鼓泡频率也会增加,气体短路通过床层,使床间气体旁路减少,此时颗粒流动性虽好,但两床间隙处压差有所降低,推动力减小,故颗粒循环速率减小。由图中可以看出 $u_m/u_{mf}=4.5\sim6.2$ 时,颗粒循环速率较大。

2.2 静床高度对颗粒循环率的影响

图4为静床层高度对颗粒循环率和低速区平均固含率 ε_s 的影响。可以看到随着初始床层高度的增加, ε_s 先减小后增加,而颗粒循环率先增加而后逐渐降低,且在隔板高度附近出现最大值,黄立成等^[20]的实验中也得到类似的结论。当静床高度较小

时,床层表面离隔板的距离较远,而在相同气速下颗粒膨胀有限,高速区颗粒不易越过隔板进入低速区,使间隙处推动力较小,所以 ε_s 较大,颗粒循环率较低;当静床层高度进一步增大时,低速区平均固含率增加,此时低速区床层表面高于隔板的部分流化容易逆向流入高速区,使高速区流入低速区的颗粒减小,从而降低了间隙两侧的压差,使颗粒循环速率减小。可见要得到最佳的颗粒循环率,隔板高度要求在初始床料高度附近,即 $H/L=1\sim 1.12$ 时颗粒循环效果最好。

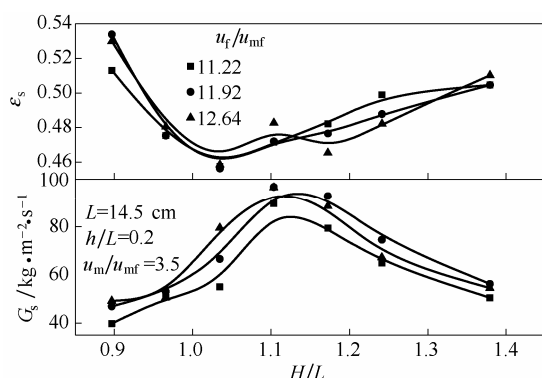


图 4 静床层高度对颗粒循环率和平均固含率的影响

Fig.4 Effect of static bed height on particle circulation rate and ε_s

2.3 间隙高度对颗粒循环率的影响

图 5 为随间隙高度变化的颗粒循环速率和低速区平均固含率 ε_s 的变化曲线。由图 5 可知, ε_s 随间隙高度 h 的增加先减小后增大。随着间隙高度增加,颗粒流通截面增加,且此时隔板上由高速区流入低速区的颗粒量基本不变,导致 ε_s 减小。当 $h/L>0.22$ 时,由于高速区气体旁路对内循环的影响较大,使颗粒通过间隙处的阻力增加,进而使 ε_s 增加。

由图 5 可知,随着间隙高度的增加颗粒循环率先逐渐增加后减小。颗粒通过孔口的流动截面高度和间隙高度是不同的,间隙高度较小时,颗粒可供流动的截面积较小,并在间隙处会出现颗粒聚集现象,这样会阻碍颗粒从低速区向高速区的流动;间隙较高时,颗粒流动高度仅占间隙高度一部分,而且此时高速区气体向低速区窜流的可能性增加反而增加了颗粒流动的阻力,使颗粒循环速率减小。方梦祥等^[8]通过对一种并列双流化床的实验研究,发现当间隙高度较小时,对于整个间隙高度都有颗粒流动,而间隙较大时,颗粒通过间隙高度的瞬时速度分布呈现出抛物线形,且由于气体旁路的影响,

颗粒流通截面仅占间隙高度的一部分,因此对于隔板式流化床也存最优的间隙高度使颗粒循环率保持较高水平。对于玻璃微珠,间隙高度控制在 $h/L=0.2\sim 0.35$ 之间颗粒循环速率较大。

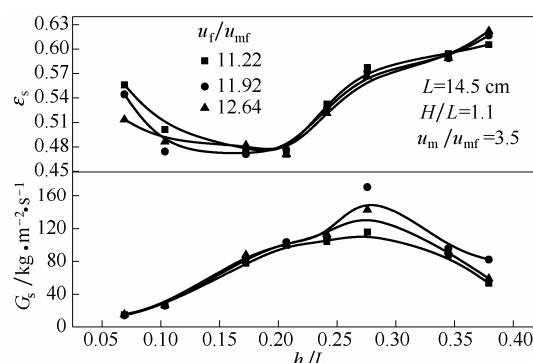


图 5 间隙高度对颗粒循环速率和平均固含率的影响

Fig.5 Effect of gap height on particle circulation rate and ε_s

2.4 颗粒特性对颗粒循环率的影响

床料的密度、颗粒直径、流化特性等也会对颗粒在床内的循环率产生影响^[21-22]。图 6 为相同的间隙高度和静床高度下玻璃微珠、石英砂以及盐的颗粒循环速率随高气速的变化曲线。可以看出对于粒径相同的石英砂与盐,密度较大的颗粒循环率较大。这是由于较高密度会增加相同床高下的压力差,故颗粒循环率增大。而玻璃微珠由于其粒径较小,在低速区产生的鼓泡较多,阻碍了颗粒下降,故颗粒循环率较低。

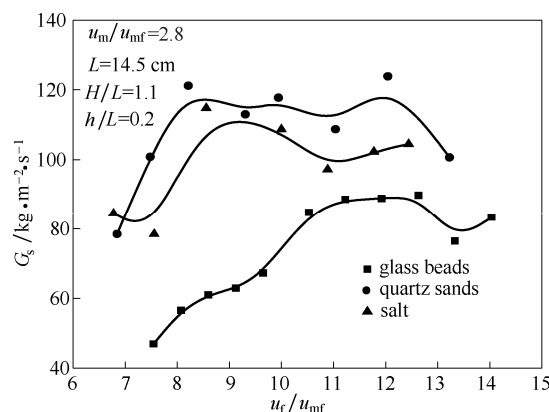


图 6 床料特性对颗粒循环速率的影响

Fig.6 Effect of bed material on particle circulation rate

3 颗粒循环率的计算

内循环流化床颗粒循环率模型目前主要针对颗粒在提升管或下降管流动的研究,对颗粒通过水平孔口的研究较少^[23-24]。目前文献中主要的预测模型主要分为 3 类:① 压降测量为基础的预测模

型^[8,11,25]; ② 以表观气速比及物性特性为变量的经验关联式^[26]; ③ 以系统建模为基础的理论预测^[27-28]。在内循环流化床的设计过程中, 通过压降计算内循环率的方法并不方便, 而压降往往难以估计。模型②根据给定气速及床层参数计算内循环率, 具有明显的快速计算优势, 然而由于实验范围有限, 经验关联式的适用性受到了限制。模型③针对整个系统进行建模, 通过建立物料守恒方程和受力平衡方程实现颗粒循环率的预测, 这种模型具有较强的通用性。La Nazue^[18]针对颗粒流建立势能与动能守恒方程

$$\rho_{mf} g H' f_b = \xi \frac{\rho_{mf}}{2} \frac{v_s}{1 - \varepsilon_{mf}} \left(u_f - u_{mf} + \frac{v_s \varepsilon_{mf}}{1 - \varepsilon_{mf}} \right) \frac{S}{A} \quad (4)$$

式中, S 为颗粒流经的壁面面积, A 为流动截面积, 针对本文床体结构, 在高速区和低速区的流动壁和截面积相等, 鼓泡区气泡体积分数 f_b 为

$$f_b = \frac{(u_f - u_{mf}) - v_s \varepsilon_{mf} (1 - \varepsilon_{mf})}{(u_f - u_{mf}) + v_s + u_b} \quad (5)$$

本文采用 Davies 等^[29]的模型计算气泡上升速度 $u_b = 0.71(d_b g)^{0.5}$, 采用 Horio 等^[30]的模型计算气泡尺寸 d_b 。由式(4)计算得到间隙处颗粒流动速率 v_s , 进而根据 $G_{sc} = \rho_s v_s (1 - \varepsilon_{mf})$ 获得颗粒循环率。

式(4)中 ξ 为颗粒流动过程的能量损失系数。La Nazue 在提升管内循环流化床中通过实验测得了颗粒与壁面摩擦力的大小, 以此来表征动能损失, 并将它与 $\xi \frac{\rho_{mf}}{2} \frac{v_s}{1 - \varepsilon_{mf}}$ 关联拟合得到 $\xi = \frac{1}{2}$ 。其中 $\xi \frac{\rho_{mf}}{2} \frac{v_s}{1 - \varepsilon_{mf}}$ 为单位时间单位面积内与壁面碰撞的颗粒质量, 而 ξ 的大小表征了对于不同的床体, 在不同操作条件下, 颗粒运动过程能量损失大小。本

文中使用的隔板式内循环流化床在高速区颗粒数量较提升管内循环流化床多, 在此使用不同的系数 ξ 修正。

图7比较了修正的 La Nazue 模型预测的玻璃微珠结果和实验测量值, 可见系数 ξ 的取值对预测结果影响较大。对于玻璃微珠当 $\xi = \frac{7}{4}$ 时误差小于 15%, 而石英砂和盐, 在 $\xi=1$ 时误差分别小于 8% 和 23%, 预测结果较好。玻璃微珠粒径较石英砂与盐小, 单位时间落在单位壁面上的颗粒量较多, 故 ξ 较大。可见根据实验测量结果修正 ξ , 可获得较好的预测结果预测。

La Nazue 模型通过系统建模避免了文献中常用到的根据压降计算循环率的问题, 但是 La Nazue 模型中没有考虑间隙高度大小所造成的间隙处动能损失, 以及移动床气速和气体旁通等参数对颗粒循环流动过程中动能影响, 故该模型适用于低速床流动性较好、静床高度在隔板附近的情况。该模型有待进行进一步研究完善, 以预测复杂的颗粒循环流动过程。

4 结 论

(1) 玻璃微珠在隔板式内循环流化床内的冷态实验研究表明: 高速区和低速区的流化速度、静床层高度、隔板间隙等参数对颗粒内循环流动有较大影响, 当其他 3 个参数确定时, 随着其中一个参数的增加, 颗粒内循环率均呈现先增加后减小的趋势。当操作气速 $u_f/u_{mf}=11 \sim 13.2$, $u_m/u_{mf}=4.5 \sim 6.2$, 间隙高度与隔板高度之比为 $h/L=0.2 \sim 0.35$, 静床高度在隔板附近时, 会取得较高的颗粒循环速率。

(2) 采用修正的 La Nazue 模型, 由实验操作参数及物性参数, 计算得到的玻璃微珠、石英砂以及盐颗粒循环速率与实验值误差分别小于 15%、8.5% 和 23%, 能较好地预测颗粒在流化床反应器内的循环流动情况。

符 号 说 明

A —— 颗粒流动截面积, m^2

d_b —— 气泡尺寸

f_b —— 气泡体积分数

G_{sc} —— 计算颗粒循环率, $kg \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$

G_{se} —— 实验颗粒循环率, $kg \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$

H —— 静床层高度, cm

H' —— 临界流化速度下, 间隙中部距离床层表面高

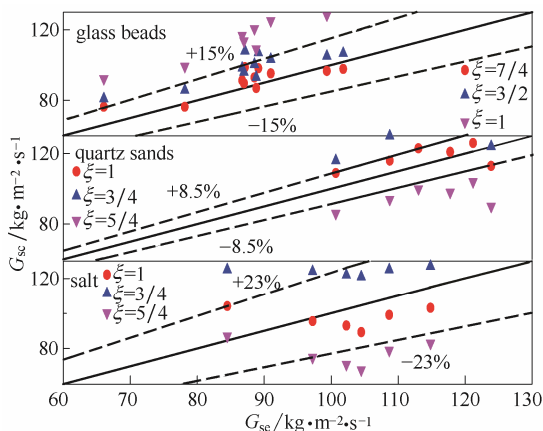


图7 颗粒循环速率计算值与实验值的比较

Fig.6 Comparison of calculation results and experimental data of particle circulation rate

度, cm

h —— 间隙高度, cm

h' —— 低速床两测压孔口间距离, cm

L —— 隔板高度 (不包括间隙高度), cm

L_s —— 示踪剂运动距离, m

S —— 壁面面积, m^2

t —— 示踪剂运动时间, s

u —— 操作气速, $m \cdot s^{-1}$

u_b —— 气泡上升速度, $m \cdot s^{-1}$

v_s —— 间隙中颗粒流动速度, $m \cdot s^{-1}$

ε_{mf} —— 临界流化空隙率

ε_s —— 低速区平均固含率

ξ —— 能量损失系数

ρ_f —— 空气密度, $kg \cdot m^{-3}$

ρ_{mf} —— 临界流化速度下床层密度, $kg \cdot m^{-3}$

ρ_s —— 颗粒密度, $kg \cdot m^{-3}$

下角标

f —— 鼓泡床

m —— 移动床

References

- [1] RHODES M J, LAUSSMANN P. A study of the pressure balance around the loop of a circulating fluidized bed[J]. Canadian Journal of Chemical Engineering, 1992, **70**(4): 625-630.
- [2] CHENG L, WANG Q, SHI Z, *et al.* Heat transfer in a large-scale circulating fluidized bed boiler[J]. Journal of Power Engineering, 2007, **1**(4): 477-482.
- [3] KIM J S, TACHINO R, TSUTSUMI A. Effects of solids feeder and riser exit configuration on establishing high density circulating fluidized beds[J]. Powder Technology, 2008, **187**(1): 37-45.
- [4] LEE J M, YONG J K, SANG D K. Catalytic coal gasification in an internally circulating fluidized bed reactor with draft tube[J]. Applied Thermal Engineering, 1998, **18**(11): 1013-1024.
- [5] YONG J K, LEE J M, SANG D K. Coal gasification characteristics in an internally circulating fluidized bed with draught tube[J]. Fuel, 1997, **76**(11): 1067-1073.
- [6] NAMKUNG W, SANG D K. Gas backmixing in the dense region of a circulating fluidized bed[J]. Korean Journal of Chemical Engineering, 1999, **16**(4): 456-461.
- [7] CHOI J C, SANG D K, GUI Y H. Heat transfer characteristics in low-temperature latent heat storage systems using salt hydrates[J]. Korean Journal of Chemical Engineering, 1995, **12**(2): 258-263.
- [8] 方梦祥, 施正伦, 王勤辉, 等. 内循环流化床煤气化炉的试验研究和设计[J]. 动力工程学报, 2003, **23**(4): 2524-2529.
FANG M X, SHI Z L, WANG Q H, *et al.* Experimental research and design of coal gasifier based on inter-circulating fluidized bed[J]. Power Engineering, 2003, **23**(4): 2524-2529.
- [9] JIN H J, SANG D K, KIM S J, *et al.* Solid circulation and gas bypassing characteristics in a square internally circulating fluidized bed with draft tube[J]. Chemical Engineering & Processing Process Intensification, 2008, **47**(12): 2351-2360.
- [10] CHENG L, BASU P, CEN K. Solids circulation rate prediction in a pressurized loop-seal[J]. Chemical Engineering Research & Design, 1998, **76**(6): 761-763.
- [11] SONG B H, KIM Y T, SANG D K. Circulation of solids and gas bypassing in an internally circulating fluidized bed with a draft tube[J]. Chemical Engineering Journal, 1997, **68**(2/3): 115-122.
- [12] JONG J A H D, HOELEN Q E J J M. Cocurrent gas and particle flow during pneumatic discharge from a bunker through an orifice[J]. Powder Technology, 1975, **12**(3): 201-208.
- [13] FOSCOLO P U, GERMANÀ A, JAND N, *et al.* Design and cold model testing of a biomass gasifier consisting of two interconnected fluidized beds[J]. Powder Technology, 2007, **173**(3): 179-188.
- [14] CHEN Y C, HWANG S J. Attrition and sulfation of calcium sorbent and solids circulation rate in an internally circulating fluidized bed[J]. Powder Technology, 2002, **127**(3): 185-195.
- [15] 赵文立, 沙作良, 王铁峰, 等. 内循环流化床颗粒循环速率实验研究[J]. 天津科技大学学报, 2011, **26**(1): 23-26.
ZHAO W L, SHA Z L, WANG T F, *et al.* Experimental study on the solid circulation rate in an internally circulating fluidized bed[J]. Journal of Tianjin University of Science & Technology, 2011, **26**(1): 23-26.
- [16] GUPTA S K, BERRUTI F. Evaluation of the gas-solid suspension density in CFB risers with exit effects[J]. Powder Technology, 2000, **108**(1): 21-31.
- [17] SHIH H H, YEON C C, HWANG S J. Solids circulation and attrition rates and gas bypassing in an internally circulating fluidized bed[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2003, **42**(23): 5915-5923.
- [18] TAMBURINO G, COLOMBRITA G, MISTRETTA A, *et al.* Modeling of an internally circulating fluidized bed reactor for thermal treatment of industrial solid wastes[J]. Canadian Journal of Chemical Engineering, 1999, **77**(2): 420-431.
- [19] ABELLON R D, KOLAR Z I, HOLLANDER W D, *et al.* A single radiotracer particle method for the determination of solids circulation rate in interconnected fluidized beds[J]. Powder Technology, 1997, **92**(1): 53-60.
- [20] 黄立成, 马隆龙, 周肇秋, 等. 隔板式内循环流化床的流动特性研究[J]. 太阳能学报, 2008, **29**(7): 900-904.
HUANG L C, MA L L, ZHOU Z Q, *et al.* Experimental study on particle flow characteristics in a clapboard-type internal circulating fluidized bed reactor[J]. Acta Energiae Solaris Sinica, 2008, **29**(7): 900-904.
- [21] BOTTERILL J S M, BESSANT D J. The flow properties of fluidized solids[J]. Powder Technology, 1976, **14**(1): 131-137.
- [22] DRINKENBURG A A H. Proceedings of the International Symposium on Fluidization[M]. Eindhoven: Netherlands University Press, 1967.
- [23] PRASAD B V R K, KUESTER J L. Process analysis of a dual fluidized bed biomass gasification system[J]. Ind. Eng. Chem. Res. (United States), 1988, **27**(2): 304-310.
- [24] SNIEDERS F F, HOFFMANN A C, CHEESMAN D, *et al.* The dynamics of large particles in a four-compartment interconnected fluidized bed[J]. Powder Technology, 1999, **101**(3): 229-239.
- [25] KURAMOTO M, KUNII D, FURUSAWA T. Flow of dense fluidized particles through an opening in a circulation system[J]. Powder Technology, 1986, **47**(2): 141-149.
- [26] CHOI Y T, KIM S D. Bubble characteristics in an internally circulating fluidized bed[J]. Journal of Chemical Engineering of

- Japan, 1991, **24**(2): 195-202.
- [27] LA NAUZE R D. A circulating fluidized bed[J]. Powder Technology, 1976, **15**(1): 117-127.
- [28] 陈鸿伟, 史洋, 刘焕志, 等. 中心提升管内循环流化床颗粒循环流率预测研究[J]. 热能动力工程, 2011, **26**(2): 216-219.
CHEN H W, SHI Y, LIU H Z, *et al* . Investigation on the prediction of the particle circulating flow rate of a circulating fluidized bed inside a central elevating tube[J]. Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. 2011, **26**(2): 216-219.
- [29] DAVIES R M, TAYLOR G I. The mechanics of large bubbles rising through extended liquids and through liquids in tubes[C]//Proceedings of the Royal Society of London. Series A. Mathematical, Physical and Engineering Sciences, 1950, **200**: 375-395.
- [30] HORIO M, NONAKA A. A generalized bubble diameter correlation for gas-solid fluidized beds[J]. AIChE Journal, 1987, **33**(11): 1865-1872.