



内循环流化床颗粒循环速率实验研究

赵文立¹, 沙作良¹, 王铁峰², 王金福²

(1. 天津科技大学海洋科学与工程学院, 天津 300457; 2. 清华大学化学工程系, 北京 100084)

摘要: 采用热颗粒示踪和信号相关法对气固内循环流化床的颗粒循环速率进行实验研究. 考察操作气速、提升管下部孔径和提升管高度对于颗粒循环速率的影响. 结果表明: 在所考察的实验条件下, 颗粒循环速率在 15 ~ 70 kg/(m²·s) 之间变化. 操作气速增大时, 颗粒流化程度增强, 颗粒循环速率增加; 提升管下部开孔数目不变而孔径增加时, 颗粒循环阻力减小, 颗粒循环速率明显增加; 提升管高度由 235 mm 增加到 295 mm 时, 颗粒循环速率呈现先升后降趋势, 在提升管高度为 265 mm 时存在极大值.

关键词: 内循环流化床; 颗粒循环速率; 热颗粒示踪

中图分类号: TQ013.2 **文献标志码:** A **文章编号:** 1672-6510(2011)01-0023-04

Experimental Study on the Solid Circulation Rate in an Internally Circulating Fluidized Bed

ZHAO Wen-li¹, SHA Zuo-liang¹, WANG Tie-feng², WANG Jin-fu²

(1. College of Marine Science and Engineering, Tianjin University of Science & Technology, Tianjin 300457, China;

2. Department of Chemical Engineering, Tsinghua University, Beijing 100084, China)

Abstract: The solid circulation rate was experimentally studied by heat-particle tracing and correlation function method. The effects of superficial gas velocity, diameter of orifices on the riser wall and height of the riser on the solid circulation rate were studied in an internally circulating fluidized bed reactor. The results showed that the circulation rate G_s was in the range of 15 to 70 kg/(m²·s). With an increase in the gas velocity, the fluidization of the particles was enhanced and resulted in an increase in G_s . With a fixed number of orifices, increased orifice diameter decreased the friction of the particle circulation and increased the circulation rate. The solid circulation rate had a maximum with the riser height 265 mm when the riser height changed in the range of 235 mm to 295 mm.

Keywords: internally circulating fluidized bed; solid circulation rate; heat-particle tracing

随着我国经济发展和城市化进程的加速, 能源的需求量剧增. 循环流化床作为一种气固接触面积大、反应效率高的工业反应器, 被广泛应用于煤的燃烧与气化、固体废物焚化以及石油加工领域^[1-3]. 但是, 传统的循环流化床需要较高的提升管以及旋风分离器. 为了降低流化床的高度以及昂贵的设备费用, 各种内循环流化床反应器^[4-5]相继被开发出来. 这种反应器由低速的移动床(下降管)与高速的流动床(提升管)构成复合结构. 流化床中的颗粒在气体的带动下向上运动, 颗粒进入移动床后开始向下运动, 形成

了大尺度的颗粒循环. 除了结构紧凑、造价低廉外, 内循环流化床反应器还有许多优点. 例如, 反应过程中的热损失较低; 对于一些燃烧过程来说, 颗粒在移动床中较长的停留时间可以大大提高反应的转化率. 另外, 利用内循环流化床的结构特点还可以对反应器进行分区, 通过对加热区(移动床)和主反应区(流化床)的分别布气风形成了固相颗粒内循环, 实现了加热区与反应区的分离.

在内循环流化床的众多可控参数中, 颗粒循环速率(G_s)对于颗粒停留时间、传质传热等参数具有重

收稿日期: 2010-10-15; 修回日期: 2010-11-26

基金项目: 天津市科委国际合作项目(07ZCGHHZ01600); 北京市科技新星项目(2009B35)

作者简介: 赵文立(1985—), 男, 天津人, 硕士研究生; 通信作者: 王铁峰, 副教授, wangtf@tsinghua.edu.cn.

要影响. Milne 等^[6]认为基于下降管横截面积的固体循环速率与下降管的表观气速呈线性关系,而提升管的表观气速对其影响不大. Lanauze^[7]基于流化床与移动床的固含率差别建立了预测提升管固含率的模型. Song 等^[8]测量了3种气体分布器下的颗粒循环速率,并对锥形分布器进行了进一步的讨论. Ahn 等^[9]利用 De Jong 和 Hoelen^[10]提出的公式拟合过孔循环量数据,并得到了相应的流量系数. Chu 和 Hwang^[11]在与外界压力平衡的基础上,在一个多腔内循环流化床反应器内建立了数学模型,以预测颗粒质量流量. Shih 等^[12]研究了流化床与移动床的表观气速、颗粒平均粒径与提升管形状对 G_s 的影响,并提出了稳态下预测 G_s 的关联式. Cheng 等^[13]在加压下降管中使用压力计来预测 G_s ,获得了一些在不同的区域利用压差预测 G_s 的关联式. Patience 等^[14]通过测量提升管与上部旋风分离器中间的圆柱形管道内的压降预测 G_s .

本文采用改进的热示踪法对内循环流化床的颗粒循环速率进行了实验研究,考察了流化数、提升管开口直径和提升管高度对 G_s 的影响.

1 实验

1.1 实验装置

实验装置如图1所示,由有机玻璃制成,其外径为130 mm,内径为120 mm,高度为800 mm;内部设有提升管,其外径为80 mm,内径为70 mm,高度为250 mm,在提升管下部均匀分布孔径为10 mm的24个小孔.

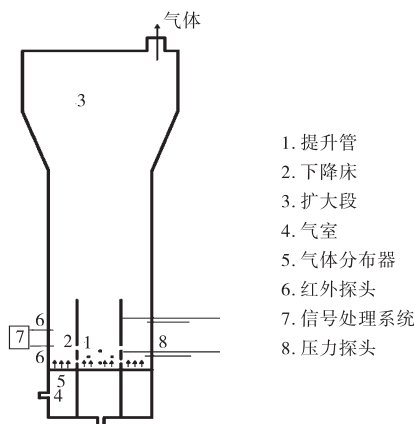


图1 实验装置示意图

Fig.1 Scheme of the experimental apparatus

气体分布器与提升管底部相连,直径120 mm.在保证过孔气速的条件下,在提升管与环隙部位均匀

打孔,孔径1 mm.气体分布板下部存在两个气室,为床层流化提供气体.上面的扩大段外径为310 mm,内径250 mm,高400 mm,可以防止气速较高时的颗粒夹带现象.颗粒为平均粒径300 μm的石英砂,按照 Gerldart 分类法属于B类颗粒,起始流化速度 U_{mf} 为0.051 m/s.空气由空气压缩机出来,经过分子筛、减压阀与气体流量计进入反应装置,经过气体分布器进入颗粒床层使颗粒流化,经扩大段进行气固分离后,从上面的出气管排出.

1.2 测量方法

1.2.1 下降管平均固含率 ϵ_s

利用压差法测量环隙下降管的平均固含率.具体方法是用压力传感器测量两轴向位置间的床层压差,压差由两测点间气固混合物与气体密度的不同所致.记两测点间距为 h_1 ,则压差 Δp 与平均固含率 ϵ_s 满足

$$\Delta p = [\rho_s \epsilon_s + \rho_f (1 - \epsilon_s)] g h_1 \quad (1)$$

即

$$\epsilon_s = \frac{\Delta p}{\rho_s g h_1} \quad (2)$$

式中: Δp 为压力探头测量点间压差, Pa; ρ_s 为颗粒密度, kg/m^3 ; ρ_f 为空气密度, kg/m^3 , 此处忽略不计; h_1 为压力探头测量点间距离, mm; ϵ_s 为测量点间平均固含率, 无量纲.

1.2.2 颗粒平均速度 u_s 与颗粒循环速率 G_s

采用热示踪法测量颗粒平均速度.传统的热示踪法采用热电偶测量颗粒床层温度,由于气固流动结构复杂,热颗粒与热电偶的接触不均匀,而且热电偶的响应时间长,造成信号峰拖尾现象,增加了实验误差.为了提高实验精度,本实验采用了 Raytek compact MI 型红外测温探头进行测量,该探头响应时间为150 ms (95%),测量精度为 $\pm 1\%$ 或 1°C .测量时首先把加料装置倾斜一定角度固定在外筒壁上,下降管内颗粒流化以后有一小部分进入加料管.在加料管上用加热带加热并用温度控制仪进行控温,待温度达到设定值后用高压脉冲把高温颗粒打入流化床中.进料口下端两个红外温度探头对温度信号进行测量,通过信号相关处理即可求得颗粒平均速度

$$u_s = h_2 / \Delta t \quad (3)$$

式中: h_2 为红外探头测量点间距离, cm; Δt 为当 $c(\tau)$ 取得极大电信号值时对应的时间, s. 其中 Δt 由式(4)确定

$$c(\tau) = \int_0^\infty V_1(t) V_2(t - \tau) dt \quad (4)$$

式中: $V_1(t)$ 为上游探头的电信号值, mV; $V_2(t)$ 为下游

探头的电信号值, mV; $c(\tau)$ 为两路电信号积分值.

图2为对典型信号示意图.

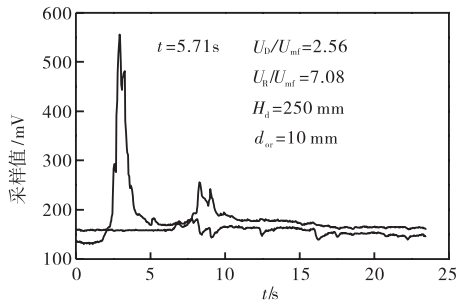


图2 两路红外测温探头的典型输出信号

Fig.2 Typical signals from the infrared temperature probes

颗粒循环速率 G_s 可由式(5)进行计算

$$G_s = \rho_s \varepsilon_s u_s \quad (5)$$

2 结果与讨论

2.1 流化数对颗粒循环速率的影响

在气固内循环流化床中,当提升管和下降管表观气速不同时,则两区域的固含率也不同,在密度差的推动下形成颗粒的循环流动. 在本实验中,中心管的操作气速比环隙的操作气速大,因此,中心管作为提升管,环隙作为下降床. 为使表观气速数据在工业放大过程中便于参考,本工作使用流化数代替表观气速. 流化数为表观气速与颗粒起始流化速度的比值. 其中 U_R 为提升管表观气速, U_D 为下降床表观气速, U_{mf} 为颗粒起始流化速度且仅与颗粒物理性质有关. 图3为提升管流化数 (U_R/U_{mf}) 与下降管流化数 (U_D/U_{mf}) 对于颗粒循环速率 G_s 的影响. 随着 U_R/U_{mf} 增大,提升管中颗粒床层的固含率下降,提升管与下降管的密度差增大,使得 G_s 逐渐增大,但是其增加速率在气速进一步提高时明显降低. Song 等^[8]认为,在较高气速下,提升管内部会形成中间上升、边壁下降的内环流结构,且随着气速增大颗粒混合严重. 此外,提升管入口气速较大时,一部分气体通过提升管底部的开孔进入环隙下降床,导致提升管与下降管的操作气速差别和床层密度差降低,阻碍颗粒循环速率的进一步增大. 另外,下降管表观气速也对颗粒循环速率有明显影响. 因此,进一步在相同 U_R/U_{mf} 下考察了 U_D/U_{mf} 对 G_s 的影响. 图3表明,在所考察的操作条件,增大 U_D/U_{mf} 可以明显地提高颗粒循环速率. 由以上结果可知, G_s 不仅受到提升管和下降管床层密度差的影响,而且与下降管的流化质量密切相关. 当 U_D/U_{mf} 为 1.46 时,下降管床层的流化质量较差. 随

着 U_R/U_{mf} 增加, G_s 的增加速率下降较快,当 U_D/U_{mf} 为 2.92 甚至更高时,下降管均匀流化, G_s 会有明显的增加,且增加速率随着 U_R/U_{mf} 增加变化不大.

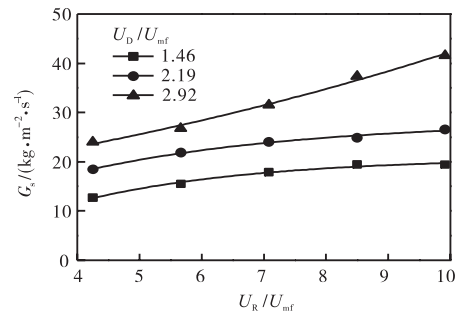


图3 流化数对颗粒循环速率的影响

Fig.3 Effect of fluidization number on G_s

2.2 提升管开孔直径对颗粒循环速率的影响

提升管下部开孔数目一定时,开孔直径 d_{or} 决定了颗粒循环流通面积,因此对颗粒循环量有显著影响. $U_D/U_{mf} = 2.19$ 时,提升管开孔直径对颗粒循环速率的影响如图4所示. 从图4中可以看出,当 d_{or} 由 8 mm 增加到 16 mm 时,颗粒循环速率明显增大. 其原因在于开孔率增加使颗粒循环流通面积增大,流动阻力减小,颗粒与气体更容易通过开孔从下降管进入提升管. 这个结果与 Milne 等^[6]和 Ahn 等^[9]报道的结果一致. 他们认为,当 d_{or} 较小时,下降管小孔附近会出现颗粒聚集现象,阻碍气流和颗粒从提升管进入下降管. 在本研究中,提升管下部开孔率较大,但是当 d_{or} 较小时,会出现颗粒聚集现象, G_s 随着 U_R/U_{mf} 的增大变化不明显;而当 d_{or} 逐渐增大以后,气流与颗粒的过孔阻力会逐渐降低, G_s 会随着 U_R/U_{mf} 的增大而大幅度增加.

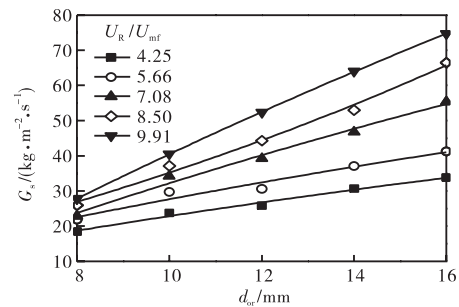


图4 提升管开孔直径对颗粒循环速率的影响

Fig.4 Effect of diameter of orifices on G_s

2.3 提升管高度对颗粒循环速率的影响

图5为 $U_D/U_{mf} = 2.19$ 时,提升管高度 H_R 对于颗粒循环速率 G_s 的影响. 当 H_R 在 235 ~ 295 mm 之间变化时, G_s 在 $H_R = 265$ mm 附近存在一个极大

值. Shih 等^[12]认为,随着 H_R 升高,颗粒和提升管之间的摩擦力不断增大,而且提升管中的颗粒回落的可能性较大,当提升管超过床层时回落程度减小,所以 G_s 会存在一个先下降后上升再下降的过程. 由于 Shih 等^[12]采用的设备规模较大,摩擦力对 G_s 的影响比本实验装置更明显. 本实验的静床层高度为 245 mm, 当 H_R 为 235 mm 时提升管完全位于床层以下. 提升管顶部的颗粒在气体曳力以及气泡破碎的作用下存在从提升管到下降管和从下降管到提升管两种运动. 由于提升管操作气速高于下降管操作气速,使得提升管床层高于下降管床层. 随着 H_R 升高,颗粒从下降管运动落入提升管的运动趋势逐渐减小,造成了提升管内外密度差增加,循环量增大. 当 H_R 进一步增大时,由于 U_R 导致的床层膨胀有限,提升管内颗粒落入下降床的量迅速减小, G_s 明显下降.

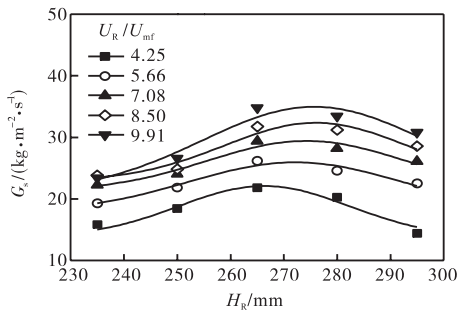


图5 提升管高度对颗粒循环速率的影响
Fig.5 Effect of height of draft tube on G_s

3 结论

(1) 操作气速增大时,颗粒流化程度增强,颗粒循环速率 G_s 增加;在所考察的实验条件下, G_s 在 15 ~ 70 kg/(m²·s)之间变化.

(2) 提升管下部开孔数目不变而孔径增加时,颗粒循环阻力减小,颗粒循环速率明显增加.

(3) 提升管高度由 235 mm 增加到 295 mm 时,颗粒循环速率呈现先升后降趋势,在提升管高度为 265 mm 时存在极大值.

参考文献:

[1] Mukadi L, Guy C, Legros R. Modeling of an internally circulating fluidized bed reactor for thermal treatment of industrial solid wastes[J]. The Canadian Journal of Chemical Engineering, 1999, 77(2): 420-431.
[2] Lee J M, Kim Y J, Kim S D. Catalytic coal gasification in

an internally circulating fluidized bed reactor with draft tube[J]. Applied Thermal Engineering, 1998, 18(11): 1013-1024.
[3] 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.
[4] Namkung W, Kim S D. Gas backmixing in the dense region of a circulating fluidized bed[J]. Korean Journal of Chemical Engineering, 1999, 16(4): 456-461.
[5] Choi J C, Kim S D, Han G Y. Heat transfer characteristics in low-temperature latent heat storage systems using salt-hydrates at heat recovery stage[J]. Solar Energy Materials and Solar Cells, 1996, 40(1): 71-87.
[6] Milne B J, Berruti F, Behie L A, et al. The internally circulating fluidized bed (ICFB): A novel solution to gas bypassing in spouted beds[J]. The Canadian Journal of Chemical Engineering, 1992, 70(5): 910-915.
[7] Lanauze R D. Circulating fluidized-bed[J]. Powder Technology, 1976, 15(1): 117-127.
[8] Song B H, Kim Y T, Kim S D. 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.
[9] Ahn H S, Lee W J, Kim S D, et al. Solid circulation and gas bypassing in an internally circulating fluidized bed with an orifice-type draft tube[J]. Korean Journal of Chemical Engineering, 1999, 16(5): 618-623.
[10] De Jong J A H, 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.
[11] Chu C Y, 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.
[12] Shih H H, Chu C Y, 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.
[13] Cheng L, Basu P, Cen K. Solids circulation rate prediction in a pressurized loop-seal[J]. Chemical Engineering Research and Design, 1998, 76(6): 761-763.
[14] Patience G S, Mehrotra A K. Combined thermal-momentum start-up in long pipes[J]. International Journal of Heat and Mass Transfer, 1990, 33(9): 2051-2053.