

基于动力学模型的双循环流化床颗粒循环流率 实验研究与预测

杨 新, 陈鸿伟, 许文良, 刘啸东, 赵争辉

(华北电力大学能源动力与机械工程学院, 保定 071003)

摘 要: 基于不同快速床压降的计算方法建立动力学模型实现对颗粒循环流率的预测计算, 并进行冷态系统的实验验证。研究发现: 颗粒循环流率随鼓泡床流化床风速的增大无明显变化; 随快速床风速(二次风风速)的增大, 出现增大趋势, 但增长速率逐渐放缓; 颗粒循环流率随经床层高度的增加而增大, 随平均粒径的减小而增大, 且平均粒径的影响程度较大。在实验各工况下模型计算值与实验值误差的最大误差为 18.59%, 在工业允许范围内验证该动力学模型的准确性。

关键词: 循环流率; 流化床; 控制参数; 动力学模型; 预测

中图分类号: TK229

文献标识码: A

0 引 言

我国生物质能源储量丰富、分布范围广, 生成产物热值为 $12\sim 20\text{ MJ/m}^3$ 、利用率高, 这些优点使得气化技术在能源应用中所占比例越来越大^[1]。为进一步提高生物质气化效率和产物质量, 国内外学者们提出了耦合不同形式流化床的方法, 并进行了相关实验研究^[2-7], 发现双循环流化床因强化生物质气化反应分区, 可有效提高最终产物的生成效率和质量。

双循环流化床装置包括鼓泡流化床(主要用于生物质气化反应)和快速流化床(用于生物质气化后半焦燃烧)。在鼓泡床(气化室)中, 生物质与水蒸气等气化剂进行反应, 生成 CH_4 、 CO 、 H_2 等气化产物经分离、净化装置后进行储存使用, 而生物质未完全气化的半焦等与惰性热载体(提供气化反应所需热量)一并进入快速流化床(燃烧室), 在该区与空气混合燃烧, 释放的热量被热载体吸收。燃烧形成的飞灰经分离装置后与烟气进入后续处理装置,

由分离装置分离下来的热载体再次进入鼓泡床, 为气化反应提供热量, 持续进行两床间的循环。

双循环流化床内循环物料流率影响气化、燃烧、换热以及物料稳定流动状态, 是双循环流化床设计、运行的重要参数。本文为研究主要控制参数对颗粒循环流率的影响, 搭建双循环流化床冷态装置进行实验研究。为实现双循环流化床系统运行过程中对颗粒循环流率参数的实时监测, 了解床内的物料流动状态, 迅速高效地对工况进行调整, 本文基于两相流原理, 建立两床间的动力学模型, 实现对颗粒循环流率进行预测, 以期对双循环流化床系统的设计、运行提供参考。

1 实验系统简介

本文自行设计搭建的双循环流化床冷态实验系统示意图见图 1。为便于观察实验过程中物料的流化现象, 实验系统选用 6 mm 厚的有机玻璃, 主要构件包括快速床、旋风分离器、立管、鼓泡床、下部返料管以及其他辅助装置。

收稿日期: 2017-06-15

基金项目: 河北省自然科学基金(E2016502058)

通信作者: 杨 新(1987—), 男, 博士研究生, 主要从事清洁燃烧及环境污染控制方面的研究。yangxin890322@126.com

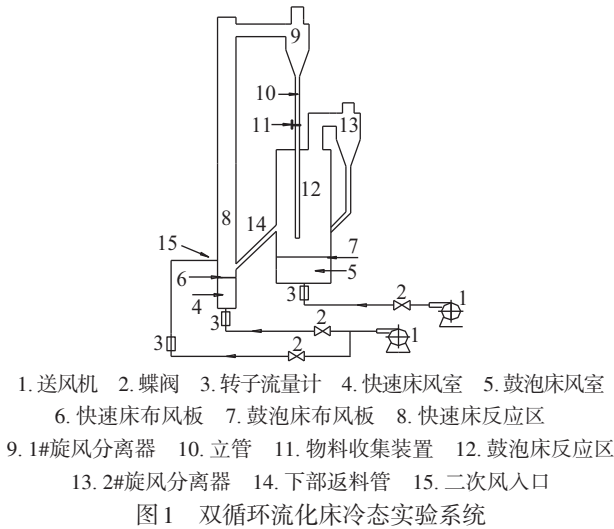


图1 双循环流化床冷态实验系统

Fig. 1 Cold state test apparatus of double circulating fluidized bed

实验系统中鼓泡床为圆柱形,内径为 200 mm,高度为 2 m;快速床内径为 75 mm,高度为 6 m;立管内径为 50 mm,下端距离鼓泡床布风板 10 cm,运行过程中保证立管下端出口位于物料中;下部返料管内径为 30 mm,布置角度为 55°,上端入口距离鼓泡床布风板距离为 8 cm;布风装置采用密孔板式,开孔率为 25%,开孔直径为 6 mm,为防止物料进入风室,在密封孔板上铺设一层 200 目的筛网。实验系统中不同分区的送风由两台风机分别提供,风机型号为 9-26No5.6,送风管道上设有转子流量计和蝶阀分别测量和控制空气流量,调整不同分区的流化风速。实验中循环物料选用石英砂,其特性参数见表 1。

表 1 实验参数汇总

Table 1 Summary of experimental parameters

参数	数值	参数	数值
快速床内径×高度/mm	75×6000	鼓泡床风速 $U_{\text{f}}/\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$	0.75/0.84/0.94/1.03/1.13/1.22
鼓泡床内径×高/mm	200×6000	快速床总风速 $U_{\text{b}}/\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$	4.09/4.40/4.72/5.04/5.36/5.68/ 6.00
返料管内径×高度/mm	30×300	快速床一次风速 $U_{\text{b},1}/\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$	0.32/0.63/0.94/1.26/1.57
返料管与水平方向夹角/(°)	52	快速床二次风速 $U_{\text{b},2}/\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$	4.09/4.40/4.72/5.04/5.36/5.68
分离器入口截面/mm	100×50	鼓泡床静床层高度 $H_{\text{b},\text{in}}/\text{mm}$	200/240/280
立管内径/mm	50	物料粒径 d_{p}/mm	0.21/0.33/0.49
返料口距气化室布风板高度/mm	70	颗粒种类	石英砂
真实密度/ $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$	2480	球形度 Φ	0.58

2 实验方法

实验时,在鼓泡床中加入一定高度的循环物料,开启风机,调整风量稳定后,启动快速床侧风机,依次开启二次风控制蝶阀和流化风控制蝶阀,待工况稳定后,快速旋转关闭立管处的收集装置,该装置上开有 200 目小孔,在顺利通过空气的同时对循环物料进行有效收集。测量一定时间 Δt 内,收集装置内物料所能达到高度 H_{c} ,根据物料堆积密度和各装置的尺寸,最终由式(1)计算快速床区域的物料循环流率 G_{s} 。

$$G_{\text{s}} = \frac{\rho_{\text{b}} H_{\text{c}} S_{\text{sp}}}{S_{\text{b}} \Delta t} \tag{1}$$

式中, G_{s} ——颗粒循环流率, $\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$; ρ_{b} ——石英砂堆积密度, kg/m^3 ; H_{c} ——收集装置中的堆积高

度, m; S_{sp} ——立管横截面积, m^2 ; S_{b} ——快速床横截面积, m^2 ; Δt ——物料达到一定高度所需时间, s。

3 动力学模型建立

动力学模型的建立思路以快速床作为主要研究对象,建立快速床直接压降计算模型和间接压降计算模型,分别进行迭代计算,比较 2 种计算方法时压降快速床压降大小,当两者关系满足要求时,所对应的颗粒循环流率为模型计算所得流率。

3.1 直接计算方法

根据之前的研究,结合本实验中快速床结构特征和操作条件,将整个快速床沿轴向分为密相区、飞溅区和稀相区,分别计算各区的压降分布和物料质量后累加即可得快速床中的总体压降和质量:

$$\Delta p_{fb} = \Delta p_{dz} + \Delta p_{sz} + \Delta p_{tz} \quad (2)$$

$$m_{fb} = m_{dz} + m_{sz} + m_{tz} \quad (3)$$

式中, Δp_{fb} ——快速床压降, Pa; Δp_{dz} ——密相区压降, Pa; Δp_{sz} ——飞溅区压降, Pa; Δp_{tz} ——稀相区压降, Pa; m_{fb} ——快速床物料质量, kg; m_{dz} ——密相区物料质量, kg; m_{sz} ——飞溅区物料质量, kg; m_{tz} ——稀相区物料质量, kg。

3.1.1 密相区压降

快速床底部密相区由于流化风速较低, 以鼓泡流化床的形式存在, 故将本区域分为乳化相和气泡相 2 部分。本区压降主要为颗粒重位压降, 其计算方法见式(4), 密相区物料质量计算见式(5)。

$$\Delta p_{dz} = (1 - \varepsilon_{dz}) \rho_p h_{dz} g \quad (4)$$

$$m_{dz} = \frac{\pi D_{fb}^2}{4} (1 - \varepsilon_{dz}) \rho_p h_{dz} \quad (5)$$

式中, ε_{dz} ——相区空隙率; ρ_p ——颗粒真实密度, kg/m³; h_{dz} ——密相区高度, m; g ——重力加速度, 9.8 m/s²; D_{fb} ——快速床内径, m。

式(4)、式(5)中快速床层密相区空隙率 ε_{dz} 为未知量, 对其进行计算时需同时考虑乳化相和气泡相的影响。由于乳化相在流化风速大于 U_{mf} 时仍处于初始流化状态, 对应的空隙率为初始流化状态对应的 ε_{mf} , 计算方法见式(6)。

$$\varepsilon_{dz} = \delta_b + (1 - \delta_b) \varepsilon_{mf} \quad (6)$$

式中, δ_b ——密相区气泡相体积分数; ε_{mf} ——临界流化空隙率。

ε_{mf} 可联立初始流化状态下床层压降的不同计算方法(Ergun 公式等)得式(7)~式(9):

$$\frac{1.75}{\varepsilon_{mf}^3 \Phi_p} Re_{mf}^2 + \frac{150(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \Phi_p^2} Re_{mf} = Ar \quad (7)$$

$$Ar = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_p - \rho_g) g}{\eta^2} \quad (8)$$

$$Re_{mf} = \sqrt{27.2^2 + 0.0408 Ar} - 27.2 \quad (9)$$

式中, Φ_p ——颗粒球形度; Re_{mf} ——临界流化速度下的雷诺数; Ar ——阿基米德数; d_p ——颗粒平均粒径, m; ρ_g ——气相密度, kg/m³。

气泡相由上升气泡组成根据 Darton 提出的式(10)计算^[8]。

$$\delta_b = \frac{1}{1 + \frac{1.3(0.15 + U_{fb,f} - U_{mf})^{0.33}}{0.26 + 0.7e^{-3.3d_p}} (U_{fb,f} - U_{mf})^{-0.8}} \quad (10)$$

式中, $U_{fb,f}$ ——快速床一次风, m/s; U_{mf} ——某粒径尺寸下颗粒临界流化速度, m/s。

3.1.2 飞溅区

快速床飞溅区主要发生以下过程: 快速床密相区产生的气泡在密相区床层表面爆破, 将所夹带的颗粒抛溅, 部分颗粒到达二次风口区域, 进入稀相区, 参与物料的循环, 但其余颗粒由于携带风速低于颗粒终端速度, 未能进入到稀相区, 重新落回密相区。本区域压降模型主要考虑重位压降模型和颗粒加速模型, 鉴于颗粒加速过程的复杂性, 本文不再将颗粒加速过程分区计算, 而是直接将快速床内的颗粒加速过程看作一个整体进行计算, 其计算过程见下节。重位压降与物料量的计算见式(11)、式(12):

$$\Delta p_{sz} = \int_{h_{dz}}^{h_{sz}} (1 - \varepsilon_{sz,h_i}) \rho_p g dh \quad (11)$$

$$m_{sz} = \frac{\Delta p_{sz} \pi D_{fb}^2}{4g} \quad (12)$$

式中, h_{dz} ——密相区高度, m; h_{sz} ——飞溅区出口处高度, m。

ε_{sz,h_i} 可用式(13)计算^[8]:

$$\frac{\varepsilon_{sz,h_i} - \varepsilon_{\infty}}{\varepsilon_{dz} - \varepsilon_{\infty}} = \exp[-k(h_i - h_{dz})] \quad (13)$$

式中, ε_{∞} ——输送高度以上区域空隙率, 本文取 0.995^[9]; k ——飞溅区的物料浓度衰减因子; h_i ——快速床上某处高度, m。

衰减因子 k 采用 Johnsson 等^[10]提出的关联式进行计算:

$$k = \frac{CU_t}{U_{fb,f}} \quad (14)$$

式中, C ——衰减系数, 取 10 m⁻¹; U_t ——某平均粒径下颗粒终端速度, m/s; $U_{fb,f}$ ——快速床流化风速, m/s。

3.1.3 稀相区

由于稀相区空隙率较大, 颗粒间的碰撞产生压降可忽略, 因此稀相区模型压降的主要因素包括颗粒重位压降、颗粒与管壁间摩擦压降和加速压降(包括部分飞溅区颗粒摩擦压降)。稀相区重位压降与物料量的计算见式(15)和式(16):

$$\Delta p_{tz,g} = \int_{h_{sz}}^{H_{fb}} \rho_p (1 - \varepsilon_{tz,h_i}) g dh \quad (15)$$

$$m_{tz} = \frac{\Delta p_{tz,g} \pi D_{fb}^2}{4g} \quad (16)$$

式中, ε_{tz,h_i} ——稀相区 h_i 高度上的空隙率; H_{fb} ——

快速床出口高度, m。

稀相区空隙率 ε_{tz,h_i} 的计算见式(17):

$$\frac{\varepsilon_{tz,h_i} - \varepsilon_{\infty}}{\varepsilon_{sz} - \varepsilon_{\infty}} = \exp[-a(h_i - h_{sz})] \quad (17)$$

$$a(U_{fb} - U_l)^2 D_{fb}^{0.6} = 0.88 - 420d_p \quad (18)$$

式中, ε_{sz} ——快速床飞溅区出口处的空隙率; a ——稀相区物料浓度衰减因子; U_{fb} ——快速床总风速, m/s; U_l ——某粒径区间颗粒的终端速度, m/s; D_{fb} ——快速床内径, m。

颗粒与管壁间的摩擦压降^[12]计算见式(19):

$$\Delta p_{tz,fr} = \int_{h_{sz}}^{H_{fb}} 2f_s U_{s,h_i} \frac{\rho_p (1 - \varepsilon_{tz,h_i})}{D_{fb}} dh \quad (19)$$

$$U_{s,h_i} = \frac{G_s}{\rho_p (1 - \varepsilon_{tz,h_i})} \quad (20)$$

$$f_s = 0.048 U_{s,h_i}^{-1.22} \quad (21)$$

式中, $\Delta p_{tz,fr}$ ——稀相区固-壁摩擦产生压降, Pa; U_{s,h_i} ——快速床 h_i 高度处的颗粒速度, m/s; ε_{tz,h_i} ——快速床稀相区 h_i 高度处的空隙率; D_{fb} ——快速床内径, m; f_s ——稀相区固-壁摩擦系数; G_s ——物料颗粒质量循环流率, kg/(m²·s)。

颗粒加速产生压降(包括部分密相区加速压降)见式(22):

$$\Delta p_{acc} = \frac{\rho_p (1 - \varepsilon_{Hfb}) U_{s,Hfb}^2}{2} \quad (22)$$

式中, Δp_{acc} ——物料加速产生的压降, Pa; ε_{Hfb} ——快速床出口空隙率; $U_{s,Hfb}$ ——快速床出口处的颗粒速度, m/s。

3.2 快速床压降的间接计算

有学者研究发现,双床之间存在压力平衡,具体可表示为式(23),因此可首先计算鼓泡床压降 Δp_b , 返料管压降 Δp_{con} , 分离器 1、2 的压降 Δp_{cyc1} 、 Δp_{cyc2} 后, 根据式(23)求得快速床压降 Δp_{fb} 。

$$p_{cyc1,out} + \Delta p_{cyc1} + \Delta p_{fb} = p_{cyc2,out} + \Delta p_{cyc2} + \Delta p_b + \Delta p_{con} \quad (23)$$

式中, Δp_{cyc1} ——分离器 1 压降, Pa; $p_{cyc1,out}$ ——分离器 1 出口压力, Pa; Δp_{cyc2} ——分离器 2 压降, Pa; $p_{cyc2,out}$ ——分离器 2 出口压力, Pa; Δp_b ——鼓泡床压降, Pa; Δp_{con} ——返料管压降, Pa。

假设整个系统无物料损失时,物料质量守恒。

$$m_b + m_{fb} + m_{con} + m_{sp} = m_{sys} \quad (24)$$

式中, m_b ——鼓泡床物料质量, kg; m_{fb} ——快速床物料质量, kg; m_{con} ——返料管物料质量, kg; m_{sp} ——立管物料质量, kg; m_{sys} ——系统全部物料质量, kg。

3.2.1 分离器压降模型

本实验系统分别在快速床出口加装一级旋风分离器,在鼓泡床出口加装一级旋风分离器,旋转分离器结构和运行特性会引起进口摩擦损失、分离器内气壁摩擦损失、气体旋转造成的能量耗散,共同构成压降损失,该项损失通常使用式(25)计算^[13]:

$$\Delta p_{cyc} = \zeta_{cyc} \frac{\rho_g U_{cyc}^2}{2} \quad (25)$$

式中, Δp_{cyc} ——分离器压降, Pa; ζ_{cyc} ——该旋风分离器阻力系数,旋风分离器阻力系数 ζ_{cyc} 与分离器的结构尺寸和运行过程中的气固比有关,本实验由各实验数据对阻力系数进行回归,分别得出快速床一级分离器和鼓泡床一级分离器的阻力系数为 $\zeta_{cyc,1} = 42.50$, $\zeta_{cyc,2} = 4.27$; ρ_g ——空气密度, kg/m³; U_{cyc} ——该分离器入口气流速度, m/s。

3.2.2 立管压降模型

运行状态下,由于立管压力低于气化室中压力,因此立管中需有一定量的物料以保证物料可进入气化室中。假设立管中物料处于堆积状态,以移动床的形式运动,则该物料质量由式(26)和式(27)计算得到:

$$m_{sp} = h_{sp} \rho_p (1 - \varepsilon_{mf}) \frac{\pi d_{sp}^2}{4} \quad (26)$$

$$h_{sp} = \frac{\Delta p_{sp}}{\rho_p g (1 - \varepsilon_{mf})} \quad (27)$$

式中, h_{sp} ——立管内物料高度, m; d_{sp} ——立管内径, m; Δp_{sp} ——立管内物料压降; ε_{mf} ——某粒径尺寸颗粒对应的临界流化空隙率。

Δp_{sp} 的求解可根据立管进口与气化室(鼓泡床)的压力平衡进行计算,立管入口压力近似等于一级旋风分离器出口压力,气化室内压力等于其对应的分离器入口处的压力,因此得式(28):

$$p_{cyc1,out} + \Delta p_{cyc1} + \Delta p_{sp} = p_{cyc2,out} + \Delta p_{cyc2} \quad (28)$$

式中, Δp_{sp} ——立管压降, Pa。

3.2.3 返料管压降模型

返料管用于将鼓泡床内的颗粒送入快速床中, 实现颗粒在两床间的循环, 是保持稳定循环流率的关键。运行过程中, 返料装置为防止两床间的窜气应充满物料, 因此本部分采用近似流体的方法进行压降计算, 见式(29)。

$$\Delta p_{\text{con}} = \Delta p_{\text{con,g}} - \Delta p_{\text{con,fr}} - \Delta p_{\text{con,loc}} \quad (29)$$

式中, Δp_{con} ——返料管中压差, Pa; $\Delta p_{\text{con,g}}$ ——返料管中物料重力产生压差, Pa; $\Delta p_{\text{con,fr}}$ ——返料管中因摩擦产生压降, Pa; $\Delta p_{\text{con,loc}}$ ——返料管中因局部阻力产生压降, Pa。

使用式(30)计算重位压降 $\Delta p_{\text{con,g}}$ 时, 空隙率 ε_{con} 选用临界流化空隙率 ε_{mf} 。

$$\Delta p_{\text{con,g}} = \rho_p g (1 - \varepsilon_{\text{mf}}) L_{\text{con}} \sin \alpha \quad (30)$$

式中, L_{con} ——返料管长度, m; α ——返料管与水平方向夹角, ($^{\circ}$)。

摩擦阻力压降 $\Delta p_{\text{con,fr}}$ 计算见式(31):

$$\Delta p_{\text{con,fr}} = \frac{2\lambda_{\text{con}} L_{\text{con}} U_{\text{con}}^2 \rho_p (1 - \varepsilon_{\text{mf}})}{d_{\text{con}}} \quad (31)$$

$$\lambda_{\text{con}} = 0.4/U_{\text{con}} \quad (32)$$

式中, λ_{con} ——返料管沿程阻力损失^[14]; L_{con} ——返料管长度, m; U_{con} ——返料管中的颗粒流速, 据颗粒循环流量计算求得; d_{con} ——返料管内径, m。

返料管中颗粒在进入快速床时, 因快速床内的物料上升存在一定阻碍, 假设该阻碍作用以返料管局部阻力的形式计算, 则:

$$\Delta p_{\text{con,loc}} = \frac{\zeta_{\text{con}} U_{\text{con}}^2 \rho_p (1 - \varepsilon_{\text{mf}})}{2} \quad (33)$$

式中, ζ_{con} ——返料管局部阻力系数。

采用刘焕志^[15]提出的关联式(34)进行计算:

$$\zeta_{\text{con}} = 102.4e^{10966.577d_p^{-2.683}h_{b,\text{int}}^{-3.058}U_{\text{fb,f}}^{-3.704}} + 95.65 \quad (34)$$

式中, $h_{b,\text{int}}$ ——鼓泡床初始静床层高度, m; $U_{\text{fb,s}}$ ——快速床中二次风风速, m/s。

3.2.4 气化室(鼓泡床)压降模型

本实验系统中气化室(鼓泡床)内有效的压降为气化室内返料口以上的颗粒所产生的重位压降, 其计算方法参见式(35):

$$\Delta p_b = \rho_p g (1 - \varepsilon_b) (h_b - h_{b,\text{con}}) \quad (35)$$

式中, ε_b ——鼓泡床空隙率; h_b ——鼓泡床床层高

度, m; $h_{b,\text{con}}$ ——鼓泡床返料管处高度, m。

鼓泡床空隙率 ε_b 计算与快速床密相区空隙率的计算方法类似求得; 鼓泡床物料高度 h_b 的计算方法见式(36):

$$h_b = \frac{m_b}{(1 - \varepsilon_b)\rho_p A_b} \quad (36)$$

式中, A_b ——鼓泡床截面面积, m^2 ; m_b ——可根据系统的物料质量守恒计算得到。

3.3 模型计算步骤及相关参数设定

本模型使用 Matlab 编程实现, 模型计算步骤如图 2 所示。首先输入实验系统的几何尺寸、物料特性以及各控制参数(见表 1), 然后假设 G_s 初始值, 分别直接进行快速床压降的直接计算和通过计算分离器、立管、返料阀、气化室压降的间接计算, 比较 2 种方法所得结果的差值, 如两者差值满足设定条件(本实验选取误差 $\varepsilon = 10 \text{ Pa}$)则计算结束, 输出颗粒循环流率 G_s , 否则返回重新假设 G_s , 重复迭代计算, 直到满足设定条件要求或达到设定次数。

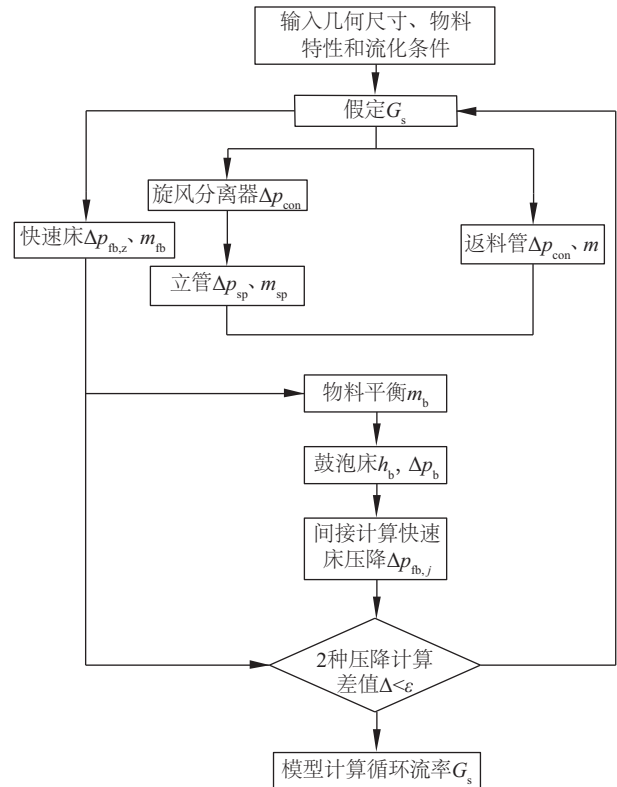


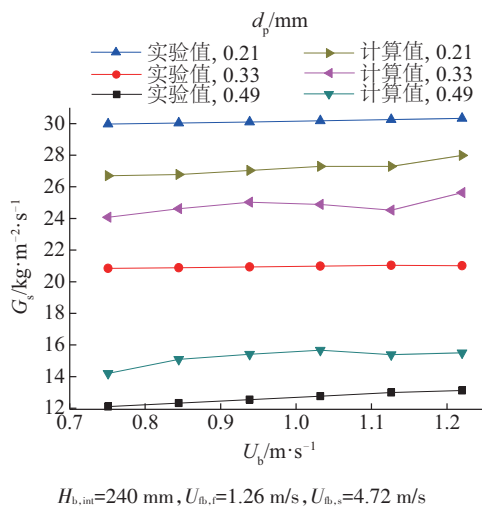
图2 颗粒循环流率模型计算流程

Fig. 2 Calculation process of particle circulation flow rate model

4 模拟结果与分析

4.1 气化室风速影响

由图 3 可看出 3 种工况下动力学模型计算值与实验所得的颗粒循环流率 G_s 的变换趋势基本相同,随着鼓泡床风速 U_b 的增大, G_s 稍微增长,基本无变化。实验过程中当 $d_p=0.21$ mm 时,鼓泡床风速 U_b 从 0.75 m/s 增大到 1.22 m/s 时,循环流率 G_s 从 26.70 kg/(m²·s) 增大到 27.99 kg/(m²·s),涨幅为 4.83%,而相同情况下动力学模型计算结果为从 29.97 kg/(m²·s) 变化到 30.33 kg/(m²·s),涨幅为 1.20%。造成该现象的原因是:两者实验工况下整个鼓泡床完全处于流化状态,尽管 U_b 增大,但床层压降基本不再变化,提供颗粒在两床间循环的动力为常量,因此 G_s 基本保持不变。比较模型计算与实验结果发现,两者之间存在一定误差,当平均粒径较小时,模型计算值 G_s 大于实验结果值,而当平均粒径较大时,模型计算值 G_s 小于实验结果值,但最大误差绝对值为 18.59%。造成该误差的原因可能是实验过程中物料粒径为宽筛分物料,在运行过程中具有不同的流动特性。当 $d_p=0.21$ mm 时,小粒径区间的物料所占比例多,利于参与物料循环,当 $d_p=0.49$ mm 时,大粒径区间物料所占比例大,参与物料循环的部分相对减少,而模型计算时,将物料等均为均一粒径进行计算,忽略不同粒径物料颗粒的流化特性区别,因此存在误差。由图 3 可看出实验中的误差变化规律。



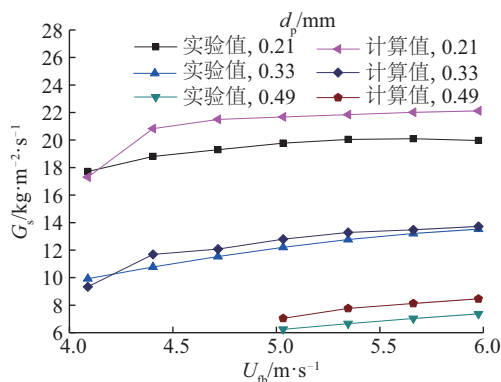
$H_{b,ini}=240$ mm, $U_{b,i}=1.26$ m/s, $U_{b,s}=4.72$ m/s

图3 气化室风速对颗粒循环流率影响

Fig. 3 Effect of U_b on G_s

4.2 快速床风速影响

图 4 为随着快速床风速变化对颗粒循环流率计算值与实验值的影响。由图 4 可看出,两者变化趋势基本一致,随风速的增大呈增长趋势,但增长速率逐渐减小。产生该现象原因是二次风风速的增大会在一定程度上使快速床稀相区物料浓度降低,快速床压降减小,与鼓泡床间的压差增大,促使更多物料参与两床间的循环。但在风速较小时,循环流率增加速率大于风速较大时流率的变化范围,该现象在 G_s 为计算值时更加显著。分析原因可能是模型计算时,由于对气固两相流动尤其是快速床中的运动极其复杂,只能对其进行一定假设,可能使得快速床稀相区颗粒浓度分布(重点)与实际试验条件下的稀相区颗粒物料浓度分布存在区别,最终造成两床间的压降和颗粒循环流率计算值与实验值间存在一定误差,最大误差为 14.17%,在允许范围内。



$U_b=0.84$ m/s, $U_{b,i}=0.94$ m/s, $H_{b,ini}=200$ mm

图4 快速床风速对颗粒循环流率的影响

Fig. 4 Effect of U_b on G_s

4.3 静床层高度影响

图 5 为不同物料高度时各工况下颗粒循环流率的实验值与计算值的比较。由图 4 可看出,随着静床层高度的增加,物料循环流率出现一定程度增大,以模型计算, $d_p=0.21$ mm 颗粒为例,当 $H_{b,ini}=200, 240, 280$ 时,颗粒循环流率为 17.43、20.41、21.45 kg/(m²·s)。出现该现象的原因是:颗粒 $H_{b,ini}$ 增加会造成气化室物料量的增加,其他控制参数相同时,床层越高,推动物料循环动力越大,物料流率越大,但比较还发现 3 种实验下循环流率的增加速率存在一定差异,推测其与颗粒特性有关。另外,

比较实验值与计算值发现,循环流率计算值基本呈线性增大趋势,与实验值最大误差为 16.06%,推断其原因是在模型中气化室内床层物料质量的计算时其参数影响较小,使得气化室压降基本与初始静床高度成线性关系,且计算时平均粒径计算时与实际情况存在区别,这都会与实际情况存在一定误差,因此需在下一步工作中寻找更加精确的模型。

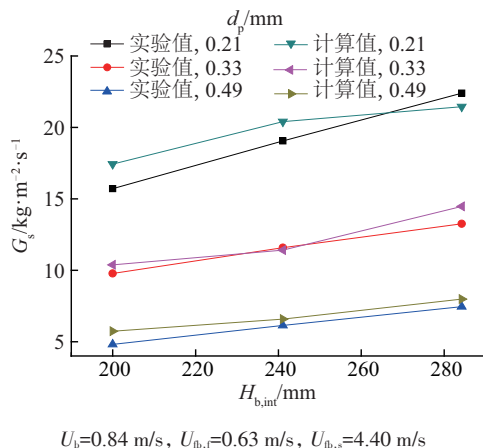


图5 鼓泡床静床层高度对循环流率的影响

Fig. 5 Effect of $H_{b,ini}$ on G_s

4.4 颗粒粒径影响

由图 6 可看出在 3 种不同床层高度下,随着平均粒径的增大,颗粒循环流率下降。如实验工况下 $H_{b,ini}=280$ mm 时,循环流率从 $26.21 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 减小为 $12.83 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$,减小趋势明显,且由图 6 可发现随着床层高度的减小,平均粒径对颗粒循环流率的影响减小。分析原因:随着平均粒径的增大,颗粒终端速度增大,且流动阻力增加,颗粒不易流化,因此快速床内物料能达到出口参与整个物料循环的量相对减小,最终造成循环物料流率的下降,此外返料管对大颗粒物料的阻碍作用明显强于小粒径区间颗粒流动,这在一定程度上加剧了循环流率的减小趋势。由图 6 还可看出,不同粒径下颗粒循环流率的计算值与实验值存在一定差距,最大误差为 18.26%。分析原因:模型计算时,对颗粒粒径选用平均粒径作为同一粒径,而在实际运行中物料为宽筛分物料,其范围内各粒径区间的物料相互之间的作用与同一粒径区间物料间的相互作用存在不同,因此两者之间存在差距。下一步需研究如何提高物料粒径预测的精确性,以便于更加精确地对颗

粒循环流率进行动力学模型预测。

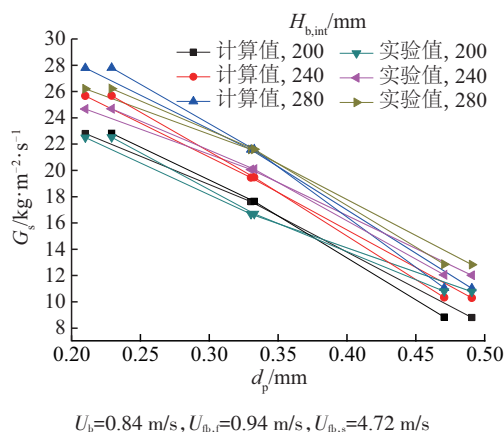


图6 颗粒平均粒径对颗粒循环流率的影响

Fig. 6 Effect of d_p on G_s

5 结论

在搭建的双循环流化床冷态实验系统上进行控制参数对颗粒循环流率的实验研究,并基于不同快速床压降计算方法,建立动力学模型对颗粒循环流率进行计算,得到以下主要结论:

- 1) 在实验和动力学模型计算情况下,循环流率随各控制参数变化趋势基本一致,验证了动力学模型的初步正确性。
- 2) 颗粒循环流率随鼓泡床流化床风速的增大无明显变化;随快速床风速的增大,出现增大趋势,但增大速率逐渐放缓。
- 3) 颗粒循环流率随经床层高度的增加而增大,随平均粒径的减小而增大,且平均粒径的影响程度较大。
- 4) 比较模型计算值与实验值误差发现,在上述各工况下两者的最大误差为 18.59%,在工业允许范围内,验证该动力学模型的准确性。

[参考文献]

- [1] Shrestha S, Brahim S A, Mahar D B H. Cold flow model of dual fluidized bed: A review[J]. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2016, 53: 1529—1548.
- [2] 方梦祥,岑建孟,王勤辉,等. 内循环流化床煤气化炉的实验研究和设计[J]. 动力工程, 2003, 23(4): 2525—2529.
- [2] Fang Mengxiang, Cen Jianmeng, Wang Qinhuai, et al. Experimental research and design of coal gasifier based

- on inter-circulating fluidized bed[J]. Power Engineering, 2003, 23(4): 2525—2529.
- [3] Chu C Y, Hwang S J. Attrition and sulfation of calcium sorbent and solids circulation rate in an internally circulating fluidized bed[J]. Power Technology, 2002, 127: 185—195.
- [4] 韩超一, 吴文龙, 陶 蕾, 等. 双循环流化床提升管中气固流动特性及接触效率研究[J]. 石油炼制与化工, 2016, 47(3): 16—24.
- [4] Han Chaoyi, Wu Wenlong, Tao Lei, et al. Study on gas-solid flow characteristics and contact efficiency in dual-loop circulating fluidized bed riser[J]. Petroleum Processing and Petrochemicals, 2016, 47(3): 16—24.
- [5] 耿察民, 钟文琪, 邵英娟, 等. 双循环流化床颗粒分布特性的三维数值模拟[J]. 中国科学院大学学报, 2016, 33(2): 258—264.
- [5] Geng Chamin, Zhong Wenqi, Shao Yingjuan, et al. 3D computational simulation of solid distribution characteristics in dual circulating fluidized bed[J]. Journal of University of Chinese Academy of Sciences, 2016, 33(2): 258—264.
- [6] 陈鸿伟, 刘焕志, 李晓伟, 等. 双循环流化床颗粒循环率与BP神经网络预测[J]. 中国电机工程学报, 2010, 33(32): 25—29.
- [6] Chen Hongwei, Liu Huanzhi, Li Xiaowei, et al. Experimental research on solids circulation rate in a double fluidized bed and BP neural network prediction[J]. Proceedings of the CSEE, 2010, 33(32): 25—29.
- [7] 韩 磊, 于旷世, 朱治平, 等. 双循环流化床冷态实验研究[J]. 锅炉技术, 2011, 42(1): 26—30.
- [7] Han Lei, Yu Kuangshi, Zhu Zhiping, et al. Cold experimental studies on dual circulating fluidized beds[J]. Boiler Technology, 2011, 42(1): 26—30.
- [8] Löffler G, Kaiser S, Bosch K, et al. Hydrodynamics of a dual fluidized-bed gasifier Part I: Simulation of a riser with gas injection and diffuser[J]. Chemical Engineering Science, 2003, 5(18): 4197—4213.
- [9] Colakyan M, Levenspiel O. Elutriation from fluidized beds[J]. Powder Technology, 1984, 38(3): 223—232.
- [10] Johnsson F, Lecker B. Vertical distribution of solids in a CFB-Furnace[A]. 13th International conference on fluidized bed combustion[C], New York, USA, 1995.
- [11] Adanez J, Gayan P, Garcia L, et al. Axial voidage profiles in fast fluidized beds[J]. Powder Technology, 1994, 81(3): 259—268.
- [12] Mabrouk R, Chaouki J, Guy C. Wall surface effects on particle-wall friction factor in upward gas-solid flows[J]. Powder Technology, 2008, 186(1): 80—88.
- [13] 岑可法, 倪明江, 骆仲泱, 等. 循环流化床锅炉理论设计与运行[M]. 北京: 中国电力出版社, 1998: 49—59.
- [13] Cen Kefa, Ni Mingjiang, Luo Zhongyang, et al. The theory of circulating fluidized bed boiler design and operation[M]. Beijing: China Electric Power Press, 1998: 49—59.
- [14] Kaiser S, Löffler G, Bosch K, et al. Hydrodynamics of a dual fluidized bed gasifier Part II: Simulation of solid circulation rate, pressure loop and stability[J]. Chemical Engineering Science, 2003, 58(18): 4215—4223.
- [15] 刘焕志. 循环流化床循环返料量实验及其模型研究[D]. 保定: 华北电力大学, 2011.
- [15] Liu Huanzhi. Experimental research on solids circulation rate in a double fluidized bed and the study of model[D]. Baoding: North China Electric Power University, 2011.

EXPERIMENT RESEARCH AND PREDICTION OF COLD EFFECTS OF PARTICLES CIRCULATION FLOW RATE IN DOUBLE CIRCULATING FLUIDIZED BED BASED ON DYNAMIC MODELS

Yang Xin, Chen Hongwei, Xu Wenliang, Liu Xiaodong, Zhao Zhenghui

(School of Energy Power and Mechanical Engineering, North China Electric Power University, Baoding 071003, China)

Abstract: Based on the calculation method of different fast bed press drop, the dynamic models were established to predict the particle circulating flow rate, and the results were verified experimentally in cold state. As the results, the variation of particle circulating flow rate is not obvious with the increase of wind speed in the bubbling bed. The particle circulating flow rate increased with the increasing of the total fluidizing wind speed in the fast bed, with the growth trend gradually gentle. The particle circulating flow rate increases with the increasing of the height of the bed layer, with the decrease of average particle size, and the influence degree of the average particle size was larger. The maximum deviation of the model-calculated value and the experimental value of was 18.59% which is in the industrial allowable range.

Keywords: flow rate of particles; double circulating fluidized bed; control parameters; dynamic models; predictive calculation