

沸腾炉炉底形状对气固两相流动特性的影响

鲁峰¹, 温良英¹, 王海鹏¹, 梁海龙¹, 李元坤²

(1. 重庆大学材料科学与工程学院, 重庆 400030; 2. 中国地质科学院矿产综合利用研究所, 四川 成都 610094)

摘要: 采用CFD模拟了沸腾炉内气-固相互作用的过程, 分析了不同弧度炉底条件下, 颗粒瞬时浓度分布、颗粒的速度大小和方向随时间变化、床层中心处压降随高度变化、颗粒在径向的浓度变化规律. 结果表明, 当表观气速为0.24 m/s时, 平底的中心气流较强, 而弧形炉底可有效发展边壁气流, 通过模拟得到弧形炉底炉内中心线上的压力在高度为350~450 mm处有突降过程, 当炉底弧度为60°时, 颗粒浓度分布较为均匀, 增强了主反应段的内循环. 而炉底弧度为90°和0°时, 颗粒浓度在中心或边壁处较大, 分布不均匀, 在主反应段不能有效形成内循环. 相对于炉底弧度为90°和0°, 弧度为60°的气泡数量较多, 且直径小于50 mm的气泡比率较大. 模拟结果通过与实体模型实验平台拍摄的气体-颗粒的流动图谱和检测数据的比较分析得到了验证. 60°弧度的炉底可以有效减少细颗粒的扬析量和提高流化质量.

关键词: 计算流体动力学; 气体; 颗粒; 沸腾炉; 内循环; 双欧拉模型

中图分类号: O359 **文献标识码:** A **文章编号:** 1009-606X(2015)01-0023-06

1 前言

鼓泡流化床中气泡引起的强烈搅动, 增加了气固接触效率, 保证了良好的传热传质行为. 但对于细颗粒鼓泡流化床的扬析量较大, 气固接触反应时间短, 造成了反应器效率低^[1-3]. 为了延长气固反应时间, 提高反应效率, 主要研究方向是强化内循环. 强化内循环的主要技术手段有: 在炉内顶部布置分离装置, 通过在流化床内加入自制垂直筛板达到减少大直径气泡, 减弱大直径气泡破裂喷射, 但由于加入内部构件, 构件周围颗粒易粘附聚团影响生产的连续性和稳定性^[4-6]; 在床顶部悬浮段加入切向二次风, 该方法能有效提高循环, 如王淑彦等^[7]通过二次切向进风形成的旋转流动减弱颗粒扬析, 延长颗粒在床内的停留时间, 但结构复杂, 局部磨损严重^[8-10]. 本工作通过将炉底分布板由平板改为弧形板从而在强化边缘气流, 形成内循环.

近年来, 随着对气固两相流数学模型的逐步完善, 数值模拟的方法在流态化研究过程中得到广泛应用. 目前, 用于模拟分析流化床CFD (Computational Fluid Dynamics)方法主要有^[11-14]: 颗粒轨道模型、宏观拟颗粒模型和双欧拉模型. 但颗粒轨道模型和宏观拟颗粒模型计算量巨大, 其适用范围收到限制. 双流模型把颗粒和气体看成流体的形式, 所需计算机资源相对较少. 李静海等^[15]指出, 曳力系数计算方法的选取对双欧拉模型计算的准确性具有重要影响. Gidaspow^[16]提出的曳力模型, 大大提高了计算的准确性, 使双欧拉模型在模拟

流化床流化特性得到广泛应用. 本研究基于双欧拉模型, 利用多物理场耦合商用软件, 对沸腾炉底部采用不同弧度的气体分布板的气体-颗粒流动相互作用进行模拟和实验对比分析.

2 控制方程

在沸腾炉内, 气体-颗粒间的流动相互作用, 遵循质量、动量和牛顿守恒定律.

气体相质量守恒方程为

$$\frac{\partial(\rho_g \epsilon_g)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_g \epsilon_g u) = 0.$$

颗粒相质量守恒方程为

$$\frac{\partial(\rho_s \epsilon_s)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_s \epsilon_s u) = 0,$$

其中, ρ_s , u 为气相速度和密度, ϵ_s 为空隙率.

气体相动量守恒方程:

$$\frac{\partial(\rho_g \epsilon_g u)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_g \epsilon_g uu)}{\partial x_j} = -\epsilon_g \nabla p - \beta(u-v) + \epsilon_g \nabla \cdot \{ \mu_g [\nabla u + (\nabla u)^T] - \frac{2}{3} \mu_g (\nabla \cdot u) I + \rho u_i' u_j' \},$$

其中, ∇p 为气相压力, β 为气相与颗粒相间的曳力系数, I 为单位矢量. 同理, 颗粒相动量方程为

$$\frac{\partial(\rho_s \epsilon_s v)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_s \epsilon_s vv)}{\partial x_j} = -\epsilon_s \nabla \tau_s + \beta(u-v) + \epsilon_s \rho_s g - \epsilon_s \nabla p + \nabla p_s,$$

式中, 固相应力张量

收稿日期: 2014-08-19, 修回日期: 2014-12-31

基金项目: 国家自然科学基金资助项目(编号: 51374263); 中国地质调查资助项目(编号: [2014]04-002-007-12120113087400)

作者简介: 鲁峰(1989-), 男, 安徽省合肥市人, 硕士研究生, 冶金工程专业; 温良英, 通讯联系人, E-mail: wlycqu@163.com.

$$\tau_s = \xi_s \nabla v + \mu_s \{[\nabla v + (\nabla v)^T] - \frac{2}{3}(\nabla \cdot v)I\},$$

式中, ξ_s 为颗粒相体积粘性系数, μ_s 为颗粒相剪切粘度, p_s 为固相压力.

$$p_s = \varepsilon_s \rho_s [1 + 2(1+e)\varepsilon_s g_0] \Theta,$$

$$\xi_s = \frac{4}{3} \varepsilon_s \rho_s d_s g_0 (1+e) \sqrt{\frac{\Theta}{\pi}},$$

$$\mu_s = \frac{4}{5} \varepsilon_s^2 \rho_s d_s g_0 (1+e) \sqrt{\frac{\Theta}{\pi}} + \frac{10 \rho_s d_s \sqrt{\Theta \pi}}{96(1+e)g_0} [1 + \frac{4}{5} \varepsilon_s g_0 (1+e)]^2,$$

其中, e 为颗粒的弹性恢复系数, 在本计算中采用 0.9, g_0 为径向分布函数, 用于修正固体颗粒相浓度对颗粒间碰撞概率的影响,

$$g_0 = [1 - (\frac{\varepsilon_s}{\varepsilon_{s,max}})^{1/3}]^{-1}.$$

颗粒温度 θ 由颗粒相的脉动动能守恒方程确定.

$$\frac{3}{2} \left[\frac{\partial(\varepsilon_s \rho_s \Theta)}{\partial t} + \nabla \cdot (\varepsilon_s \rho_s \Theta v) \right] = (-\nabla p_s I + \tau_s) \cdot \nabla v + \nabla \cdot (k_s \nabla \Theta) q_s - \gamma_s + \phi_s,$$

其中, ϕ_s 为气体与颗粒之间的脉动能交换量, γ_s 为颗粒相的脉动能耗散量, k_s 颗粒相的热传导系数,

$$\phi_s = -3\beta\Theta,$$

$$\gamma_s = 3(1-e^2)\varepsilon_s^2 \rho_s g_0 \Theta \left(\frac{4}{d_s} \sqrt{\frac{\Theta}{\pi}} - \nabla \cdot v \right),$$

$$k_s = 2\varepsilon_s^2 \rho_s d_s g_0 (1+e) \sqrt{\frac{\Theta}{\pi}} + \frac{150 \rho_s d_s \sqrt{\Theta \pi}}{384(1+e)g_0} [1 + \frac{6}{5} \varepsilon_s (1+e)g_0]^2.$$

气体对颗粒的作用力很复杂, 包括曳力、Magnus 力、Saffman 力^[15,16]等. 但在宏观上, 曳力占主导地位, 其他力相比可以忽略. 本研究曳力按 Gidaspow^[16]提出的曳力模型. 气相与颗粒相间的曳力系数为

当 $\varepsilon_g < 0.8$ 时,

$$\beta = 150 \frac{\varepsilon_s^2 (1-\varepsilon_g) \mu_g}{\varepsilon_g^2 d_s^2} + 1.75 \frac{\rho_g \varepsilon_s |u-v|}{\varepsilon_g d_s},$$

当 $\varepsilon_g > 0.8$ 时,

$$\beta = \frac{3C_d \varepsilon_g \rho_g |u-v|}{4d_s} \varepsilon_g^{-2.6}.$$

3 参数设置和网格划分

流化床几何参数为高 870 mm, 宽 541 mm, 底部分布板弧度分别为 0° , 60° , 90° . 网格划分如图 1 采用四边形网格和三角形网格结合的方式, 简化计算. 在流化床内用内置函数设定 300 mm 的料层高度, 空隙率为 0.5. 颗粒的物性参数和表观气速, 见表 1.

表 1 颗粒物性参数

Table 1 Physical parameters of particles		
Diameter (μm)	Density (kg/m^3)	Superficial gas velocity (m/s)
116	4200	0.24

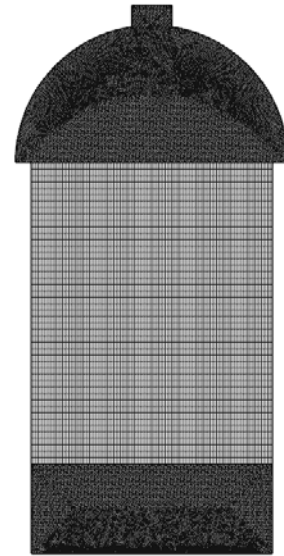


图 1 几何模型的网格划分
Fig.1 Geometric model meshing

4 实验

4.1 实验材料及设备

沸腾炉为有机玻璃制成的二维模型, 二维界面取炉体中心面. 模型尺寸厚度为 50 mm, 其他尺寸与数值计算几何模型相同. 预制中心角分别为 0° , 60° , 90° , 开孔率都为 0.5% 的三类分布板. 实验中气相为空气, 固相为人造金红石颗粒. 通过激光粒度分析仪测到人造金红石颗粒粒度分布, 如图 2 所示, 其粒度主要分布为 70~130 μm , 平均粒径为 116.84 μm .

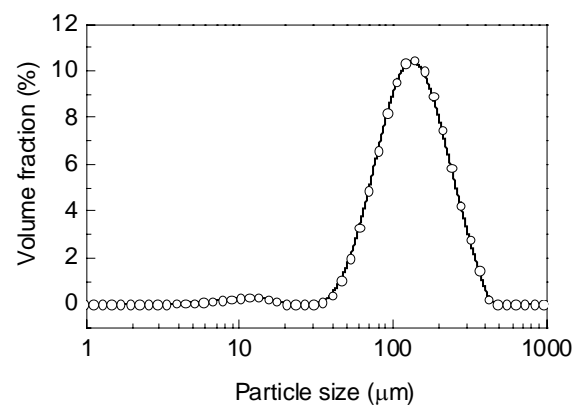


图 2 金红石颗粒粒度分布
Fig.2 Size distribution of rutile particles

4.2 实验方法

实验模型主要分为底部预布气器, 分布板和炉体构成, 如图 3 所示. 预先在炉内加入金红石, 使得料层高

度为 300 mm 与数值计算相同, 实验中空气用压缩机增压, 经流量计控制流量使得炉内表观气速为 0.24 m/s, 通过充满高铝球的底部气体分布器分布均匀后, 由分布板进入沸腾炉内参与流化过程, 采用 HG-100K 高速摄像机(美国 REDLAKE 公司)进行实时拍摄, 炉内压力通过 10 个测压孔由美国 Alphas 公司 Alphas66 型微差压传感器进行实时采集, 信号转换器将采集使用的模拟信号转换为数字信号, 由电脑自动采集记录并保存.

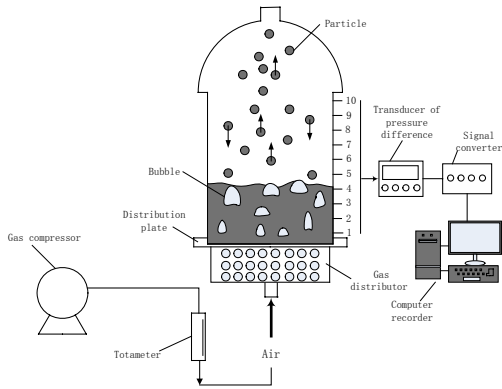


图 3 实验装置示意图
Fig.3 Schematic diagram of experimental apparatus

5 结果和讨论

5.1 颗粒瞬时浓度分布

图 4(a)~4(c)分别为弧度为 90°, 60° 和 0° 炉底条件下反应器内颗粒瞬时浓度分布情况. 由图 4 可看出, 反应器内存在颗粒的聚团, 在气体的携带作用下, 颗粒伴随着团聚的形成与破碎, 气泡尺寸也在随时间变化, 气泡上升到界面上的破裂喷射出细颗粒的过程. 比较图 4(a)~4(c)可见, 平板炉底的边壁颗粒浓度较大, 而中心颗粒浓度较小, 气泡集中在床层中心, 且尺寸较大, 不规则. 这是由于平板炉底的中心气流较强而边缘气流较弱. 文献[17]中利用实验的方法对平板炉底流化床内的固含率在径向的分布进行了研究, 其结果如图 5 所示, 也得到了同样的结论. 图 5 中 H 为轴向位置(Axial position), H_0 为静床高(Static bed high), α 为开孔率(Aperture ratio). 而弧形炉底可有效的的发展边壁气流, 比较图 4(a)和 4(b)可看出, 弧度为 60° 的颗粒浓度分布较均匀, 气泡尺寸较小且弥散在床层中, 而弧度为 90° 时, 边壁颗粒浓度较小, 中心颗粒浓度较大, 且气泡主要分布在边壁处, 且尺寸较大. 这是由于弧度为 90° 过于发展边壁气流造成的. 图 4(a)~4(c)分别与图 6 所示对应模型实验平台上拍摄的气体-颗粒的流动图谱比较, 可发现类似现象. 颗粒浓度均匀, 气泡尺寸较小一方面使得气固接触更充分, 有利于提高含钛矿粉氯化反应的反应效率; 另一方面减少大直径气泡在气固界面处破裂, 喷射出细颗粒, 而造成的扬析量增加, 提高矿粉利用率.

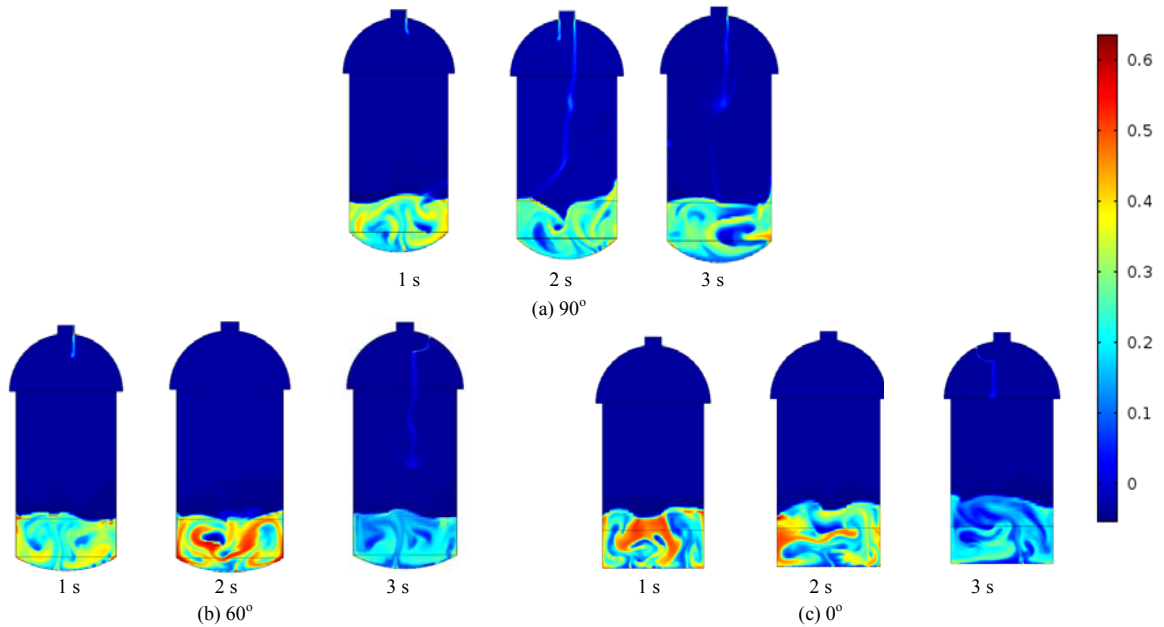


图 4 不同炉底弧度下颗粒瞬时浓度分布

Fig.4 Distributions of instantaneous particles concentration at different arc degrees of furnace bottom

5.2 颗粒速度变化

图 7(a)~7(c)分别为弧度为 90°, 60° 和 0° 的炉底形状条件下反应器内颗粒的速度大小和方向的状况. 由图

7(a)和 7(b)可看出, 在有弧度的情况下, 中间颗粒速度和边壁颗粒速度明显大于其他区域的速度, 中间颗粒速度方向向上, 而边壁颗粒速度向下. 而图 7(c)为平底炉

形情况下, 颗粒的速度大小在各个区域内没有明显变化, 与图 7(a)和 7(b)比较, 边壁颗粒的下降速度较大, 区域较宽. 表明弧形炉底, 发展了边壁气流, 使边壁上曳力大于平形炉底的曳力, 从而减小了颗粒在边壁向下的合力. 比较图 7(a)~7(c)可看出, 当炉底弧度为 60° 时, 颗粒的运动呈现明显的双循环特征, 且颗粒的返混, 形成的颗粒运动的漩涡较少, 使颗粒由于返混形成的大直径气泡较少. 而炉底弧度为 90° 和 0° 的炉内颗粒运动的漩涡较多, 且无明显的内循环形式, 大直径气泡较多. 表明炉底弧度为 60° 时, 气泡分布细小且弥漫分布在床层内.

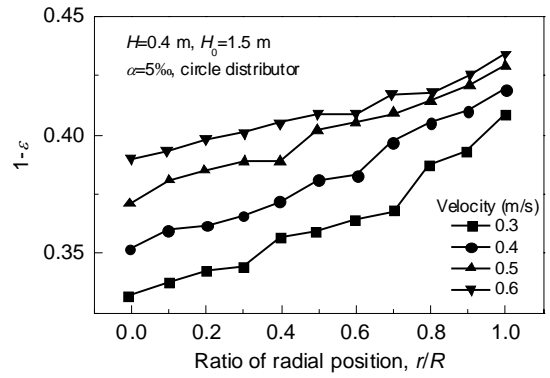


图 5 径向位置对固体浓度分布的影响^[17]

Fig.5 Effect of radial distance on time-averaged solid concentration distribution^[17]

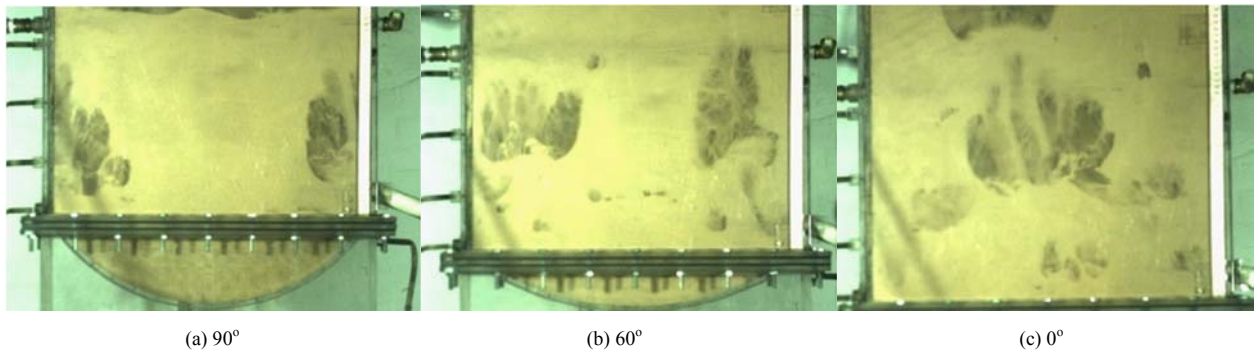


图 6 不同炉底弧度下气体-颗粒的流动图谱照片

Fig.6 Photographs of gas-particle flow in the fluidization experiments at different arc degrees of furnace bottom

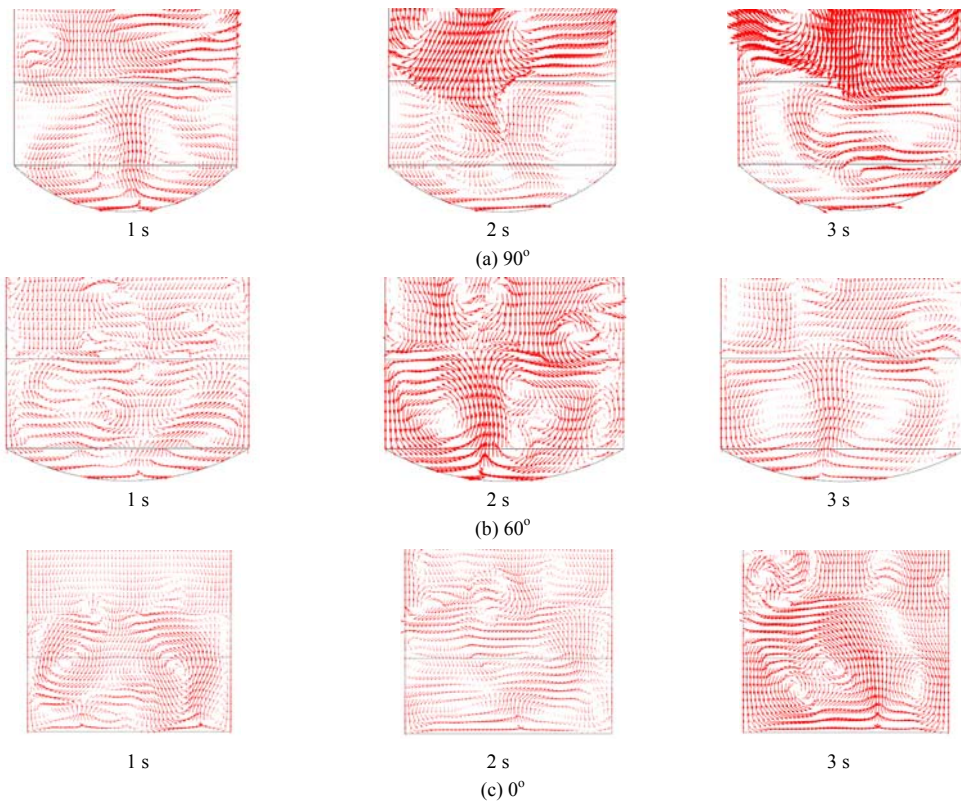


图 7 不同炉底弧度下炉内颗粒速度矢量

Fig.7 Vector diagrams of particle velocity in the furnace with different arc degrees of bottom

5.3 床层中心压力变化

图 8 是反应器中心压力沿炉膛高度变化的模拟计算结果. 由图可看出, 炉底有无弧度, 炉内压力分布是不一样的, 有弧度的炉内压力在 320 mm 以内骤降, 而在 320 mm 后压力基本不变; 无弧度的炉内压力平缓下降, 在高度为 500 mm 以内, 炉内中心压力均较大. 这是由于平板无内循环, 对颗粒运动的束缚小, 而单位高度上的压降和颗粒浓度成正比, 颗粒浓度越大, 压降越

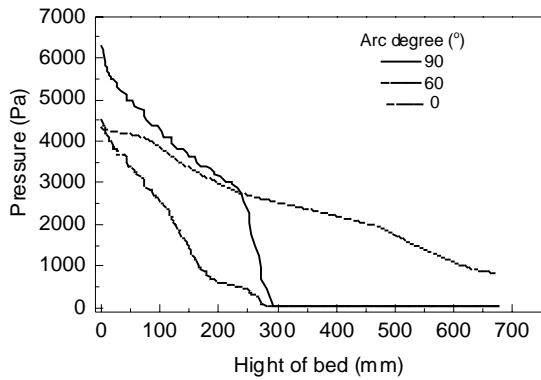


图 8 模拟计算中压力随床层高度变化
Fig.8 Change of simulated pressure with the height of bed at different arc degrees of furnace bottom

5.4 床层内气泡直径及数量

图 10 为由数值计算的在时间为 1 s, 高度为 280 mm 处床层内的颗粒在径向上的瞬时浓度分布. 可见颗粒在炉膛径向分布不均匀, 边壁处浓度大, 中心浓度小. 浓度不均匀由床层内部的气泡造成. 流化过程中气泡会不断上升, 当气泡经过高度为 280 mm 的区域时, 颗粒浓度会在气泡处出现陡降的过程即颗粒浓度波谷.

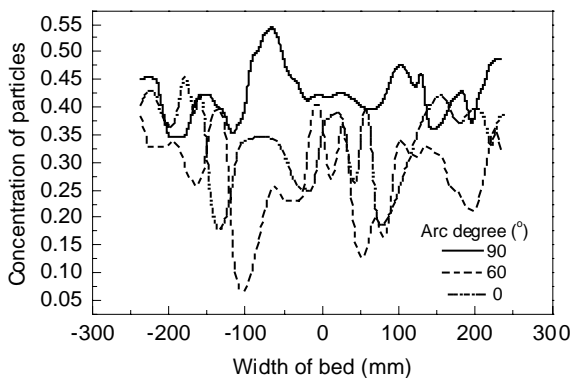


图 10 $H=280$ mm 处径向颗粒浓度变化
Fig.10 Change of radial particles concentration at $H=280$ mm at different arc degrees of furnace bottom

气泡的数量越多则波谷的个数越多, 气泡的尺寸越大则波谷的宽度越大, 所以颗粒浓度波谷的个数可视为气泡数量, 而波谷宽可视为气泡直径. 对不同角度分布

大. 有弧度的在 300 mm 内压降较大, 300 mm 外压降很小, 说明颗粒浓度主要束缚在 300 mm 内. 而平板的在 500 mm 或更大的范围内单位高度上压降是均匀的, 所以颗粒浓度也是均匀, 所以无弧度的分布板对颗粒的束缚较小, 床层上部自由区的颗粒浓度大. 与图 9 所示的反应器内压力沿炉膛高度变化的检测结果比较, 可见计算结果与检测结果比较相符合.

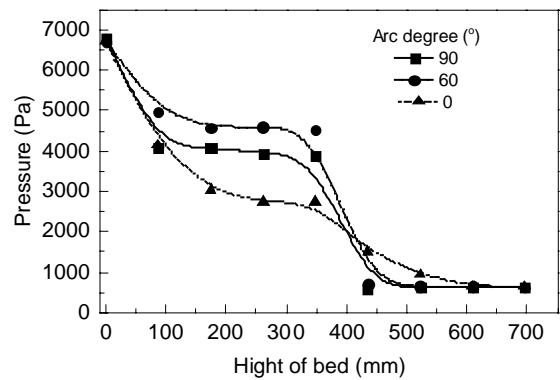


图 9 实验检测的压力随床层高度变化
Fig.9 Change of measured pressure with the height of bed at different arc degrees of furnace bottom

板下的颗粒浓度波谷的个数和宽度进行统计, 统计结果见表 2. 可见炉底弧度为 60° 小气泡数量多.

表 2 径向颗粒浓度谷数
Table 2 Number of particles concentration valley along the radial direction

Number of concentration valley	Arc degree of furnace bottom		
	0°	60°	90°
Total number	6	8	6
Number of the valley with the width <50 mm	2	5	3
Number of the valley with the width >100 mm	4	3	3

6 结论

通过双欧拉模型对沸腾炉不同弧度炉底条件下的流动特性进行模拟, 并通过实验对比验证, 由研究结果得到如下结论:

(1) 当表观气速为 0.24 m/s 时, 平底的中心气流较强, 而弧形炉底可有效发展边壁气流弧形炉底炉内中心线上的压力在高度为 300~450 mm 处有突降过程, 根据压降与颗粒浓度成正比, 说明颗粒浓度主要束缚在 300 mm 内, 所以弧形炉底可有效提高持粉率, 降低扬析量.

(2) 当炉底弧度为 60° 时, 颗粒浓度分布较为均匀, 增强主反应段的内循环. 而炉底弧度为 90° 和 0° 时, 颗粒浓度在中心或边壁处较大, 分布不均匀, 在主反应段

不能有效形成内循环. 相对于炉底弧度为 90° 和 0° , 炉底弧度为 60° 的气泡数量较多, 且直径小于 50 mm 的气泡比率较大. 对比分析 60° 弧度可有效提高流化质量.

参考文献:

- [1] Lin C H, Teng J T, Chyang C S. Evaluation of the Combustion Efficiency and Emission of Pollutants by Coal Particles in a Vortexing Fluidized Bed [J]. *Combust. Flame*, 1997, 100(1/2): 163–172.
- [2] Zhang J, Nieh S. Swirling Reacting Turbulent Gas-Particles Flow in a Vortex Combustor [J]. *Powder Technol.*, 2000, 112(1/2): 70–78.
- [3] 田文栋, 郝金华, 魏小林, 等. 内旋流流化床换热埋管的传热特性 [J]. *燃烧科学与技术*, 2000, 6(4): 296–299.
- [4] 刘会娥, 杨艳辉, 魏飞, 等. 内构件对于提升管中颗粒混合行为的影响 [J]. *化学反应工程与工艺*, 2002, 18(2): 109–114.
- [5] 沈志远, 杨利军, 刘梦溪, 等. 中心气升式气-固环流反应器中的能耗分布 [J]. *过程工程学报*, 2012, 12(3): 369–375.
- [6] 魏飞, 杨艳辉. 内构件对于高密度提升管流体力学行为的影响 [J]. *化工学报*, 2000, 51(6): 806–809.
- [7] 王淑彦, 孙泽, 李鑫, 等. 漩涡流化床流动特性的数值模拟 [A]. 第七届全国流态化会议论文集 [C]. 2013. 33–39.
- [8] Wang X S, Gibbs B M. Hydrodynamics of Circulating Fluidized Bed with Secondary Air Injection [M]. Oxford: Pergamon Press, 1991. 225–230.
- [9] Murat K. Gas Mixing and Flow Dynamics in Circulating Fluidized Beds with Secondary air Injection [D]. Canada: Dalhousie University, 2001. 30–32.
- [10] Kang Y, Song P S, Yun S J, et al. Effects of Secondary Air Injection On Gas-Solid Flow Behavior in Circulating Fluidized Beds [J]. *Chem. Eng. Commun.*, 2000, 177: 31–47.
- [11] Tsuji Y, Kawaguchi T, Tanaka T. Discrete Particle Simulation of Two-dimensional Fluidized Bed [J]. *Powder Technol.*, 1993, 77(1): 79–87.
- [12] Limtrakui S, Chalermwatanatai A, Ungurawirote K, et al. Discrete Particle Simulation of Solids Motion in a Gas-Solid Fluidized Bed [J]. *Chem. Eng. Sci.*, 2003, 58(3/6): 915–921.
- [13] Ge W, Li J. Macro-scale Phenomena Reproduced in Microscopic Systems Pseudo-particle Modeling of Fluidization [J]. *Chem. Eng. Sci.*, 2003, 58(8): 1565–1585.
- [14] Wachem B G M van, Schouten J C, van den Bleek C M, et al. Comparative Analysis of CFD Models of Dense Gas-Solid Systems [J]. *AIChE J.*, 2001, 47(5): 1035–1051.
- [15] 李静海, 欧阳洁, 高士秋, 等. 颗粒流体复杂系统的多尺度模拟 [M]. 北京: 科学出版社, 2006. 42–46.
- [16] Gidaspow D. Multiphase Flow and Fluidization: Continuum and Kinetics Theory Description [M]. Boston: Academic Press, 1994. 122–126.
- [17] 蔡进, 李涛, 孙启文, 等. 气固流化床固体浓度分布的冷模研究 [J]. *过程工程学报*, 2008, 10(5): 840–841.

Effect of Furnace Hearth Shape on Gas-Solid Fluidization Characteristics in a Fluidized Furnace

LU Feng¹, WEN Liang-ying¹, WANG Hai-peng¹, LIANG Hai-long¹, LI Yuan-kun²

(1. College of Materials Science and Engineering, Chongqing University, Chongqing 400030, China;
2. Institute of Multipurpose Utilization of Mineral Resources, Chengdu, Sichuan 610094, China)

Abstract: The interaction between gas and particles in a fluidized furnace was simulated using CFD software. The distribution of instantaneous particles concentration, change of velocity and orientation of particles with time, pressure drop with height at the center of bed, and radial concentration distribution of particles under various arc degrees of furnace bottom were investigated. The results showed that the gas from the center of flat bottom was stronger than that from the arc bottom, when the superficial velocity was 0.24 m/s . The center pressure dropped suddenly at the height of $300\text{--}400\text{ mm}$, the inner loop in the region of reaction was reinforced, and the particles concentration was distributed equally when the arc degree of bottom was 60° , the portion of bubbles with the diameter less than 50 mm was higher and the number of bubbles was more than that under the arc degrees of 90° and 0° . The simulated results agreed with the experimental ones of photographs and parameter change curves of gas-particles flow. A better fluidization could be achieved under the arc degree of furnace bottom at 60° .

Key words: CFD; gas; particle; fluidized furnace; inner loop; dual Euler model