

# 布风板孔径对流化特性影响的数值模拟及试验

王霄, 司慧, 郭晓慧, 赵东

北京林业大学工学院, 北京 100083

**摘要** 采用双欧拉流体模型与颗粒流动理论相结合的方法,对3种不同孔径布风板下颗粒流化效果进行数值模拟,获得颗粒的流态化特性。同时通过流化床反应器冷态实验,验证了孔径对流态化特性曲线的影响。结果显示,在1、2、3 mm孔径的布风板中,孔径越小,最终压力降越大,同时临界流化气速越低;1 mm孔径下床层的膨胀较为显著,流化床中气泡所含固体体积分数较低,且漏料最少,同时减小孔径有利于颗粒做规律性的循环运动,从而促进物料混合;流化稳定后,在静床层高度以上的位置上,颗粒体积分数随着高度的增加而迅速下降,且1 mm孔径的下降趋势最平缓,颗粒分布较均匀;颗粒在流化床内的径向分布为典型的环-核结构,且孔径越小,核区的颗粒速度越低,而环区速度越高。

**关键词** 布风板;孔径;冷态试验;数值模拟

**中图分类号** TK6

**文献标志码** A

**doi** 10.3981/j.issn.1000-7857.2015.03.006

## Numerical simulation and experiment of the effect of distributor's hole diameter on fluidization characteristics

WANG Xiao, SI Hui, GUO Xiaohui, ZHAO Dong

School of Technology, Beijing Forestry University, Beijing 100083, China

**Abstract** An Eulerian-Eulerian model incorporating the kinetic theory of the granular flow is applied to numerically test the fluidization characteristics of particles in gas distributors. Three different hole diameters are considered in the simulation. Meanwhile, a fluidized-bed reactor equipment and the appropriate distributors are designed. The fluidization is tested in the cold state based on the equipment. The effect of the hole diameter on the fluidization characteristics is verified. It is shown that the ultimate pressure drop increases with the decrease of the hole diameter (1 mm, 2 mm and 3 mm). On the other hand, the critical fluidizing gas velocity increases with the hole diameter. The expansion of the bed is more significant in the case of fluidizing with 1 mm hole diameter. Also, the larger the hole diameter, the more leakage of the material, as is consistent with the observation. The particles circulate in the fluidized-bed more regularly when using the gas distributor of a smaller hole diameter. It is very important since the regular movement of the particles might improve the mixing of the material. In the steady fluidization, the solid concentration is plummeted with the increase of the height of the bed. And this trend is gentler in the case of 1mm hole diameter, which indicates that a smaller hole diameter leads to a more uniform distribution. The result also shows that the radial distribution of the solid is in a typical core-annulus structure. The velocity of the particles at the core and annulus areas decreases and increases with the increase of the hole diameter, respectively.

**Keywords** gas distributor; hole diameter; cold state test; numerical simulation

流化床反应器由于具有独特的优点,在化工、冶金、石油、煤炭、材料、生化和环境等工业部门研究中受到广泛重

视<sup>[1,2]</sup>。其中布风板作为流化床的重要组成部分,其结构设计的合理性直接影响流化介质的流化效果。多年来流态化研

收稿日期:2014-07-09;修回日期:2014-12-08

基金项目:国家林业局948引进项目(2012-4-19);科学技术部农业科技成果转化资金项目(2010GB23600654)

作者简介:王霄,博士研究生,研究方向为生物质能源化利用技术,电子信箱:wxdykm@126.com;司慧(通信作者),副教授,研究方向为生物质能源化利用技术、机械设计及理论,电子信箱:sihui@bjfu.edu.cn

引用格式:王霄,司慧,郭晓慧,等.布风板孔径对流化特性影响的数值模拟及试验[J].科技导报,2015,33(3):43-48.

究者针对布风板对流态化现象的影响进行了大量的研究,主要集中在流态化特性的研究<sup>[3]</sup>以及数值模拟<sup>[4-7,10-12]</sup>。王文仲<sup>[7]</sup>针对布风板阻力特性进行冷态实验,发现布风板与风帽阻力较为吻合;风帽布置方式对布风板阻力系数有一定影响。田昊一等<sup>[3]</sup>通过试验考察直孔与斜孔布风板的性能,发现斜孔布风板的阻力损失与床层压降均高于直孔布风板。魏新利等<sup>[6]</sup>利用Fluent软件对流化床冷模入口段进行流场模拟,发现开孔形式成正三角形,孔径为2 mm布风板,是该实验所选多孔布风板的最优结构。杨士春等<sup>[8]</sup>研究了生物质粒径、开孔率、进气方式3个主要参数对流态化质量的影响,发现开孔率在0.5%~3%变化时,开孔率越低,流态化质量越好,另外敞口式进气流态化质量比底部进气更好,此外,董淑芹等<sup>[9]</sup>也发现开孔率对压降、径向固含率的影响。但对于布风板孔径对颗粒流态化行为影响的研究鲜有报道。

随着计算机技术和数值计算方法的迅速发展,计算流体力学方法已被广泛应用于分析流化床气固两相流的运动特性。本研究应用Fluent软件,模拟3种布风板孔径下颗粒的流态化行为,并借助软件的多种后处理功能对颗粒运动特性进行表征,同时通过流化床反应器冷态实验将数值模拟与试验结果进行对比。

## 1 数值模拟

### 1.1 流体动力学模型

采用双欧拉流体模型与颗粒流动理论相结合的方法描述气固流化床内流动特性。基本控制方程有连续方程和动量方程,本构方程为颗粒流动理论方程。另外,根据前期研究,选择石英砂作为流化介质时,粒径为0.45~0.60 mm流态化效果较好,因此选该种流化介质,堆积高度为70 mm。

1) 基本控制方程<sup>[10]</sup>(g为气相;s为颗粒相)。

连续方程

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \mathbf{v}_g) = 0 \quad (1)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_s \rho_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \mathbf{v}_s) = 0 \quad (2)$$

动量方程:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g \mathbf{v}_g) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \mathbf{v}_g \mathbf{v}_g) = -\alpha_g \nabla p + \nabla \cdot \boldsymbol{\tau}_g - \nabla p_g + \alpha_g \rho_g \mathbf{g} - K_{sg}(\mathbf{v}_g - \mathbf{v}_s) \quad (3)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_s \rho_s \mathbf{v}_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \mathbf{v}_s \mathbf{v}_s) = -\alpha_s \nabla p + \nabla \cdot \boldsymbol{\tau}_s - \nabla p_s + \alpha_s \rho_s \mathbf{g} + K_{sg}(\mathbf{v}_g - \mathbf{v}_s) \quad (4)$$

其中, $t$ 为时间, $\alpha$ 为体积分数, $\rho$ 为密度, $\mathbf{v}$ 为速度, $p$ 为压力, $K_{sg}$ 为气固相互换系数, $\boldsymbol{\tau}$ 为切应力, $\mathbf{g}$ 为重力加速度。

2) 颗粒流动理论方程<sup>[10]</sup>。

颗粒湍动能方程

$$\frac{3}{2} \left[ \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_s \rho_s \theta_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \mathbf{v}_s \theta_s) \right] = (-\nabla \cdot p_s \bar{\mathbf{l}} + \boldsymbol{\tau}_s) : \nabla \mathbf{v}_s + \nabla \cdot (k_s \nabla \theta_s) - \gamma_s + \Phi_s \quad (5)$$

其中, $\theta_s$ 为颗粒温度,表达式为 $\theta_s = \frac{1}{3} \mathbf{v}_s^2$ 。公式(5)右边第1项表示颗粒压力应变张量生成能;第2项表示能量扩散;第3项 $\gamma_s$ 表示由颗粒间非弹性碰撞引起的能量耗散;最后1项 $\Phi_s$ 表示气相与颗粒相间能量互换。

颗粒相压力

$$p_s = \alpha_s \rho_s \theta_s + 2\rho_s(1+e_s)\alpha_s^2 g_0 \theta_s \quad (6)$$

其中, $g_0$ 为径向分布函数, $e_s$ 为恢复系数。

颗粒体积黏度选用Lun等的表达式

$$\lambda_s = \frac{4}{3} \alpha_s \rho_s d_s g_0 (1+e_s) \left( \frac{\theta_s}{\pi} \right)^{1/2} \quad (7)$$

其中, $d_s$ 为颗粒粒径。

固体颗粒剪切黏度

$$\mu_s = \mu_{s,col} + \mu_{s,kin} + \mu_{s,fr} \quad (8)$$

其中, $\mu_{s,col}$ 为碰撞黏度,表达式为

$$\mu_{s,col} = \frac{4}{5} \alpha_s \rho_s d_s g_0 (1+e_s) \left( \frac{\theta_s}{\pi} \right)^{1/2} \partial_s \quad (9)$$

动力黏度 $\mu_{s,kin}$ 选用Gidaspow表达式

$$\mu_{s,kin} = \frac{10\rho_s d_s \sqrt{\theta_s \pi}}{96\alpha_s(1+e_s)g_0} \left[ 1 + \frac{4}{5} g_0 \alpha_s (1+e_s) \right]^2 \alpha_s \quad (10)$$

摩擦黏度 $\mu_{s,fr}$ 选用Schaeffer表达式

$$\mu_{s,fr} = \frac{p_s \sin \varphi}{2\sqrt{I_{2D}}} \quad (11)$$

其中, $\varphi$ 为内摩擦角, $I_{2D}$ 为二次偏应力固定张量。

径向分布函数

$$g_0 = \left[ 1 - \left( \frac{\alpha_s}{\alpha_{s,max}} \right)^{1/3} \right]^{-1} \quad (12)$$

3) 曳力方程<sup>[10]</sup>。

研究选用Gidaspow曳力模型描述气相与颗粒相之间动能互换。其模型表达为

当 $\alpha_g > 0.8$ 时,

$$K_{sg} = \frac{3}{4} C_D \frac{\alpha_s \alpha_g \rho_g |\mathbf{v}_s - \mathbf{v}_g|}{d_s} \alpha_g^{-2.6} \quad (13)$$

$$C_D = \frac{24}{\alpha_g Re_s} [1 + 0.15(\alpha_g Re_s)^{0.687}] \quad (14)$$

$$Re_s = \frac{\rho_g d_s |\mathbf{v}_s - \mathbf{v}_g|}{\mu_g} \quad (15)$$

当 $\alpha_g \leq 0.8$ 时,

$$K_{sg} = 150 \frac{\alpha_s (1 - \alpha_g) \mu_g}{\alpha_g d_s^2} + 1.75 \frac{\alpha_s \rho_g |\mathbf{v}_s - \mathbf{v}_g|}{d_s} \quad (16)$$

其中, $C_D$ 为曳力函数, $Re$ 为雷诺数, $\mu$ 为黏度。

### 1.2 几何结构及模型设置

1) 几何结构。借助商业软件Gambit对3种布风板以及流化床反应器进行三维建模<sup>[11,12]</sup>,得到3个反应器尺寸相同、布风板结构不同的几何模型。3种布风板直径70 mm,均为正三角形布置,开孔率均在4.1%左右,结构如图1所示,并分

别对其进行网格划分。由于流化孔区域尺寸较小,需进行局部加密处理,划分后的网格均为六面体网格,其局部放大图如图2所示。相应几何模型参数见表1。

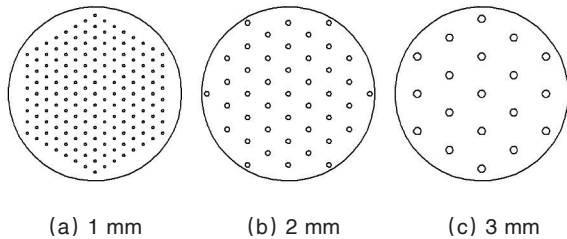


图1 布风板几何结构示意图

Fig. 1 Schematic diagram of gas distributor structure

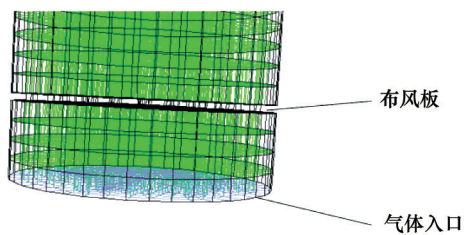


图2 反应器及布风板几何结构及网格划分局部放大图

Fig. 2 Partial enlarged view of reactor and gas distributor geometry and their mesh generation

表1 几何模型参数

Table 1 Geometric model parameters

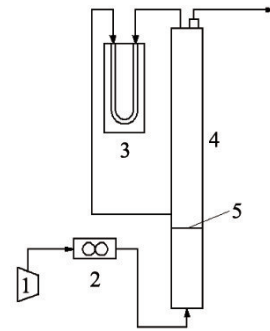
序号	孔径/mm	孔数	网格数
1	1	169	71685
2	2	43	71420
3	3	19	71295

2) 模型设置。选用Fluent三维双精度求解器,并选则欧拉两相流模型,气相设置为空气,密度 $1.225 \text{ kg/m}^3$ ,黏度 $1.8 \times 10^{-5} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ ,颗粒相密度设置为石英砂真实密度 $2580 \text{ kg/m}^3$ ,粒径 $0.5 \text{ mm}$ ,堆积高度 $70 \text{ mm}$ ,静止状态下体积分数为 $60\%$ ,颗粒压力选择Lun等表达式,颗粒温度选择algebraic表达式,内摩擦角为 $30^\circ$ ,曳力系数选用Gidaspow表达式,恢复系数为 $0.9$ ;边界条件设置如下:入口设置为速度入口边界(velocity\_inlet),出口设置为出口流动边界(outflow)(图2),其余所有面均设置为墙壁(wall),气相、颗粒相与壁面滑动形式分别为无滑移和自由滑移边界条件;湍流模型选择标准 $k-\varepsilon$ 模型。

## 2 实验系统

冷态实验装置示意图见图3。流化床反应器高 $630 \text{ mm}$ ,内径 $70 \text{ mm}$ ,材料选用有机玻璃,以便观察内部介质的流化

状态。布风板安装在距离反应器底部一定高度的位置。选用DV3800S型空压机,为流化床系统鼓风;LZB-25型气体流量计,监测反应器入口进气量;U型压差计,一端接在布风板上方,一端与反应器顶部相连,以测量床层压力降。采用的3个布风板结构和尺寸与数值模拟的相同。



1—空气压缩机;2—流量计;

3—U型压差计;4—流化床反应器;5—布风板

图3 冷态实验装置示意

Fig. 3 Schematic diagram of cold state test equipment

## 3 结果与讨论

### 3.1 孔径对床层压力降的影响

#### 3.1.1 数值模拟结果分析

图4给出了不同孔径下的流态化特性曲线,其中流化气速范围 $0\sim 0.2 \text{ m/s}$ 。数值模拟结果显示,同一流化气速时,孔径越大,压力降越小。而充足的压力降是流化气体在床层中均匀分布的保证<sup>[13]</sup>,因此孔径过大不利于颗粒的流化。另外,布风板孔径 $1 \text{ mm}$ 时,流态化特性曲线在流化气速 $0.05 \text{ m/s}$ 左右处出现拐点(图4(a)), $2,3 \text{ mm}$ 孔径布风板的拐点速度分别为 $0.07,0.09 \text{ m/s}$ (图4(b)、(c)),说明临界流化气速随孔径增大而升高。经比较,孔径为 $1 \text{ mm}$ 的布风板可在较低的流化气速下使颗粒流化,同时有着较高的床层压力降,因此布风板孔径为 $1 \text{ mm}$ 时颗粒流态化效果较好。

#### 3.1.2 冷态实验结果分析

如图4所示,通过冷态实验得到的流态化特性曲线与数值模拟得的结果有一定的吻合性:压力降都随着流化气速增大而增大,而当流化气速增大到某一程度时,床层压力降趋于恒定。但是,冷态实验得到的流态化特性曲线的速度拐点(临界流化气速)略小于数值模拟的结果,经分析原因如下:数值模拟中设定固体颗粒粒径为恒定值,而实验所用石英砂粒径范围在 $0.45\sim 0.60 \text{ mm}$ ,即具有一定筛分比。经验证,筛分比增高使得临界流化气速降低<sup>[13]</sup>,因此实验法测得的值略小;而且,数值模拟得到的压力降比实验结果略高,这可能是由于实验过程中管道压力损失所导致。

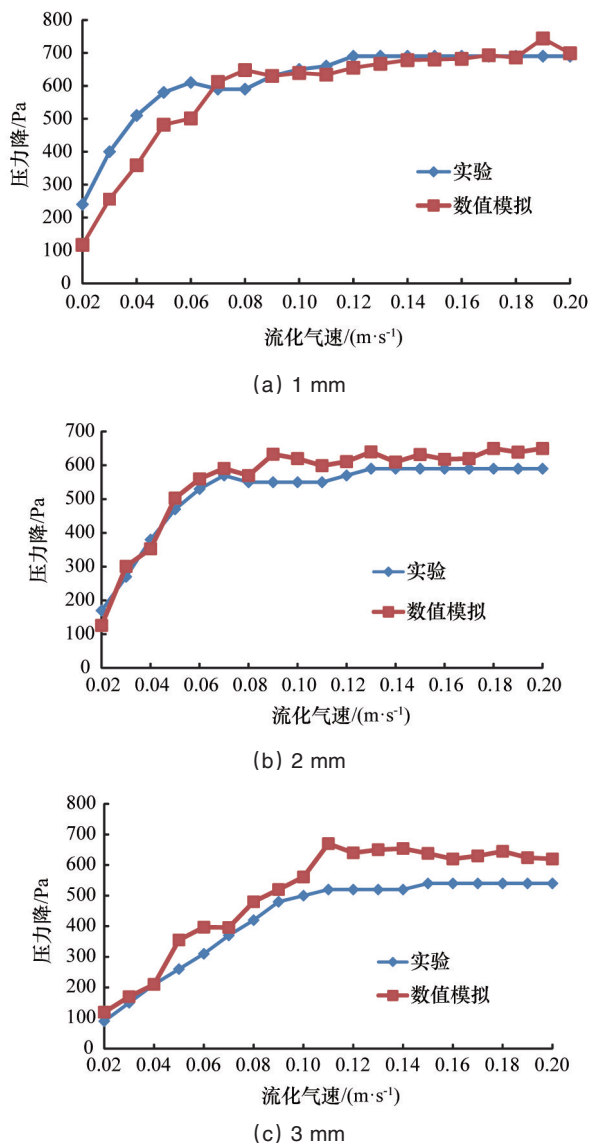


图4 不同孔径布风板的流态化特性曲线

Fig. 4 Fluidization characteristics of gas distributors of different hole diameters

### 3.2 孔径对床内颗粒体积分数的影响

将流化气速设置为0.6 m/s(高于临界流化气速),以便分析颗粒充分流化时床内流态化特性。

图5给出了过反应器轴线的截面上,不同孔径下颗粒瞬时体积分数的变化曲线。可以看出,经过大概0.3 s,3种孔径布风板下颗粒床层均完成了由固定床向流化床的转变,且基本趋于稳定。此外不难看出1 mm孔径下生成的气泡中固体体积分数较低(图5(a)),床层的膨胀较为显著。相比之下,在2和3 mm孔径下,床层中的气泡含有大量的固体成分(图5(b)、(c))。这些固体成分(颗粒)直接穿过气泡而不是从气泡周边滑落,导致床层膨胀率降低,不利于颗粒流化。同时,可看出在流化过程中不断有颗粒通过流化孔流出(漏料现象),使得流化床内床料越来越少,而3种孔径中,

1 mm漏料最少,3 mm漏料最多,这一结果与冷态实验观察到的现象是一致的。

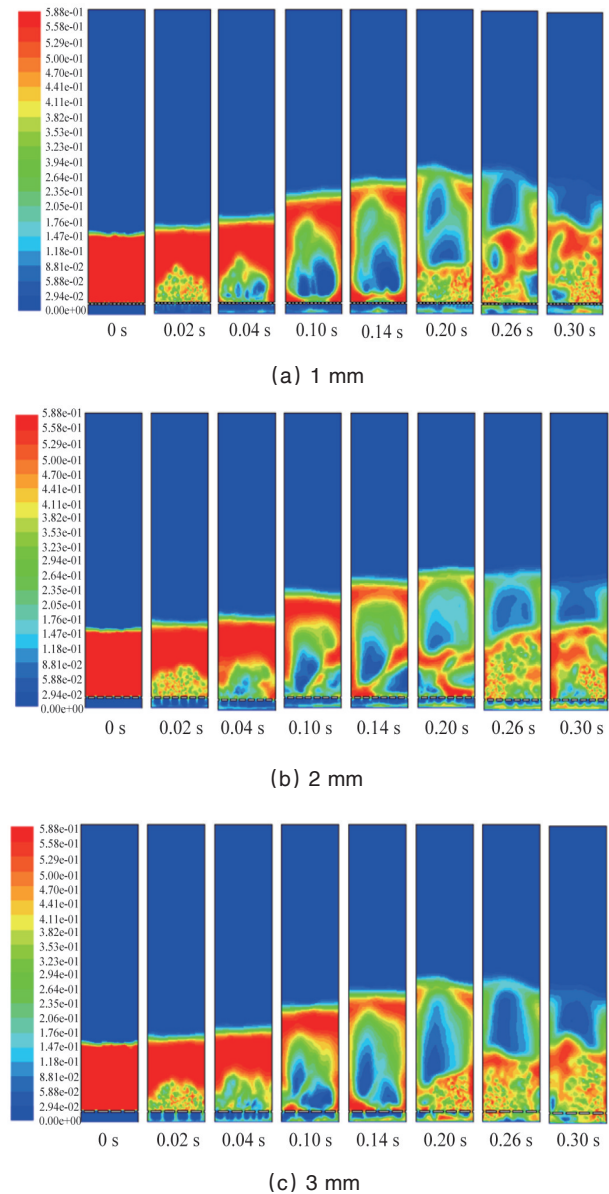
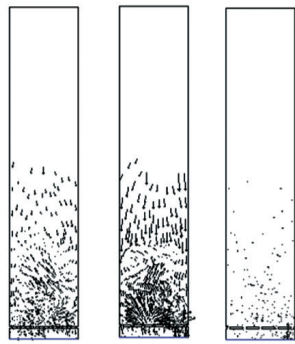


图5 不同时刻各孔径下颗粒瞬时体积分数的变化示意图

Fig. 5 Schematic diagram of instantaneous volume fraction of solid for different hole diameters at different times

在该结果基础上,得到了稳定流化时(0.3 s)3种孔径布风板下颗粒在流化床内的速度矢量图(图6),其中1 mm孔径下流化床中颗粒形成了一定程度的有规律的循环,大部分颗粒在布风板正中央的位置上升,并沿着容器的内壁下落。颗粒这种形式的运动有利于化学反应过程中与物料的混合,促进传热传质;相比之下,2 mm孔径时,颗粒的运动规律性较差,移动轨迹不如1 mm孔径的明显;另外,3 mm孔径下,可看出流化床内颗粒运动明显不如前两种孔径下的剧烈,这是由于大孔径布风板对气流的阻力较小,使得流化气体以较大速率穿过床层,气-固之间动能交换不够充分的缘故。



(a) 1 mm (b) 2 mm (c) 3 mm

图6 流化稳定后各孔径下颗粒瞬时速度矢量图

Fig. 6 Instantaneous solid velocity vector profiles for different holes in steady fluidization

### 3.3 孔径对流化床内颗粒分布的影响

#### 3.3.1 流化床轴向高度平均颗粒体积分数分布

通过 Fluent 面积积分功能,得到流化床轴向不同位置处瞬时颗粒体积分数平均值,以分析孔径对颗粒分布的影响。分别取3种孔径自流化开始后0.3~0.9 s内的平均值,以表征流化稳定后颗粒在轴向位置分布情况,结果如图7所示,其中轴向高度 $h$ 为截面距布风板的垂直距离。从图7可看出,随着高度的增加,3种孔径下颗粒体积分数均成整体下降趋势,这是重力作用的缘故,使底部的颗粒较为集中。同时,可清晰看出,3个曲线均有一明显的转折点,自转折点开始,颗粒体积分数随床层高度 $h$ 的增加而骤降;且该点 $h \geq 70$  mm(静止床层高度),说明在流化的作用下,颗粒床层发生了明显的膨胀,3种孔下,总高度均在130 mm左右。此外,3条曲线中,1 mm孔径的下降趋势最平缓,说明在 $h=70$  mm以上的高度颗粒分布较均匀,这是流化效果显著的表现。

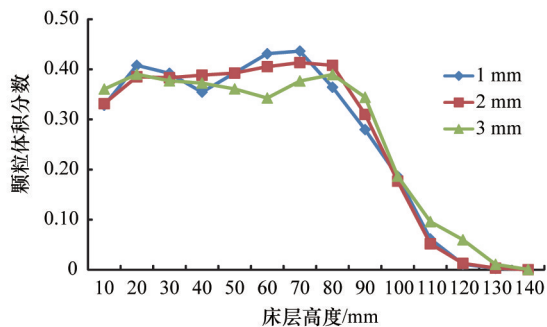


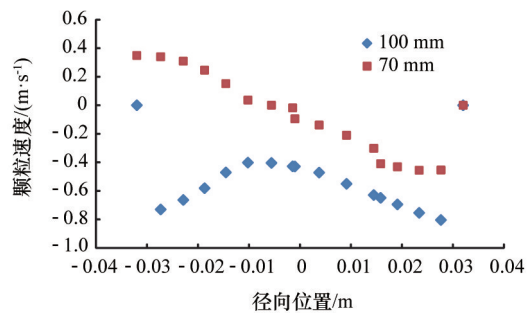
图7 流化稳定后颗粒在流化床不同轴向位置上的体积分数

Fig. 7 Volume fraction of solid at different axial positions of fluidized-bed in steady fluidization

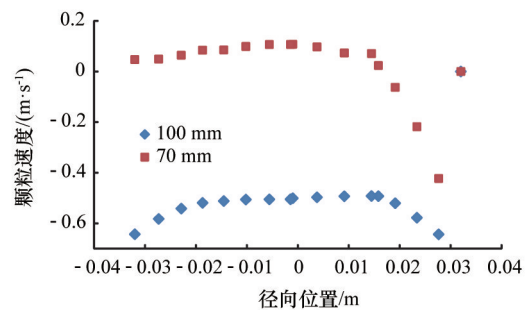
#### 3.3.2 流化床径向颗粒速度分布

利用 Fluent 图表功能,得到某一轴向位置上瞬时颗粒速度径向分布,分别选取3种孔径在 $h=70$  mm和100 mm两个截面上的速度分布,并求得在0.3~0.9 s内平均值,以表征流化

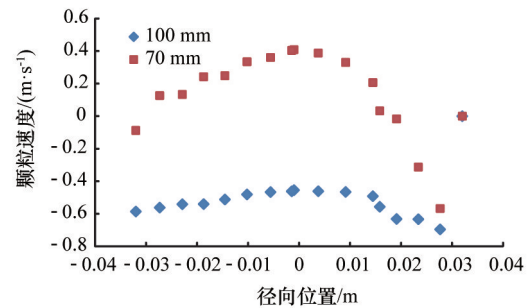
稳定后颗粒在径向位置分布情况,结果如图8所示。从图8可看出,距布风板70 mm高位置处,颗粒部分做上升运动,部分做向下运动,规律性不强,这是因为此处颗粒体积分数较大,相互之间碰撞较为频繁,运动的随机性较强,另外,上升的气泡也是影响颗粒运动与分布的因素;而100 mm高度处颗粒基本呈下降运动趋势,且速度较大,这是由于该床层高度上颗粒体积分数偏低,颗粒的运动空间较大,在重力作用下,开始迅速回落。在径向方向上,壁面附近速度偏高,流化床中心偏低,说明颗粒在流化床内形成在中心上升,从四周下落的运动规律,是典型的环-核结构,与王储等<sup>[14]</sup>、Samruamphianskun等<sup>[10]</sup>的结果是一致的。此外,可看出在 $h=100$  mm高度上,1 mm孔径环-核结构最为明显,其特征是靠近中央颗粒速度最低,壁面附近而速度最高,与3.2节中观察到的现象一致的,这是由于孔径增大导致布风板对气流阻碍变小,从而影响到颗粒流化效果。



(a) 1 mm



(b) 2 mm



(c) 3 mm

图8 流化稳定后不同孔径下颗粒速度径向分布  
Fig. 8 Particle velocity along the radial position of fluidized-bed for different hole diameters in steady fluidization

#### 4 结论

通过数值模拟,得到了3种布风板孔径下流化床内颗粒的流态化特性,并通过冷态实验验证了孔径对床层压力降的影响。

1) 在1、2、3 mm孔径中,孔径越小,临界流化气速越低,同时床层压力降越高,且模拟结果与冷态实验结果吻合较好。

2) 1 mm孔径下生成的气泡中固体体积分数较低,床层的膨胀较为显著,且1 mm孔径漏料最少,同时,且孔径越小,对流化载气阻碍越大,颗粒运动规律性越强。

3) 流化稳定后,在静止床层高度以上的位置上,颗粒体积分数随着高度的增加而骤降;且1 mm孔径的下降趋势最平缓,颗粒分布较均匀,流化效果较为显著。

4) 颗粒在流化床内的径向分布为典型的环-核结构,与部分学者研究结果一致,孔径越小,核区的颗粒速度越低,而环区速度越高。

#### 参考文献(References)

- [1] 王琦, 刘倩, 贺博, 等. 流化床生物质快速热解制取生物油试验研究[J]. 工程热物理学报, 2008, 29(5): 885-888.  
Wang Qi, Liu Qian, He Bo, et al. Experimental research on biomass flash pyrolysis for bio-oil in a fluidized bed reactor[J]. Journal of Engineering Thermophysics, 2008, 29(5): 885-888.
- [2] 曾涛, 漆小波, 黄卫星, 等. 方形气固密床中局部颗粒浓度分布的实验研究[J]. 高校化学工程学报, 2010, 24(5): 783-788.  
Zeng Tao, Qi Xiaobo, Huang Weixing, et al. Experimental study of local solid concentration distribution in a square gas-solid fluidized bed [J]. Journal of Chemical Engineering of Chinese Universities, 2010, 24 (5): 783-788.
- [3] 田昊一, 康明雄, 吴元欣, 等. 布风板对磷矿混合颗粒流化特性与还原反应的影响[J]. 化学工程, 2012, 40(12): 48-52.  
Tian Haoyi, Kang Mingxiong, Wu Yuanxin, et al. Effect of gas distributor on fluidization characteristics and reduction reaction of mixed phosphate ore particles[J]. Chemical Engineering, 2012, 40(12): 48-52.
- [4] 聂向锋, 卢春喜, 蓝兴英. 高密度液固循环流化床流动特性研究及数值模拟[J]. 化工学报, 2008, 59(6): 1366-1376.  
Nie Xiangfeng, Lu Chunxi, Lan Xingying. Experimental and computational investigation on hydrodynamics in high-density liquid-solid circulating fluidized bed[J]. Journal of Chemical Industry and Engineering, 2008, 59(6): 1366-1376.
- [5] Chen X Z, Shi D P, Xi G, et al. A fundamental CFD study of the gas-solid flow field in fluidized bed polymerization reactors[J]. Powder Technology, 2011, 205(1-3): 276-288.
- [6] 魏新利, 马新辉. 应用Fluent软件研究流化床中布风板结构[J]. 能源工程, 2006(2): 15-19.  
Wei Xinli, Ma Xinhui, The structural choice and optimum of distributor in fluidized bed by Fluent software[J]. Energy Engineering, 2006(2): 15-19.
- [7] 王文仲. 循环流化床锅炉风帽及布风板的实验与数值模拟研究[D]. 北京: 中国科学院研究生院, 2009.  
Wang Wenzhong. Experimental and numerical study of air distributors and air caps in CFB boilers[D]. Beijing: Graduate School of the Chinese Academy of Sciences, 2009.
- [8] 杨士春, 刘荣厚. 流化床流态化质量影响因素[J]. 农业工程学报, 2009, 25(3): 205-208.  
Yang Shichun, Liu Ronghou. Effect of influencing factors on fluidization quality of fluidized bed[J]. Transactions of the CSAE, 2009, 25(3): 205-208.
- [9] 董淑芹, 司崇殿, 曹长青, 等. 分布板开孔率对气固流化床流动特性的影响[J]. 化学反应工程与工艺, 2008, 24(5): 433-439.  
Dong Shuqin, Si Chongdian, Cao Changqing, et al. Effect of perforated ratio of distributor on the fluidization characteristics in a gas-solid fluidized bed[J]. Chemical Reaction Engineering and Technology, 2008, 24(5): 433-439.
- [10] Samruamphianskun T, Piumsomboon P, Chalermisinsuwan B. Effect of ring baffle configurations in a circulating fluidized bed riser using CFD simulation and experimental design analysis[J]. Chemical Engineering Journal, 2012, 210: 237-251.
- [11] 王霄, 司慧, 程琦. 环形流化床生物质热裂解反应器的传热分析[J]. 科技导报, 2013, 31(14): 30-35.  
Wang Xiao, Si Hui, Cheng Qi. Heat transfer analysis of annular fluidized bed biomass pyrolysis reactor[J]. Science & Technology Review, 2013, 31(14): 30-35.
- [12] Gao X, Wu C, Cheng Y W, et al. Experimental and numerical investigation of solid behavior in a gas-solid turbulent fluidized bed[J]. Powder Technology, 2012, 228: 1-13.
- [13] 金涌, 祝京旭, 汪展文, 等. 流态化工程原理[M]. 北京: 清华大学出版社, 2001: 17-21.  
Jin Yong, Zhu Jingxu, Wang Zhanwen et al. Fluidization engineering principles[M]. Beijing: Tsinghua University Press, 2001: 17-21.
- [14] 王储, 周肇秋, 阴秀丽, 等. 木屑在循环流化床中的流动特性研究[J]. 太阳能学报, 2010, 31(4): 501-506.  
Wang Chu, Zhou Zhaoqiu, Yin Xiuli, et al. Study of hydrodynamic characteristics of sawdust in a circulating fluidized bed[J]. Acta Energetica Solaria Sinica, 2010, 31(4): 501-506.

(责任编辑 吴晓丽)

#### 《科技导报》征集“封面文章”

为快速反映中国最新科技研究成果,《科技导报》拟利用刊物最显著位置——封面将最新科研成果第一时间予以突出报道。来稿要求:研究成果具创新性或新颖性;反映该领域中国乃至世界前沿研究水平;可以图片形式予以反映,图片美观、清晰、分辨率超过300dpi;文章篇幅不限,要说明研究的背景、方法、取得的结果,以及结论。在线投稿:www.kjdb.org。