

分布板进气方向对气化炉内颗粒分布的影响

冯美艳^{1,2}, 李飞²

(1.福建工程学院 机械与汽车工程学院, 福建 福州 350118;

2.中科院过程工程研究所多相复杂系统国家重点实验室, 北京 100190)

摘要: 采用 MP-PIC (multi-phase particle in cell) 方法模拟了三维多段气化炉(上部快速床, 下部鼓泡床)多粒径煤粉的循环流化过程, 研究了分布板不同进气方向对气化炉内颗粒分布的影响。结果表明: 分布板开孔与水平方向夹角越大, 物料进入快速床并形成流化状态越快, 但对成形后的流化形态影响较小; 分布板进气方向对分布板处的轴向颗粒浓度分布影响较大, 对快速床内轴向颗粒浓度分布影响较小; 随着分布板进气方向与水平夹角的减小, 鼓泡床下部颗粒浓度增大, 固相颗粒通量增大; 分布板进气方向对旋风分离效率影响较小。因此, 工程上可根据需要适当减小分布板进气方向与水平方向的夹角来增加分布板上部颗粒浓度分布。

关键词: 多段气化炉; 分布板; 进气方向; MP-PIC; 颗粒分布

中图分类号: O362

文献标志码: A

文章编号: 1672-4348(2019)01-0055-07

Effects of different inlet directions of the distributor on particle distribution in the multi-stage gasifier

FENG Meiyang^{1,2}, LI Fei²

(1.School of Mechanical & Automotive Engineering of Fujian University of Technology, Fuzhou 350118, China;

2.State Key Laboratory of Multiphase Complex Systems, Institute of Process Engineering, Chinese Academy of Sciences, Beijing 100190, China)

Abstract: The cyclic fluidization process of different-sized powder coal in 3D multi-stage gasifier (upper fast fluidized bed with lower bubbling fluidized bed) was simulated with MP-PIC (multi-phase particle in cell) method. The effects of different inlet directions of the distributor on particle distribution in the gasifier was studied. Results show that the larger the angle between the open hole and the horizontal direction of the distributor plate, the faster the material enters the fast bed, and the faster the fluidized state is formed. But it has little effects on the fluidized morphology after forming. Changing the inlet directions of distributor mainly affects the axial particle concentration distribution at the distributor plate, but has little influence on the axial particle concentration distribution in the fast bed. As the angle between the inlet direction of the distributor and the horizontal direction decreases, the particle concentration in the lower part of the bubbling bed increases, and the flux of the solid-phase particles increases. The inlet direction of the distributor has little effect on the cyclone separation efficiency. For engineering applications, it may be considered to reduce the angle between the inlet direction for distributor and the horizontal to increase the particle concentration distribution on the distributor plate. The angle between the inlet direction and the horizontal direction can be decreased so as to increase the distribution of particle concentration in the upper part of the plate.

Keywords: multi-stage gasifier; distributor; inlet directions; MP-PIC; particle distribution

收稿日期: 2019-01-01

基金项目: 国家重点研发计划资助项目(2017YFB0602700); 国家自然科学基金资助项目(51876212); 福建工程学院科研启动基金项目(GY-Z18166)

第一作者简介: 冯美艳(1984-), 女, 山西忻州人, 讲师, 博士, 研究方向: 流体力学。

气固流化床^[1]中的分布板区对整个流化床的气固流动、传热传质和反应过程具有重要的影响。对分布板的研究目前主要有两大类。

一类是针对射流深度的研究。如陈伟博等用摄像法研究了二维流化床和锥形分布板上的射流,试验发现随着孔速和孔径的增加,射流深度增大、颗粒运动区增大、死区高度减小^[2],相同气速下,0°(水平)分布板上的射流深度大于 45°和 60°分布板^[3]。洪若瑜等给出了具有锥形分布板的射流流化床中浓密气固两相流动的多相流体力学基本方程组,发现射流是由于气体的曳力引起颗粒运动而产生的,且射流穿透深度随床层的表观气速增加而增加^[4]。另一类是针对各种分布板构型对流化床的影响研究。朱沈瑾等采用双流体模型对二维流化床进行模拟,发现锥形分布板流化床内气固混合特性随着分布板倾斜角度的增加得到了加强,因此推荐采用 20°~30°的分布板倾斜角度^[5]。李占勇等的核桃壳颗粒(2~2.8 mm)流态化试验结果表明狭缝型分布板相对于传统多孔分布板提高床层在膨胀率约提高了 5%最小流化速率约降低了 8%^[6]。林广周等在流化床下管箱安装分布板,通过数值模拟和实验发现该结构可有效改善换热管束内颗粒分布的均匀性^[7]。董淑芹等研究了 3 种不同开孔率时分布板的颗粒浓度分布和分布板压降,发现分布板压降随开孔率的增大而减小,开孔率为 0.46%时分布板径向固含率分布曲线波动最小、气固分布最均匀^[8]。王涛等采用双流体模型在布风板开孔率为 3.86%时对 6 种不同布孔方式的流化床进行了数值模拟发现布风板上大小孔间隔排布的流化床(E 型布风板流化床)内产生的气泡相对较小且分散性较好,流化效果最好^[9]。邓小秋等用有限元法进行模拟发现开孔对分布板的最大等效力影响小于 5%,对分布板等效力分布影响较大^[10]。张少峰等用图像采集与数据处理系统获得了颗粒的分布和运动规律发现增大分布板的开孔率可在很大程度上减小管束中固含率的不均匀度^[11]。

综上所述,分布板的结构对整个流化床的颗粒分布、射流深度等都有重要影响。目前关于分布板进气方向的研究还较少,本研究采用 MP-PIC 方法(barracuda 软件)^[12-13]探讨多段气化炉中分布板进气方向对颗粒分布的影响。

1 计算方法

MP-PIC 采用欧拉法描述气相运动,用拉格朗日法描述颗粒相运动。

(1) 气相方程

连续性方程:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_g \rho_g) + \nabla \cdot (\varepsilon_g \rho_g \vec{u}_g) = 0 \quad (1)$$

动量方程:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_g \rho_g \vec{u}_g) + \nabla \cdot (\varepsilon_g \rho_g \vec{u}_g \vec{u}_g) = -\varepsilon_g \nabla p + \nabla \cdot \boldsymbol{\tau}_g + \varepsilon_g \rho_g \vec{g} - \sum_{p=1}^{n_T} n_p \frac{V_p}{V_c} \beta_p (\vec{U}_g(\vec{x}_p) - \vec{U}_p) \quad (2)$$

式中, ε_g 代表气相体积分数; ρ_g 为气相密度; $\vec{u}_g$ 为网格中心的气相速度; p 为气相压力; $\boldsymbol{\tau}_g$ 为气相应力张量; n_T 为单元格内的计算颗粒数目; n_p 为每个计算颗粒代表的真实颗粒数目; V_p 为颗粒体积, V_c 为流体单元格体积; β_p 为曳力系数; $\vec{U}_g(\vec{x}_p)$ 为网格中心气速; $\vec{x}_p$ 为计算颗粒位置; $\vec{U}_p$ 为计算颗粒速度。

(2) 固相方程

运动方程:

$$\frac{d\vec{x}_p}{dt} = \vec{U}_p \quad (3)$$

$$\frac{d\vec{U}_p}{dt} = -\frac{\nabla p}{\rho_s} - \frac{\nabla p_s}{\varepsilon_s \rho_s} + \vec{g} + \frac{\beta_p}{\rho_s} (\vec{U}_g(\vec{x}_p) - \vec{U}_p) \quad (4)$$

式中 p_s 为固相压力:

$$p_s = \frac{P_s^* \varepsilon_s^\alpha}{\varepsilon_{s,\max} - \varepsilon_s} \quad (5)$$

P_s^* , α 为模型参数, $\varepsilon_{s,\max}$ 为最大固相堆积分数。

(3) 曳力模型

曳力模型描述气固两相间的相互作用,采用的曳力模型^[14]如下:

$$\beta_p = \frac{3}{4} \frac{\varepsilon_g \rho_g |\vec{U}_g(\vec{x}_p) - \vec{U}_p|}{d_p} C_{D0} \varepsilon_g^{-2.7} \quad (6)$$

$$C_{D0} = \begin{cases} \frac{24(1 + 0.15 Re_p^{0.687})}{Re_p}, & Re_p < 1\,000 \\ 0.44, & Re_p \geq 1\,000 \end{cases}, \quad Re_p = \frac{\varepsilon_g \rho_g |\vec{U}_g(\vec{x}_p) - \vec{U}_p| d_p}{\mu_g} \quad (7)$$

其中, β 为相间动量传递系数; C_{D0} 为单颗粒标准曳力系数; Re 为颗粒雷诺数; d_p 为颗粒直径。

2 物理模型及计算条件

2.1 物理模型

气化炉反应器三维构体及网格如图 1。图 1 (a) 显示了气化炉反应器的三维构体, 主要包括底部鼓泡床、过渡段、上部快速床、旋风分离器、回料管、颗粒入口和气相入口结构。

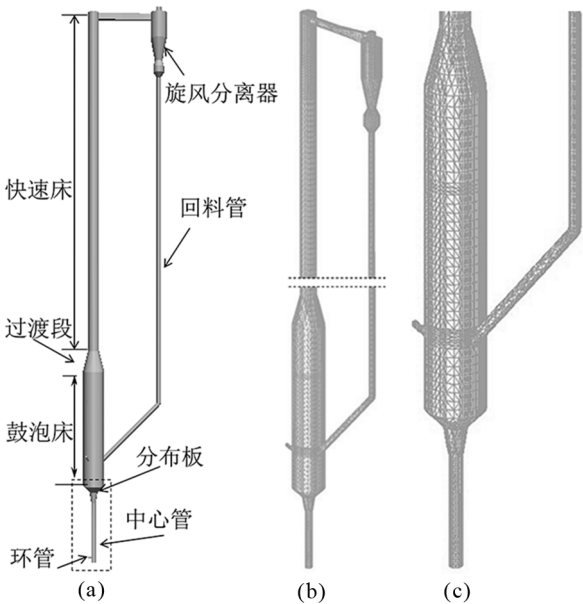


图 1 气化炉反应器三维构体及网格
Fig.1 3D structure and grid of the multi-stage gasifier reactor

采用 Barracuda 软件对气化炉进行模拟, 用 Cut-Cell 进行网格划分。最细的中心进气管在底部有一个弯管结构, 会对网格进行极大的扭曲, 降低网格质量。因此划分网格时, 这部分及以下的结构被舍去, 由于舍去的部分非常小, 对整体的模拟结果的影响可以忽略。最终生成的网格如图 1 (b)、(c) 所示。

2.2 计算条件

图 2 是颗粒粒径分布信息, 实际计算中按此分布投放颗粒。颗粒的平均直径采用 Sauter 平均粒径表示为 0.562 mm。其中 m_f 为各粒径所占百分数。

模拟所采用的物性参数及操作条件的所有参数如表 1 所示。

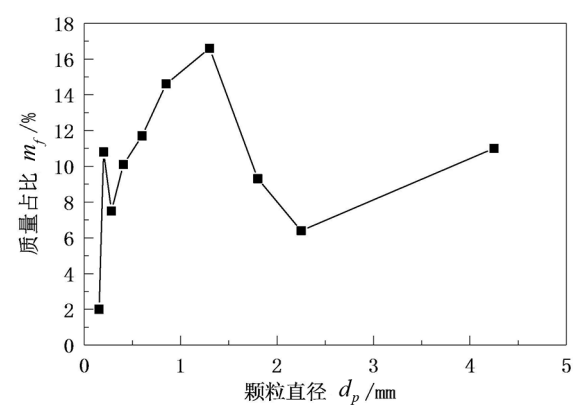


图 2 颗粒粒径分布
Fig.2 Particle size distribution

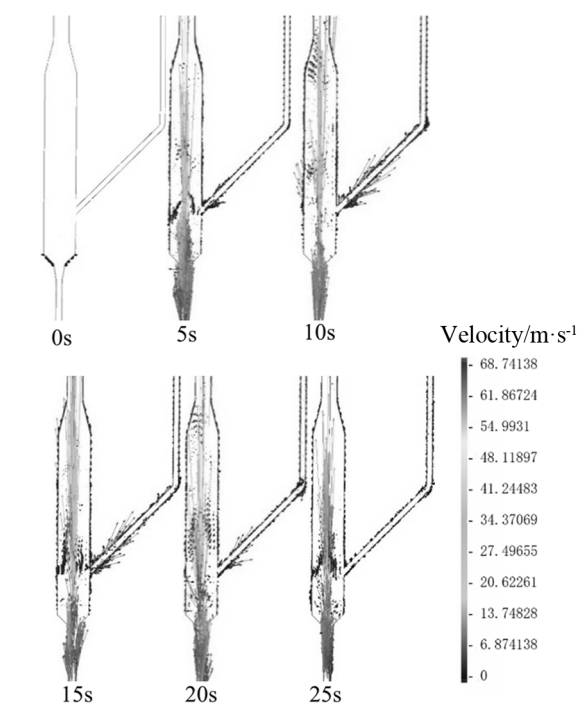
表 1 物性参数及操作条件

Tab.1 Physical properties and operating conditions	
物性及操作条件	参数
系统温度/℃	1 000
颗粒密度/kg · m ⁻³	1 200
中心管气体流量/kg · s ⁻¹	0.428
环管气体流量/kg · s ⁻¹	0.319
分布板气体流量/kg · s ⁻¹	0.439
进煤吹送气体流量/kg · s ⁻¹	0.143
煤处理量/kg · s ⁻¹	0.514
低床层初始堆料高度/m	1.020
高床层初始堆料高度/m	0.680
初始堆料浓度	0.5
操作压力/MPa	1

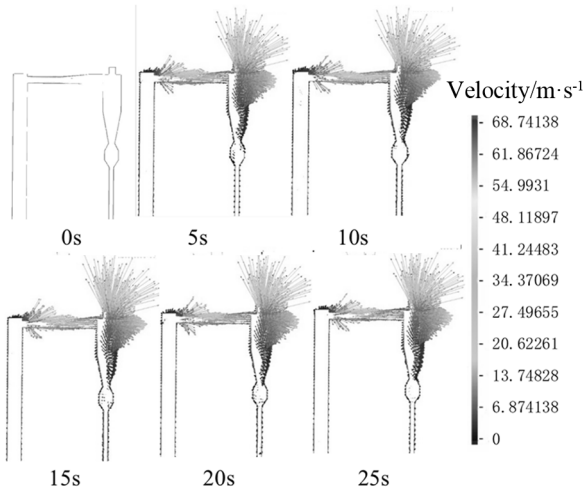
3 计算结果与讨论

3.1 基本工况

基本工况时分布板进气方向与水平夹角为 45° ($\delta = 45^\circ$)。图 3 为基本工况时气化反应器和旋风分离器中心截面上的固相速度矢量分布。由图 3 (a) 可见, 气化反应器中固相速度在中心较高, 在两侧较低, 运动方向大体上是中心向上, 两侧向下。中部料面以上区域, 气泡破裂, 颗粒以较大的速度被抛掷到空域中, 然后从两侧落下。由图 3 (b) 可见, 颗粒到达快速床顶端时, 出口位于侧壁, 流向也随之改变, 由于右端的出口管径缩小, 气流速度急剧变大, 固相颗粒速度也随之变大。随后固相颗粒进入旋风分离器, 在重力的作用下下移、旋转、稳定下落。



(a) 气化反应器中心截面上的固相速度矢量分布



(b) 旋风分离器中心截面上的固相速度矢量分布

图 3 中心截面处固相速度矢量图

Fig.3 Particle velocity vector at the center section

3.2 分布板进气方向对流动特性的影响

为了研究分布板进气方向对气化炉反应器内流动状态的影响,在基本工况的基础上,分别对分布板进气方向为 0° ($\delta = 0^\circ$)和 90° ($\delta = 90^\circ$)两个工况进行了模拟对比。

图 4 为分布板进气方向不同时整个气化床反应器在 0 ~ 25 s 间的瞬态颗粒分布图。总体来看,颗粒主要分布在鼓泡床下部和底部环管中,整个反应器内逐渐形成物料循环;环管中的气流速

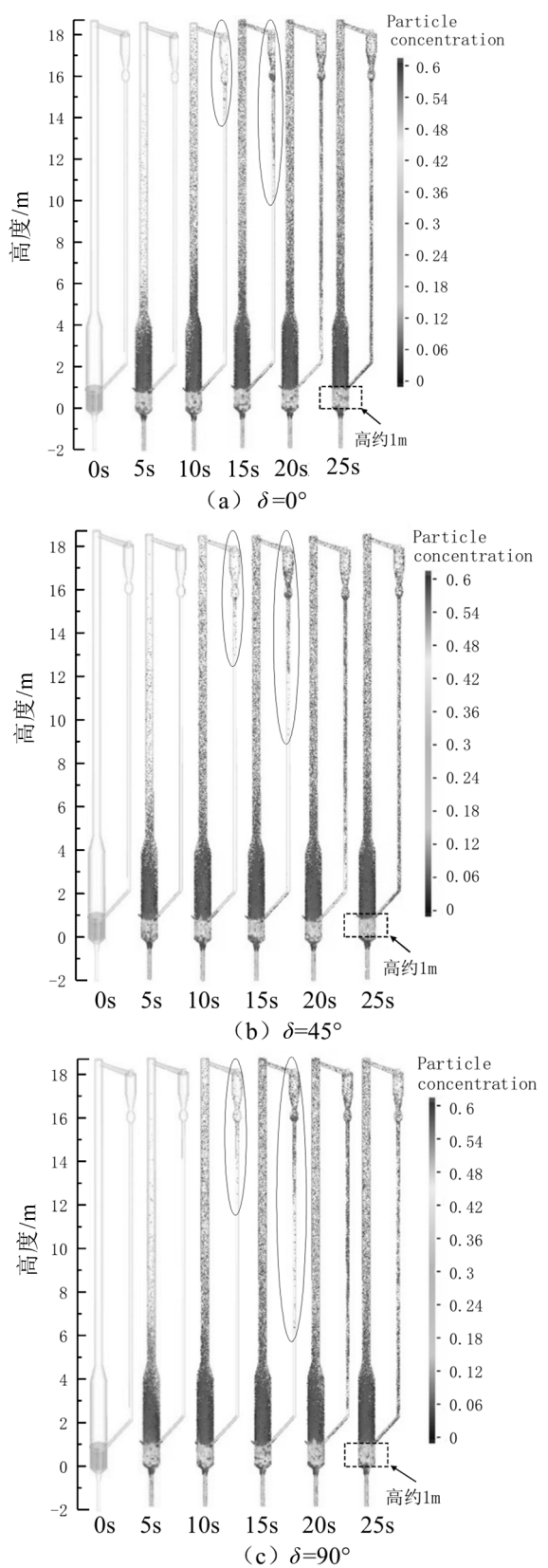


图 4 不同时刻颗粒浓度(ε_s)分布图-分布板进气方向不同
Fig.4 Distribution of particbe density (ε_s) at different time-with different inlet directions for the distributor

度较高,颗粒浓度相对较低,浓度分布范围较大;鼓泡床中气速较低,颗粒浓度也相对较高、分布较均匀;鼓泡床中床层的膨胀高度约为 1 m,物料进入快速床中形成快速流化现象。由于管径变小,风速也随之不断增大,颗粒随之能够在提升管内顺畅地循环流化。从 25 s 的瞬时图可以看出,颗粒浓度沿着快速床在高度方向上逐渐减小。对比不同分布板进气方向可知:整体来看,分布板开孔与水平方向夹角变化对计算结果影响较小。从图上可以看出,大约从 10 s 开始产生差别。分布板开孔与水平方向夹角越大,颗粒在回料管中到达的位置越靠下,说明物料越快进入快速床。这种差别在 15 s 时更加明显(如图中实线圈出部分所示)。约 20 s 时,所有工况都形成了全循环,因此 20 s 后各工况颗粒浓度分布差别较小。这也说明改变进气方向对成形后的流化形态影响较小。

图 5 为分布板进气方向不同时截面颗粒浓度沿轴向分布。由图 5 可知,改变分布板进气方向,轴向颗粒浓度分布在快速床变化不大,主要在分布板上下(0 m 处)稍有差异。随着分布板进气方向与水平夹角的减小,鼓泡床下部(2.0 m 以下),颗粒浓度逐渐增大。这是因为当气流从水平方向进气时,向上的气流分量较少,导致颗粒在此聚集,浓度有所增大。

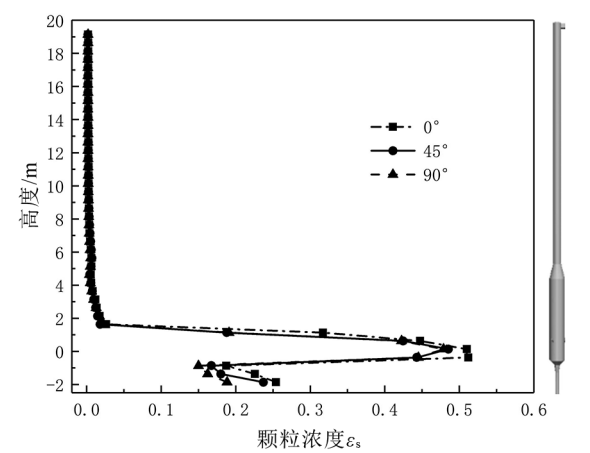


图 5 时均轴向颗粒浓度分布-分布板不同进气方向
Fig.5 Average axial particle concentration distribution with different inlet directions of the distributor

图 6 为分布板不同进气方向时各特征截面时均通量云图。由图 6 可见,在鼓泡床下部($H=0.25\text{ m}$),分布板进气与水平方向夹角越小,固相颗粒通量越大,这与图 5 的结论一致。而鼓泡床

上部($H=4.0\text{ m}$)和快速床上部($H=17.5\text{ m}$)截面处,分布板进气与水平方向夹角越大,固相颗粒通量越大。这是因为气流从竖直方向进气时,向上的气流分量较大。在曳力的作用下,颗粒被气流夹带迅速向鼓泡床上方流动,因此鼓泡床上部和快速床上部颗粒浓度有所增大。

分布板进气方向不同时模拟所得旋风分离器分离效率见表 2。由表可知,仅半径 $1\,216\text{ }\mu\text{m}$ 以下的颗粒会进入旋风分离器。对所有粒径段颗粒,分离效率都在 98% 以上。总体来说,分布板进气方向对旋风分离效率影响不大,所有粒径段颗粒均表现出良好的分离效率。随着分布板进气与水平方向夹角减小,旋风分离器效率稍有增大,这是因为分布板进气为水平方向时,进入旋风分离器的颗粒略有减少。

表 2 不同分布板进气方向时的旋风分离器效率
Tab.2 Cyclone separation efficiency in different inlet directions of the distributor

颗粒半径/ μm	旋风分离效率/%		
	$\delta=0^\circ$	$\delta=45^\circ$	$\delta=90^\circ$
27.0 ~ 621.6	99.80	100	—
621.6 ~ 1 216.2	99.75	98.21	—
1 216.2 ~ 3 000	99.77	99.34	—

4 结论

对三维多段气化炉中分布板不同进气方向进行了模拟。结果表明:

1)不同分布板开孔与水平方向夹角对流化形态影响较小,只有细微差别。分布板开孔与水平方向夹角越大,物料越快进入快速床,越容易形成流态化状态。

2)改变分布板进气方向,主要对分布板(0 m 处)处的轴向颗粒浓度分布影响较低,轴向颗粒浓度分布在快速床影响较小。随着分布板进气方向与水平夹角的减小,鼓泡床下部(2.0m 以下)颗粒浓度增大。

3)在鼓泡床下部($H=0.25\text{ m}$),分布板进气与水平方向夹角越小,固相颗粒通量越大。而鼓泡床上部($H=4.0\text{ m}$)和快速床上部($H=17.5\text{ m}$)截面处,分布板进气与水平方向夹角越大,固相颗

粒通量越大。大,所有粒径段颗粒均表现出良好的分离效率。

4)分布板进气方向对旋风分离效率影响不

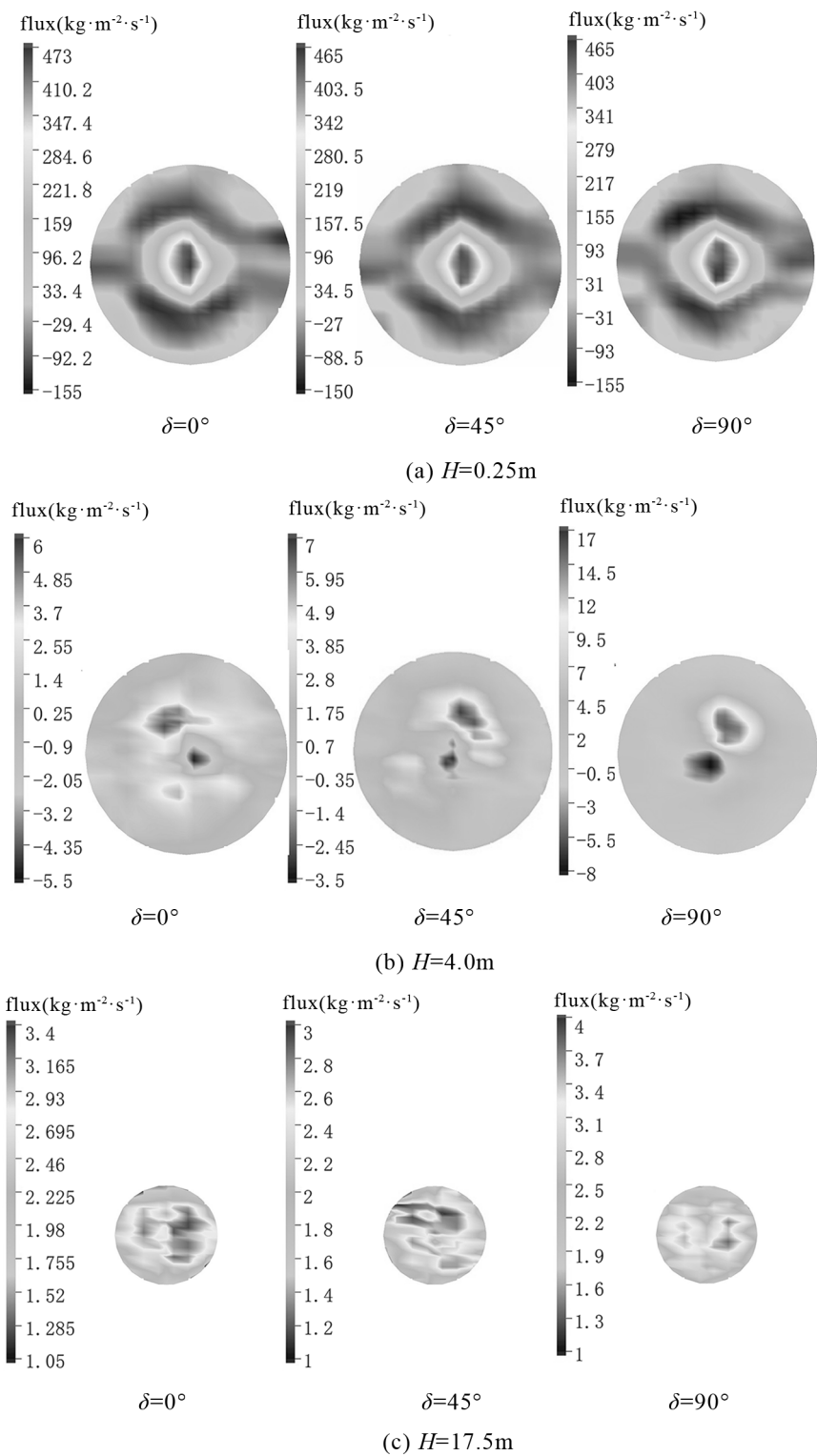


图 6 各特征截面时均通量云图-分布板不同进气方向

Fig.6 Nephograms of the average flux of each feature section in different inlet directions of the distributor

参考文献:

- [1] 房倚天,王志青,李俊国,等.多段分级转化流化床煤气化技术研究开发进展[J].煤炭转化,2018,41(3):1-11.
- [2] 陈伟博,程中虎,房倚天.气固流化床分布板区流动特性[J].化学反应工程与工艺,2013,29(6):488-494.
- [3] 陈伟博,李俊国,程中虎,等.气固流化床中倾斜分布板上射流深度的研究[J].化学反应工程与工艺,2014,30(1):10-14.
- [4] 洪若瑜.射流流化床中锥形分布板对流动的影响[J].过程工程学报,2006,6(6):864-871.
- [5] 朱沈瑾,卢志明,石来民,等.锥形分布板结构对流化床流动特性的影响[J].轻工机械,2015,33(2):18-22.
- [6] 李占勇,王少铁,王娟,等.狭缝型分布板流化床提高核桃壳颗粒的流化效果[J].农业工程学报,2016,32(9):225-232.
- [7] 林广周,王德武,张继军,等.分布板对液固流化床换热器颗粒分布的影响[J].化学工程,2011,39(9):93-102.
- [8] 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.
- [9] 王涛,孟祥奎,杨慧,等.分布器结构对气固鼓泡流化床内气相分布影响的数值模拟[J].青岛科技大学学报,2013,34(2):160-166.
- [10] 邓小秋,习常清,赵建涛,等.基于ABAQUS对流化床分布板的热-力耦合分析[J].太原理工大学学报,2015,46(5):623-628.
- [11] 张少峰,孙皎.气液固循环流化床颗粒分布板实验研究[J].化学工程,2006,34(3):20-23.
- [12] LI F, SONG F F, SOFIANE B, et al. MP-PIC simulation of CFB riser with EMMS-based drag model[J]. Chemical Engineering Science, 2012, 82: 104-113.
- [13] FENG M Y, LI F, WANG W, et al. Parametric study for MP-PIC simulation of bubbling fluidized beds with Geldart A particles[J]. Powder Technology, 2018, 328: 215-226.
- [14] GIDASPOW D. Hydrodynamics of fluidization and heat transfer: supercomputer modeling[J]. Applied Mechanics Reviews, 1986, 39(1): 1-23.

(责任编辑:方素华)