

网格尺度、时间步长和颗粒堆积率对射流床 CFD 模拟的影响

裴培¹, 王其成¹, 张锴¹, 文东升²

[1. 中国石油大学(北京)重质油国家重点实验室, 北京 102249; 2. 伦敦大学玛利女王学院工程系, 英国 E1 4NS]

摘要: 采用欧拉-欧拉双流体模型, 在 CFX4.4 软件上增加用户自定义子程序模拟了高 2.0 m、宽 0.3 m 的二维射流床内空气和玻璃珠体系的流体动力学特性. 考察了网格尺度、最大颗粒堆积率和时间步长对射流的形成及发展过程、射流穿透深度及射流频率的影响, 并与实验数据进行了对比. 结果表明, 对于本研究的气固体系, 当床层下部纵向网格数为 100、时间步长 0.0005 s 时, 不仅可以满足网格尺度和时间步长的无关性要求, 而且模拟的射流穿透深度和射流频率与实验测量值的误差分别为 5.7% 和 3.8%. 最大颗粒堆积率在本研究范围对模拟结果的影响可以忽略.

关键词: 气固射流床; 实验测量; CFD 模拟; 网格尺度; 时间步长; 最大颗粒堆积率

中图分类号: TQ018

文献标识码: A

文章编号: 1009-606X(2008)06-1057-07

1 前言

随着计算机技术的发展和计算方法的完善, 采用先进的多相流计算流体动力学 (Computational Fluid Dynamics, CFD) 方法剖析流化床内复杂两相体系的非线性流体动力学特征已引起普遍关注^[1-3]. 欧拉-拉格朗日模型和欧拉-欧拉模型是目前模拟流化床常用的两种方法, 前者将流体作为连续相, 颗粒视为离散体系; 后者将颗粒作为拟流体, 认为气相和固相是共同存在、相互渗透的连续介质, 因此也称为双流体模型^[1].

早期的数值模拟主要考察流化床内固体颗粒运动方式、气泡形成及其演变过程等气固两相的时空特性^[4]. 随着认识的不断深入, 近年来研究者们开始探索数值计算方法对模拟结果的影响, 如 Guenther 等^[5]比较了二维气固流化床内网格尺度对模拟结果的影响; Hulme 等^[6]在对鼓泡流化床的模拟过程中, 考察了时间步长和差分格式等对气泡直径的影响; Du 等^[7,8]分析了曳力系数、摩擦应力和颗粒弹性恢复系数等对喷动床内 CFD 模拟的影响; Cornelissen 等^[9]在液固体系中采用实验和数值模拟相比较的方法, 研究了网格尺度、时间步长及收敛判据对模拟结果的影响. 尽管改变数值参数有助于提高模拟精度, 但由于流化床内气固体系的结构不均匀性和流域多态性^[10], 相应条件下的实验验证仍是非常重要的一个环节^[11,12].

本工作拟采用 Brandani 等^[13,14]从双流体理论出发考虑拟平衡状态下颗粒与流体相互作用的数学模型, 探索网格尺度、时间步长和最大颗粒堆积率 3 个模拟参数对气固流化床内射流形成及发展过程、射流穿透深度及射流频率的影响, 同时与实验测量结果进行了对比, 旨

在为进一步模拟结构复杂的大型反应器提供基础数据.

2 实验

为了验证数值参数对 CFD 模拟结果的影响及 Brandani 等^[13,14]模型对气固流化床内流动特性的预报能力, 本工作首先对气固流化床内射流的形成及发展过程、射流穿透深度和射流频率进行实验研究. 主要设备为有机玻璃制成的矩形流化床, 其横截面积为 0.300 m×0.025 m, 高 2.00 m, 气体分布器由 50 μm 不锈钢烧结板制成, 其中心开有 0.010 m×0.025 m 的射流孔. 为使气量分布均匀, 在气体分布器下方填满平均粒径约为 6 mm 的大颗粒. 实验所用的固体物料为 Geldart B 类物料(玻璃珠), 流化介质为空气.

图 1 给出了实验装置及测试系统示意图, 实验条件及物料基本物性如表 1 所示. 实验过程中采用了中国大恒(集团)有限公司生产的 DH-HV3102 型数字摄像头对流化床内的射流穿透深度及射流频率进行图像采集, 采样频率为 40 帧/s, 利用图像处理软件对拍摄的图像进行处理, 从而得到该实验条件下的射流穿透深度和射流频率.

表 1 实验条件及物性参数

Table 1 Physical properties and experimental conditions	
Parameter	Value
Average particle diameter, d_p (μm)	275 (250~300)
Solid density, ρ_p (kg/m ³)	2.550
Minimum fluidization velocity, u_{mf} (m/s)	0.07
Minimum voidage, ϵ_{mf}	0.437
Gas density, ρ_g (kg/m ³)	1.21
Gas viscosity, μ (Pa·s)	1.8×10^{-5}
Initial bed height, h_0 (m)	0.5
Freeboard pressure, p_0 (Pa)	101 325
Jet gas velocity, u_{jet} (m/s)	7.07

收稿日期: 2008-07-08, 修回日期: 2008-10-07

基金项目: 国家重点基础研究发展规划(973)基金资助项目(编号: 2005CB221205); 国家自然科学基金资助项目(编号: 20490200; 20576076)

作者简介: 裴培(1982-), 女, 吉林省永吉县人, 博士研究生, 化学工程与技术专业; 张锴, 通讯联系人, Tel: 010-89733939; E-mail: kaizhang@cup.edu.cn.

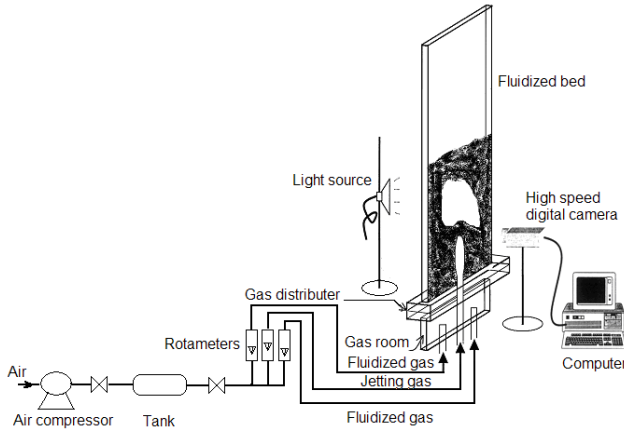


图1 实验装置流程示意图

Fig.1 Schematic diagram of experimental apparatus

3 数值模拟

3.1 数学模型

Brandani 等^[13,14]在 Gidaspow 无粘性模型 A^[4]中的动量方程内引入了拟平衡状态下颗粒与流体之间新的相互作用力项,提出了一个基于双流体理论的数学模型,在冷态二维情况下该模型的连续性方程和动量方程如下:

(1) 连续性方程($i=g, p$)

$$\frac{\partial \varepsilon_i}{\partial t} + \nabla \cdot (\varepsilon_i \bar{u}_i) = 0. \quad (1)$$

(2) 动量方程($i=g, p$ 且 $j=p, g$)

$$\frac{\partial (\varepsilon_i \rho_i \bar{u}_i)}{\partial t} + \nabla \cdot (\varepsilon_i \rho_i \bar{u}_i \bar{u}_i) = -\beta (\bar{u}_i - \bar{u}_j) - \varepsilon_i \nabla p + \varepsilon_i \rho_i \bar{g} - \bar{F}_{ad,i}, \quad (2)$$

式中, ε 表示体积分数($\varepsilon_g + \varepsilon_p = 1$), ρ 表示密度,下标 i 为气相(g)或颗粒相(p).方程(2)等号右边分别是相间曳力、压力梯度、重力和附加力.根据控制方程的封闭原理,相间曳力系数 β 、附加力 $\bar{F}_{ad,p}$ 和 $\bar{F}_{ad,g}$ 需要从基本流场变量得出.其中相间曳力系数为

$$\beta = C_D \frac{3\varepsilon_p \rho_g \left| \bar{u}_p - \bar{u}_g \right|}{4d_p} \varepsilon_g^{-1.8}. \quad (3)$$

根据经典的 Dallavalle 关联式,颗粒曳力系数

$$C_D = \left(0.63 + 4.8/\sqrt{Re} \right)^2. \quad (4)$$

其中,

$$Re = \varepsilon_g \rho_g \left| \bar{u}_g - \bar{u}_p \right| d_p / \mu_g. \quad (5)$$

$\bar{F}_{ad,g}$ 和 $\bar{F}_{ad,p}$ 分别为

$$\bar{F}_{ad,g} = d_p \left[(1 - 2\varepsilon_g) \rho_p + 2\varepsilon_g \rho_g \right] g \frac{\partial \varepsilon_g}{\partial z}, \quad (6)$$

$$\bar{F}_{ad,p} = d_p \left[(1 - 2\varepsilon_p) \rho_g + 2\varepsilon_p \rho_p \right] g \frac{\partial \varepsilon_p}{\partial z}. \quad (7)$$

详细的理论分析见文献[13].

3.2 模拟条件

在 CFX 4.4 软件平台上通过增加用户自定义子程序,采用 Brandani 等^[13-16]以双流体理论为基础的模型对上述实验内容进行了数值模拟研究.考察了表2中网格尺度(N_z)、最大颗粒堆积率(α_{max})和时间步长(Δt)3个模拟参数对射流穿透深度或射流频率的影响.

表2 数值模拟条件

Table 2 Numerical conditions for simulation	
Parameter	Value
N_z	50, 100, 120, 150, 180, 200, 230
α_{max}	0.60, 0.625, 0.65
Δt (s)	5.0×10^{-3} , 2.0×10^{-3} , 1.0×10^{-3} , 5.0×10^{-4} , 2.0×10^{-4} , 1.0×10^{-4}

选择最小流化状态为初始条件,初始床高为 h_0 .稀相区 $\varepsilon_p = 0$,为了数值计算的稳定性,在实际模拟过程中用 10^{-10} 代替 0; $p = p_0$ (大气压),浓相区 $\varepsilon_{p,mf} = 1 - \varepsilon_{mf}$,压力的计算方法为 $p = p_0 + [\varepsilon_{mf} \rho_g + (1 - \varepsilon_{mf}) \rho_p] (h_0 - z) g$.

在模拟过程中选择入口处为速度边界条件,气体的环隙气速为最小流化气速,孔口气速为 u_{jet} ,气体横向速度及固体颗粒速度矢量均为 0;出口处为压力边界条件,其值为大气压;对于二维模拟,气、固相在左右壁面均按无滑移边界处理,而前后壁面为对称面边界.

4 结果与讨论

4.1 实验结果

本实验用高速摄像机采集了3组图像,每组采集10s,采集频率40帧/s.通过计算机图像处理系统对实验获得的1200张图像进行逐帧分析后,典型的射流形成、发展及崩塌过程如图2所示.当时间为0.025s时射流已经形成并开始逐渐长大,到0.150s时,该射流在分布器上方脱落形成气泡,并有新的射流产生.

图3和4分别给出了对图像统计分析后射流穿透深度及射流频率的分布情况.由图3可看出,统计分析获得的射流穿透深度为 (0.138 ± 0.010) m,尽管测量值存在一定的波动,但平均值与测量值的最大相对误差在15%以内;图4则显示射流频率的统计值为 (9.45 ± 1.36) Hz.因此,本工作用 (0.138 ± 0.010) m 和 (9.45 ± 1.36) Hz 分别作为该实验条件下的射流穿透深度和射流频率.

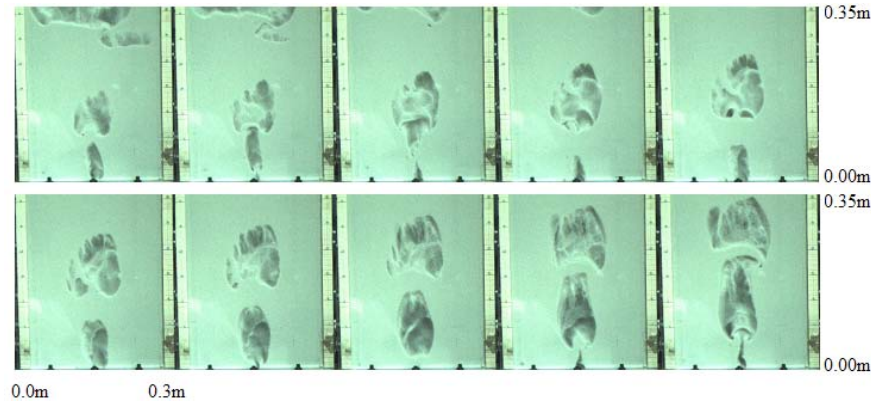


图 2 射流的形成及发展过程(时间间隔 25 ms)

Fig.2 Snapshots of jet formation and development (time interval at 25 ms)

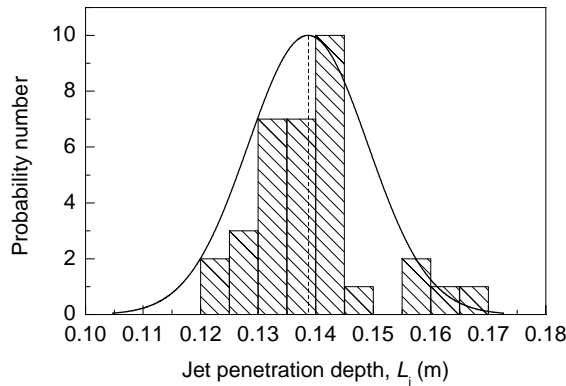


图 3 射流穿透深度的分布

Fig.3 Histogram of jet penetration depth

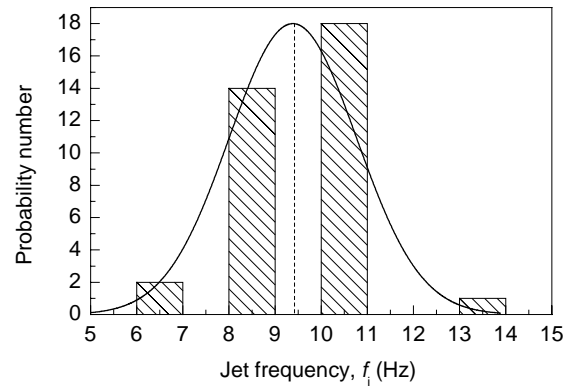


图 4 射流频率的分布

Fig.4 Histogram of jet frequency

4.2 网格尺度的影响

在模拟过程中,射流边界的确定是获得射流穿透深度的前提.前人在确定射流边界时存在不同的观点,Kuipers 等^[17]认为将空隙率为 0.85 时的等高线作为轮廓线比较合适;而 Gisdaspow 等^[18]、洪若瑜等^[19]和 Zhang 等^[20]则取 0.80.洪若瑜等^[19]和 Zhang 等^[20]的模拟结果表明,在空隙率为 0.80 时气固相速度均发生显著的变化.为此本研究采用空隙率 0.80 作为射流边界,从而确定模拟过程中的射流穿透深度.

网格尺度对模拟结果的精度和运行时间有影响^[6,9],通常认为其尺度既远大于颗粒的特征尺度,也远小于设备的特征尺度^[21].本研究采用非均匀网格体系,其中横向 52 个,包括中心射流处 2 个和其余部分均分的 50 个;在纵向,为了节约计算机资源,在床层上部稀相区的 1.00 m 范围内取均匀网格数为 20,而床层下部的 1.00 m 范围内网格数则分别为 50, 100, 120, 150, 180, 200 和 230.图 5 给出了纵向网格数 50, 100 和 200 条件下,射流形成和发展过程中气相体积分数的分布情况.从图可

以看出,图 5(a)中的初始射流呈细长形,射流崩塌形成气泡的上升速度较快,与图 5(b)和 5(c)及图 2 中射流的情况差别较大;而图 5(b)和 5(c)中的射流形状及发展过程较一致,与图 2 比较可以发现,当 $t=0.025$ s 时射流开始形成、 $t=0.150$ s 后射流达到最大穿透深度并开始脱离及 0.20 s 后形成气泡的情况都较一致.图 6 给出了不同网格数下模拟和实验射流穿透深度的对比结果,给出模拟值的上下偏差是考虑到双流理论采用局部平均的处理方法.模拟结果表明,当网格数 $N_z \geq 100$ 时,尽管在一定范围内射流穿透深度随网格尺度减小呈现轻微的波动,但在误差范围内已满足网格无关性的要求.引起这一波动的原因可能是当模拟结果输出时间确定后射流崩塌可能出现在 2 个间隔时间之间.

结合图 5 和 6 可以发现,当网格数 $N_z \geq 100$ 时,对射流形成、发展和射流崩塌后形成气泡的形状及其上升速度的影响可以忽略,而且射流穿透深度的模拟值和实验值的相对误差约为 5%,在满足网格无关性的前提下,与实验测量值也比较接近.

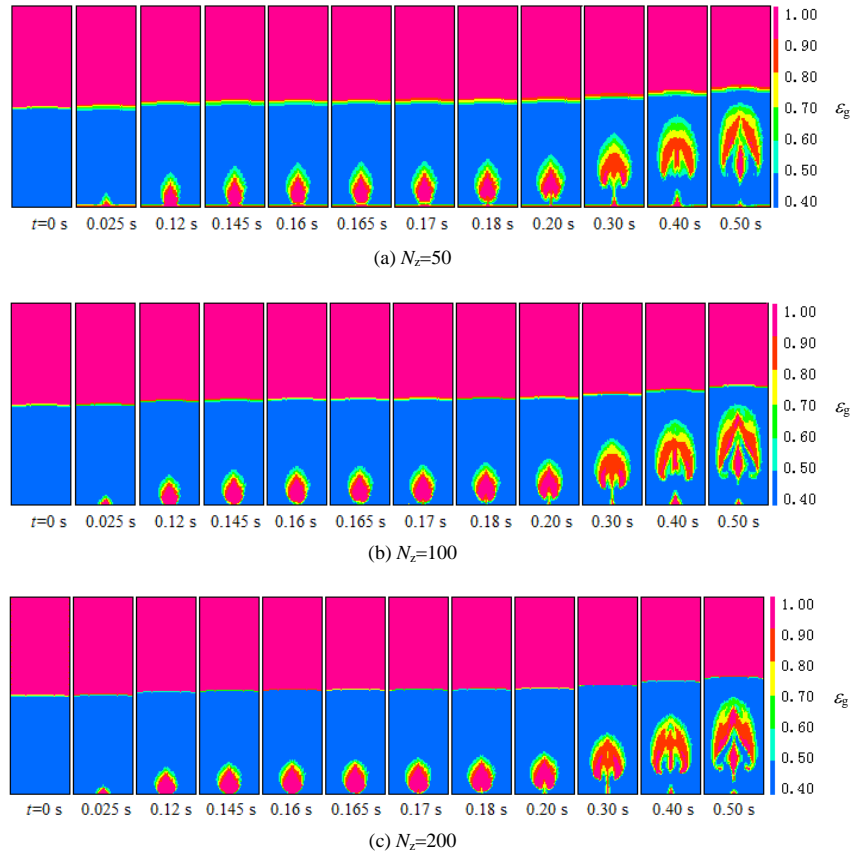


图 5 不同网格数下气固流化床内气相体积分数的分布

Fig.5 Snapshots of gas volume fraction distributions in the gas-solid fluidized bed at various grid numbers, N_z

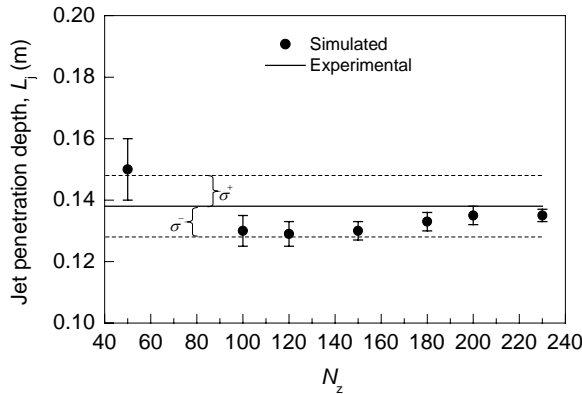


图 6 网格数与射流穿透深度的关系

Fig.6 Jet penetration depths at various grid numbers

4.3 最大颗粒堆积率的影响

为了阻止固体颗粒浓度超越其物理极限,许多研究者模拟气固流化床时在固相动量方程中增加了固体压力项^[17-20,22]. Gidaspow^[22]认为固体压力项在空隙率小于最小流化空隙率时具有极其重要的意义. 它可以将虚数特征值转化为实数,有助于解的稳定性. 在一些计算中,需调整固体压力项内颗粒碰撞模量和压缩空隙率以防止空隙率小于其最小值. 在绝大多数模拟过程中,特别

是采用文献实验数据时,很难得到所模拟颗粒的实际堆积率,导致研究者们不得不假设最大颗粒堆积率,如洪若瑜等^[23-25]采用 0.55, Chen 等^[26]取 0.60, Lettieri 等^[27]选 0.62. 本研究采用基于两相动量方程校正的质量转移法^[13-16]探索了最大颗粒堆积率对模拟结果的影响. 图 7 给出了适宜网格($N_z=100$)时最大颗粒堆积率为 0.60, 0.625 和 0.65 三种情况下的气相体积分数的瞬态变化图.

结合图 7 和表 3 可以发现,上述颗粒堆积率对射流的形成及发展过程、射流崩塌后形成的气泡形状和大小及气泡的上升速度等影响很小,且射流穿透深度均为 (0.130 ± 0.005) m. 由此可见,在本研究范围内,最大颗粒堆积率对模拟结果的影响可以忽略.

表 3 不同最大颗粒堆积率下射流穿透深度模拟值与实验值的对比

Table 3 Comparison of simulated and experimental jet penetration depths, L_j , for different maximum solid volume fractions, α_{max}

α_{max}	L_j (m)	
	Simulated	Experimental
0.600	0.130±0.005	
0.625	0.130±0.005	0.138±0.010
0.650	0.130±0.005	

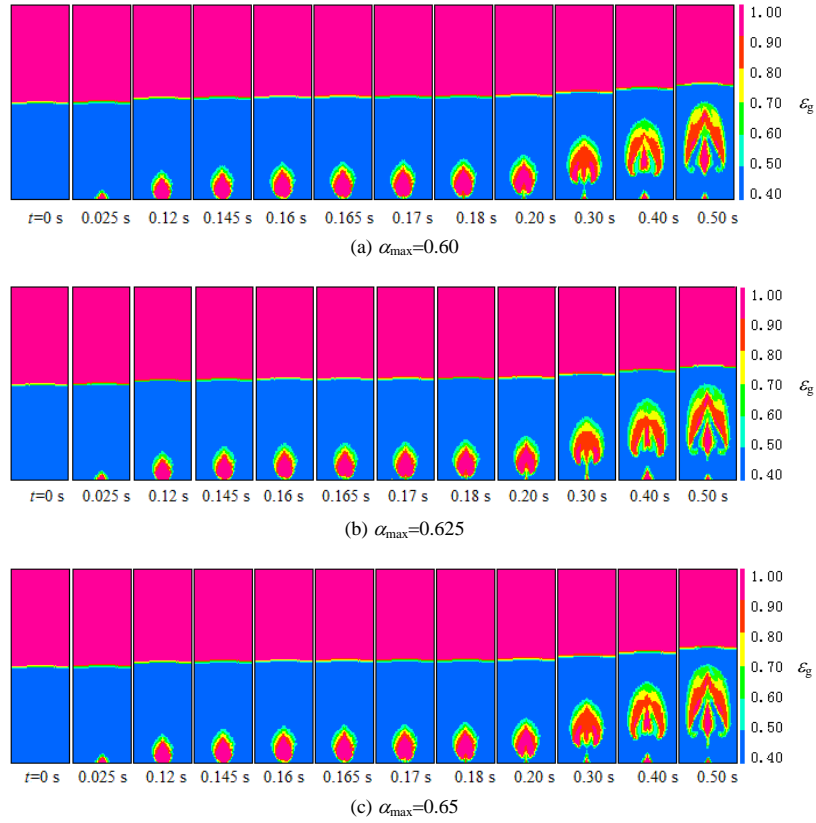


图 7 气固流化床内气相体积分数的分布

Fig.7 Snapshots of gas volume fraction distributions in the gas–solid fluidized bed at various α_{max}

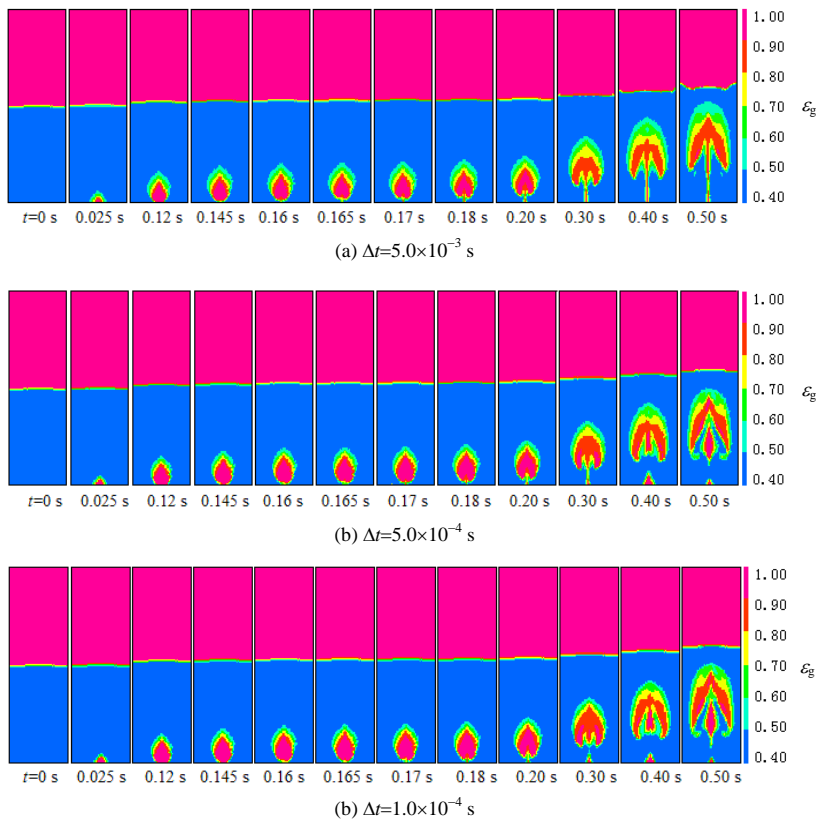


图 8 气固流化床内气相体积分数的分布

Fig.8 Snapshots of gas volume fraction distributions in the gas–solid fluidized bed at various Δt

4.4 时间步长的影响

时间步长影响模拟的收敛性及 CPU 计算时间. 根据 Courant–Friedrichs–Lewy(CFL)稳定性判据要求, CFL($c\Delta t/\Delta x$)数太大(或时间步长太大)会导致时间精度降低, 相反差分格式会吸收过多无关信息而导致误差增大. Hulme 等^[6]指出低 CFL 数可以减少振动、降低数值扩散和提高精度, 一般取 $CFL < 1$ 且在 1 附近, 这样在兼顾计算速度和收敛性的同时也可以保证数值解的精度. 从表 4 的结果可以看出, 当 $\Delta t \leq 1.0 \times 10^{-3}$ s 时, 时间步长对射流穿透深度没有影响; 当 $\Delta t \leq 5.0 \times 10^{-4}$ s 时, 时间步长对射流穿透深度和射流频率值均没有影响, 表明 $\Delta t \leq 5.0 \times 10^{-4}$ s 满足时间步长无关性的要求.

图 8 给出了时间步长为 5.0×10^{-3} , 5.0×10^{-4} 和 1.0×10^{-4} s 时流化床内气相体积分数的分布, 与图 2 对比可知, 当 $\Delta t \leq 5.0 \times 10^{-4}$ s 时射流的形成及发展过程、射流崩塌成气泡的大小及上升速度与实验测量数据较一致; 而当 $\Delta t = 5.0 \times 10^{-3}$ s 时, 模拟得到的射流形状及气泡的上升速度与实验测量值有较大的差异. 故在本研究条件下, 当时间步长选择 5.0×10^{-4} s 时既可以满足稳定性和模拟精度的要求, 同时也能有效地节省计算资源.

表 4 不同时间步长下的模拟射流穿透深度和频率与实验测量值的对比

Table 4 Comparison of simulated and experimental jet penetration depths and frequencies for different time steps

Δt (s)	Jet penetration depth, L_j (m)		Jet frequency, f_j (Hz)	
	Simulated	Experimental	Simulated	Experimental
5.0×10^{-3}	0.100±0.005		7.15	
2.0×10^{-3}	0.120±0.005		7.05	
1.0×10^{-3}	0.130±0.005	0.138±0.010	7.00	9.45±1.36
5.0×10^{-4}	0.130±0.005		9.09	
2.0×10^{-4}	0.130±0.005		9.09	
1.0×10^{-4}	0.130±0.005		9.09	

5 结论

采用数值模拟和实验测量相结合的方法考察了气固二维射流床内的流动特性. 通过探索不同模拟参数对射流形成及发展过程、射流穿透深度和射流频率的影响, 获得了采用 Brandani 等基于双流体理论的数学模型对气固射流床进行模拟时网格尺度、最大颗粒堆积率和时间步长的选取方案. 当上述参数满足无关性及模拟精度要求时, 选取床层下部纵向网格数为 100、最大颗粒堆积率 0.60 和时间步长 0.0005 s 所得的模拟射流穿透深度与实验平均值的误差为 5.7%, 且模拟射流频率与实验值的误差仅为 3.8%.

符号表:

C_D 颗粒曳力系数 d_p 颗粒直径 (m)

f_j	射流频率 (Hz)	\vec{F}_{ad}	附加力 (N/m ³)
g	重力加速度 (m/s ²)	h_0	静床高度 (m)
L_j	射流穿透深度 (m)	N_z	床层下部纵向网格数
p	压力 (N/m ²)	p_0	大气压 (N/m ²)
Re	雷诺数	t	时间 (s)
Δt	时间步长 (s)	\vec{u}	速度矢量 (m/s)
u_{mf}	最小流化速度 (m/s)	u_{jet}	射流入口速度标量 (m/s)
x	横向坐标 (m)	Δx	空间步长 (m)
z	纵向坐标 (m)	α_{max}	最大颗粒堆积率
β	相间曳力系数 [kg/(m ³ ·s)]	ϵ	体积分率
ϵ_{mf}	最小流化空隙率	μ	粘度 (Pa·s)
ρ	密度 (kg/m ³)		
下标			
g	气相	p	颗粒相

参考文献:

- [1] 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, 2005. 160.
- [2] 吴春亮, 詹杰民. 气固流化床内鼓泡行为的离散颗粒数值模拟 [J]. 过程工程学报, 2007, 7(3): 432–438.
- [3] 陈翼, 张林进, 叶旭初. 射流混合器内气体湍流扩散过程的 CFD 数值模拟与实验研究 [J]. 过程工程学报, 2007, 7(5): 865–870.
- [4] Gidaspow D. Multiphase Flow and Fluidization [M]. Boston: Academic Press, 1994. 150.
- [5] Guenther C, Syamlal M. The Effect of Numerical Diffusion on Simulation of Isolated Bubbles in a Gas–Solid Fluidized Bed [J]. Powder Technol., 2001, 116(2/3): 142–154.
- [6] Hulme I, Clavelle E, Van der Lee L, et al. CFD Modeling and Validation of Bubble Properties for a Bubbling Fluidized Bed [J]. Ind. Eng. Chem. Res., 2005, 44(12): 4254–4266.
- [7] Du W, Bao X, Xu J, et al. Computational Fluid Dynamics (CFD) Modeling of Spouted Bed: Assessment of Drag Coefficient Correlations [J]. Chem. Eng. Sci., 2006, 61(5): 1401–1420.
- [8] Du W, Bao X, Xu J, et al. Computational Fluid Dynamics (CFD) Modeling of Spouted Bed: Influence of Frictional Stress, Maximum Packing Limit and Coefficient of Restitution of Particles [J]. Chem. Eng. Sci., 2006, 61(14): 4558–4570.
- [9] Cornelissen J T, Taghipoura F, Escudiea R, et al. CFD Modelling of a Liquid–Solid Fluidized Bed [J]. Chem. Eng. Sci., 2007, 62(22): 6334–6348.
- [10] Li J, Kwauk M. Exploring Complex Systems in Chemical Engineering—The Multi-scale Methodology [J]. Chem. Eng. Sci., 2003, 58(3/6): 521–535.
- [11] Knowlton T M, Karri S B R, Issangya A. Scale-up of Fluidized-bed Hydrodynamics [J]. Powder Technol., 2005, 150(2): 72–77.
- [12] Grace J R, Taghipour F. Verification and Validation of CFD Models and Dynamic Similarity for Fluidized Beds [J]. Powder Technol., 2004, 139(2): 99–110.
- [13] Brandani S, Zhang K. A New Model for Prediction of the Behavior of Fluidized Bed [J]. Powder Technol., 2006, 163(122): 80–87.
- [14] 张锴, Brandani S. 一个基于双流体理论预测三维流化床内流动特性的数学模型: (I). 气固体系散式或鼓泡流态化特性 [J]. 化工学报, 2008, 59(5): 1091–1099.
- [15] 张锴, 裴培, Brandani S. 一个基于双流体理论预测三维流化床内流动特性的数学模型: (II) 液固体系流体动力学特性 [J]. 化工学报, 2008, 59(5): 1100–1106.
- [16] 王其成, 裴培, 张锴, 等. 气固流化床内射流特性的研究 [J]. 燃料化学学报, 2007, 35(3): 354–358.
- [17] Kuipers J A M, Prins W, Van Swaaij W P M. Theoretical and

- Experimental Bubble Formation at a Single Orifice in a Two-dimensional Gas-fluidized Bed [J]. Chem. Eng. Sci., 1991, 46(11): 2881–2894.
- [18] Gidaspow D, Ettehadih B. Fluidization in Two-dimensional Bed with a Jet: 2. Hydrodynamic Modeling [J]. Ind. Eng. Chem. Fundam., 1983, 22(2): 193–201.
- [19] 洪若瑜, 李洪钟, 程懋圩, 等. 双组分散射流床中射流穿透深度的研究 [J]. 化学反应工程与工艺, 1995, 11(1): 65–72.
- [20] Zhang K, Zhang H, Lovick J, et al. Numerical Computation and Experimental Verification of the Jet Region in a Fluid Bed [J]. Ind. Eng. Chem. Res., 2002, 41(15): 3696–3704.
- [21] Van Wachem B G M, Schouten J G, Van den Bleek C M, et al. Comparative Analysis of CFD Models of Dense Gas–Solid System [J]. AIChE J., 2001, 47(5): 1035–1051.
- [22] Gidaspow D. Hydrodynamics of Fluidization and Heat Transfer: Supercomputer Modeling [J]. Appl. Mech. Rev., 1986, 39(1): 1–23.
- [23] 洪若瑜, 李洪钟, 程懋圩, 等. 基于双流体模型的流化床模拟 [J]. 化工学报, 1995, 46(3): 349–356.
- [24] Hong R Y, Li H Z, Cheng M Y, et al. Numerical Simulation and Verification of a Gas–Solid Jet Fluidized Bed [J]. Powder Technol., 1996, 87(1): 73–81.
- [25] Hong R Y, Li H Z, Li H B, et al. Studies on the Inclined Jet Penetration Length in a Gas–Solid Fluidized Bed [J]. Powder Technol., 1997, 92(3): 205–212.
- [26] Chen Z, Gibilaro L G, Foscolo P U. Two-dimensional Voidage Waves in Fluidized Beds [J]. Ind. Eng. Chem. Res., 1999, 38(3): 610–620.
- [27] Lettieri P, Cammarata L, Micale G, et al. CFD Simulations of Gas Fluidized Beds Using Alternative Eulerian–Eulerian Modeling Approaches [J]. International Journal of Chemical Reactor Engineering, 2003, 1: A5.

Effects of Grid Scale, Time Step and Maximum Solid Volume Fraction on CFD Simulation in a Jetting Fluidized Bed

PEI Pei¹, WANG Qi-cheng¹, ZHANG Kai¹, WEN Dong-sheng²

(1. State Key Laboratory of Heavy Oil Processing, China University of Petroleum, Beijing 102249, China;

2. Department of Engineering, Queen Mary University of London, Mile End, London E1 4NS, UK)

Abstract: Based on the Eulerian–Eulerian two-fluid model, the hydrodynamics was simulated in a two-dimensional jetting fluidized bed with 2.0 m height and 0.3 m width. Air and glass bead were chosen as gas and solid phases, respectively. The effects of grid scale, time step and maximum solid volume fraction on jetting parameters, such as jet revolution, jet penetration depth and jet frequency, were investigated numerically with CFX4.4 by adding User-defined Fortran subroutines. The computational results are independent of mesh size and time step for the gas–solid system used, when vertical grid number is 100 in the lower part of the bed and time increment 0.0005 s. The relative errors of simulated jet penetration depth and jet frequency with their corresponding experimental measurements are 5.7% and 3.8%, respectively. The influence of the maximum solid volume fraction on numerical data can be ignored in the range of this study.

Key words: jetting fluidized bed; experimental measurement; CFD simulation; grid scale; time step; maximum solid volume fraction