

水平管段高压超浓相煤粉输送特性的数值模拟

胥宇鹏, 熊源泉, 周海军, 贺春辉, 陈先梅, 沈湘林
(东南大学能源与环境学院, 210096, 南京)

摘要: 在充分考虑气固两相相互作用的基础上, 利用修正后的 $\kappa\epsilon$ 湍流模型对以 CO_2 为输送介质的高压超浓相煤粉气力输送进行了数值模拟. 对于固相体积分数高达 25% 的高压超浓相煤粉气力输送, 采用该模型模拟一体化管道(垂直管、弯管、水平管连接在一起), 获得了水平管段中不同粒径的颗粒在截面上的速度分布、浓度分布, 以及不同表观气速下水平管段中固相的径向浓度分布. 模拟结果表明, 在相同的输送条件下, 大粒径煤粉的速度较低, 更容易在水平管道沉积; 煤粉粒径相同时, 表观气速较大的颗粒在沉积区的浓度分布较小. 将模拟结果与相同试验条件下的水平管电容层析成像(ECT)结果进行了对比, 验证了本文模拟结果的正确性.

关键词: 气力输送; 气固两相; 浓相; 数值模拟; 浓度分布

中图分类号: TK16 **文献标志码:** A **文章编号:** 0253-987X(2012)05-0038-06

Numerical Simulation on Pneumatic Conveying of Dense Phase Pulverized Coal in Horizontal Pipe at High Pressure

XU Yupeng, XIONG Yuanquan, ZHOU Haijun, HE Chunhui,
CHEN Xianmei, SHEN Xianglin

(School of Energy and Environment, Southeast University, Nanjing 210096, China)

Abstract: The numerical simulation on the pneumatic transmission of ultra-high-pressure dense phase pulverized coal with CO_2 as the medium was performed by the modified $\kappa\epsilon$ turbulence model. In the model, the turbulence interaction between gas and solid particle is considered for the pneumatic conveying of the pulverized coal whose particulate phase concentration is up to 25%. The model was applied to simulate the pneumatic transmission in an integration pipe including a vertical pipe, an elbow pipe, and a horizontal pipe. The velocity and concentration distributions of different size particles on cross sections in a horizontal pipe, and the radial concentration distribution of solid particles at different superficial gas velocities in a horizontal pipe were obtained. The simulation results show that the pulverized coal with larger particle size will deposit more easily in the horizontal pipe under the same transport conditions. The concentration distribution in the sedimentary area is smaller at the same size particle and the greater superficial gas velocity. The simulation results are in reasonably good agreement with the experimental data achieved by ECT imaging.

Keywords: pneumatic conveying; gas-solid two-phase; dense phase; numerical simulation; concentration distribution

高压超浓相煤粉气力输送是大型气流床高压气化的关键技术之一^[1]. 由于目前试验方法和试验条

件的限制,还不能对高压超浓相管道内气固两相流流动型态实现有效的实时测试,因而无法直接有效地测量出气固两相的速度分布和浓度分布^[2].因此,对管道内高压超浓相气力输送过程的数值模拟研究,有利于高压超浓相煤粉输送系统的设计和优化.

Molerus^[3]对气力输送过程中水平管和垂直管的流动特性进行了研究,通过计算压降对流型进行了分区. Zhang等^[4]在研究固相的湍流时,将颗粒动力学与单方程耦合,但是其研究的固气比(体积比)为2%,相对浓相气力输送过程其固气比较小. Levy^[5]利用双流体模型模拟了颗粒在水平管中的栓塞流动,获得了颗粒栓塞流动流场的一些参数变化规律,但其使用的模型采用经验的本构关系,不适合浓相输送过程. Jaworski等^[6]利用电容层析成像(ECT)和高速摄像的方法对浓相气力输送过程中的气固两相特性进行了研究,获得了固相体积分数和颗粒相的特性.已有的粉体输送气固两相流模拟研究,通常是给定气固两相的进口条件来对水平管、弯管和垂直管分别进行计算^[2-6].对于垂直管,其进口固相浓度的分布相对比较均匀,模拟给定均匀浓度的进口条件与试验输送条件较为接近,得到的结果也较为一致.对弯管和水平管(尤其是水平管)的高压超浓相气固两相流流动来说,其入口浓度分布是不均匀的,而以往的研究中大多对于水平管也是给定均匀浓度的进口条件,这直接影响了水平管中模拟的准确性^[2-6].通过垂直管、弯管、水平管连接在一起模拟,对垂直管给定均匀浓度的进口条件,得到的水平管模拟结果将更加准确可靠.在干煤粉加压气流床气化研究中,采用N₂作为载气,会造成最终的合成气中N₂的含量过高.因此,研究高压超浓相条件下以CO₂为输送介质的煤粉管道气力输送特性,对煤气化技术有重要作用.目前,对以CO₂为输送介质的高压超浓相煤粉气力输送的流动特性进行数值模拟的研究还未见报道.本文模拟了垂直管、弯管、水平管连接在一起的气力输送过程,对其中的水平管段颗粒粒径大小对固相浓度和速度的影响,以及表观气速对颗粒浓度分布的影响进行了分析,并将模拟的浓度分布与ECT结果进行了比较.

1 数理模型^[7-8]

连续方程^[2]为

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

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

式中: α_g 为空隙率; $\mathbf{v}$ 为速度矢量; ρ 为密度; α_s 为固相体积分数;下标g、s分别代表气相、固相.

动量方程^[2]如下:

气相动量方程

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g \mathbf{v}_g) + \nabla(\alpha_g \rho_g \mathbf{v}_g \mathbf{v}_g) = -\alpha_g \nabla p_g + \nabla \cdot \overline{\overline{\tau_g}} + F_{sg} + \alpha_g \rho_g \mathbf{g} \quad (3)$$

固相动量方程

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_s \rho_s \mathbf{v}_s) + \nabla(\alpha_s \rho_s \mathbf{v}_s \mathbf{v}_s) = -\alpha_s \nabla p_g - \nabla p_s + \nabla \cdot \overline{\overline{\tau_s}} + F_{sg} + \alpha_s \rho_s \mathbf{g} \quad (4)$$

气固之间的速度差产生的曳力

$$F_{sg} = \beta(\mathbf{v}_g - \mathbf{v}_s) \quad (5)$$

其中 β 为气固间的曳力系数,根据Gidaspow的曳力理论模型^[9]有

$$\beta = \begin{cases} \frac{3}{4} C_D \frac{\alpha_s \alpha_g \rho_g}{d_s} \frac{|\mathbf{v}_s - \mathbf{v}_g|}{d_s} \alpha_g^{-2.65}, & \alpha_g > 0.8 \\ 150 \frac{\alpha_s^2 \mu_g}{\alpha_g d_s^2} + 1.75 \frac{\rho_g \alpha_s}{d_s} |\mathbf{v}_s - \mathbf{v}_g|, & \alpha_g \leq 0.8 \end{cases} \quad (6)$$

气相湍流输运方程^[2]为

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g k_g) + \nabla(\alpha_g \rho_g U_g k_g) &= \nabla \left(\alpha_g \frac{\mu_{gt}}{\sigma_k} \nabla k_g \right) + \\ &(\alpha_g G_{kg} - \alpha_g \rho_g \epsilon_g) + \beta(C_{sg} k_s - C_{gs} k_g) - \\ &\beta(U_s - U_g) \frac{\mu_{st}}{\alpha_s \sigma_s} \nabla \alpha_s + \beta(U_s - U_g) \frac{\mu_{gt}}{\alpha_g \sigma_g} \nabla \alpha_g \quad (7) \\ \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g \epsilon_g) + \nabla(\alpha_g \rho_g U_g \epsilon_g) &= \nabla \left(\alpha_g \frac{\mu_{gt}}{\sigma_\epsilon} \nabla \epsilon_g \right) + \\ &\frac{\epsilon_g}{k_g} (C_{1\epsilon} \alpha_g G_{kg} - C_{2\epsilon} \alpha_g \rho_g \epsilon_g) + \\ &C_{3\epsilon} \frac{\epsilon_g}{k_g} \left[\beta(C_{sg} k_s - C_{gs} k_g) - \beta(U_s - U_g) \frac{\mu_{st}}{\alpha_s \sigma_s} \nabla \alpha_s + \right. \\ &\left. \beta(U_s - U_g) \frac{\mu_{gt}}{\alpha_g \sigma_g} \nabla \alpha_g \right] \quad (8) \end{aligned}$$

固相湍流输运方程^[2]为

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_s \rho_s k_s) + \nabla(\alpha_s \rho_s U_s k_s) &= \nabla \left(\alpha_s \frac{\mu_{st}}{\sigma_k} \nabla k_s \right) + \\ &(\alpha_s G_{ks} - \alpha_s \rho_s \epsilon_s) + \beta(C_{gs} k_g - C_{sg} k_s) - \\ &\beta(U_g - U_s) \frac{\mu_{gt}}{\alpha_g \sigma_g} \nabla \alpha_g + \beta(U_g - U_s) \frac{\mu_{st}}{\alpha_s \sigma_s} \nabla \alpha_s \quad (9) \\ \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_s \rho_s \epsilon_s) + \nabla(\alpha_s \rho_s U_s \epsilon_s) &= \nabla \left(\alpha_s \frac{\mu_{st}}{\sigma_\epsilon} \nabla \epsilon_s \right) + \\ &\frac{\epsilon_s}{k_s} (C_{1\epsilon} \alpha_s G_{ks} - C_{2\epsilon} \alpha_s \rho_s \epsilon_s) + \\ &C_{3\epsilon} \frac{\epsilon_s}{k_s} \left[\beta(C_{gs} k_g - C_{sg} k_s) - \beta(U_g - U_s) \frac{\mu_{gt}}{\alpha_g \sigma_g} \nabla \alpha_g + \right. \\ &\left. \beta(U_g - U_s) \frac{\mu_{st}}{\alpha_s \sigma_s} \nabla \alpha_s \right] \quad (10) \end{aligned}$$

式中： G_{kg} 为气相的湍动能产生项； G_{ks} 为固相的湍动能产生项； U 为平均速度； μ_{st} 、 μ_{gt} 分别为固相、气相湍流动力黏度。

2 试验装置

如图 1 所示,气瓶中的 CO_2 经过适当加热顺利流入汇流排,之后经过减压器减压,进入一段管道经电加热带加热后进入缓冲罐。作为输送介质的高压 CO_2 自缓冲罐分成充压风、流化风、补充风,经流量计和调节阀进入发送罐,驱动煤粉从发送罐经输送管道进入接收罐。两个储料罐间连接有一路可切换的输送管道,调节切换阀门可使两个储料罐互为供煤发送罐和接收罐。输送管内径为 0.01 m,总长度约为 45 m。在试验中,水平管段布置了 ECT 测量系统。

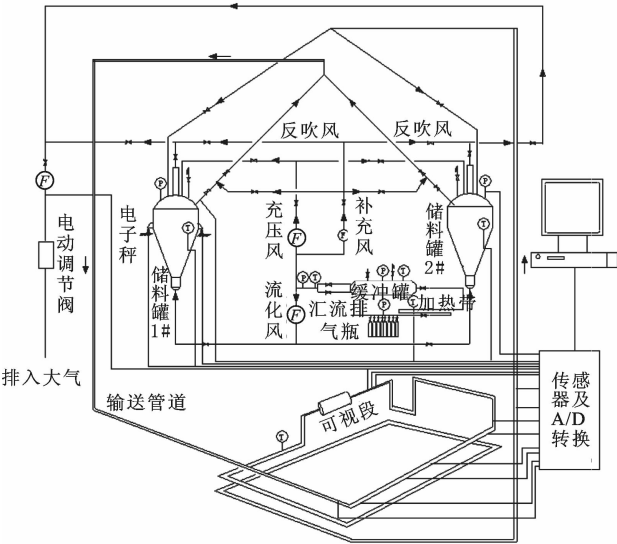


图 1 高压浓相煤粉气力输送试验系统

3 模拟条件

图 2 所示为垂直管、弯管、水平管连接在一起的管道,气固两相流先经过垂直管段,再经过弯管到水平管。垂直管段设置进口初始条件,假定气相的进口速度服从光滑管湍流充分发展的流动特性。根据试验情况分析,固相颗粒进口采用均匀分布,假定气固两相的径向速度均为 0。入口煤粉颗粒的体积分数分布,根据试验测得的煤粉质量流率和固气比来计算,模拟中煤粉的颗粒采用单一粒径。出口采用自由流出。

进口边界条件:① 气相入口边界条件,给定气相轴向速度为光滑管充分发展湍流流动^[8]

$$v_{gin}(r) = \frac{60}{49} \frac{U_g}{1 - \alpha_{sin}} (1 - 2r/D)^{1/7} \quad (11)$$

② 固相轴向速度为均匀分布,根据固相质量流率求得^[8]

$$v_{sin} = \frac{M_s}{\alpha_{sin} \rho_s \pi D^2 / 4} \quad (12)$$

式中: α_{sin} 为进口处固相体积分数; M_s 为固相质量流率。

壁面边界条件:气相在壁面采用无滑移条件;颗粒相在壁面处应用 Johnson 等^[9]提出的滑移条件。模拟的管道内径为 10 mm,其中垂直管长 2 m、水平管长 4 m、垂直弯管半径为 200 mm。为保证网格质量,垂直管和水平管段采用图 3 所示的断面网格,该网格能有效地保证管道中心区域的网格密度,从而提高计算精度。对于垂直弯管,为了使网格分布更加均匀,采用六面体网格填充。

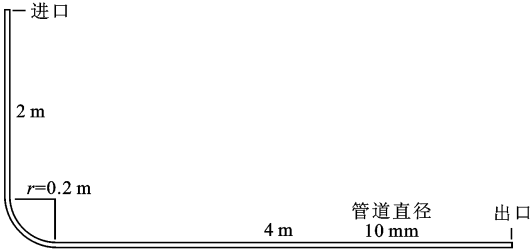


图 2 管道示意图

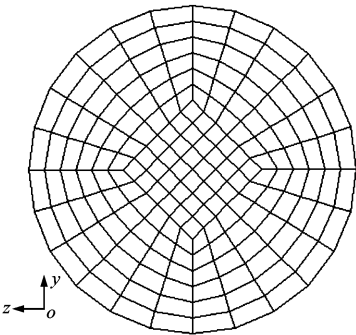


图 3 水平管端面网格

4 模拟结果与讨论

4.1 颗粒粒径对固相浓度和速度分布的影响

图 4 是不同粒径的煤粉颗粒在相同的输送压力、表观气速和相同的输送质量流率条件下,固相体积分数在水平管横截面上的分布,模拟的工况条件如表 1 所示。对于相同的输送质量,平均粒径 d_s 为 183 μm 的煤粉在靠近下壁面区域分布较多,颗粒粒径较小($d_s = 106 \mu\text{m}$)的煤粉在悬浮区所占比例相

对较大. 这说明粒径大的煤粉颗粒在输送过程中更容易在底部沉降, 介于悬浮区和沉降区的过渡区域变化不是很明显.

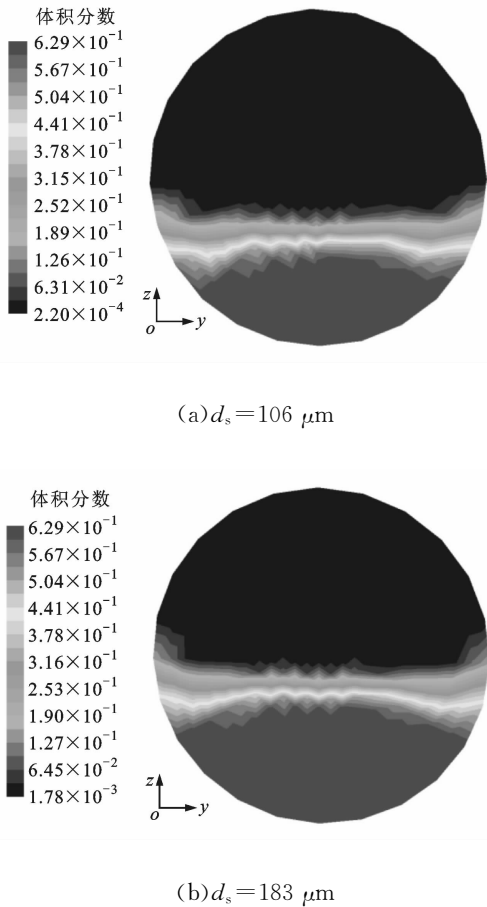


图 4 水平管段截面固相体积分数分布

表 1 高压浓相煤粉气力输送试验参数

发送罐压力/MPa	3.25
接收罐压力/MPa	2.5
CO ₂ 表观速度/m·s ⁻¹	8.4
颗粒质量流率/kg·s ⁻¹	0.22
煤粉平均粒径/μm	106, 183
煤粉颗粒密度/kg·m ⁻³	1 400

由于本文中水平管段的进口条件不再像已往的很多研究中那样给定均匀入口, 整个水平管段轴向浓度分布比较稳定, 所以由垂直管、弯管、水平管连接在一起的管道模型模拟出的水平管的结果与实际情况更相符. 另外, 图 4a、4b 中固相浓度在截面处的分布规律相似, 在管道底部有明显的沉降. 从管道底部向上到管道中心偏下的位置, 固相浓度有个突起的高浓度区域, 这与颗粒直径大小有直接的关系.

图 5 是在两种不同煤粉粒径下, 水平管段固相速度沿截面径向的分布. 在相同的表观气速输送条件下, 对于不同粒径的煤粉颗粒, 其固相速度有所不同, 粒径小的煤粉固相速度比粒径大的煤粉固相速度大. 由于在输送过程中粒径大的煤粉更容易在输送管底部沉积, 这种现象使得大粒径颗粒在输送过程所需要的动力更大. 在气力输送过程中, 固相的运动主要靠气固之间的滑移速度产生的曳力作为动力, 气固两相的滑移速度越大, 曳力越大. 由于粒径较大的煤粉颗粒固相速度较小, 因此就增大了气固两相的滑移速度, 从而达到所需要的输送动力.

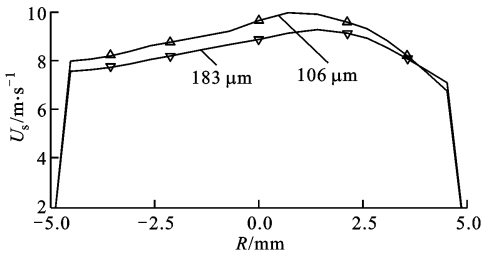


图 5 径向固相速度分布

另一方面, 在相同的颗粒质量流率下, 由于在水平横截面上的固相浓度不同, 浓度相对较高的颗粒, 固相速度相对要小一些, 这也符合质量守恒方程.

由图 5 还可以看到, 在管道中心偏上部分固相速度达到最大值. 虽然固相在壁面处采用 Johnson 等^[9]提出的壁面滑移条件, 但由于在壁面处受到壁面摩擦的阻碍和颗粒本身黏性的影响, 使得壁面处固相速度急剧减小. 另外, 由于下壁面底部的颗粒沉降, 颗粒在水平管上半部分的平均速度比下半部分的平均速度大.

4.2 表观气速对固相浓度的影响

图 6 模拟的工况如表 2 所示, 其中图 6a~6d 分别是在水平管段 3 m 处横截面上表观气速为 5、6、6.6、7.9 m/s 时的固相体积分数分布. 煤粉在水平管道上分布的基本规律是: 在管道横截面上部, 颗粒体积分数较低; 在靠近壁面下部区域, 颗粒体积分数较高. 这主要是由于颗粒受重力作用而导致其在管道底部沉积, 与试验观察到的结果一致, 和 Jaworski 等^[6]利用 ECT 测量的结果相似.

在相同的输送压力和颗粒质量流率下, 随着表观气速的增大, 固相在底部沉积层的分布减少. 其原因这是由于固体颗粒在管道中的输送主要依靠气相的携带, 固相速度的大小是直接由气相速度的大小决定的, 表观气速增大, 固相速度相应地增加. 在相同

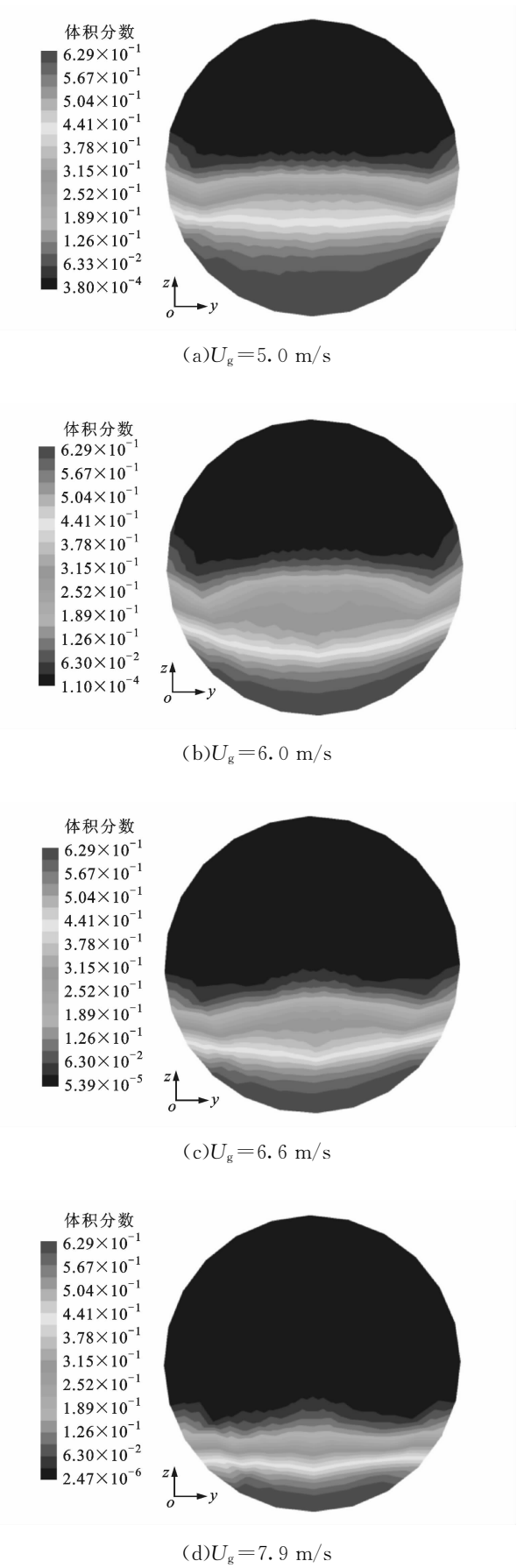


图 6 不同表观气速对固相体积分数分布的影响

表 2 高压浓相煤粉气力输送试验参数

发送罐压力/MPa	2.75
接收罐压力/MPa	2.5
颗粒质量流率/kg·s ⁻¹	0.12
煤粉平均粒径/μm	63
煤粉颗粒密度/kg·m ⁻³	1 400

的颗粒质量流率的基础上,由于重力的作用,速度小的颗粒比速度大的颗粒在沉积层的浓度分布大,表明了气固两相输送过程中的动力主要是气固两相的滑移速度产生的曳力。

另外,随着表观气速的增加,固相与壁面之间的摩擦阻力降低,对于固相的输送相对更流畅,沉积层的厚度更薄. 由于模型中充分考虑了固相脉动对输送过程的影响,随着表观气速的增大,固相脉动变得更加强烈,使得固相颗粒在输送过程中不易沉积,所以随着表观气速的增加,沉积层颗粒相的体积分数相应降低。

4.3 模拟的浓度与 ECT 测量结果验证

图 7 为同一试验装置下在水平管段利用 ECT 测得的不同时刻同一截面处的固相浓度分布. 对比图 7 和图 6 可以看到,在水平管段截面上浓度分布规律一致,均呈现出管底的固相浓度较大,沿径向往上固相浓度逐渐降低的分布规律. 通过模拟结果和 ECT 结果的比较,证明了本文模拟结果是正确的,具有较高的可信度。

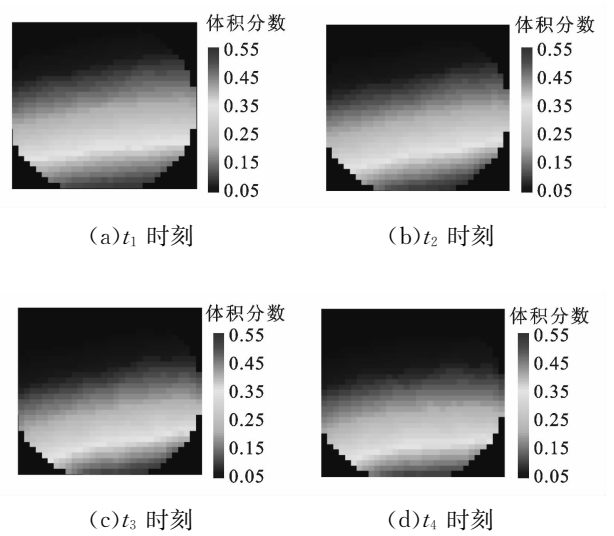


图 7 ECT 测得的水平管段固相体积分数分布

5 结 论

(1)对于水平管段的固相浓度分布,相同的输送

条件下,粒径较大的煤粉颗粒更容易在管底沉降,同时粒径较小的煤粉颗粒固相速度相对较大.

(2)不同的表观气速输送条件下,速度大的颗粒由于重力作用在壁面处的沉降减弱,速度小的颗粒在沉积层的浓度较大.

(3)模拟得到了水平管固相浓度分布的一般规律:在重力的作用下,管道下部煤粉浓度较大,而管道上部煤粉浓度较小.通过与 ECT 结果的对比,证明了本文模拟结果的正确性.

参考文献:

[1] 徐越,吴一宁,危师让. 二段式干煤粉气流床气化技术的模拟研究与分析[J]. 中国电机工程学报, 2003, 23(10): 187-190.
XU Yue, WU Yining, WEI Shirang. Simulation and analysis on gasification technology of a two-stage dry feed entrained flow bed[J]. Proceedings of the CSEE, 2003, 23(10): 187-190.

[2] SRIVASTAVA A, SUNDARESAN S. Analysis of a frictional-kinetic model for gas-particle flow[J]. Powder Technology, 2003, 129(1/2/3): 72-85.

[3] MOLERUS O. Overview: pneumatic transport of sol-

ids[J]. Powder Technology, 1996, 88(3): 309-321.

[4] ZHANG Y, REESE J M. Particle-gas turbulence interactions in a kinetic theory approach to granular flows[J]. International Journal of Multiphase Flow, 2001, 27: 1945-1964.

[5] LEVY A. Two-fluid approach for plug flow simulations in horizontal pneumatic conveying[J]. Powder Technology, 2000, 112(3): 263-273.

[6] JAWORSKI A J, DYAKOWSKI T. Investigations of flow instabilities within the dense pneumatic conveying system[J]. Powder Technology, 2002, 125(2/3): 279-291.

[7] GIDASPOW D. Multiphase flow and fluidization: continuum and kinetic theory descriptions [M]. New York, USA: Academic Press, 1994.

[8] 蒲文灏. 高压超浓相煤粉气力输送过程及其数值模拟的研究[D]. 南京:东南大学,2009.

[9] JOHNSON P C, JACKSON R. Frictional-collisional constitutive relations for granular materials, with application to plane shearing[J]. J Fluid Mech, 1987, 176(9): 67-93.

(编辑 荆树蓉)