

水煤浆气化炉洗涤室内气体穿越液池过程 颗粒分布的数值模拟

吴 暄, 李 铁, 蔡 杰, 袁竹林

(东南大学能源与环境学院, 江苏省 南京市 210096)

Numerical Simulation of Particles Distribution in Process of Gas Crossing Cistern in Scrubbing Chamber in Coal Water Slurry Gasifier

WU Xuan, LI Tie, CAI Jie, YUAN Zhu-lin

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

ABSTRACT: The syngas passing through cistern was scrubbed in the scrubbing chamber of coal water slurry gasifier. The particles movement and distribution rules in scrubbing chamber were studied, which was significant to improve syngas scrubbing effect. The gas-liquid-solid flow in scrubbing chamber was simulated by a combined method of the computational fluid dynamics with the direct simulation Monte Carlo method in the frame of Euler-Lagrangian approach. On the basis of compare with the experimental data in literature, the effects of operating conditions and size grading on particle number concentration distribution in scrubbing chamber were revealed and studied. The results show that the particle number concentration increases along height of scrubbing chamber, but the particle number concentration distribution in the cistern becomes wave-shaped. The large particles ease to settle down in the cistern. However the small particles ease to suspend in contrast. With changing the particles size grading, the particle number concentration can be changed in the cistern of scrubbing chamber.

KEY WORDS: gasifier; scrubbing chamber; gas-liquid-solid flow; number concentration; grading

摘要: 水煤浆气化炉洗涤室内含固态渣的合成气在穿越液池的过程中得到了洗涤净化。研究气化炉洗涤室内颗粒的运动及其分布规律, 对提高合成气的洗涤效果具有重要意义。将计算流体力学方法、直接模拟蒙特卡洛方法相结合, 在 Euler-Lagrangian 框架下建立三维数学模型, 对气化炉洗涤室内的气液固三相流动进行了模拟计算。在实验验证的基础

上, 揭示了不同运行工况、不同粒径颗粒以及不同颗粒级配下的颗粒数密度分布特性。研究表明: 沿洗涤室高度方向颗粒数密度分布总体呈下降趋势, 在洗涤室液池内颗粒数密度分布存在波动形式; 大粒径颗粒在液池中易于沉降, 对其具有较好的洗涤分离效果。而小粒径颗粒的沉降性较差, 易产生悬浮; 颗粒级配的改变对洗涤室液池内颗粒数密度分布影响较大。

关键词: 气化炉; 洗涤室; 气-液-固三相流; 数密度; 级配

0 引言

煤气化在煤化工生产中占有重要的地位, 而气化炉又是整个煤气化技术的核心所在^[1]。水煤浆气化炉气化室内产生的高温合成气通过激冷环和下降管实现激冷降温^[2-4]。其间合成气中熔融态灰渣发生冷却, 相变为固态渣。经冷却的合成气和凝渣一起进入洗涤室液池完成合成气的初步净化工作, 从而满足下一步工序的需要^[2]。该过程气体净化的好坏将直接影响到后续设备的稳定运行。因此了解洗涤室内固体颗粒的运动及其浓度分布规律, 对提高合成气的洗涤除渣效果以及完善设备结构都具有重要的指导意义。

近年来, 随着计算机技术的发展, 计算流体力学技术成为描述多相流流动特征的一种十分有效的方法^[5]。Li Yong等^[6]建立了二维计算流体力学-流体体积-离散颗粒模型。模型中考虑了颗粒和气泡在连续相液体中分散流动的特点, 认为气体在连续相中以气泡的形式存在。气液界面由流体体积 (volume of fluid, VOF) 方程控制。他们运用该模型研究了气-液-固三相流化床中气泡在液固流中的

基金项目: 国家重点基础研究发展规划基金项目(2004CB217707)。

Project Subsidized by the Special Funds for Major State Basic Research Projects of China (2004CB217707).

尾涡行为。但其中并没有考虑液相湍流对颗粒以及气体存在对液相湍流的影响,因此该模型应用于大气量时存在困难。Zhang Jianping等^[7]也采用同样的模型模拟了气泡在液固流中的上升过程。同时还分别对颗粒在水中的沉降及颗粒在水中的流化过程进行了模拟。Jin Guodong^[8]则在最小能量多尺度方法(energy minimization Muti-scale, EMMS)的基础上建立多尺度模型,研究了气液固三相流化床。Zhang Xinyu等^[9]视液体为连续相,颗粒和气泡视为离散相运用Euler-Lagrangian方法对浆池内的三相流动进行了数值模拟。Murthy等人^[10]运用欧拉模型对搅拌反应器中的气液固三相流动进行了CFD模拟。研究了搅拌反应器内固相的浓度分布。由于采用欧拉方法计算离散相颗粒,因此在预测颗粒尺寸的影响以及颗粒运动轨迹上存在一定局限性。Wang等^[11]采用随机拉格朗日模型研究了不同结构水力旋流器的颗粒分离特性。在国内,闻建平^[12]则采用基于双流体模型与粒子分散模型相结合的方法对流化床内的气液固三相流动进行了模拟研究。

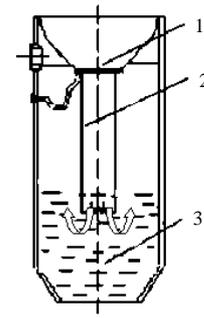
由于水煤浆气化炉专利技术保密,可查阅的国外文献中,对于气流床气化炉洗涤室内多相流的研究很少。目前国内正致力于大规模高效气流床煤气化技术的基础研究。本领域的基础研究尚落后于技术开发与应用。因此很少有基础研究成果可以借鉴与应用。查阅文献发现目前国内外针对气液固三相的研究比较活跃,但关于气化炉洗涤室内颗粒沉降分离运动过程的数值模拟研究还未见相关报道。为此本文在Euler-Lagrangian框架下建立三维数学模型。模型中视气、液为连续相,固体颗粒为离散相。颗粒间的相互作用采用直接蒙特卡罗方法^[13]。在模型得到验证的基础上,模拟了气化炉洗涤室内气液固三相的流动过程,揭示了洗涤室内不同粒径颗粒及不同级配条件下的颗粒轴向分布规律。

1 模型的建立与求解

1.1 物理模型

水煤浆气化炉内整个洗涤室的结构如图1^[14]。其主要由激冷环、下降管和液池组成。图中箭头为气体流动方向。含渣气体在穿越液池的过程中完成气体的洗涤和固态渣的分离沉降。大部分固体颗粒沉降到液池底部,并间隙排出室外。

洗涤室实际结构较为庞大和复杂,为减少计算量和便于分析,采用简化的物理模型,其轴向截面如图2所示。为便于颗粒统计,沿轴向方向将洗涤



1—激冷环; 2—下降管; 3—液池

图1 洗涤室结构示意图

Fig. 1 Schematic diagram of scrubbing chamber

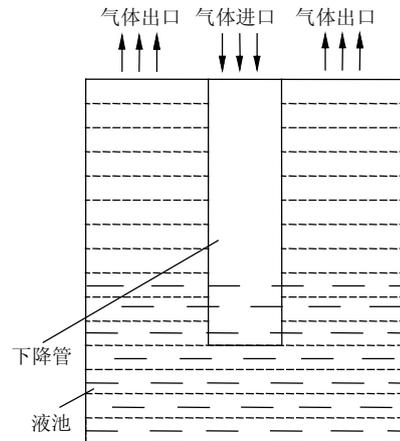


图2 物理模型示意图

Fig. 2 Schematic diagram of the physical model

室内部除下降管以外的整个空间划分为若干区域。图2中的短虚线表示所划分的采样区域。

1.2 数学模型的建立

1.2.1 假设条件

在实际操作中,影响流动的因素很多。为便于数值实验的实施,把握研究内容的主要因素,本文作了适当简化和假设:①合成气中的凝渣为球形固体颗粒;②流动过程中无热质传递现象;③不考虑下降管内水膜的影响;④忽略壁面湿润对颗粒的影响;⑤由于合成气体中所含凝渣量不多^[15],故只考虑气液相对离散颗粒相的影响^[16-17]。

1.2.2 连续相数学模型的建立

在Euler坐标系下考察的气液连续相的运动,建立不可压缩气液流动控制方程。气液两相共用一套连续方程和N-S动量方程。出现在方程中的密度、粘度等属性由存在于每一控制容积中的分相决定。

连续方程为

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_i} (\rho u_i) = 0 \quad (1)$$

动量方程为

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho u_i) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho u_i u_j) = -\frac{\partial p}{\partial x_i} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\mu \left(\frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \right) \right] + F_v \quad (2)$$

式中: ρ 为密度; u_i 为*i*方向上的速度; p 为压力; μ 为粘度; $-\overline{\rho u_i' u_j'}$ 为Reynolds应力项; F_v 为体积力源项。

湍流模型采用基于重整化群(renormalization group)理论的RNG k - ε 湍流方程^[18]。

湍动能 k 输运方程:

$$\rho \frac{\partial k}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho k u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j}(\alpha_k \mu_{eff} \frac{\partial k}{\partial x_j}) + G_b - \rho \varepsilon \quad (3)$$

湍动能耗散 ε 输运方程:

$$\rho \frac{\partial \varepsilon}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho \varepsilon u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j}(\alpha_\varepsilon \mu_{eff} \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j}) + C_{1\varepsilon} \frac{\varepsilon}{k} G_k - C_{2\varepsilon}^* \rho \frac{\varepsilon^2}{k} \quad (4)$$

式中: G_k 表示由于平均速度梯度引起的湍动能产生项; $C_{1\varepsilon} = 1.42$; $C_{2\varepsilon}^* = C_{2\varepsilon} + \frac{C_\mu \rho \eta^3 (1 - \eta/\eta_0)}{1 + \beta \eta^3}$; $C_{2\varepsilon} = 1.68$; $\eta = Sk/\varepsilon$; $\eta_0 = 4.38$; $\beta = 0.012$ 。

气液两相间界面的跟踪采用 VOF 模型:

$$\frac{\partial \alpha_q}{\partial t} + u_i \frac{\partial \alpha_q}{\partial x_i} = 0 \quad (5)$$

式中: α_q 为控制单元中第*q*相的体积分量, $\sum_{q=1}^m \alpha_q = 1$; m 表示流场为*m*相流, 本文*m*=2。

采用连续表面张力模型^[19]模拟相界面上的表面张力并以体积力的形式加入动量方程的源项中:

$$\mathbf{F}_s = \sigma k \nabla \alpha_q \quad (6)$$

式中: σ 为表面张力系数; k 为曲率。

1.2.3 离散相数学模型的建立

固相场采用基于硬球模型的直接模拟蒙特卡罗(direct simulation Monte Carlo, DSMC)方法^[20]。在该方法中,用于模拟的计算颗粒被视为多个物理颗粒的代表,其模拟的颗粒数远小于物理(实际的)颗粒数。DSMC方法并不直接跟踪每个物理颗粒,而是通过概率抽样的方法来判断颗粒间是否发生碰撞^[13]。

对于单个颗粒,其运动方程为

$$\mathbf{a} = \mathbf{F}/m + \mathbf{g} \quad (7)$$

式中: \mathbf{a} 表示颗粒的加速度; m 为颗粒质量; \mathbf{g} 为重力加速度; \mathbf{F} 为颗粒受到的合力。模型中主要考虑

的力有:流体对颗粒的曳力 F_d 、重力、Magnus力 F_m 以及浮力 F_b 。另外,颗粒密度与水的密度同属一个数量级,同时颗粒在沉降阶段,固液间相对运动加速度较大,因此颗粒还要受到附加质量力 F_f 的作用。由于水的黏性不大,为此忽略Basset力对颗粒的影响。

$$\begin{cases} F_d = \frac{\pi r_p^2}{2} C_d \rho_c |\mathbf{u}_c - \mathbf{u}_p| (\mathbf{u}_c - \mathbf{u}_p) \\ F_m = \pi r^3 \rho_c \boldsymbol{\omega} (\mathbf{u}_c - \mathbf{u}_p) \\ F_f = \frac{2}{3} \pi r^3 \rho_c \frac{d}{dt} (\mathbf{u}_c - \mathbf{u}_p) \end{cases} \quad (8)$$

式中: C_d 为单颗粒曳力系数; r 为颗粒半径; ρ_c 为气相或液相的密度,计算时是选取气相还是液相的属性,则根据颗粒所处哪一相来决定; \mathbf{u}_c 为气液混合相的速度; \mathbf{u}_p 为颗粒线速度。

颗粒*i*与颗粒*j*在时间步长 Δt 内发生碰撞的概率可由以下公式给出^[13]:

$$P_{ij} = \frac{n}{N} \pi d_p^2 |\mathbf{G}_{ij} \Delta t| \quad (9)$$

式中: n 为真实颗粒数; N 为取样颗粒数; d_p 为颗粒*i*的直径; \mathbf{G}_{ij} 为颗粒*i*与颗粒*j*的相对速度。

根据式(9),运用修正的Nanbu法^[20],产生[0,1]之间的均匀随机数*R*,用

$$j = \text{int}[RN] + 1, \quad j \neq i \quad (10)$$

选择可能与颗粒*i*发生碰撞的候选颗粒。其中int[]表示一个数的整数部分。再利用随机数*R*($0 < R < 1$)判断颗粒*i*是否与候选颗粒*j*发生碰撞,若

$$R > j/N - P_{ij} \quad (11)$$

满足,则颗粒*i*和颗粒*j*在 Δt 中发生碰撞。颗粒*i*和*j*的速度和角速度由硬球模型的计算公式确定^[13]。

当 $\frac{\mathbf{n} \cdot \mathbf{G}^0}{\mathbf{G}_{ct}^0} < \frac{2}{7} \frac{1}{f(1+e)}$ 时,

$$\begin{cases} \mathbf{V}_i = \mathbf{V}_i^0 - (\mathbf{n} - f\mathbf{t})(\mathbf{n} \cdot \mathbf{G}^0)(1+e) \frac{m_j}{m_i + m_j} \\ \mathbf{V}_j = \mathbf{V}_j^0 + (\mathbf{n} - f\mathbf{t})(\mathbf{n} \cdot \mathbf{G}^0)(1+e) \frac{m_i}{m_i + m_j} \\ \boldsymbol{\omega}_i = \boldsymbol{\omega}_i^0 + \frac{5}{d_i} (\mathbf{n} \cdot \mathbf{G}^0)(\mathbf{n} \times \mathbf{t})(1+e) \frac{m_j}{m_i + m_j} \\ \boldsymbol{\omega}_j = \boldsymbol{\omega}_j^0 + \frac{5}{d_j} (\mathbf{n} \cdot \mathbf{G}^0)(\mathbf{n} \times \mathbf{t})(1+e) \frac{m_i}{m_i + m_j} \end{cases} \quad (12)$$

当 $\frac{\mathbf{n} \cdot \mathbf{G}^0}{\mathbf{G}_{ct}^0} \geq \frac{2}{7} \frac{1}{f(1+e)}$ 时,

$$\left\{ \begin{array}{l} V_i = V_i^0 - [(1+e)(n \cdot G^0)n + \frac{2}{7}|G_{ct}^0|t] \frac{m_j}{m_i + m_j} \\ V_j = V_j^0 + [(1+e)(n \cdot G^0)n + \frac{2}{7}|G_{ct}^0|t] \frac{m_i}{m_i + m_j} \\ \omega_i = \omega_i^0 - \frac{10}{7d_i}|G_{ct}^0|(n \times t) \frac{m_j}{m_i + m_j} \\ \omega_j = \omega_j^0 - \frac{10}{7d_j}|G_{ct}^0|(n \times t) \frac{m_i}{m_i + m_j} \end{array} \right. \quad (13)$$

式中： f 为摩擦系数； e 为回复系数； ω 为颗粒角速度；碰撞前的相对速度 $G^0 = V_i^0 - V_j^0$ ；切向方向上的单位矢量 $t = G_{ct}^0 / |G_{ct}^0|$ ；相对速度的切向分量 $G_{ct}^0 = G^0 - (G^0 \cdot n)n + 0.5 \times d_i \omega_i^0 \times n + 0.5 \times d_j \omega_j^0 \times n$ 。

文献[7]指出在液体中，颗粒碰撞前由于液膜的存在，颗粒的碰撞速度会得到较大的衰减。故颗粒在液体中应考虑液体剪切力对颗粒的作用。这里采用文献中的近距离相互作用模型来考察液体剪切力对颗粒在液体中相互碰撞的影响。

1.3 模型的求解

首先运用 FLUENT 商业软件，采用欧拉方法对气液两相流场进行求解。对压力与速度的耦合采用压力隐式算子分割 (pressure implicit with splitting of operators, PISO) 算法。控制方程的离散采用具有二阶精度的迎风格式。为了提高计算效率，取洗涤室的四分之一区域进行气液相的计算，切面按照对称面处理。在进行离散颗粒场计算时，按照整个三维洗涤室区域计算。其他区域内气液相场则按照所计算的四分之一区域气液相场对称得到。

采用 VC++ 语言编制程序进行颗粒场计算。在每个时间步长内跟踪每个颗粒的运动轨迹，依据网格中气体和液体所占容积份额，确定该颗粒是在气体中还是在液体中。当网格全部被气体占据时，则认为该网格中的颗粒受气体作用；当网格内全部为液体时，则颗粒受液体作用。当网格中既有气体又有液体时，生成在[0, 1]区间内均匀分布的随机数，再根据网格内气体和液体所占容积比重判断颗粒是在气体中还是在液体中。如判断颗粒在液体中，即认为该颗粒被捕集，颗粒不再进入气体。

为了检查网格大小对模拟结果的影响，选取了网格间距分别为 0.01、0.004 和 0.001 m 这三种不同的网格划分进行试算。比较计算结果后发现前两种网格的差别较大，这说明第 1 种网格误差较大。

而后两种结果较为接近，说明网格对预测结果影响不大。故在以下的分析计算中网格间距取为 0.004 m。

2 模型的验证

为了验证所建模型的合理性，与文献[15]中的冷态实验结果进行了对比。根据实验条件选用煤渣颗粒。其粒径分别为 840、420、250、178、150 μm 。煤渣的进料量为 18 kg/h，经折合约为每秒钟需投入将近 40 000 个颗粒。拉格朗日方法是跟踪每个颗粒的运动，如此多的颗粒使得计算量将非常巨大。因此本文在计算时将无法按照实验给料量进料，但为了力求与实验结果形成对比，计算中确保所加入颗粒粒径及其分布与实验条件一致。图 3 为文献[15]实验获得的固含率分布。由于局部区域的气体无法保证与固液按相同的比例进入取样管，所以实验测量得到的固含率为固体在液体中所占的质量百分比 ε 。本文通过统计各采样区域内的颗粒数来计算得到颗粒所占的体积，从而获得沿轴向各采样区域内固相颗粒所占体积百分比 α 的分布规律，如图 4 所示。

由于数值计算与实验研究在加入的颗粒量以及在获取数据所处的运行时间上会存在一定差异，同时，实验获得的是固相在液相中所占的质量百分比，而本文模拟获得的是固相在三相中所占的容积份额。虽然计算结果与实验结果进行定量对比会存

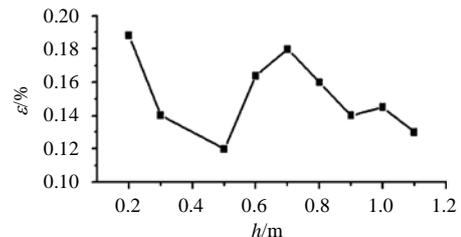


图3 文献[15]中的实验结果

Fig. 3 Experiment result in literature [15]

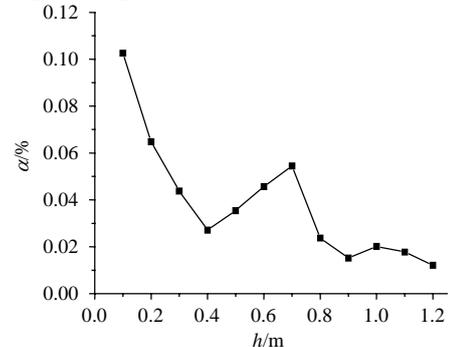


图4 本文的模拟结果

Fig. 4 Simulation result in this paper

在一定困难，但是将图 4 所示的数值计算结果与图 3 所示的实验结果对照分析可以发现，数值计算结果与实验结果的变化趋势以及所揭示的物理现象一致。在洗涤室液池内，沿轴向颗粒浓度分布呈波动形式。由于颗粒在液池内的沉降，使得在液池底部具有较高浓度，产生一个峰值。此外在下降管出口处(即 $h=0.7\text{ m}$)颗粒开始进入液池并扩散，因而该区域的颗粒浓度又出现一个峰值。在这之后颗粒浓度又存在一个短暂的上升，这说明有少部分颗粒随气液向上扩散或悬浮。数值实验结果能较真实地反映出洗涤室内部颗粒浓度分布特性。

在模型得到验证的基础上，发挥数值实验的优势，开展本文的研究。以揭示存在不同数量级颗粒粒径的颗粒群在洗涤室内的分布规律。

3 数值模拟结果及分析

3.1 计算参数

数值实验计算参数如表 1 所示。颗粒级配按表 2 中的百分比例分配，如表 2 所示。

表 1 计算参数

Tab. 1 Calculation parameters

参数	数值	参数	数值
气体密度/(kg/m^3)	1.29	液体密度/(kg/m^3)	1 000
颗粒回复系数	0.8	液体运动粘度/(m^2/s)	1.00×10^{-6}
下降管入口流速/(m/s)	3	颗粒密度/(kg/m^3)	2 490
颗粒摩擦系数	0.3	计算时间步长/ s	0.000 1
气体运动粘度/(m^2/s)	2.38×10^{-6}	颗粒直径/ mm	0.01、0.05、0.3、1、10

表 2 颗粒级配表

Tab. 2 Particles size grading

颗粒直径/ mm	级配 1	级配 2	级配 3	级配 4
0.01	0.2	0.3	0.15	0.35
0.05	0.2	0.3	0.15	0.1
0.3	0.2	0.2	0.20	0.1
1	0.2	0.1	0.25	0.1
10	0.2	0.1	0.25	0.35

以下本文通过获得颗粒数密度 C 这个变量来反映出洗涤室内固相颗粒的分布规律。颗粒数密度的物理意义是洗涤室单位体积内的固相颗粒数量。根据沿轴向均匀划分的区域取样，获得每个区域内的颗粒数密度。研究不同颗粒粒径和入口气流下，颗粒数密度轴向分布及其变化规律。

3.2 气液场与颗粒场模拟结果

图 5 为气流速度为 $3\text{ m}/\text{s}$ 时不同时刻气液两相流场的模拟结果。从图中可知，气体从下降管出口流出后，凭借其初始动量形成一定的冲击流冲击并

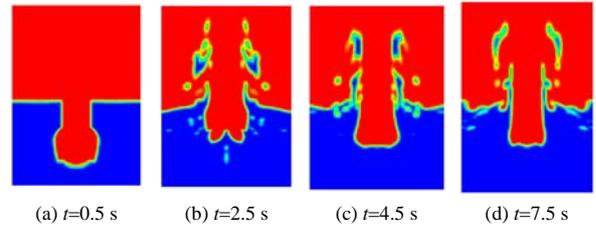


图 5 不同时刻气液两相流场的模拟结果

Fig. 5 Simulation results of gas-liquid phase field distribution at different time

挤压液池中的水体，在水的作用下，气体射入水中一定深度后流动方向发生突变。气体在下降管外壁面聚集向上流动，从而使得此处气含率较大，而液池主体区域气含率较低。

图 6 为不同时刻离散颗粒分布模拟结果。可以看出，较大粒径的颗粒，随气体从下降管出来后进入液池并重力沉降到液池底部。在下降管出口附近，气液扰动剧烈，使得大量颗粒随气体扩散。一部分颗粒逐渐向下沉降，而另一部分颗粒尤其是粒径较小的颗粒则随着气体继续向上扩散，并在液体中悬浮或随气体回流。

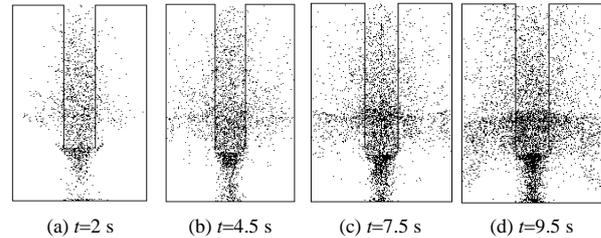


图 6 不同时刻颗粒分布模拟结果

Fig. 6 Simulation result of particle concentration distribution at different time

3.3 颗粒数密度分布的模拟结果

3.3.1 不同气流速度下的颗粒数密度分布

如表 1 所示，在数值实验中分别选取了 $0.01\sim 10\text{ mm}$ 不同数量级粒径的颗粒。从图 7 可见，沿洗涤室高度方向颗粒数密度分布呈波动形式。这是由于气体对液体产生湍动，使得液相中的颗粒运动发生扰动引起的。在重力作用下大部分颗粒在液池内沉降分离，因此最大颗粒数密度发生在液池底部。在 0.4 m 高度以下，颗粒数密度随高度的增加而下降；在 $0.4\sim 0.7\text{ m}$ 高度，颗粒数密度随高度的增加而增大。而 0.7 m 高度处恰为下降管的出口处，固体颗粒从该位置开始进入液池并扩散，因而该区域的颗粒数密度较高；在 $0.7\sim 1.2\text{ m}$ 高度，颗粒数密度分布又有一个短暂的下降和上升过程。此处位于室内液池液面的高度附近，由于细小颗粒在液池液面附近的悬浮，从而形成较高浓度。在气化炉工业运

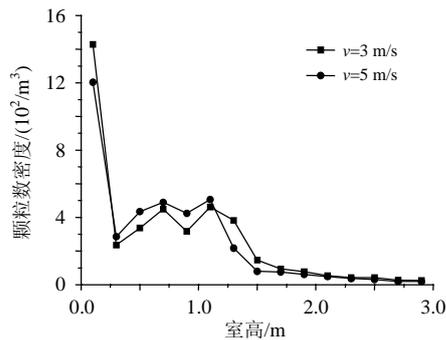


图7 颗粒数密度随气流速度的变化曲线

Fig. 7 Change curve of particle number concentration distribution with change of gas velocity

行中不同程度的存在带水问题^[21]。液面附近的细小颗粒很容易随着气泡破裂所形成的液滴一起被气体带出洗涤室,这必将影响到下一道工序;在1.2 m以上高度区域,颗粒数密度则随着高度的增加呈线性降低。总体上颗粒数密度是沿洗涤室轴向方向呈逐渐下降趋势的。

入口风速的变化对颗粒数密度轴向分布影响较大。随着风速的增加,气液两相对颗粒的作用增强,提高了颗粒在液池中的扩散和悬浮作用。这使得在下降管出口附近区域扩散以及在液池上部区域悬浮的颗粒浓度增加。

3.3.2 不同粒径颗粒的数密度分布

图8为洗涤室内5种粒径颗粒沿轴向的数密度分布曲线。从图中可知,由于受力的不同,导致不同粒径的颗粒沿轴向的数密度分布有所差异,使得颗粒尺寸沿轴向存在着分级现象。较大粒径的颗粒进入液池后就快速沉降到液池底部,当它们沉降时也会携带部分小粒径颗粒。因而在液池底部主要是大粒径颗粒和部分小颗粒。可见,对粒径越大的颗粒洗涤沉降效果越好。粒径0.01 mm的颗粒随气体流动性较好,在轴向上分布较其他粒径平缓。而其他中等尺寸的颗粒则集中在下降管出口及液面附近

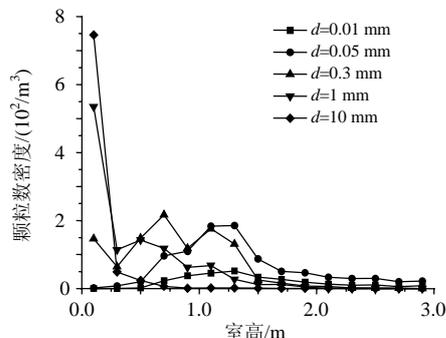


图8 不同粒径颗粒数密度变化比较

Fig. 8 Comparison of particle number concentration distribution of different particles size

近悬浮。

3.3.3 不同级配下的颗粒数密度分布

含渣合成气体在穿越液池的过程中,大粒径颗粒被液体捕获并在重力作用下沉降到液池底部,小粒径颗粒则被气流带着向上扩散。图9为颗粒数密度随颗粒级配的变化曲线。级配情况如表2所示。随着大粒径颗粒所占份额的增加,加剧了颗粒的沉降,使得液池底部的颗粒数密度增大。而小粒径颗粒份额的增多,使处于液池上部的悬浮颗粒数密度增大。随着颗粒级配的变化,位于洗涤室液池内的颗粒数密度变化较为明显,而洗涤室上部的颗粒数密度变化不大。在级配4中,粒径为0.01 mm的颗粒所占份额最多。与其他颗粒相比,该粒径颗粒随气流运动能力更强。因此级配4下的颗粒数密度明显低于其他级配方式。

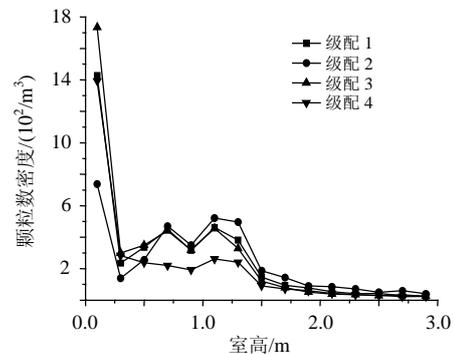


图9 颗粒数密度分布随级配的变化规律

Fig. 9 Change curve of particle number concentration distribution with change of particles size grading

4 结论

(1) 总体上,颗粒数密度沿洗涤室高度呈逐渐下降趋势。在位于洗涤室下部的液池内,颗粒数密度的分布呈多峰的波动形式;在液面以上区域,颗粒数密度分布变化呈线性下降;气体流量的提高,增加了扩散及悬浮的颗粒数量。

(2) 不同粒径的颗粒在洗涤室内呈现不同的轴向分布规律。在洗涤室液池内存在明显的颗粒尺寸分级现象。大粒径颗粒在液池中易于沉降,其主要分布在液池底部,而小粒径颗粒随流体运动能力强,故在液池上部具有较高的颗粒数量。

(3) 在大粒径颗粒占据大部分份额的级配中,液池底部的颗粒数密度增大,而小粒径颗粒所占份额的增加,则使得悬浮在液池上部的颗粒数增大。颗粒级配的变化对洗涤室液池内的颗粒数密度分布的影响较大,而对液面以上空间的颗粒分布影响较小。

参考文献

- [1] 周俊虎, 匡建平, 周志军, 等. 粉煤气化炉喷嘴受热分析和渣层模型的数值模拟[J]. 中国电机工程学报, 2007, 27(26): 23-29.
Zhou Junhu, Kuang Jianping, Zhou Zhijun, et al. Numerical simulation for pulverized coal gasifier heating nozzle and slag building model[J]. Proceedings of the CSEE, 2007, 27(26): 23-29(in Chinese).
- [2] 李云, 顾兆林, 郁永章, 等. 气化炉激冷室工作过程数学模拟[J]. 高校化学工程学报, 2000, 14(2): 134-138.
Li Yun, Gu Zhaolin, Yu Yongzhang, et al. Heat and mass transfer inside a vertical pipe of quench chamber in coal gasifier[J]. Journal of chemical engineering of Chinese universities, 2000, 14(2): 134-138(in Chinese).
- [3] 赵永志, 顾兆林, 李云, 等. 水煤浆气化炉激冷室下降管内流动与传热数学模拟[J]. 化工学报, 2003, 54(1): 115-118.
Zhao Yongzhi, Gu Zhaolin, Li Yun, et al. Numerical simulation on turbulent flow and heat transfer of vertical pipe in quench chamber of coal gasifier[J]. Journal of Chemical Industry and Engineering, 2003, 54(1): 115-118(in Chinese).
- [4] 吴韬, 何元, 王辅臣, 等. Texaco 气化炉激冷室热质传递过程模拟[J]. 华东理工大学学报, 1997, 23(1): 25-32.
Wu Tao, He Yuan, Wang Fuchen, et al. Process simulation of heat mass transfer of quench chamber in Texaco gasifier[J]. Journal of East China University of Science and Technology, 1997, 23(1): 25-32(in Chinese).
- [5] Yang G Q, Du Bing, Fan L s. Bubble formation and dynamics in gas-liquid-solid fluidization-A review[J]. Chemical Engineering Science, 2007, 62(1): 2-27.
- [6] Li Yong, Zhang Jianping, Fan Liang-Shih. Numerical simulation of gas-liquid-solid fluidization systems using a combined CFD-VOF-DPM method: bubble wake behavior[J]. Chemical Engineering Science, 1999, 54(21): 5101-5107.
- [7] Zhang Jianping, Li Yong, Fan L S. Discrete phase simulation of gas-liquid-solid fluidization systems: single bubble rising behavior [J]. Powder Technology, 2000, 113(3): 310-326.
- [8] Jin Guodong. Multi-scale modeling of gas-liquid-solid three-phase fluidized beds using the EMMS method[J]. Chemical Engineering Journal, 2006, 117(1): 1-11.
- [9] Zhang Xinyu, Ahmadi Goodarz. Eulerian-lagrangian simulations of liquid-gas-solid flows in three-phase slurry reactors[J]. Chemical Engineering Science, 2007, 60(18): 5089-5104.
- [10] Murthy B, Ghadge R S, Joshi J B. CFD simulation of gas-liquid-soild stirred reactor: prediction of critical impeller speed for solid suspension[J]. Chemical Engineering Science, 2007, 62(24): 7184-7195.
- [11] Wang B, Yu A B. Numerical study of the gas-liquid-solid flow in hydrocyclones with different configuration of vortex finder [J]. Chemical Engineering Journal, 2008, 135(1): 33-42.
- [12] 闻建平, 黄琳, 周怀, 等. 气液固三相湍流流动的 E/E/L 模型与模拟[J]. 化工学报, 2001, 25(4): 343-348.
Wen Jianping, Huang Lin, Zhou Huai, et al. Modeling and simulation of gas-liquid-solid three phase turbulent flow based on E/E/L model[J]. Journal of Chemical Industry and Engineering, 2001, 25(4): 343-348(in Chinese).
- [13] Tsuji Y, Tanaka T. Cluster patterns in circulating fluidized beds predicted by numerical simulation (discrete particle model versus two-fluid model)[J]. Powder Technology, 1998, 95(3): 254-264.
- [14] 李铁, 李伟力, 袁竹林. 用不同辐射模型研究下降管内传热传质特性[J]. 中国电机工程学报, 2007, 27(2): 92-98.
Li Tie, Li Weili, Yuan Zhulin. Different radiative models for heat and mass transfer characteristics in vertical pipe[J]. Proceedings of the CSEE, 2007, 27(2): 92-98(in Chinese).
- [15] 贺必云. 新型洗涤冷却室内多相流动特征的研究[D]. 上海: 华东理工大学, 2005.
He Biyun. Study on multiphase flow characteristics of the new type of scrubbing-cooling chamber[D]. Shanghai: East China University of Science & Technology, 2005(in Chinese).
- [16] 陈敏, 袁竹林, 郜时旺. 移动床过滤除尘的直接数值模拟研究及实验对比[J]. 中国电机工程学报, 2003, 23(11): 195-199.
Chen Min, Yuan Zhulin, Gao Shiwang. Direct numerical simulation and experiment contrast of the moving granular bed dust filter [J]. Proceedings of the CSEE, 2003, 23(11): 195-199(in Chinese).
- [17] 蔡桂英, 袁竹林. 用离散颗粒数值模拟对陶质过滤器过滤特性的研究[J]. 中国电机工程学报, 2003, 23(12): 203-207.
Cai Guiying, Yuan Zhulin. A study on the filtration performance of ceramic filter by numerical simulation[J]. Proceedings of the CSEE, 2003, 23(12): 203-207(in Chinese).
- [18] Yakhot V, Orzag S A. Renormalization group analysis of turbulence: basic theory[J]. Journal of Scientific Computing, 1986, 12(1): 3-11.
- [19] Brackbill J U. A continuum method for modeling surface tension [J]. Journal of Computational Physics, 1992, 100(3): 335-354.
- [20] 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.
- [21] 谢海燕, 袁竹林. 激冷室内合成气穿越液池过程流动特性与带水问题[J]. 中国电机工程学报, 2007, 27(8): 37-41.
Xie Haiyan, Yuan Zhulin. Flowing characteristics and problem of entraining water about mixed gas crossing the cistern in quench chamber[J]. Proceedings of the CSEE, 2007, 27(8): 37-41(in Chinese).



吴 暄

收稿日期: 2008-01-30.

作者简介:

吴 暄(1976—), 男, 博士研究生, 主要从事多相流动与传热数值模拟研究, wuxuan5110@sina.com.

(责任编辑 车德竞)