

烟气脱硫塔内气固流动耦合特性探讨

彭正标, 袁竹林

(东南大学 洁净煤发电及燃烧技术教育部重点实验室, 江苏 南京 210096)

摘 要:采用直接模拟蒙特卡诺法(DSMC)与欧拉法相结合的数值计算方法,对烟气脱硫塔内两相湍流中固相颗粒质量承载率对气相场的影响进行了研究。在塔内颗粒 Stokes 数保持在 1~100 范围内时,通过逐渐增加颗粒质量承载率,对塔内气固流动耦合特性进行了分析,获得了不同颗粒质量承载率下塔内气固流动特征、颗粒浓度沿轴向分布、气相轴向速度沿径向分布以及床层压降曲线。结果表明,在颗粒质量承载率不大于 0.031 时,颗粒流动追随性较好,呈气力输送流态,此时颗粒运动对连续相场的影响极小,可以忽略不计;当颗粒质量承载率大于 0.031 后,床内气固流动耦合作用加强,离散颗粒的运动对气相场影响明显,气、固两相流动特性相互依赖,呈现出明显的非稳态、非均匀性;在颗粒质量承载率较大时,床层压降与离散颗粒场分布密切关联。

关 键 词:直接模拟蒙特卡诺法;气固两相流;耦合特性;颗粒质量承载率

中图分类号:TK284 文献标识码:A

引 言

循环流化床烟气脱硫技术(CFB-FGD)是一种用于锅炉尾部烟气的干法脱硫技术^[1~3]。在工业应用中,实际循环流化床脱硫装置是十分庞大的,以至于在实验研究、设备设计和工业放大等方面都存在一定的困难。数值模拟很好地克服了这个问题,在较全面地反映各种因素相互影响的同时,能够提供一个综合性的定量评估,对揭示脱硫塔内复杂的气固流动特性有着极其重要的意义。

目前处理气固两相流动的数值计算方法欧拉-欧拉(Euler-Euler)和欧拉-拉格朗日法(Euler-Lagrange)^[4~6],作了较详细的描述与区分。

本研究在实际工程烟气脱硫塔物理模型上,用欧拉法处理气相场的同时采用基于拉格朗日法的直接模拟蒙特卡诺法(DSMC)处理离散颗粒场,对塔内气固流动耦合特性进行研究,就固相颗粒质量承载

率对气相场的影响进行了分析,并提出了界定单向与双向耦合计算求解的固相颗粒质量承载率,同时发现了相应的规律。

1 物理模型

以实际工程中循环流化床烟气脱硫塔装置为研究对象,使数值平台所采用的物理模型与实际装置的结构及尺寸完全相同,如图 1 所示。塔总高为 $H=35\text{ m}$,塔主体直径 $D=7\text{ m}$;文丘里管组分布如图 2 所示,7 个文丘里管直径相同。

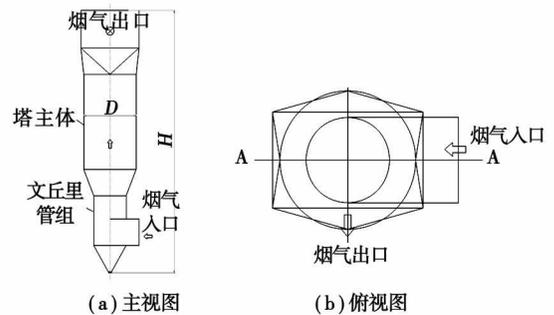


图 1 循环流化床脱硫塔结构

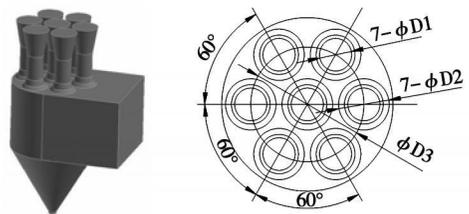


图 2 文丘里管结构

2 数学模型

2.1 气相场

气相连续性方程及动量方程:

收稿日期: 2008-10-27; 修订日期: 2008-01-24

基金项目: 教育部高等学校博士点专项科研基金资助项目(20060286034)

作者简介: 彭正标(1981-)男,湖北天门人,东南大学博士研究生

$$\begin{cases} \frac{\partial \epsilon}{\partial t} + \frac{\partial(\epsilon u_j)}{\partial x_j} = 0 \\ \frac{\partial(\epsilon u_i)}{\partial t} + \frac{\partial(\epsilon u_i u_j)}{\partial x_j} \\ = \frac{1}{\rho_g} \left(-\epsilon \frac{\partial p}{\partial x_i} + \frac{\partial(\epsilon \tau_{ji})}{\partial x_j} + \epsilon \rho_g g + F_{\text{sg}} \right) \end{cases} \quad (1)$$

式中: ϵ —空隙率; u_i, u_j —流体速度, $i, j = 1, 2, 3$ 代表 x, y, z 向; τ_{ji} —湍动应力张量; F_{sg} —固相颗粒对流体的反作用力:

$$F_{\text{sg}} = -\varphi n_p (f_D + f_M + f_P) \quad (2)$$

式中: φ —每个取样颗粒代表的真实颗粒数; n_p —单元网格中取样颗粒数; f_D —流体曳力; f_M, f_P —气流场作用于单个颗粒的 Magnus 升力和压力梯度力。根据 Kafui 等人得出的计算公式^[7]:

$$\varphi n_p f_D = \beta (u - u_p) \quad (3)$$

式中: u_p —单元网格内固相颗粒体积加权平均速度; 系数 β 由经验公式获得^[8]:

$$\beta = \begin{cases} \frac{\mu(1-\epsilon)}{d_p^2 \epsilon} [150(1-\epsilon) + 1.75 Re_p] & (\epsilon \leq 0.8) \\ 0.75 C_D \frac{\mu(1-\epsilon)}{d_p^2} \epsilon^{-2.7} Re_p & (\epsilon > 0.8) \end{cases} \quad (4)$$

$$C_D = \begin{cases} \frac{24}{Re_p} (1 + 0.15 Re_p^{0.687}) & (Re_p \leq 1000) \\ 0.43 & (Re_p > 1000) \end{cases} \quad (5)$$

$$Re_p = \rho_g \epsilon |u - u_p| d_p / \mu$$

考虑了颗粒运动对气相湍流的影响。气相湍动能 κ 方程与湍动耗散率 σ 方程^[9-10]:

$$\begin{cases} \frac{\partial(\epsilon \kappa)}{\partial t} + \frac{\partial(\epsilon \kappa u_j)}{\partial x_j} = \frac{1}{\rho_g} \left(\frac{\partial}{\partial x_j} \left[\epsilon \left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\kappa} \right) \frac{\partial \kappa}{\partial x_j} \right] + \epsilon G_\kappa - \rho_g \epsilon \sigma_\kappa + S_d^\kappa \right) \\ \frac{\partial(\epsilon \sigma)}{\partial t} + \frac{\partial(\epsilon \sigma u_j)}{\partial x_j} = \frac{1}{\rho_g} \left(\frac{\partial}{\partial x_j} \left[\epsilon \left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\epsilon} \right) \frac{\partial \sigma}{\partial x_j} \right] + \epsilon \frac{\sigma_\epsilon}{\kappa} (C_1 G_\kappa - C_2 \rho_g \sigma) + S_d^\epsilon \right) \end{cases} \quad (6)$$

式中: G_κ —流场平均速度梯度引起的湍动能产生项; S_d^κ 与 S_d^ϵ —离散颗粒运动对气相湍流产生的影响源项:

$$S_d^\kappa = \beta |u - u_p|^2 + \beta (\Delta_v \Delta_v - \Delta_u \Delta_v) \quad (7)$$

$$\begin{cases} \beta (\Delta_v \Delta_v - \Delta_u \Delta_v) = -2\beta \kappa \left(1 - \frac{\tau_l}{\tau_l + \tau_d} \right) \frac{\tau_l}{\tau_l + \tau_d} \\ \tau_d = 4d_p \rho_p / (3C_D \rho_g |u - u_p|) \\ \tau_l = 0.35 \kappa / \sigma_\epsilon \end{cases} \quad (8)$$

$$S_d^\epsilon = C_3 \sigma_\epsilon S_d^\kappa / \kappa \quad (9)$$

2.2 离散相

DSMC 算法的核心就是以一定量取样颗粒代替数目庞大的真实颗粒^[11-13], 通过跟踪计算每一个取样颗粒求解整个离散颗粒场, 以避免过大的计算量, 颗粒间碰撞用概率进行判断。取样颗粒的运动满足牛顿第二运动定律, 其平动和转动运动方程如下:

$$\begin{cases} m \frac{du_p}{dt} = \sum F \\ \frac{d\omega_p}{dt} = \frac{M_p}{I_p} \end{cases} \quad (10)$$

式中: F —颗粒受到的合力; ω_p —颗粒转动角速度; M_p —颗粒转动的合力矩; I_p —颗粒的转动惯量。

$$\begin{cases} \sum F = f_D + f_M + f_P \\ M_p = \rho_g d_p^5 C_t |\omega_r| \omega_r / 10.0 \end{cases} \quad (11)$$

式中: C_t —与转动雷诺数有关的常数; ω_r —相间相对转动速度, $\omega_r = \omega_f - \omega_p$, $\omega_f = 0.5 \nabla \times u_f$; f_D —流体曳力; f_M —Magnus 力; f_P —压力梯度力:

$$\begin{cases} f_D = \frac{1}{8} \rho_g \pi d_p^2 C_D |u_r| u_r \\ f_M = \frac{1}{8} C_{LR} \rho_g \pi d_p^2 |u_r| \frac{u_r \times \omega_r}{|\omega_r|} \\ f_P = -\frac{1}{6} \pi d_p^3 \frac{d_p}{d_x} \end{cases} \quad (12)$$

式中: $u_r = (u_f - u_p)$ —气、固相相对速度; C_D —曳力系数, 由气、固相间相对雷诺数决定; C_{LR} —Magnus 升力系数。相应的求解公式见文献^[14], 篇幅所限, 在此不详述。

通过对修正 Nanbu 模型作适当的改进, 判断颗粒间是否发生碰撞, 并保证在一个时间步内, 每个颗粒最多只可能发生一次碰撞。颗粒 i 和同一网格内其它所有颗粒的碰撞概率为:

$$P_i = \sum_{j=1}^N P_{ij} = \sum_{j=1}^N \frac{n}{N} \pi (D_i + D_j) G_{ij} \Delta t \quad (13)$$

式中: n —真实颗粒数密度; N —取样颗粒数密度; D_i, D_j —颗粒 i 和 j 的直径; G_{ij} —颗粒 i 和 j 的相对速度; Δt —颗粒相时间步长。

在颗粒 i 总碰撞概率 $P_i < 1$ 时, 利用随机数 R ($0 < R < N$) 选取网格内任一颗粒 j ($j = \text{int}[R \times N] + 1$), 在每一碰撞对都不相同, 如果满足 ($R > j/N - P_j$) 则发生碰撞, 根据动量守恒定律获得颗粒和碰撞的速度和角速度。颗粒碰撞数学模型为:

$$\begin{cases} J_p + m_1 v_1 = m_1 v_1' \\ -J_p + m_2 v_2 = m_2 v_2' \end{cases} \quad (14)$$

$$\begin{cases} Jp \times s_1 + I_1 \omega_1 = I_1 \omega_1' \\ -Jp \times s_2 + I_2 \omega_2 = I_2 \omega_2' \end{cases} \quad (15)$$

式中： p —碰撞法向的单位矢量，下标 1 和 2 表示两个不同颗粒，上标“'”表示碰撞后的量；脉冲冲量 J 公式为：

$$J = \frac{m_1(1+k)(v_{20} - v_{10})}{1 + m_1/m_2 + m_1 |p \cdot s_1|^2 / I_1 + m_1 |p \cdot s_2|^2 / I_2} \quad (16)$$

式中： s_1, s_2 —两个颗粒的质心到碰撞点的矢量； k —颗粒的弹性系数，根据弹性碰撞的定义为：

$$k = -\frac{v'_{20} - v'_{10}}{v_{20} - v_{10}} \quad (17)$$

式中： v_{10}, v_{20} —碰撞前在碰撞点上的两个颗粒的速度； v'_{10}, v'_{20} —碰撞后在碰撞点上的两个颗粒的速度。颗粒—壁面碰撞采用镜面碰撞边界条件^[15]。

2.3 高效非结构网格搜索法

以往对于离散颗粒受力以及颗粒对流场反作用的求解，采用一种简单近似、结构网格统计平均的方法，这样处理对于具有复杂外形几何体的非均匀网格而言，难免会产生误差，甚至极大地偏离真实情形^[16~17]。本文采用高效的分割搜索法确定颗粒所在的当地非结构网格，实现一对一的映射作用反馈。以二维情形为例，简要介绍如下：

将不规则外形几何体，用较大的规则几何体覆盖，如图 3(a)所示，不规则椭圆区域为求解区域，规则四边形为覆盖区域。将椭圆区域内的非结构网格采用一维编号技术进行编号，并确定其所在结构网格的编号。在求解区域内，每个结构网格覆盖至少 1 个非结构网格，然后对其所覆盖的非结构网格依据扫描顺序重新进行编号，如图 3(b)所示，并建立数组进行存储。

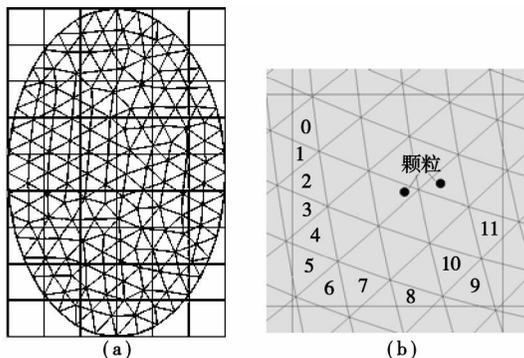


图 3 搜索颗粒所在当地非结构网格示意图

在每个求解时间步，根据颗粒的物理位置，确定其所在结构网格，搜索颗粒所在的非结构网格，仅在该结构网格及其邻近结构网格中进行，若满足 $l_c =$

$\min(l_1, l_2 \dots l_n)$ ，即为颗粒所在的当地非结构网格，其中 l 为非结构网格质心到颗粒的距离。搜索耗时大大减少，求解流程如图 4 所示。

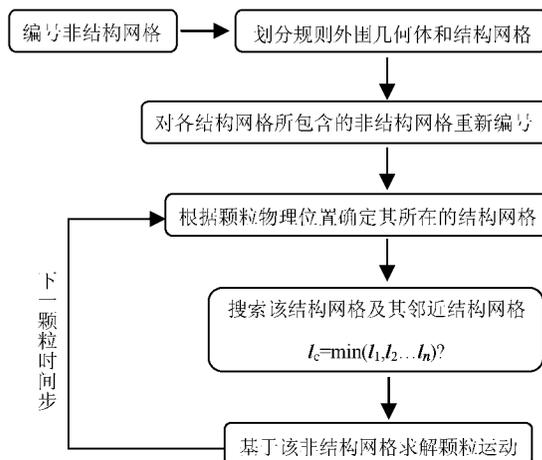


图 4 搜索颗粒所在当地非结构网格流程图

2.4 数值计算方法及条件

对于气相场，采用分离变量法隐式求解，压力—速度耦合采用基于非结构网格的 SIMPLEC 算法，数值计算采用 TDMA 迭代法；颗粒对气相场的作用，包括空隙率的影响、动量交换、对湍动能 κ 及耗散率 ϵ 的影响，将这些影响因子以源项添加于对应的求解方程中，见式(1)、式(6)。采用气固双向耦合法，循环迭代求解。两相间的相互作用满足牛顿第三定律。

颗粒主流方向(竖直向上)初速度为 0~3 m/s，垂主流方向速度为 -1.5~1.5 m/s，初始旋转角速度为 0~2 rad/s。颗粒粒径、速度以及位置均以随机方式给定。模拟中所涉及到的其它参数如表 1 所示。每种工况颗粒流动时间为 25 s，计算耗时约 8 h。

表 1 计算参数

	数值
气体密度/ $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$	1.29
脱硫塔入口烟气流/ $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$	7.6×105
气体动力粘度/ $\text{Pa} \cdot \text{s}$	1.225
脱硫剂颗粒密度/ $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$	2 200
颗粒质量流率/ $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{s}^{-1}$	0.002, 0.23, 0.46, 1.14, 2.27, 4.45, 9.09, 22.7
脱硫剂颗粒粒径/ μm	10~2 000
颗粒碰撞恢复系数	0.9
颗粒碰撞 Coulomb 摩擦系数	0.3
划分非结构网格总数	302 425
颗粒流动时间步长/s	0.5×10^{-4}

3 结果与讨论

3.1 气相场及离散颗粒场模拟结果

由于脱硫过程发生在循环流化床脱硫塔主体内, 本文以塔主体段作为重点考察对象。

图 5(a)~(j) 为固相颗粒质量流率逐渐增大时, 塔主体段沿气体主流方向截面(图 1 中的 A-A 截面)在计算时间末的速度场(速度等值线云图与速度矢量场叠加); 图 6(a)~(h) 为对应工况下在计算时间末的离散颗粒场分布特征(体透视图)。其中, G_s 为固相颗粒的质量流率, $\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$ 。

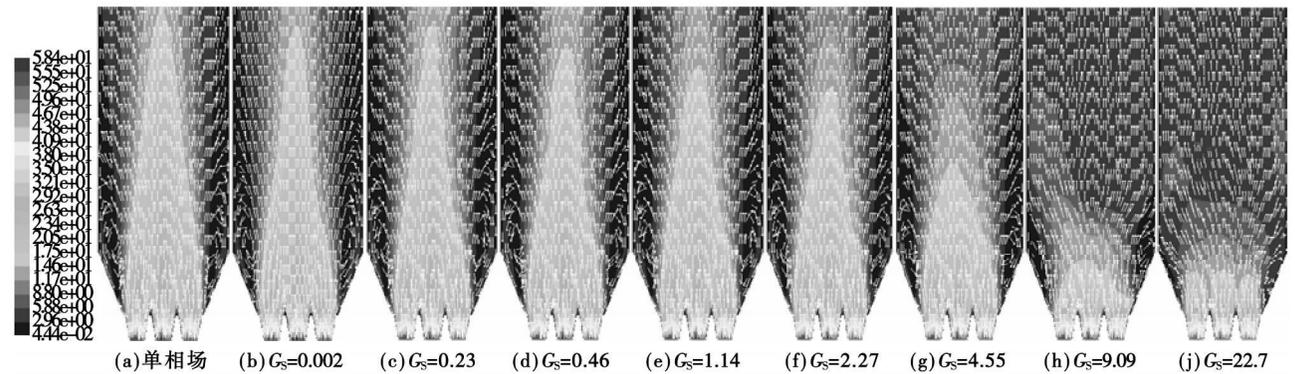


图 5 不同固相颗粒质量流率下塔主体内气相速度场

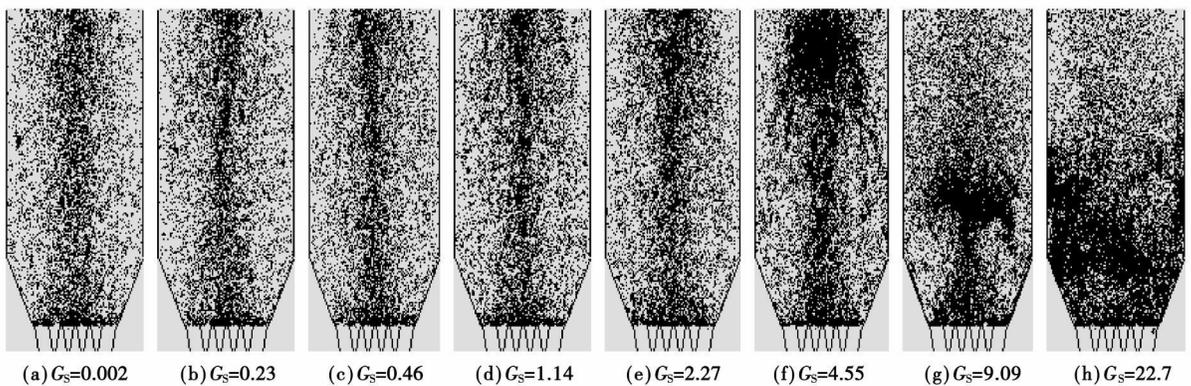


图 6 不同固相颗粒质量流率下塔主体内离散颗粒场分布

通过对比图 5(a)~(j) 可以发现, 烟气经过文丘里管段整合与加速后形成的射流随着固相颗粒质量流率的增加, 其高度逐渐缩短, 此表明随着固相颗粒在塔内浓度的增加, 颗粒运动对气相场的影响越来越明显; 在 $G_s \leq 2.27$ 时, 对比 5(a)~(f) 可以发现, 此时颗粒运动对床内气体流动影响不大, 这几种颗粒质量流率下的气相场分布与场中无颗粒时的单相场(图 5(a))相比, 差异不大, 同时从图 6(a)~(e) 所示的对应离散颗粒场可以看出, 床内颗粒流动形态也基本相同, 都呈气力输送流动态。此时, 固相颗粒运动对气相场的影响很小, 可以忽略不计。在 G_s 增大到 4.55 后, 从图 5(g)~(j) 可以看出, 由于固相颗粒的运动, 塔内气相场发生了明显的变化, 射流高度急剧变短, 同时, 两侧的回流区逐渐消失, 塔主体

上部的气流场趋向于均匀; 从图 6(f) 中所显示的颗粒场可以看出在塔内上端开始出现颗粒聚团与回流的现象, 且随着颗粒浓度的不断增大, 该现象更加明显, 床内颗粒返混及回流现象也随之加剧, 发展到 $G_s = 22.7$ 时, 由图 6(h) 可以看出, 聚结的颗粒团又发生破碎而形成较小的颗粒团, 再次被射流携带而向上运动。在 $G_s > 2.27$ 的几种工况中, 床内两相流耦合作用变强, 呈现明显的非稳态、非均匀性, 此时对塔内气固流动特性的考察需建立在双向耦合的数值平台上。

3.2 床内颗粒流动特性参数

衡量床内离散颗粒流动对连续相流场影响的无量纲参数主要有颗粒 Stokes 数 St 和颗粒质量承载率 $\beta^{[18]}$ 。 St 定义为颗粒的空气动力学时间常数与

流场特征时间常数的比值:

$$St = \frac{\tau_d}{t_s} = \frac{\rho_d d_d^2 / 18 \mu}{L_s / V_s} \quad (18)$$

式中: L_s —模型特征长度; V_s —模型特征速度。由于脱硫塔内颗粒粒径一般分布在 $10 \sim 2\,000 \mu\text{m}$ 范围内, St 数恒定在 $1 \sim 100$ 之间, 本文不作颗粒 St 数对气相场的影响分析。

颗粒质量承载率 β 定义为离散项质量密度与载流体质量密度的比率:

$$\beta = \frac{\alpha_d \rho_d}{\alpha_c \rho_c} \quad (19)$$

式中: α_d —床内离散颗粒体积份额; α_c —床层空隙率。Crowe 等人通过颗粒质量承载率建立了估算场中离散颗粒间平均距离无量纲数的计算公式^[18]:

$$\frac{L}{d_d} = \left(\frac{\pi}{6} \frac{1 + \xi}{\xi} \right)^{1/3} \quad (20)$$

式中: $\xi = \beta / \gamma$, γ 固相颗粒与气相材料密度比值。图 7 为本文所考察的几种固相颗粒质量流率下, 床内离散颗粒流动特性参数。

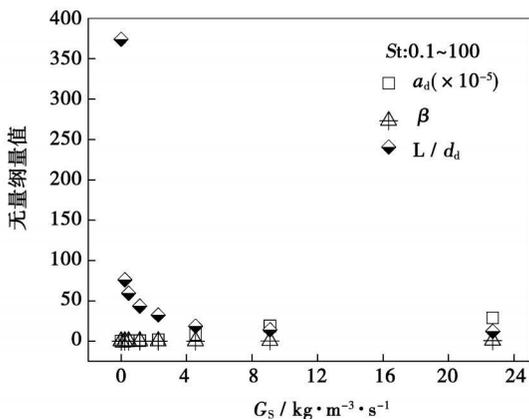


图 7 离散颗粒流动特性参数

从图 7 中可以看出, 当颗粒质量流率逐渐增大时, 床内颗粒体积分数平均值最大值达 0.029×10^{-2} , 颗粒质量承载率最大达 0.528, 而颗粒间平均距离最小为 $12.2d_d$, d_d 为颗粒平均粒径, 由此可见床内颗粒分布相对比较稀疏。而由图 5 与图 6 所示的模拟结果可知, 在固相颗粒质量流率 $G_s > 2.27$ 后, 离散颗粒运动对气相场影响明显, 此时床内颗粒平均体积份额大于 1.56×10^{-5} , 颗粒质量承载率 $\beta > 0.031$, 而颗粒间统计平均距离小于 $32.3d_d$ 。同时, 从图 5 与图 6 中所示的气、固流动特征可以看出, 在颗粒质量承载率 $\beta \leq 0.031$ 时, 颗粒追随性较好, 其流动形态与气相场流动特性完全相似, 呈中间密, 两侧稀的分布形态, 这与 Tsuii 等人针对稀疏

气固两相流实验研究获得的结果取得一致^[19]。在颗粒质量承载率 $\beta > 0.031$ 后, 床内气、固两相流动相互耦合作用加强, 气相场明显地受到离散颗粒运动的影响, 气流高速区向壁面两侧偏移, 而颗粒也有向床边壁方向运动的趋势。文献[20]对实际工程应用中烟气脱硫塔内颗粒运动特性进行了实验研究, 本文模拟结果与该文所获得的实验结果吻合。

3.3 床内颗粒浓度轴向分布

图 8 为不同固相颗粒质量承载率下, 床内颗粒浓度沿床高的分布曲线, 其中 H/D 为无量纲轴向位置, $H/D = 0.7$ 为塔主体圆柱段底部端面。

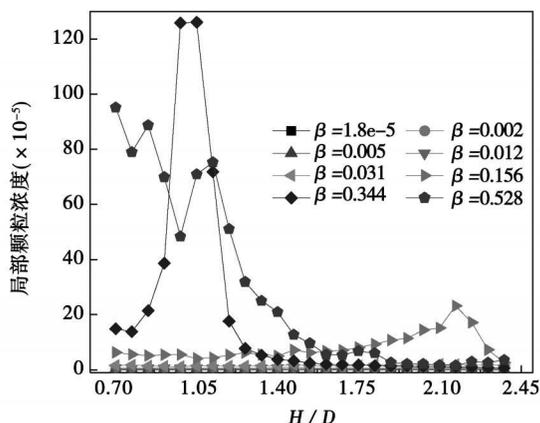


图 8 固相颗粒浓度轴向分布

从图 8 中可以看出, 在 $\beta \leq 0.031$ 时, 床内固相颗粒浓度极低, 沿轴向呈理想的均匀分布形态; 在 $\beta > 0.031$ 后, 床内颗粒的运动对气相场产生了明显影响, 由于气相场流动的非均匀性, 反过来导致床内颗粒沿轴向分布的不均匀, 颗粒浓度最低为 0.4×10^{-4} , 最高达 0.126×10^{-2} , 分布形态呈现出明显的非稳态性: 在 $\beta = 0.156$ 时, 由图 6(f) 可见, 此时在床的上端出现颗粒聚团的现象, 该颗粒团超出气流的携带能力, 在重力作用下产生返流, 此时床内呈上浓下稀的分布形态; 在 $\beta = 0.344$ 时, 颗粒团已返流至底部射流出口, 由于此处射流端速度极高 (达 40 m/s), 颗粒团将发生破碎, 形成较小颗粒团在气流携带作用下, 再次向上运动; 当颗粒质量承载率发展到 0.528 时, 大颗粒团已破碎完全, 形成的小颗粒团向四周扩散, 如图 6(h) 所示, 此时床内颗粒呈上稀下浓的分布形态。

3.4 颗粒承载率对气相轴向速度分布影响

图 9 为不同床高处, 床内气相速度轴向分量沿径向分布随颗粒质量承载率的变化趋势, 其中 r/R 为无量纲径向相对位置。从图 9 中可以看出, 随着

固相颗粒质量承载率的增大, 床内气相轴向速度峰值逐渐降低, 且两侧的回流区域也随之减小。在固相颗粒质量承载率较低时 ($\beta \leq 0.031$), 气相轴向速度分布与场中无颗粒时的单相场相比, 分布曲线几乎重合, 表明当固相颗粒质量承载率不大于 0.031 时, 床内颗粒的运动对气相场的影响不大, 完全可以忽略不计; 在颗粒质量承载率大于 0.031 后, 和单相流场相比, 床内气相轴向速度分布发生了明显变化, 且随着颗粒质量承载率的增大, 气流轴向速度趋向于均匀, 这是由于床内离散颗粒的流动对气相场影响越来越大的缘故。在场内颗粒质量承载率较低时, 由于固相颗粒运动的影响可以忽略不计, 床内气相流动符合管内单相流体流动动力学特性, 呈中心区域速度大, 而往壁面方向逐渐降低的变化趋势; 在固相颗粒质量流率 $\beta > 0.031$ 后, 由于离散颗粒流动的扰乱, 床内气相流动的轴向速度沿床高而逐渐趋于均匀, 在 $\beta = 0.344$ 及 $\beta = 0.528$ 时, 在高度 $H/D = 2.4$ 处, 床内气相场流动均匀, 各点处的轴向速度值近于相等, 此时床内大量颗粒聚集于塔内下半部分, 上部区域离散颗粒场在整个塔内空间均匀分布, 如图 6(g)、(h) 所示, 气相场在上部区域各点处的流动趋于均匀。

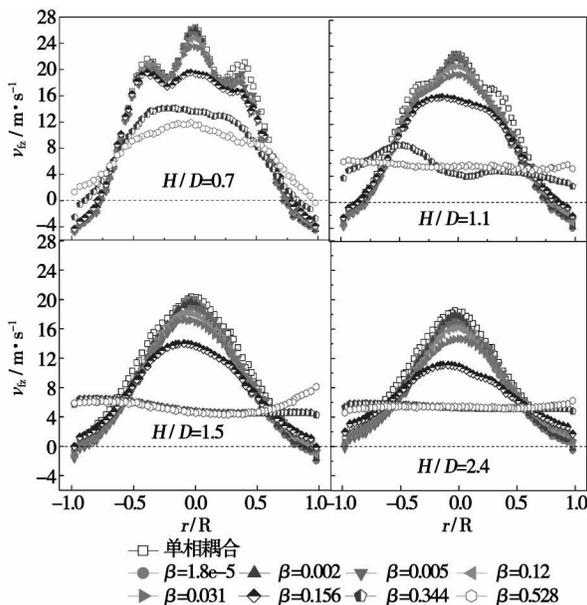


图 9 气相轴向速度沿径向分布

3.5 颗粒承载率对床层压降的影响

图 10 为不同颗粒质量承载率下, 脱硫塔主体段不同高度相对于 $H/D = 0.7$ 高度处的压降曲线。从中可以看出, 在 $\beta \leq 0.031$ 时, 塔主体床层压降曲线重合, 即随床高而增大, 与单相气相场的压降特性完

全相同, 此时床内固相颗粒的存在对塔内气相场的影响较小; 在 $\beta = 0.156$ 时, 由于在塔内靠近出口处出现了颗粒聚团现象, 在高度 $H/D = 1.9$ 处塔内压降反而减小; 在 $\beta > 0.156$ 后, 由于床内颗粒团破碎以及颗粒返混现象剧烈, 床内压降曲线变化无规律, 很大程度上取决于床内离散颗粒的运动: 颗粒较浓处, 压力增大, 而压降减小; 在颗粒较稀处, 压降增大。

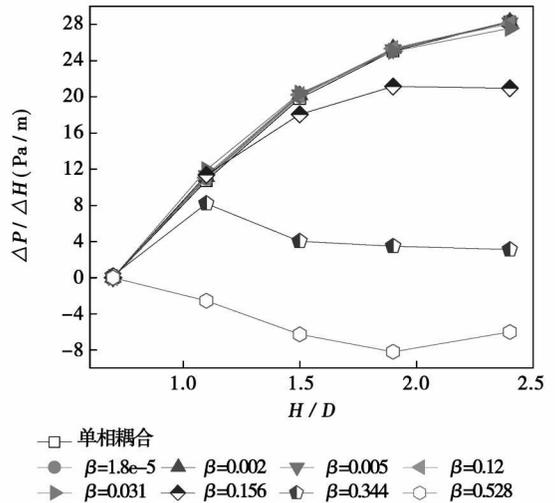


图 10 床层压降曲线

4 结 论

对脱硫塔内两相湍流中颗粒质量承载率对连续相场的影响进行了研究, 获得如下结论:

- (1) 床内固相颗粒质量承载率相对较高时, 即使颗粒体积份额极低 (最小值 1.56×10^{-5}), 颗粒的运动仍将对床内气相场的流动产生明显影响;
- (2) 当塔内颗粒质量承载率较低时 (小于 0.031), 颗粒运动追随性较好, 呈气力输送的流动形态, 流动特征与气相场完全吻合, 此时颗粒对气相场的影响可以忽略不计;
- (3) 在塔内颗粒质量承载率大于 0.031 时, 塔内气、固流动呈明显的非稳态、非均匀性, 两相耦合程度加强, 流动特性彼此相互依赖;
- (4) 在塔内颗粒质量承载率较低时 (小于 0.031), 床层压降随床高而增大, 而当颗粒质量承载率大于 0.031 后, 床层压降变化曲线与离散颗粒场分布密切相关。

参考文献:

[1] 高建民, 秦裕琨, 高继慧, 等. 循环流化床脱硫塔内流场及气固分离特性数值模拟[J]. 热能动力工程, 2006, 21(5): 487-490.

- [2] 王凤印, 王翠苹. 循环流化床烟气脱硫技术的研究现状[J]. 电力环境保护, 2005, 21(4): 12-15.
- [3] 崔亚兵, 陈晓平. 燃煤电厂烟气脱硫技术的模糊综合评价[J]. 中国动力工程学报, 2005, 25(1): 136-140.
- [4] DHANUNJAY S BOYALAKUNTALA. Simulation of granular and gas-solid flows using discrete element method [D]. Pennsylvania: Carnegie Mellon University, 2003.
- [5] 查旭东. 流化床内高浓度气固多相流动和燃烧的数值试验研究[D]. 杭州: 浙江大学, 2002.
- [6] ELGHOBASHI S. On predicting particle-laden turbulent flows [J]. Applied Scientific Research, 1994, 52(4): 309-329.
- [7] KAFUI K D, THORNTON C, ADAMS M J. Discrete particle-continuum fluid modeling of gas-solid fluidized beds [J]. Chemical Engineering Science, 2002, 57(13): 2395-2410.
- [8] ZHONG WENQI, XIONG YUANQUAN, YUAN ZHULIN, et al. DEM simulation of gas-solid flow behaviors in spouted-fluid bed [J]. Chemical Engineering Science, 2006, 61(5): 1571-1584.
- [9] CROWE C T. On models for turbulent modulation in fluid-particle flows [J]. International Journal of Multiphase flow, 2000, 26(5): 719-727.
- [10] XIONG YUANQUAN, YUAN ZHULIN, ZHANG MINGYAO. Three-dimensional numerical simulation on conveying properties of gas-solid injector under pressurization [J]. Chinese Journal of Chemical Industry and Engineering, 2004, 55(10): 1638-1643.
- [11] 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.
- [12] 袁竹林. 流化床中颗粒流化运动的直接数值模拟[J]. 燃烧科学与技术, 2001, 7(2): 120-122.
- [13] WU J S, LIAN Y Y, CHENG G, et al. Development and verification of a coupled DSMC-NS scheme using unstructured mesh [J]. Journal of Computational Physics, 2006, 219(2): 579-607.
- [14] 马明. 用直接数值模拟的蒙特卡诺方法对循环流化床内固体混合与分离的研究[D]. 南京: 东南大学能源与环境学院, 2001.
- [15] 陈敏, 袁竹林, 郜时旺. 移动床内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.
- [16] 陈俊. 循环流化床脱硫流动特性的数值模拟及研究[D]. 南京: 东南大学能源与环境学院, 2004.
- [17] 魏星, 李伟力, 凡凤仙, 等. 脱硫塔内气固两相流优化的数值模拟研究[J]. 中国电机工程学报, 2006, 26(7): 12-18.
- [18] CROWE C, SOMMERFIELD M, TSUJI Y. Multiphase flows with droplets and particles [R]. CRC Press, 1998.
- [19] TSUJI Y, MORIKI Y, SHIOMI H. LDV measurements of an air-solid two-phase flow in a vertical pipe [J]. J Fluid Mech, 1984, 139: 417-434.
- [20] 胡金榜, 赵凯, 李艳平, 等. 循环流化床脱硫器提升管内气固两相流场特性[J]. 石油化工设备, 2005, 34(6): 10-13.

(编辑 陈滨)

新技术、新产品

等离子蒸汽发生器

该技术是不必采用容器皿即可瞬间制取蒸汽的装置。作业过程的原理是在微孔液体(含大量气体的液体)中进行体积一扩散放电。阳极周围的温度可达几千度。在放电中得到的水蒸气和空气泡一起进入喷口被继续使用。该装置的主要优点是得到氢燃烧,从而提高了使用的安全性和效率。

该技术的研制是以小孔气液体介质中的体积一放电实验为基础的,其特性由设备工作状态而决定。

应用领域:生态学、旅馆行业内部装修、食品生产中用来处理和消毒设备、纺织生产、车库设备、小农场、酒店。

(辉 供稿)

fact that the thermal efficiency of the polygeneration system will increase with a decrease of the electric load. **Key words:** polygeneration system, load variation, methanol synthesis, four-quadrant chart, leading factor

采用增量法的 BCHP 系统经济性分析 = **Cost-effectiveness Analysis of a BCHP (Building Cooling, Heating and Power) System by Using an Incremental Method** [刊, 汉] / FU Lin, JIANG Yi (Building Technology and Science Department, Tsinghua University, Beijing, China, Post Code: 100084) // Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. — 2008, 23(5). — 490 ~ 493

On the basis of a comparison with the traditional energy source system versions, proposed was an incremental method for evaluating the cost-effectiveness of a BCHP (building cooling, heating and power) system. As a result, man-made interference factors, such as the heat and cooling energy prices etc. can be avoided, making the evaluation of the cost-effectiveness of the BCHP system more objective. In addition, the authors have also conducted a case analysis of the cost-effectiveness of the BCHP system employed on campuses. The results of the analysis indicate that a host of factors, such as the maximum utilization hours, operation efficiency, energy price and system capacity etc., exercise a major influence on the cost-effectiveness of a “cooling, heating power supply” cogeneration system. One is further led to believe that because such facilities, as stadiums and assembly halls etc. are characterized by few utilization hours and residential housings feature a low kilowatt-hour price, it is inappropriate for users of this category to employ the BCHP system. A proper capacity is favorable for enhancing the cost-effectiveness of the BCHP system. **Key words:** building cooling, heating and power (BCHP) supply, incremental evaluation, cost-effectiveness

循环流化床提升段径向气体混合的试验研究 = **Experimental Study of Radial Gas Mixing at the Riser Section of a Circulating Fluidized Bed** [刊, 汉] / YANG Jian-hua, YANG Hai-rui, YUE Guang-xi (Education Ministry Key Laboratory on Thermal Sciences and Power Engineering, Thermal Energy Engineering Department, Tsinghua University, Beijing, China, Post Code: 100084) // Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. — 2008, 23(5). — 494 ~ 499

On CFB (circulating fluidized bed) cold-state test rigs of three sizes, an experimental study has been performed of the law governing the radial gas mixing in the dilute-phase zone of a riser section. The above-mentioned three test rigs all have a riser section with a net height of 4.0 m and the section dimensions are respectively: a round tube with an inner diameter of 0.19 m, a square section of 0.3 m × 0.3 m and a rectangular section of 0.25 m × 0.5 m. With the sand of $d_p = 120 \mu\text{m}$ and $\rho = 2400 \text{ kg/m}^3$ serving as test bed material and CO_2 as a tracer gas, an experimental study was performed of such factors as visual fluidization speed U_g , particle concentration and dimensions of the riser section etc. which may influence gas mixing. It has been found that the presence of the particles could reduce the gas lateral-mixing speed. However, such an influence of the particles on the gas lateral-mixing is not unidirectional. For a given wind speed, there exists a particle concentration turning point. In case of a concentration less than the one at the turning point, D_r will decrease with an increase of the particle concentration. When the particle concentration is greater than the one at the turning point, D_r will increase with an increase of the particle concentration. During the present tests, the concentration at the turning point was $8 \sim 10 \text{ kg/m}^3$ and such a turning point should be one of a gas-solid flow pattern. The diameter of the riser section D_t exercises a major influence on D_r . According to the research findings of academics-predecessors, D_r will assume a linear increase with an increase of D_t . However, a more precise relationship can be determined only when further data have been accumulated. Compared with the particle concentration and the diameter of the riser section, the gas fluidization speed exercises a very small influence on D_r . **Key words:** circulating fluidized bed, riser section, radial gas mixing, experimental study

烟气脱硫塔内气固流动耦合特性探讨 = **An Exploratory Study of Gas-solid Flow Coupling Characteristics in a Desulfuration Tower** [刊, 汉] / PENG Zheng-biao, YUAN Zhu-lin (Education Ministry Key Laboratory on Clean Coal Power Generation and Combustion Technology, Southeast University, Nanjing, China, Post Code: 210096) // Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. — 2008, 23(5). — 500 ~ 506

By adopting a numerical calculation method combining direct simulation Monte Carlo Method (DSMC) with Euler

method, studied was the influence of the solid-phase particulate mass carrying rate in a two-phase turbulent flow of a flue gas desulfuration tower on the gas-phase flow field. When the particulate Stokes number in the tower is kept in a range from 1 to 100, the gas-solid flow coupling characteristics in the tower was analyzed by gradually increasing the particulate mass carrying rate. As a result, under different particulate mass carrying rates the in-tower gas-solid flow characteristics, the particulate concentration distribution along the axial direction, the gas-phase axial speed radial distribution and the bed layer pressure drop curves have been obtained. It has been found that when the particulate mass carrying rate is not greater than 0.031, the particulate flow exhibits a relatively good follow-up nature and assumes a pneumatic transmission flow state. In such a case, the particulate movement has an extremely small influence on the continuous phase field and can be neglected. When the particulate mass carrying rate is greater than 0.031, the gas-solid flow coupling action in the bed will be enhanced, and the discrete particulate movement will exercise a conspicuous influence on the gas-phase flow field. The gas-solid two-phase flow characteristics are dependent on each other and exhibit an obvious unstable state and non-uniformity. When the particulate mass carrying rate is relatively big, the bed layer pressure drop is closely related to the discrete particulate field distribution. **Key words:** direct simulation Monte Carlo method, gas-solid two-phase flow; coupling characteristics

气液两相流容积含气率的图像检测方法 = **Image processing-based Detection Method for the Measurement of Volumetric Gas Content in a Gas-liquid Two-phase Flow** [刊, 汉] / ZHOU Yun-long, SHANG Qiu-hua, FAN Zhen-ru, HONG Wen-peng (College of Energy Source and Mechanical Engineering, Northeast Dianli University, Jilin, China, Post Code: 132012) // Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. — 2008, 23(5). — 507~511

A method for the on-line detection of volumetric gas content of a gas-liquid two-phase bubble flow has been studied and developed. The method in question is based on digital image processing technology, employs a high-speed video camera system to conduct a real time camera shooting and image collection of the bubble flow process in vertical risers and makes use of rim detection and image fill-in technology to extract gas bubbles and calculate their sizes, thereby calculating the volumetric gas content. A real time on-line detection and measurement have been made of the volumetric gas content under different operating conditions. Test results show that compared with real values, the detected values have a relative error not exceeding 15%. Having attained a relatively high measurement accuracy, the method under discussion can be used for the on-line detection of parameters in a gas-liquid two-phase flow. **Key words:** gas-liquid two-phase flow, volumetric gas content, image processing, gas bubble

气化炉内撞击区气体浓度与火焰形状分析 = **Gas Concentration and Flame Shape Analysis of the Impinging Zone in a Gasification Furnace** [刊, 汉] / GUO Qing-hua, LIANG Qin-feng, YU Zun-hong, YU Guang-suo (Education Ministry Key Laboratory on Coal Gasification, East China Institute of Technology, Shanghai, China, Post Code: 200237) // Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. — 2008, 23(5). — 512~515

By using a water-cooled sampling tube and gas purification analytic system, a hot-state experimental study has been conducted of the gas concentration distribution of a nozzle plane in a gasification furnace. Through an image processing, the flame image was divided into three portions along the direction of a gas sampling tube: namely, a flame impinging zone, a transition zone and a flameless zone. Test results show that the gas constituents of the flame impinging plane in the gasification furnace are closely related with the flame shape, and the gas concentration in the transition zone has the greatest changes. The maximum concentration of CO₂ and O₂ appears at the central location of the furnace. In the flameless zone, the measured gas concentration has kept basically unchanged. The ratio of CO and CO₂ recovery rate can serve as an underlying basis for judging the flame shape, or when O₂ concentration decreases to less than 0.03%, it can be regarded as an extinguishment of the flame. **Key words:** impinging flame, gas concentration, gasification, multi-nozzle contraposition

气流式喷嘴雾化特性试验研究 = **Experimental Study of Atomization Characteristics of an Airflow Type Nozzle** [刊, 汉] / REN Lan-xue, MA Sheng-yuan, WANG Yong-feng, PANG Xue-jia (Harbin No. 703 Research Institute, Harbin, China, Post Code: 150036) // Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. — 2008, 23(5). — 516~518