

# 颗粒附壁燃烧机理及模拟方法探讨<sup>1)</sup>

汪小憨<sup>\*,\*\*,(2)</sup> 赵黛青<sup>\*</sup> 何立波<sup>\*</sup> 陈 勇<sup>\*</sup> 青木秀之<sup>†</sup> 三浦隆利<sup>†</sup>

<sup>\*</sup>(中国科学院广州能源研究所, 广州 510640)

<sup>\*\*</sup>(中国科学技术大学热科学与能源工程系, 合肥 230026)

<sup>†</sup>(东北大学化学工程系, 仙台, 980-8579, 日本)

**摘要** 在燃用固体燃料, 如生物质、煤、固体废弃物时, 都存在一定程度的附壁燃烧现象. 以燃煤液排渣燃烧器为例, 探讨了颗粒在熔融面上的沉积、流动以及燃烧机理. 并针对现有煤粉燃烧程序在液排渣燃烧器模拟上的局限, 开发了一种考虑液渣流动的附壁燃烧模型, 给出了总体的计算框架. 通过对不同壁面处理方式下计算结果的比较, 分析了不同手法的优劣和特点, 为液排渣燃烧器的正确模拟提供一种完整的思路, 对生物质或固体废弃物燃烧模拟起到一定的参考作用.

**关键词** 液排渣燃烧, 颗粒沉积, 附壁燃烧, 液渣流动, 数值模拟

中图分类号: TQ038.1 文献标识码: A 文章编号: 0459-1879(2006)04-0462-09

## 引 言

对固体燃料, 特别是煤的燃烧, 已经有多年的研究历史. 20 多年来, 随着计算流体力学的发展, 许多高校、研究所以及其它专业机构, 针对煤粉燃烧的特点, 开发了一些大型通用程序, 制成软件包, 对各种煤粉燃烧过程进行数值模拟. 但由于煤的物理化学特性的复杂性和差异性, 模拟结果与实验数据吻合得并不是很好<sup>[1,2]</sup>. 例如, 炉内煤粉燃烧过程中伴随着煤灰的沉积过程, 而灰的沉积和成长会导致锅炉壁面边界条件的改变, 从而影响炉内的实际传热过程以及燃烧状况. 对这些重要的分过程, 现有商用 CFD 软件没有涉及或考虑很少, 当然也就不能正确预测煤粉燃烧炉中的燃烧状况, 无法对煤粉燃烧炉进行合理的优化和设计. 为了更合理地模拟煤粉炉内的燃烧工况, 近年来, 学者们对灰渣沉积模型进行了专门的研究. Wang 等<sup>[3]</sup> 指出, 为了预测灰渣沉积的过程, 必须要考虑如下几个分过程: (1) 煤灰的形成; (2) 灰颗粒在流场中的运动; (3) 颗粒与壁面的碰撞; (4) 颗粒在壁面的粘附; (5) 灰渣层在燃烧室不同位置的成长; (6) 灰渣层特性以及粘附强度的发展; (7) 通过灰渣层的传热; (8) 灰渣沉积对燃烧工况的影响; (9) 灰渣的沉积结构特性对燃烧设备的流场形态的影响. 图 1 给出了基本过程

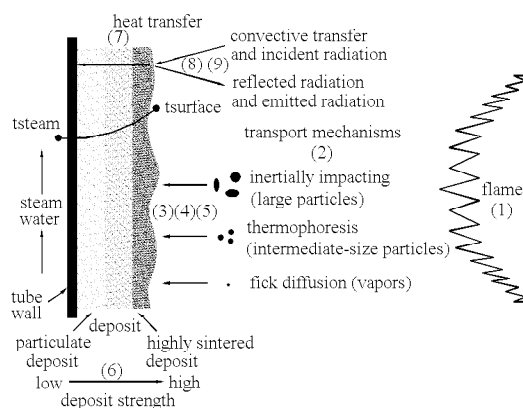


图 1 灰渣沉积过程的简化示意图<sup>[3]</sup>

Fig.1 Schematic representation of issues important in modeling ash deposition<sup>[3]</sup>

的示意图.

Wang<sup>[3]</sup>, Lee<sup>[4]</sup>, Fan<sup>[5]</sup> 等根据以上的机制, 对固态排渣炉进行了研究, 其灰分以及壁面热流率的预测结果和各自的实验数据符合较好. 但在液排渣燃烧方式下, 壁面温度较高, 渣层呈熔融或流动状态, 颗粒受到流场很强的分离作用而向壁面富集, 其壁上燃烧所占份额可达 20%~30%<sup>[6]</sup>. 部分颗粒粘附在渣膜上燃烧而很难再回到气流场中, 残留的颗粒将随着液渣流动, 灰渣沉积量将显著增大, 壁面附近

2005-07-20 收到第 1 稿, 2005-12-15 收到修改稿.

1) 中国科学院“百人计划”项目和广东省重大科技项目资助 (2002B30803).

2) E-mail: wangxh@ms.giec.ac.cn

的燃烧状况也会发生很大的改变，所以仅仅考虑颗粒沉积过程是不够的。本文即在前人对固态排渣炉研究的基础上，探讨颗粒在熔渣层上的附壁燃烧和流动机理，建立壁上燃烧模型，用来对液排渣燃烧方式进行研究。

### 1 数学模型

在固态排渣炉中，煤粉的燃烧基本上都是在空间进行的。液排渣炉则不同，煤粉颗粒经历了空间燃烧、壁上沉积、附壁燃烧以及随渣流动 4 个基本过程。所以合理的模拟程序必须要包括相关的数值模型，如图 2 所示。其中颗粒的空间燃烧以及沉积过程在很多文献中 [7~10] 有详细的介绍，本文重点对颗粒如何在流动的液渣上燃烧进行分析。

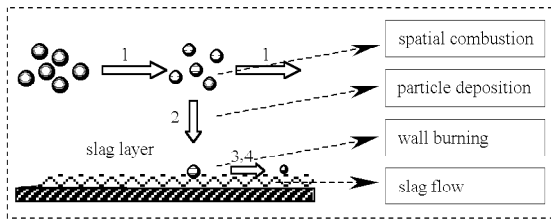


图 2 液排渣燃烧器内颗粒燃烧示意图  
Fig.2 Schematic diagram of particle burning in liquid-bath combustor

#### 1.1 颗粒沉积模型

液排渣燃烧器一般采用旋风燃烧方式，煤粉颗粒在很强的离心分离作用下向壁面富集，其中一部分颗粒能够到达壁面。根据颗粒以及壁面的特性的变化，到达壁面的颗粒有一部分会反弹而再次被气流携带，另一部分会粘附在壁面上形成渣层。如何确定颗粒向壁面的碰撞率、粘附率，是沉积模型描述的关键问题。文献 [11~18] 在等温流场中对各种确定方法进行了分析，本文根据 Wood 等人 [15] 的经验关系式计算颗粒碰撞率，采用 Walsh [17] 的黏度模型计算颗粒在壁面的粘附率，并考虑到燃烧温度对模型参数的影响，将其应用到实际燃烧的场所。

#### 1.2 附壁燃烧模型

采用液排渣燃烧方式时，颗粒在壁面上沉积后，1 mm 以下的中小颗粒已处于熔融或软化的状态，由于受到沉积壁面很强的粘附作用，一旦着膜将很难再回到空间而被气流携带。只有极少数粒径在几个毫米以上的超大颗粒在着膜时具有一定的刚性而致脱膜，然后再次被旋转气流携带到壁面着膜，发生反复着膜、脱膜的跳跃状态。但由于煤粉燃烧炉内

颗粒粒径一般都在毫米级以下，所以一次着膜的假设是成立的。以单颗粒附壁燃烧为基础，对不同粒径的颗粒燃烧进行模拟，就需要采取一些特殊的处理办法。

#### 1.2.1 单颗粒附壁燃烧

单个颗粒着膜时的燃烧情况在一定程度上取决于着膜半径  $a$ 。Johnson 等 [19] 提出了针对弹性颗粒冷态着膜的 JKR 模型，而在液态渣存在的燃烧场合，颗粒的着膜应该是塑性变形过程，为此参考 Maugis 和 Pollock [20] 的修正方法而得到

$$a = \sqrt{2\gamma R/3Y} \tag{1}$$

其中  $R$  是颗粒半径， $\gamma$  是颗粒的表面能， $Y$  是屈服强度。

根据着膜半径，可以得出暴露在空气侧的颗粒的有效表面积  $S_{\text{eff}}$ ，有效体积  $V_{\text{eff}}$

$$S_{\text{eff}} = 2\pi R(R + \sqrt{R^2 - a^2}) \tag{2}$$

$$V_{\text{eff}} = \frac{4}{3}\pi R^3 - \frac{1}{6}\pi(R - \sqrt{R^2 - a^2}) \cdot [3a^2 + (R - \sqrt{R^2 - a^2})^2] \tag{3}$$

定义颗粒着膜后的有效直径  $d_{\text{eff}}$

$$d_{\text{peff}} = \sqrt{\frac{S_{\text{eff}}}{\pi}} \tag{4}$$

渣膜上颗粒的有效温度  $T_{\text{eff}}$  定义为沉积时颗粒温度  $T_p$  和熔渣层的温度  $T_s$  对体积的加权平均值

$$T_{\text{eff}} = [T_p V_{\text{eff}} + T_s (V - V_{\text{eff}})]/V \tag{5}$$

其中  $V$  为着膜颗粒的总体积。将颗粒的有效直径、有效表面积、有效温度以及着膜时挥发分和焦炭的含量代入挥发分热解模型和焦炭表面燃烧模型中，就可求出着膜颗粒中焦炭的瞬时燃烧速率  $q_c$  和挥发分的瞬时释放速率  $q_v$ ，进而得出附壁燃烧的发热量以及附壁颗粒的质量变化率。

#### 1.2.2 多颗粒的附壁燃烧

本文采用 Lagrangian 方法来描述颗粒运动，初始颗粒按照粒径的不同进行分组，同一组内的颗粒在空间燃烧时具有相同的特性，但在附壁以后将具有一些不同的性质，下面以初始组  $i$  为例来说明其变化过程。

如图 3 所示，在入口处， $i$  组内含有  $N_0$  个同质质的颗粒，初始位置是  $(x_0, r_0)$ ，初始时间是  $t_0$ 。在经过

一段时间的空间燃烧后, 在  $t_1$  时刻到达壁面附近, 位置是  $(x_1, r_1)$ . 根据沉积机制, 有  $dN_1$  个颗粒沉积在熔渣层上并随渣流动, 另外的  $(N_0 - dN_1)$  个颗粒再次被气流携带而继续在空间燃烧; 在  $t_2$  时刻, 空间颗粒又运动到沉积面附近  $(x_2, r_2)$ ,  $dN_2$  个颗粒发生沉积, 能被气流再次携带的颗粒数为  $(N_0 - dN_1 - dN_2)$  个, 以此模式, 颗粒在  $t_m$  时刻运动到  $(x_m, r_m)$  位置, 颗粒沉积数目为  $dN_m$ , 初始组内的颗粒数随着燃烧的进行, 将减少到  $(N_0 - dN_1 - dN_2 - \dots - dN_m)$  个. 显然, 同一初始组内的颗粒在燃烧过程中逐渐

分为了两大部分: 一部分是空间燃烧颗粒, 一部分是附壁燃烧颗粒. 本文将空间燃烧的颗粒称为“空间组”, 而将附壁燃烧的部分称为“沉积组”, 其中沉积组根据不同的沉积位置和时间分为许多“子沉积组”. 从图 3 可以看出, 初始组  $i$  内的颗粒将在计算过程中分别分配给一个“空间组”和  $m$  个“子沉积组”. 如果有  $N$  个初始组, 那么在数值模拟中实际追踪的颗粒轨道将变为  $N(1+m)$  条. 以此方法, 结合单颗粒的附壁燃烧规律, 就可得出整个燃烧炉内不同颗粒的特性.

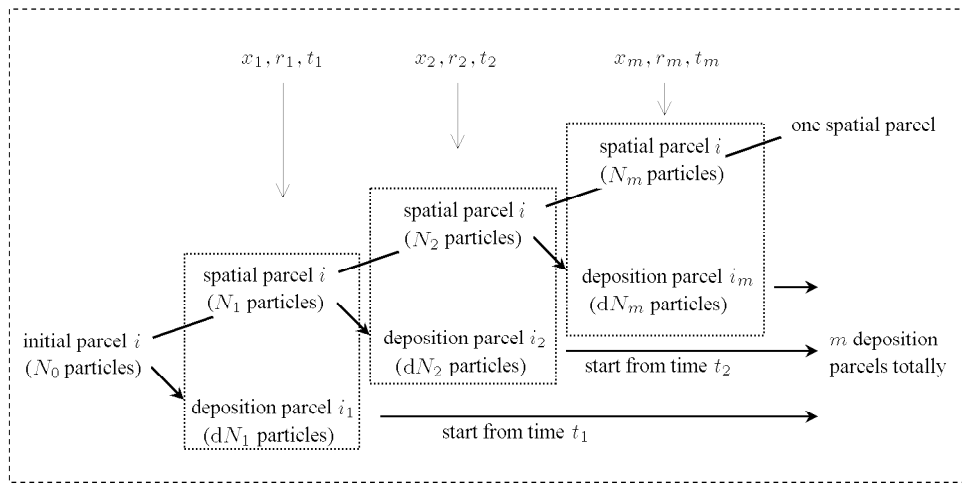


图 3 初始组  $i$  随燃烧时间的分化过程

Fig.3 Changing of initial computational parcel  $i$  with the history time increasing

1.3 液渣流动模型

在稳定液排渣情况下, 液渣的流动有着很重要的意义. 一方面其稳定的速度和厚度分布可以避免不正常的灰渣堆积现象, 另一方面, 可以增加传热热阻, 提高渣层以及燃烧炉内的温度. 在模拟计算时, 液渣的厚度和速度分布必须满足下面的几个平衡关系.

1.3.1 受力平衡条件

图 4 给出了一液渣微元的受力分析. 图中  $(S + dS)$  和  $S$  分别表示液渣微元上下表面受到的黏滞力;  $dG$  为微元受到的重力;  $\delta$  为液渣层的厚度;  $\rho_s, u_s$  分别是液渣的密度和速度;  $\alpha$  为燃烧器的倾角.

如果忽略重力给液渣分布结构带来的不对称性以及液渣流动的加速度, 考虑轴对称的液渣分布, 应有以下关系式成立

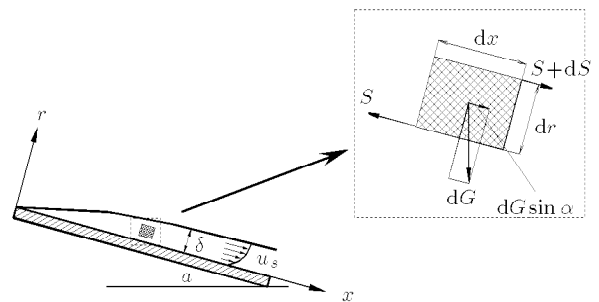


图 4 液渣微元受力分析

Fig.4 Diagram of infinitesimal force balance for the running slag

$$-(S + dS) \cdot dx \cdot 2\pi(r + dr) + S \cdot dx \cdot 2\pi r = \rho_s g \sin \alpha \cdot dr dx \cdot 2\pi r \tag{6}$$

对于液态熔渣, 黏滞力满足牛顿定律

$$S = \mu_s \frac{du_s}{dr} \tag{7}$$

忽略式 (6) 中的三阶小量, 整理得到受力平衡方程

$$\mu_s \frac{d^2 u_s}{dr^2} = -\rho_s g \sin \alpha \quad (8)$$

方程 (8) 的边界条件为

$$r = 0, \quad u_s = 0; \quad r = \delta, \quad S = S_m$$

求解得到基本解

$$u_s = -\frac{\rho_s g \sin \alpha}{2\mu_s} r^2 + \left( \frac{S_m}{\mu_s} + \frac{\rho_s \delta}{\mu_s} g \sin \alpha \right) r \quad (9)$$

计算中采用平均流速

$$\bar{u}_s = \frac{1}{\delta} \int_0^\delta u_s dr = \left( \frac{\rho_s}{3\mu_s} g \sin \alpha \right) \delta^2 + \frac{\bar{S}_m}{2\mu_s} \delta \quad (10)$$

式中,  $S_m$  为液渣表面受到的切应力, 其值将由以下的能量平衡关系给出.

### 1.3.2 能量平衡条件

熔渣表面受到的切应力由两部分组成: 气流施加的切应力  $S_{mg}$  和颗粒流施加的切应力  $S_{mp}$ . 本文采用二维轴对称模型计算, 考虑轴向位置液渣厚度的变化. 文献 [6] 中指出, 在常规的气流轴向速度 (小于 50 m/s) 范围内, 气相切应力远小于固相切应力, 可以忽略. 本文采用此结论, 仅考虑固相施加的切应力. 固相颗粒冲击液渣膜面时, 其动能将部分转化为液渣流动所需要的推动功, 转化关系式是

$$S_m \cdot \pi D dx \cdot dx = \xi \cdot \frac{dJ_\tau \cdot d\tau \cdot u_p^2}{2} \quad (11)$$

其中,  $dx$  是  $d\tau$  时间间隔内液渣流动的距离,  $dJ_\tau$  是  $d\tau$  时间间隔内颗粒的质量沉积速率,  $u_p$  是颗粒冲击膜面时的轴向 ( $x$  方向) 速度.  $\xi$  是功能转化份额, 本文假定其为 1. 将  $dx = u_s d\tau$  代入上式, 得到

$$S_m = \frac{u_p^2}{2\bar{u}_s \cdot \pi D} \frac{dJ_\tau}{dx} \quad (12)$$

在实际的模拟计算中, 对于大小为  $\Delta L = L_2 - L_1$  的网格, 采用平均切应力

$$\bar{S}_m = \frac{1}{L_2 - L_1} \int_{L_1}^{L_2} S_m dx = \frac{u_p^2}{2\bar{u}_s \cdot \pi D} \cdot \frac{m_d}{L_2 - L_1} = \frac{u_p^2 \cdot m_d}{2\pi D \cdot \Delta L} \cdot \frac{1}{\bar{u}_s} \quad (13)$$

式中  $m_d$  为网格内颗粒的质量沉积速率.

### 1.3.3 质量平衡条件

图 5 给出了壁面网格  $n$  内的质量平衡关系. 对于稳态流渣过程, 进入网格的渣质量流率、流出网

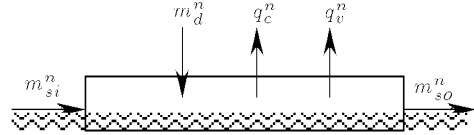


图 5 近壁网格内液渣质量平衡示意图

Fig.5 Diagram of mass balance in a certain computational cell  $n$  of slag layer

格的渣质量流率、网格内颗粒的质量沉积速率、颗粒内焦炭的燃烧速率以及挥发分的释放速率之间应满足一定的平衡关系. 所以分别对于网格  $1, 2, \dots, n$ , 应有以下  $n$  组关系式成立

$$\left. \begin{aligned} m_{so}^1 - m_{si}^1 &= m_d^1 - q_c^1 - q_v^1 \\ m_{so}^2 - m_{si}^2 &= m_d^2 - q_c^2 - q_v^2 \\ \dots \\ m_{so}^n - m_{si}^n &= m_d^n - q_c^n - q_v^n \end{aligned} \right\} \quad (14)$$

相邻两个网格的交界面上, 有关系式  $m_{so}^1 = m_{si}^2$ ,  $m_{so}^2 = m_{si}^3, \dots, m_{so}^{n-1} = m_{si}^n$ ,  $m_{si}^1 = 0$  成立, 将式 (14) 每项相加得到

$$m_{so}^n = \sum_{i=1}^n (m_d^i - q_c^i - q_v^i) \quad (15)$$

假定同一网格内液渣的厚度  $\delta$  和速度  $u_s$  是均匀的,  $m_{so}^n$  还可以写成下式

$$m_{so}^n = \rho_d \cdot \pi D \cdot \delta^n \cdot u_s^n \quad (16)$$

联立式 (15) 和式 (16), 得到平衡关系式

$$\delta^n \cdot u_s^n = \frac{\sum_{i=1}^n (m_d^i - q_c^i - q_v^i)}{\rho_d \cdot \pi D} \quad (17)$$

### 1.3.4 液渣厚度和流动速度的计算式

联立式 (10), 式 (13) 和式 (17), 液渣的厚度和速度分别为

$$\delta(i) = \sqrt[3]{K_1(i) / [K_2(i) + K_3(i)]} \quad (18)$$

$$u_s(i) = K_1(i) / \delta(i) \quad (19)$$

式中,  $i$  为轴向网格的节点序号.  $K_1(i)$ ,  $K_2(i)$  和  $K_3(i)$  分别表示为

$$K_1(i) = \frac{\sum_{p=1}^i [m_d(p) - q_c(p) - q_v(p)]}{\rho_d \cdot \pi D}$$

$$K_2(i) = \frac{\rho_d \cdot [u_p(i)]^2 \cdot m_d(i)}{4\Delta L(i) \cdot \mu_s(i) \cdot \sum_{p=1}^i [m_d(p) - q_c(p) - q_v(p)]}$$

$$K_3(i) = \frac{\rho_s g \sin \alpha}{3\mu_s(i)}$$

### 2 计算方法

从以上分析可以看出, 壁面附近的燃烧情况与颗粒的碰撞率、粘附率、颗粒的附壁燃烧量以及液渣流动的厚度和速度有关. 在实际的液排渣炉内, 颗粒在壁面的沉积情况是随着燃烧时间变化的: 在初始阶段, 颗粒在耐火材料上沉积, 固相沉积层的厚度增加, 沉积层表面的温度提高, 当温度高于渣层熔化温度时, 液态熔渣开始出现. 随着燃烧温度的进一步提高, 液态渣层的范围不断扩大, 液渣开始流动, 此时颗粒的沉积以及壁上燃烧处于稳态. 其传热的基本关系式是

$$q_{flux} = (T_g - T_{steam}) / \left( \frac{1}{h_w} + \frac{\Delta x_t}{k_t} + \frac{\Delta x_r}{k_r} + \frac{\Delta x_b}{k_b} + \frac{\Delta x_s}{k_s} + \frac{1}{h_{eff}} \right) \quad (20)$$

式中  $T_g$  是熔渣层附近的气体温度,  $T_{steam}$  是外部冷却介质的温度.  $\Delta x_t, \Delta x_r, \Delta x_b, \Delta x_s$  分别代表金属管壁、耐火层、固渣层以及液渣层的厚度,  $k_t, k_r, k_b, k_s$  代表它们的导热率.  $h_w$  和  $h_{eff}$  分别是冷却介质和燃气的有效换热系数. 本文中, 金属管壁、耐火层以及固态渣层的热物性参数均预先给定, 液渣层以及附近燃气的热物性则需要耦合计算.

### 3 计算实例

图 6 是一种简单的液排渣燃烧器示意图. 燃烧器筒体直径 0.5 m, 长 1.2 m; 二次风通过  $r = 0.20 \sim 0.23$  m 之间的环形叶栅通道, 进入燃烧器内部; 一次风携带煤粉通过 4 个加料口进入二次风道中. 外壁面用 373 K 的水蒸气冷却. 该结构近似为轴对称结构, 可采用二维网格进行计算. 颗粒质量流量 0.0279 kg/s, 平均分配给 50 个初始组, 粒径范围为  $20 \sim 95 \mu\text{m}$ . 化学计量比为 1.03. 燃烧器水平倾角为  $5^\circ$ . 其它进口参数如表 1 所示. 煤粉工业分析和渣的 XRF 分析见表 2.

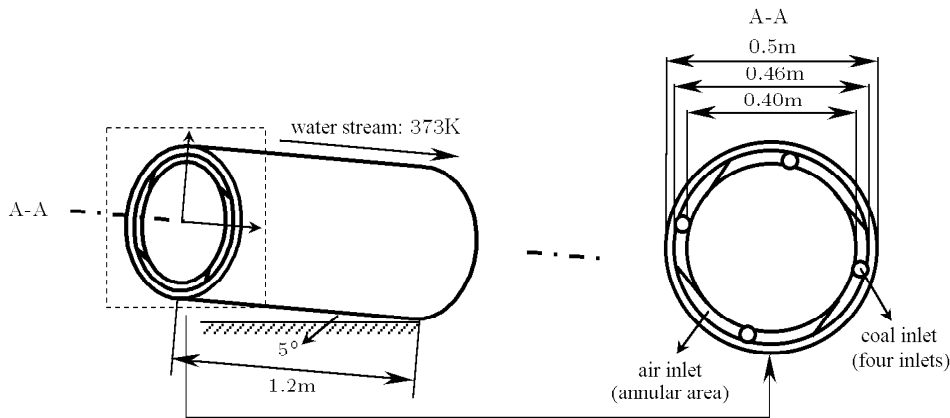


图 6 燃烧器示意图

Fig.6 Schematic diagram of combustor

表 1 进口参数

Table 1 Air inlet conditions

Primary air				Secondary air			
Axial velocity (m/s)	Radial velocity (m/s)	Tangential velocity (m/s)	Inlet temperature (K)	Axial velocity (m/s)	Radial velocity (m/s)	Tangential velocity (m/s)	Inlet temperature (K)
10.74	0	0	293	10.74	0	102.18	580

表 2 煤粉工业分析和渣的 XRF 分析

Table 2 Coal proximate analysis and XRF analysis of slag

Coal proximate analysis (air-dried)									
Moisture		Ash		Volatile matter			Fixed carbon		
4.7		12.9		45.5			36.9		
Oxide wt% of ash									
SiO <sub>2</sub>	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	TiO <sub>2</sub>	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	CaO	MgO	Na <sub>2</sub> O	K <sub>2</sub> O	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	MnO
44.95	31.17	13.70	4.69	8.77	1.47	1.14	0.41	1.25	0.05

3.1 颗粒沉积特性

图 7 给出了炉膛侧壁上不同位置处颗粒总体沉积、焦炭沉积、挥发分沉积、灰分沉积的质量流率。从图 7 中可以看出，煤粒到达沉积面时，挥发分基本上已析出，颗粒的主要成分是焦炭和灰分，其中未燃的大量焦炭在熔渣面上要继续燃烧。图 8 给出了不同粒径的颗粒的沉积情况。在强旋流的作用下，大颗粒由于其较大的惯性，冲击沉积面的概率较大，质量沉积速率相应增大。

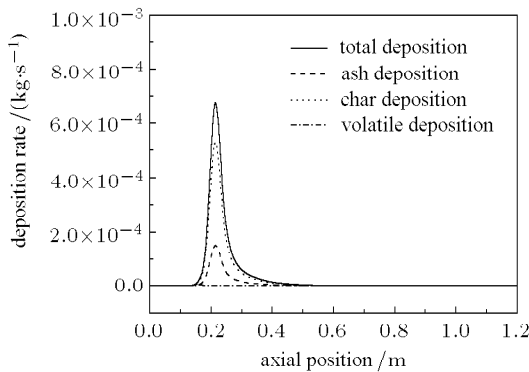


图 7 颗粒沉积时成分分布

Fig.7 The contents of particles while depositing

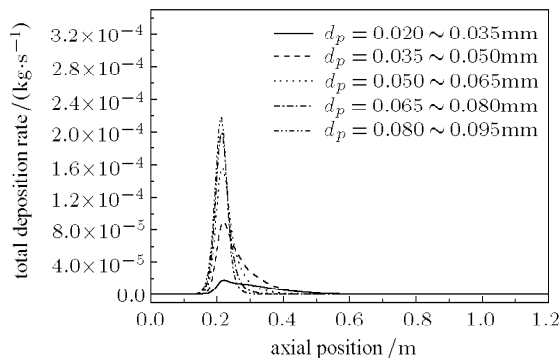


图 8 不同粒径颗粒沉积特性

Fig.8 Deposition rates of particles with different sizes

3.2 液渣流动特性

图 9 给出了液渣厚度和速度的轴向分布。在靠近燃烧器进风口的位置，温度较低，液渣尚未形成，

此时渣层的厚度和速度均为零。随着燃烧的进行，颗粒沉积速度大大增加，附壁燃烧过程发生，渣层表面温度提高到渣熔点以上，液渣开始形成 (图 9 中 A 点)，从 A 点往后，液渣开始进入稳定流动阶段，渣层的厚度随轴向逐渐增加而速度随之降低。从式 (18)，式 (19) 来看，参数  $K_1$ 、 $K_2$  和  $K_3$  之间的对比关系决定着渣层的流动特性。 $K_1$  与沉积面对颗粒的总捕集量有关，其值越大，渣层厚度增加的趋势越明显； $K_2$  则与颗粒对沉积面的冲击效果有关，其值越大，表明液渣越易被推动，渣层的流动性越好，厚度增加越慢； $K_3$  与重力作用机制有关，与  $K_2$  相似，对厚度的增加起反作用。图 10 给出了它们沿轴向的分布规律，在燃烧器的大部分区域 (0.2~1.0 m)，

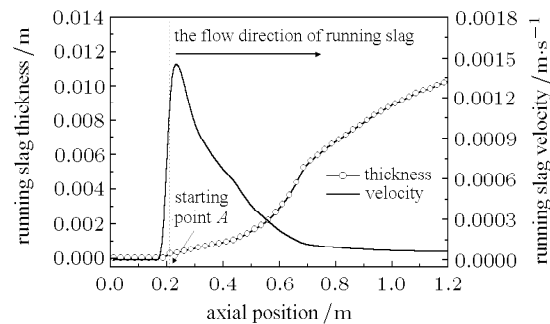


图 9 液渣厚度和速度分布

Fig.9 Thickness and velocity of running slag

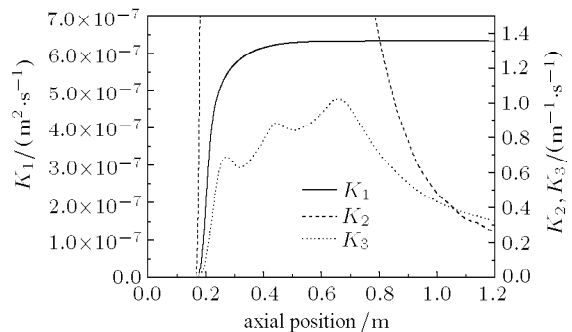


图 10  $K_1, K_2$  和  $K_3$  分布

Fig.10  $K_1, K_2$  and  $K_3$  distribution

$K_2$  的值很大,  $K_3$  的影响可以忽略,  $K_1$  和  $K_2$  的大小决定了渣层的厚度和速度; 到燃烧器的尾部 (1.05~1.2m), 由于颗粒冲击作用的衰减,  $K_3$  对渣层流动性的影响超过  $K_2$ .

### 3.3 附壁燃烧特性

对于液排渣燃烧器壁面附近颗粒运动的模拟基本上有 4 种方法:

(1) 不考虑颗粒沉积, 颗粒在壁面上进行弹性碰撞 (EI);

(2) 不考虑颗粒沉积, 颗粒在壁面上进行非完全弹性碰撞 (PNEI);

(3) 不考虑颗粒沉积, 颗粒在壁面上进行完全非弹性碰撞 (TNEI);

(4) 本文考虑颗粒沉积、附壁燃烧、随渣流动, 非沉积颗粒以一定的恢复系数回到气相燃烧 (PNEI+WBS).

图 11 给出了不同壁面处理方式下“壁面”温度的计算值的比较 (在方法 (4) 中, 计算“壁面”实际上是液渣表面). 采用完全弹性碰撞的条件下, 颗粒由于停留时间过短, 计算温度很低, 不符合实际的燃烧情况; 而采用非弹性碰撞 (恢复系数 0.5) 条件时, 无法反映颗粒在壁面上的燃烧情况, 计算温度仍然较低; 如采用完全非弹性碰撞条件, 颗粒碰壁后动能完全损失, 这虽然可以近似模拟充分燃烧段处壁面完全被液态渣膜覆盖时的情况, 但颗粒进口附近燃烧尚未充分进行, 壁面上没有液态渣膜存在, 颗粒碰壁后依然有一定的反弹, 如采用完全非弹性碰撞条件, 燃烧器前部壁面温度计算值过高, 也不符合实际情况; 采用壁上燃烧模型, 计算结果显示 0.2~1.2m 的区域有明显的附壁燃烧现象发生. 图 12 给出了燃烧器轴线上的温度分布比较, 可以看出,

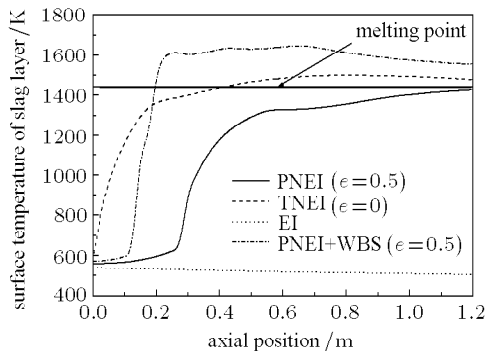


图 11 渣层表面温度分布

Fig.11 Surface temperature of slag layer

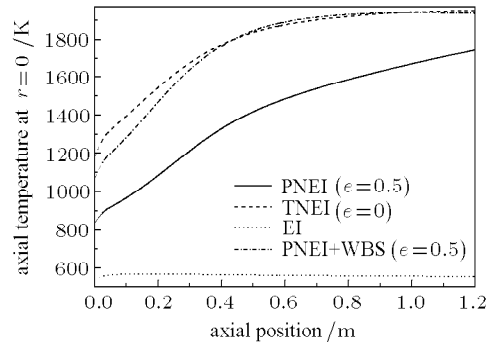


图 12 轴线上温度分布

Fig.12 Temperature distribution ( $r = 0$ )

方法 (3) 和方法 (4) 的计算结果差别较小, 附壁燃烧机制对远离壁面的区域影响不大.

### 3.4 灰渣捕集特性

图 13 给出了燃烧器的不同位置对颗粒燃烧后残余成分的捕集量. 由图 9 可知, 液渣流动的相当缓慢, 颗粒沉积在某一个网格内后, 其附壁燃烧过程也基本上是在同一个网格内完成的. 经过较长时间 (本文设定追踪时间 15s), 其可燃成分基本燃烧完毕, 剩余的灰分将作为熔渣的主体成分流动. 图 14 给出了到燃烧器不同位置时筒体对灰渣的总体

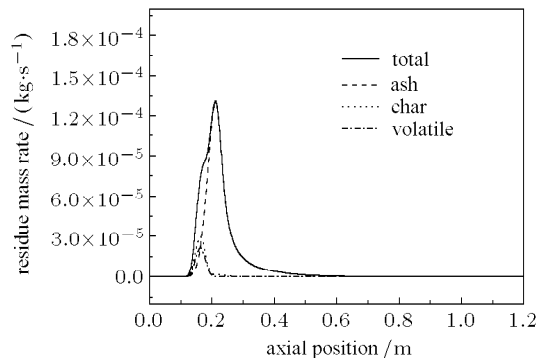


图 13 残余成分捕集流量分布

Fig.13 Distribution of residue mass rate

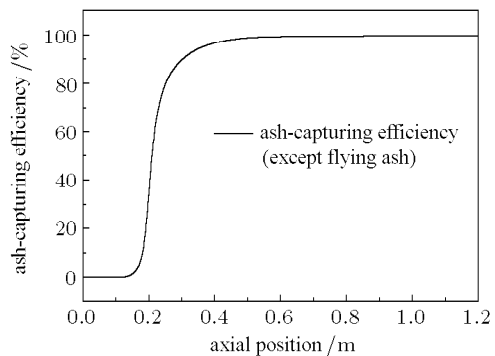


图 14 燃烧器总体捕渣率分布

Fig.14 Ash-capturing efficiency of combustor

捕集效率, 计算结果显示该结构燃烧器尾部的灰渣捕集率接近 100%(由于本文暂时没有考虑飞灰的析出过程, 以上捕渣率仅限于粒径较大的灰渣), 在一定程度上也能反映出该燃烧器优良的捕渣性能。

## 4 结 论

在液排渣燃烧器的数值模拟中, 颗粒近壁运动以及壁面特性的模拟是一个难点. 本文从物理意义出发, 考虑颗粒在壁面的沉积和燃烧以及随渣运动特性, 并结合普通的煤粉燃烧模型, 给出了总体的计算框架, 用于液排渣燃烧器燃烧特性的数值模拟. 这种模拟方法为生物质、废弃物等固体燃料的燃烧提供一种新的计算思路和指导, 在后续的工作中, 以下问题仍需进一步关注:

(1) 固态渣层的非稳态增长问题. 本文仅对液态渣层的特性进行了模拟, 对于固态渣层采用的依然是实验方法, 为了避免这种方法带来的不确定性, 对其成长过程以及对于传热的影响应进行进一步的理论解析.

(2) 模型精确度的检验问题. 为了更好地完善模型, 详细的原理性实验以及中小型的工业实验数据的获取方法值得探讨和研究.

## 参 考 文 献

- Bull DL. Ash deposition: a utility perspective. In: Benson SA ed. *Inorganic Transformation and Ash Deposition During Combustion*. New York: Engineering Foundation Press, ASME, 1992. 121~132
- Desollar RW. Research needs of the power industry. In: Baxter LL ed. *Application of Advanced Technology to Ash-related Problems in Boilers*, Engineering Foundation Conference, Waterville Valley, NH, 1995-07. Waterville Valley, NII: Plenum, 1995. 16~22
- Wang HF, Harb JN. Modeling of ash deposition in large-scale combustion facilities burning pulverized coal. *Progress in Energy and Combustion Science*, 1997, 23(3): 267~282
- Lee FCC, Lockwood FC. Modeling ash deposition in pulverized coal-fired applications. *Progress in Energy and Combustion Science*, 1999, 25(2): 117~132
- Fan JR, Zha XD, Sun P. Simulation of ash deposit in a pulverized coal-fired boiler. *Fuel*, 2001, 80(5): 645~654
- 张经武, 还博文, 赵仲琥等. 旋风炉及其灰渣综合利用. 北京: 水利电力出版社, 1979. 86 (Zhang Jingwu, Huan Bawei, Zhao Zhonghu, et al. *Synthetic Utilization of Cyclone Furnace and its Slag*. Beijing: Water Resources and Electric Power Press, 1979. 86 (in Chinese))
- Eaton AM, Smoot LD, Hill SC, et al. Components, formulations, solutions, evaluation, and application of comprehensive combustion models. *Progress in Energy and Combustion Science*, 1999, 25(4): 387~436
- Hurt R, Sun JK, Lunden M. A kinetic model of carbon burnout in pulverized coal combustion. *Combustion and Flame*, 1998, 113(1-2): 181~197
- Xu M, Azevedo JLT, Carvalho MG. Modeling of a front wall fired utility boiler for different operation conditions. *Comput Methods Appl Mech Engrg*, 2001, 190(28): 3581~3590
- Guo YC, Chan CK. A multi-fluid model for simulating turbulent gas-particle flow and pulverized coal combustion. *Fuel*, 2000, 79(12): 1467~1476
- Friedlander SK, Johnstone HF. Deposition of suspended particles from turbulent gas streams. *Industrial and Engineering Chemistry*, 1957, 49(7): 1151~1156
- Papavergos PG, Hedley AB. Particle deposition behavior from turbulent flows. *Chemical Engineering Research & Design*, 1984, 62(5): 275~295
- Lee BE, Fletcher CA, Shin SH. Computational study of fouling deposit due to surface-coated particles in coal-fired power utility boilers. *Fuel*, 2002, 81(15): 2001~2008
- Aoki H, Suzuki A, Hisaeda Y, et al. Recent research and development of combustion simulation. *Heat Transfer Asian Research*, 2001, 30(7): 581~613
- Wood NB. Mass transfer of particles and acid vapor to cooled surfaces. *Journal of the Institute of Energy*, 1981, 419(54): 76~93
- Yan L, Gupta RP, Wall TF. A mathematical model of ash formation during pulverized coal combustion. *Fuel*, 2001, 81(3): 337~344
- Walsh PM, Sarofim AF, Beer JM. Fouling of convection heat exchangers by lignitic coal ash. *Energy & Fuels*, 1992, 6(6): 709~715
- Vargas S, Frandsen FJ, Dam-Johansen K. Rheological properties of high-temperature melts of coal ashes and other silicates. *Progress in Energy and Combustion Science*, 2001, 27(3): 237~429
- Johnson KL, Kendall K, Roberts AD. Surface energy and the contact of elastic solids. *Proc Roy Soc London Ser A*, 1971, 324: 301~313
- Maugis D, Pollock HM. Surface forces, deformation and adherence at metal microcontacts. *Acta Metallurgica*, 1984, 32(9): 1323~1334



## STUDY ON THE MECHANISM AND SIMULATION METHOD FOR WALL BURNING PROCESS<sup>1)</sup>

Wang Xiaohan<sup>\*,\*\*,2)</sup> Zhao Daiqing<sup>\*</sup> He Libo<sup>\*</sup> Chen Yong<sup>\*</sup> H. Aoki<sup>†</sup> T. Miura<sup>†</sup>

<sup>\*</sup>(Guangzhou Institute of Energy Conversion, the Chinese Academy of Sciences, Guangzhou 510640, China)

<sup>\*\*</sup>(Department of Thermal Science and Energy Engineering, the University of Science and Technology of China, Hefei 230027, China)

<sup>†</sup>(Department of Chemical Engineering, Tohoku University, Sendai 980-8579, Japan)

**Abstract** While burning solid fuels, like biomass, coal and waste, wall-burning will occur to a certain extent. With the coal-fired liquid-bath combustor as an example, the mechanism of coal deposition, movement and combustion on the molten surface are discussed. In order to overcome the limitation of existing simulation methods for burning characteristics in the liquid-bath combustor, this paper proposes a wall-burning model considering the slag flow condition and gives a total computational frame work. From the comparison of simulation results with several other methods, their difference and properties are analyzed, which can provide a guidance for the simulation of liquid-bath combustor and for the simulation of biomass or waste combustion.

**Key words** liquid-bath combustion, particle deposition, wall-burning, slag flow, numerical simulation

---

Received 20 July 2005, revised 15 December 2005.

1) The project supported by “One-hundred-people Plan” Project of the Chinese Academy of Sciences, Key Project of Science and Technology of Guangdong Province (2002B30803).

2) E-mail: wangxh@ms.giec.ac.cn