

# 垃圾焚烧炉炉排气固两相燃烧数值模拟

单朋<sup>1</sup>, 夏梓洪<sup>1</sup>, 陈彩霞<sup>1\*</sup>, 杜海亮<sup>2</sup>, 黄洁<sup>2</sup>, 白力<sup>2</sup>

(1. 华东理工大学资源与环境工程学院, 上海市 徐汇区 200237;

2. 上海康恒环境股份有限公司, 上海市 青浦区 201703)

## CFD Model of Gas-Solid Combustion in Moving Grate MSW Incinerator

SHAN Peng<sup>1</sup>, XIA Zihong<sup>1</sup>, CHEN Caixia<sup>1\*</sup>, DU Hailiang<sup>2</sup>, HUANG Jie<sup>2</sup>, BAI Li<sup>2</sup>

(1. School of Resources & Environmental Engineering, East China University of Science and Technology, Xuhui District, Shanghai 200237, China; 2. Shanghai SUS Environment Co., Ltd., Qingpu District, Shanghai 201703, China)

**ABSTRACT:** Computational fluid dynamics (CFD) modelling is an important method to investigate MSW combustion, and is helpful for the design and operation of incinerators. Modelling in-bed thermal conversions plays a key role in the moving grate incinerator simulation. In the present work, an in-bed gas-solid combustion model based on the FLUENT platform was proposed. The rheological properties of the solid phase were described by the kinetic theory of granular flows (KTGF). Moisture evaporation, devolatilization, volatile gas combustion, and char-O<sub>2</sub> combustion were taken into account. Maximum continuous rating (MCR) case shows that the evaporation mainly occurs in the drying section of grate, and the bed temperature is about 400K; volatile is released and ignited in the combustion section with a maximum temperature of 1400K; char is burnt in the third section with a temperature of 900K. The bed top conditions of MCR case were then used for 3D steady furnace simulation. The temperature results were verified by the on-site measurements. Case 80% and case 110% were also simulated, the results are as expected. A realistic grate structure was considered and direct grate-furnace coupling is realized, which provides an efficient and practical method for CFD simulation for industrial moving grate MSW incinerators.

**KEY WORDS:** municipal solid wastes (MSW) incineration; grate modelling; gas-solid combustion; kinetic theory of granular flows (KTGF)

**摘要:** CFD 模拟是研究垃圾焚烧的重要方法之一, 对焚烧炉的设计和运行有重要指导意义。炉排燃烧模拟是链条式焚烧炉模拟的关键部分。利用 FLUENT 平台开发炉排气固两相流动与燃烧模型, 引入颗粒动力学理论(KTGF)描述床层固体的流变性质, 考虑垃圾在炉排上的水分蒸发、脱挥发分、挥发分燃烧和焦炭燃尽过程。额定工况模拟结果显示, 水分蒸发主要发生在炉排干燥段, 对应的床层温度较低, 约为

400K; 挥发分释放及燃烧聚集于燃烧段, 最高温度 1400K; 剩余焦炭继续燃尽于第三段炉排, 温度维持在 900K。将炉排计算结果导入三维炉膛, 经与现场温度测点对比, 验证模型的有效性。进一步对比 80%和 110%工况下的炉排燃烧情况, 结果符合预期。研究切实考虑了炉排的实际结构, 实现炉排-炉膛的直接耦合计算, 为大型炉排式垃圾焚烧炉的 CFD 模拟提供了一种高效的实用方法。

**关键词:** 垃圾焚烧; 炉排模拟; 气固两相燃烧; 颗粒动力学理论

## 0 引言

垃圾焚烧发电是我国城市生活垃圾处理的主要技术<sup>[1]</sup>。但焚烧炉设备规模庞大, 炉膛内各参数的现场测量存在周期长、成本高等问题<sup>[2]</sup>。CFD 模拟以其投资小、周期短、效率高等特点成为了研究垃圾焚烧技术的重要手段, 近年来得到广泛应用<sup>[3-4]</sup>。

炉排燃烧的模拟是链条式焚烧炉模拟的关键<sup>[5-6]</sup>, 常用的方法有欧拉-欧拉模型和欧拉-拉格朗日模型。现存的垃圾焚烧炉欧拉-欧拉模型将固相视作多孔介质, 简化了气固的相互作用, 如谢菲尔德大学垃圾焚烧中心开发的炉排燃烧程序 FLIC<sup>[7-8]</sup>。但是, 仅使用多孔介质模型难以描述由于燃料消耗导致的床层压实现象。FLIC 先将床层沿炉排的运动简化为床层深度方向上的一维变化, 而后依据炉排速度将该变化映射到炉排长度上。Gómez 等<sup>[9]</sup>提出了网格塌陷的动态网格处理方法, 通过网格间质量交换描述床层收缩。季俊杰等<sup>[10]</sup>采用动网格方法描述了燃煤链条炉的燃烧过程。但是, 针对本文所模拟的具有多个落差墙结构的炉排式垃圾焚烧炉, 上述方法都难以直接应用。Ismail<sup>[11]</sup>和 Sun Rui 等<sup>[12-13]</sup>通过引入颗粒动力学理论(kinetic

theory of granular flows, KTGF), 获得了更加贴近实验数据的模拟结果。欧拉-拉格朗日模型假设床层颗粒两两摩擦和碰撞。例如 Mehrabian 等<sup>[14]</sup>在一个生物质填充床中追踪床层上的颗粒运动, 但是该方法对于全尺寸焚烧炉来说, 计算量庞大。

目前工程上常用的模拟方法是炉排气固两相燃烧模拟和炉膛气相燃烧模拟分开计算, 采用迭代耦合的方式计算全炉<sup>[15-16]</sup>。以 FLIC+FLUENT 为例, 先由 FLIC 计算得到床层顶部逸出的烟气组分和温度分布, 以此作为入口边界条件送入 FLUENT 计算炉膛燃烧, 然后导出 FLUENT 计算所得床层顶端辐射送入 FLIC 再计算床层燃烧。马晓茜等<sup>[17]</sup>发现一次风比例对炉内气相燃烧, 炉膛温度, 及流场产生较大影响; 李秋华等<sup>[18]</sup>发现炉膛后拱的结构对着火位置有重要影响, 在后拱处增加挡板可使着火位置前移, 床层提前进入稳定燃烧阶段。但是, FLIC 程序的开发和验证基于固定床反应器, 无法体现炉排结构的影响。同时, FLIC+FLUENT 要经过多次迭代才能获得收敛的结果<sup>[19]</sup>, 计算过程繁琐且存在计算误差, 很容易出现物料不守恒等情况。

本文提出利用 FLUENT 平台开发炉排气固两相燃烧模型, 采用 KTGF 描述颗粒的流变性质, 采用 Ergun 曳力模型计算炉排上气固动量交换, 考虑炉排的真实结构, 实现炉排-炉膛的直接耦合计算, 模拟垃圾在炉排上的水分蒸发、脱挥发分、挥发分燃烧和焦炭燃尽过程。

## 1 研究对象

本文模拟对象为宁波某公司处理量为 750t/d 的炉排式垃圾焚烧炉, 炉排结构如图 1 所示。炉排总长 14.86m, 其干燥段、燃烧段和燃尽段长度分别为

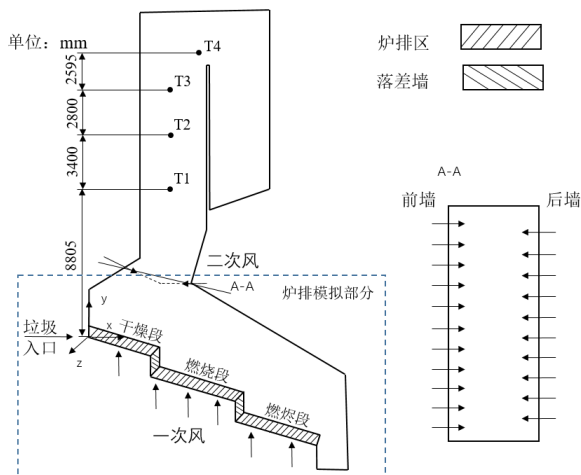


图1 垃圾焚烧炉结构示意图

Fig. 1 Schematic structure of the waste incinerator

3.62、5.62 和 5.62m, 炉排宽度 8.8m, 落差墙高 1.6m。在额定工况下, 垃圾在炉排上的停留时间为 1.75h, 过量空气系数为 1.55, 一次风和二次风比值为 1.3:0.25, 一次风温度为 453K, 分别由炉排下方 6 个风室送入, 各风室风量配比为 20.0%、21.3%、21.3%、21.3%、8.0%、8.0%。一烟道从下往上依次分布着 T1, T2, T3, T4 这 4 个测温面, 其中 T1, T2, T3 包含 3 个测点, T4 包含 2 个测点。

入炉垃圾热值约为 1700 kcal/kg(约 7000kJ/kg), 堆密度为 0.35t/m<sup>3</sup>, 初始粒径为 0.07m, 垃圾的元素分析和工业分析详见表 1。

表1 垃圾的元素分析和工业分析

Tab. 1 Proximate and ultimate analysis of waste

元素分析(daf)/%		工业分析(ar)/%	
成分	数值	成分	数值
C	60.39	M	46.5
H	8.60	V	25.5
O	28.30	FC	8
N	1.40	A	20
S	0.06	—	—
Cl	1.25	—	—

## 2 数学模型

### 2.1 反应速率模型

垃圾的焚烧分为 4 个连续的子过程: 水分蒸发, 脱挥发分, 挥发分燃烧, 焦炭燃尽。

水分蒸发由两步机制控制:

当  $T_s < 100^\circ\text{C}$  时,

$$R_{\text{evap}} = \frac{D_{\text{H}_2\text{O}}(2.0 + 1.1\text{Re}_p^{0.6}\text{Pr}^{1/3})}{d_s}(C_{w,s} - C_{w,g}) \quad (1)$$

当  $T_s \geq 100^\circ\text{C}$  时, 蒸发速率为:

$$R_{\text{evap}} = \frac{(T_s - T_{\text{evap}})\rho_w c_{p,w}}{H_{\text{evap}}\Delta t} \quad (2)$$

式中:  $R_{\text{evap}}$  为水的蒸发速率,  $\text{kmol}/(\text{m}^3 \text{ s})$ ;  $D_{\text{H}_2\text{O}}$  为水的扩散系数,  $\text{m}^2/\text{s}$ ;  $C_{w,s}$  为固相状态下水分密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;  $C_{g,s}$  为气相中的水蒸气密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;  $T_s$  为颗粒温度,  $\text{K}$ ;  $T_{\text{evap}}$  为蒸发温度,  $\text{K}$ ;  $\rho_w$  为固相密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;  $c_{p,w}$  为固相中颗粒的比热容,  $\text{J}/(\text{kg}\cdot\text{K})$ ;  $H_{\text{evap}}$  为水的气化潜热,  $\text{J}/\text{kmol}$ ;  $\Delta t$  为计算时间步长,  $\text{s}$ 。

垃圾粒径由  $d_s$  式(3)计算:

$$d_s = d_{s,0} \left( \frac{\alpha_{s,0} Y_{\text{ash},0}}{\alpha_s Y_{\text{ash}}} \right)^{1/3} \quad (3)$$

式中:  $d_{s,0}$  为初始时刻的固体粒径,  $\text{mm}$ ;  $\alpha_s$  和  $\alpha_{s,0}$

分别为固相当时和初始时刻的体积分数； $Y_{\text{ash}}$  和  $Y_{\text{ash},0}$  分别为固相中当时时刻和初始时刻灰分的质量分数。

垃圾的脱挥发分速率与剩余挥发分及温度相关，采用单步反应动力学模型<sup>[20]</sup>：

$$R_{\text{devol}} = 3000 \exp\left(-\frac{69000}{RT_s}\right) \rho_s Y_{\text{vol}} \quad (4)$$

式中： $R_{\text{devol}}$  为挥发分析出速率， $\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$ ； $R$  为通用气体常数， $8.3145 \text{ J}/(\text{K} \cdot \text{mol})$ ； $\rho_s$  为固相密度， $\text{kg}/\text{m}^3$ ； $Y_{\text{vol}}$  为床层中挥发分质量分数。

基于质量守恒和能量守恒，挥发分气体组成为  $\text{C}_m\text{H}_n$  ( $m=4.144$ ,  $n=11.645$ )、 $\text{CO}_2$  和  $\text{H}_2\text{O}$ ，所占体积分数为 33%，28% 和 39%。

在床层中，可燃性气体从固相释放后，与周围一次风混合，其燃烧受到挥发分和氧气的混合速率控制<sup>[7-8]</sup>：

$$R_{\text{mix}} = C_{\text{mix}} \rho_g \left\{ 150 \frac{D_g (1 - \alpha_g)^{2/3}}{d_s^2 \alpha_g} + 1.75 \frac{U_g (1 - \alpha_g)^{1/3}}{d_s \alpha_g} \right\} \min \left\{ \frac{C_{\text{fuel}}}{S_{\text{fuel}}}, \frac{C_{\text{O}_2}}{S_{\text{O}_2}} \right\} \quad (5)$$

式中： $R_{\text{mix}}$  为气固混合速率， $\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$ ； $C_{\text{mix}}$  为经验系数； $\rho_g$  为气相密度， $\text{kg}/\text{m}^3$ ； $D_g$  为气体质量扩散系数； $\alpha_g$  为床层气含率； $U_g$  为气体速率， $\text{m}/\text{s}$ ； $C_{\text{fuel}}$  和  $C_{\text{O}_2}$  分别为气相反应物和氧气对应的质量分数； $S_{\text{fuel}}$  和  $S_{\text{O}_2}$  分别为反应中气相反应物和氧气对应的化学计量系数。

在炉膛中，气相混合燃烧速率采用有限速率/涡耗散模型<sup>[21]</sup>。焦炭的消耗速率由表面反应速率和气体扩散速率共同控制<sup>[7-8]</sup>。

## 2.2 气固两相流控制方程

连续性方程：

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_q \rho_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \vec{v}_q) = S_{\text{gs}} \quad (6)$$

$$S_{\text{gs}} = w_i \sum Y_i R_{\text{het},i} \quad (7)$$

式中：下标  $q$  可表示为  $s$  和  $g$ ，分别代表固相和气相； $v$  为速度， $\text{m}/\text{s}$ ；源项  $S_{\text{gs}}$  和  $S_{\text{sg}}$  是指由于异相反应引起的两相质量交换； $w_i$  为组分  $i$  的分子量， $\text{kg}/\text{kmol}$ ； $Y_i$  为组分  $i$  的质量分数； $R_{\text{het},i}$  为组分  $i$  的异相反应速率， $\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$ 。

气相动量守恒方程：

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_g \rho_g \vec{v}_g) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \vec{v}_g \vec{v}_g) = -\alpha_g \nabla p + \nabla \cdot \bar{\bar{\tau}}_g + \alpha_g \rho_g \vec{g} + K_{\text{gs}} (\vec{v}_g - \vec{v}_s) + S_{\text{gs}} \vec{v}_{\text{gs}} \quad (8)$$

固相动量守恒方程：

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_s \rho_s \vec{v}_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \vec{v}_s \vec{v}_s) = -\alpha_s \nabla p - \nabla p_s + \nabla \cdot \bar{\bar{\tau}}_s + \alpha_s \rho_s \vec{g} + K_{\text{gs}} (\vec{v}_g - \vec{v}_s) + S_{\text{sg}} \vec{v}_{\text{sg}} \quad (9)$$

$\bar{\bar{\tau}}_g$  和  $\bar{\bar{\tau}}_s$  分别是气相和固相的应力应变张量。

本文引入颗粒动力学模型(KTGF)描述颗粒的压力  $p_s$  和粘性  $\mu_s$ ，详细封闭模型与文献[22]一致。 $K_{\text{gs}}$  为相间动量交换系数，使用 Ergun 模型：

$$K_{\text{gs}} = 150 \frac{\alpha_s^2 \mu_g}{\alpha_g d_s^2} + 1.75 \frac{\rho_g \alpha_s |\vec{v}_s - \vec{v}_g|}{d_s} \quad (10)$$

## 2.3 物质输运及能量守恒方程

组分输运方程：

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_q \rho_q Y_{i,q}) + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \vec{v}_q Y_{i,q}) = -\nabla \cdot \alpha_q \vec{J}_{i,q} + \alpha_q R_{i,q} + R_{\text{het},i} \quad (11)$$

式中： $i$  为组分； $J$  为质量流率， $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 。

能量守恒方程：

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_q \rho_q h_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \vec{v}_q h_q) = -\alpha_q \frac{\partial p}{\partial t} + \bar{\bar{\tau}}_q : \nabla \vec{v}_q + h_{\text{pq}} (T_p - T_q) + S_q + S_r \quad (12)$$

式中  $h_{\text{pq}}$  为气固两相传热系数<sup>[23]</sup>：

$$h_{\text{pq}} = \frac{6k_q \alpha_p \alpha_q Nu_p}{d_s^2} \quad (13)$$

火焰辐射对床层垃圾着火位置有重要影响，本文使用 P-1 模型求解辐射能守恒方程(14)，各计算网格的辐射总能以能量源相的形式分配给气相和固相，如式(15)所示。

$$\nabla \cdot \left( \frac{1}{3a} \nabla G \right) - aG + 4a\sigma T^4 = 0 \quad (14)$$

$$S_q = \alpha_q a_q (G - 4\sigma T_q^4) \quad (15)$$

式中： $\sigma=5.67 \times 10^{-8} \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}^4)$  为斯忒藩-玻尔兹曼常数； $G$  为辐射强度  $\text{W}/\text{m}^2$ ； $a_q$  为辐射吸收系数。

通过 UDF 修改由异相反应引起的焓值变化及气固相反应热分配。本文假设水分蒸发所需热量全部来自固相，而燃烧热量的 20% 分配到气相，剩余分配到固相。

## 2.4 炉排网格及计算方法

采用二维结构化网格计算，网格总数 6060，网格质量在 0.75 以上。同时，针对垃圾在炉内不同区域的运动特性，将计算域细分为炉排区(垃圾受链条运动控制)、落差墙区(垃圾呈现自由落体运动)和炉

膛区(简化为纯气相区域)。使用 PC-SIMPLE 算法进行求解<sup>[24]</sup>, 时间步长为 1s, 总计算时长 6300s。湍流模型采用 RNG  $k-\varepsilon$  模型。底部一次风设置为速度入口, 喉部设置为出口, 出口等效黑体温度设置为 1000K, 内部发射率设置为 0.5。前后拱及灰斗均设置为绝热壁面。各物理量(组分、速度、湍流、温度)的计算采用二阶离散格式, 气固的体积分数采用 QUICK 格式。

### 3 计算结果分析

模拟结果包含额定负荷、80%和 110%负荷 3 个工况, 80%和 110%中垃圾的进料量和一次风的送入量分别为额定负荷送入量的 80%和 110%, 其他条件均相同。

#### 3.1 床层气体温度

如图 2 所示, 在额定工况中, 第一段炉排前半部分的温度基本维持在 300~400K 左右, 对应垃圾中的水分在不断蒸发。此后, 挥发分开始释放并与一次风混合发生燃烧, 使床层温度升高, 进而点燃床层, 加快挥发分的释放和气相燃烧反应, 温度快速上升, 高温锋面逐渐沿着床高向下移动, 在炉排第二段中部达到最高约为 1400K, 高温区分布在整個燃烧段。挥发分燃尽后床层中只剩焦炭燃烧, 燃烧温度约为 900K。

相较于额定工况, 80%工况中高温燃烧区域有所减小, 主要集中在炉排距离入口 3.9m 到 7.0m 之

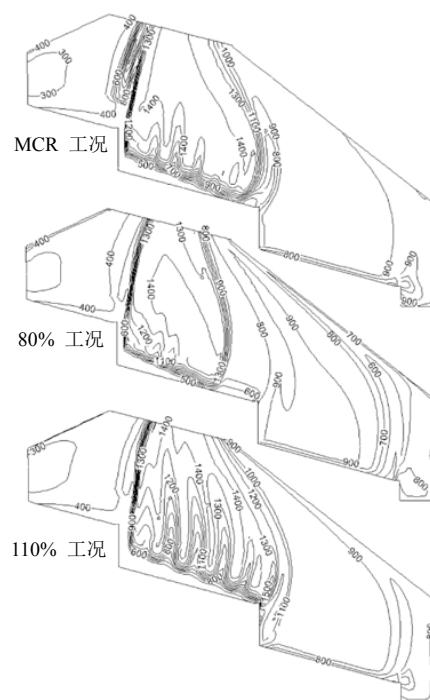


图 2 喉部以下区域气体温度分布云图(单位: K)

Fig. 2 Gas temperature contour of the region below throat(K)

间, 高温较为集中; 110%工况中高温燃烧区域有所增加, 主要集中在 3.9m 到 9.5m 之间, 高温区域扩大。这说明垃圾处理量的变化直接影响了炉膛热负荷, 改变了高温区域的范围。

#### 3.2 床层气固组分分布

床层中水分的分布如图 3(a)所示, 在额定工况下, 水分在炉膛辐射及一次风的加热下开始蒸发,

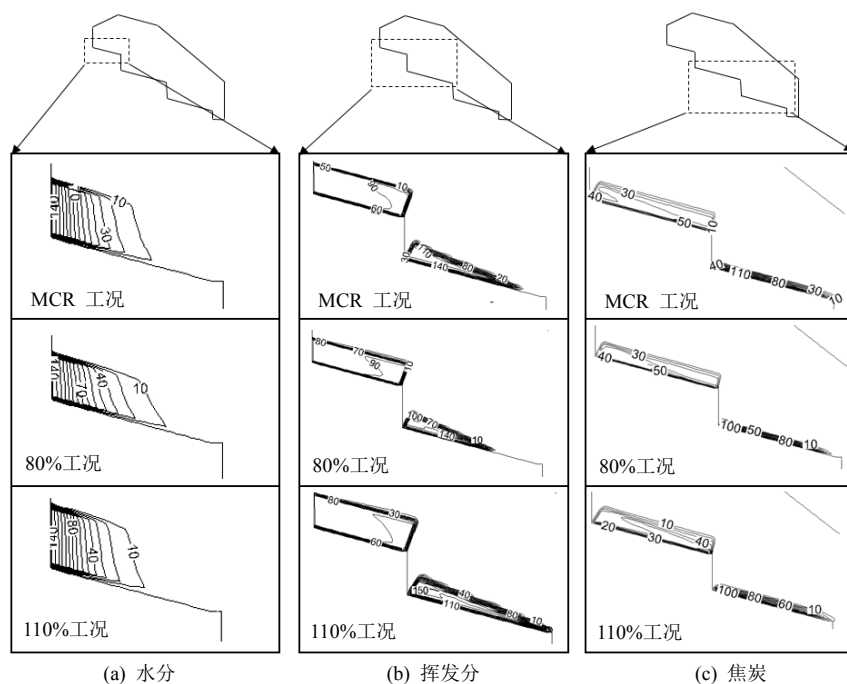


图 3 各工况床层中各组分含量分布图(单位:  $\text{kg}/\text{m}^3$ )

Fig. 3 Species in the bed along the bed length in different case( $\text{kg}/\text{m}^3$ )

至 3.0m 结束；在 80%工况下，由于一次风的减少，水分蒸发明显变慢，约在 3.2m 处完全蒸干；在 110%工况下，水分的蒸发速度与额定工况基本一致。床层中挥发分的分布如图 3(b)所示。在额定工况下，干燥段挥发分含量基本保持不变。在燃烧段，高温使挥发分大量释放，床层中剩余的挥发分迅速减少，床层逐渐被压实，在距离垃圾入口 8.2m 处挥发分完全释放。80%工况和 110%工况与额定工况相比，挥发分在干燥段分布基本相同，差异主要集中在燃烧段，由于垃圾处理量的不同，80%工况中挥发分释放得更快，约在 7.5m 处完全释放；110%工况中挥发分释放较慢，约在 8.9m 处完全释放。

床层中焦炭的变化如图 3(c)所示，在额定工况下，床层高度不断降低，固定碳在燃尽段结束全部燃尽；80%工况的每一段床层高度均低于额定工况，焦炭在燃尽段结束前 0.5m 处燃尽；110%工况的每一段床层高度均高于额定工况，焦炭也在燃尽段结束时燃烧殆尽。

3.3 床层表面气体组分分布

额定工况中床层表面烟气成分分布如图 4 所示。湿垃圾进入焚烧炉后，垃圾中的水分开始大量蒸发，O<sub>2</sub> 浓度升高，C<sub>m</sub>H<sub>n</sub>、CO 和 CO<sub>2</sub> 的浓度从 3.0m 左右的位置从零开始升高，此处对应挥发分开始释放并燃烧。在 3.9m 处，由于落差墙没有垃圾床层堆积，此处 O<sub>2</sub> 浓度升高，其他组分浓度下降。炉排进入燃烧段后，由于可燃性气体和氧气接触混合的不均匀，各组分出现小幅波动。在燃烧段末端 C<sub>m</sub>H<sub>n</sub>、CO 的浓度降零，此时挥发分已全部释放并燃烧。经过第二段落差墙后，只存在 CO<sub>2</sub> 和 O<sub>2</sub> 两组分，对应床层只剩焦炭在反应，并且反应速率稳定。

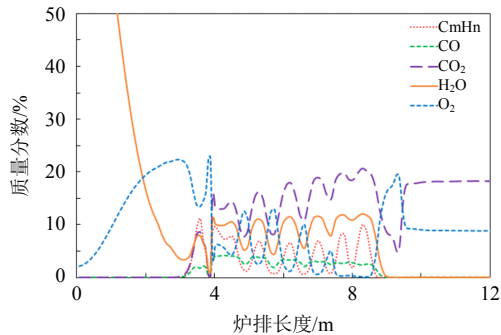


图 4 额定工况中床层表面气体组分沿床层长度方向分布  
Fig. 4 Gases concentration profiles along the bed length in MCR case.

3.4 全炉温度分布验证

为验证炉排模型的准确性，将额定工况下炉排燃烧烟气组分、速度、温度导入炉排以上的三维炉

膛空间，开展三维稳态气相燃烧计算，具体模型及计算方法参见文献[15,17]。

图 5 为中间截面结果。其中喉部以下计算结果与图 2 的额定工况炉排以上部分基本保持一致，实际炉膛中的 4 个温度测点分布见图 1，现场测得结果与模拟结果对比如表 2 所示，实测值为测温面上多个测点时均值，模拟值为对应平面处的均值。

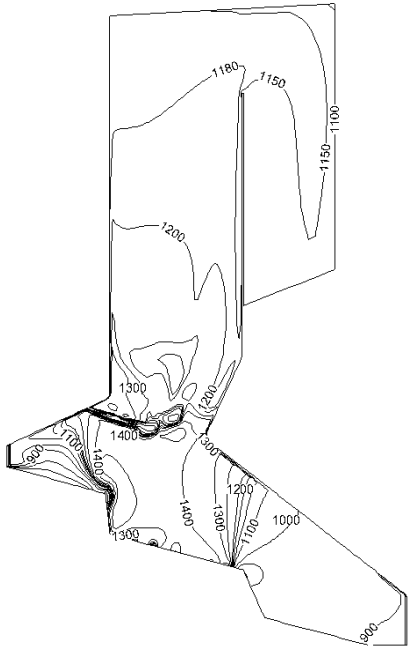


图 5 额定工况炉膛中间截面温度分布图(单位：K)  
Fig. 5 Gas temperature contour of center cross-section in MCR case(K)

表 2 测点温度对照表

Tab. 2 Temperature comparison at measuring points			
项目	实测值/K	模拟值	偏差/%
T1	1224	1207	0.7
T2	1211	1191	-1.7
T3	1171	1180	-1.4
T4	1129	1165	3.2

如表 2 所示，4 个测点模拟值与现场实测值的偏差均小于 5.0%，从下往上 4 个点的温度实测值从 1224K 下降至 1129K，对应的温度误差从 0.7%上升至 3.2%，说明在远离炉排的上部空间由于更多受到炉膛边界条件的影响，使得结果偏差增大，下部靠近炉排的测点模拟结果更加准确，这进一步验证了炉排模型的准确性。

4 结论

本文利用 FLUENT 平台开发了基于 KTGF 封闭的炉排气固流动与燃烧模型，通过炉排区、落差墙区和炉膛区的分区化处理，考虑了炉排的真实结构，

实现了炉排-炉膛的直接耦合计算,获得了炉排上部的烟气成分和温度,为炉膛的气相燃烧计算提供了准确的入口条件,使工业焚烧炉的模拟更加高效。

模拟结果显示:

1) 水分蒸发主要发生在炉排干燥段,对应区域温度较低,约为 400K;挥发分释放及燃烧主要集中在炉排燃烧段,最高温度约为 1400K,燃尽段主要进行焦炭的燃尽,温度在 900K 左右。

2) 炉排干燥段的水蒸气迅速降低,  $C_mH_n$ 、CO 在燃烧段大量释放并与  $O_2$  混合燃烧产生  $CO_2$ , 由于混合不均匀导致出现烟气成分的波动,燃尽段烟气主要由  $CO_2$  组成。

3) 相对于额定工况,80%工况中各阶段稍有提前,110%工况中各阶段稍有推后,符合预期。

4) 将炉排结果用于计算炉膛燃烧,对比现场实测温度与炉膛模拟温度,误差均小于 5%,验证了模型的有效性。

5) 落差墙有利于垃圾混合,对于着火位置和垃圾燃尽有重要影响。颗粒在该区域的翻滚过程值得后续重点研究。

## 参考文献

- [1] 白焰,秦宇飞,冯峰,等.垃圾焚烧炉内水分干燥过程分析及仿真研究[J].中国电机工程学报,2011,31(20): 19-26.  
Bai Yan, Qin Yufei, Feng Feng, et al. Drying process analysis and simulation of water in municipal solid waste incinerator[J]. Proceedings of the CSEE, 2011, 31(20): 19-26(in Chinese).
- [2] Song Jinbo, Sun Yan, Jin Lulu. PESTEL analysis of the development of the waste-to-energy incineration industry in China[J]. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2017, 80: 276-289.
- [3] 刘瑞媚,刘玉坤,王智化,等.垃圾焚烧炉排炉二次风配风的 CFD 优化模拟[J].浙江大学学报:工学版,2017,51(3): 500-507.  
Liu Ruimei, Liu Yukun, Wang Zhihua, et al. CFD simulation and optimization of secondary air distribution for waste combustion in grate furnace[J]. Journal of Zhejiang University: Engineering Science, 2017, 51(3): 500-507(in Chinese).
- [4] 李振山,陈登高,张志,等.生物质气化燃气耦合煤粉低氮燃烧的 CFD 数值模拟[J].中国电机工程学报,2018,38(7): 2032-2045.  
Li Zhenshan, Chen Denggao, Zhang Zhi, et al. CFD modeling of pulverized coal low- $NO_x$  combustion coupling with biomass syngas firing[J]. Proceedings of the CSEE, 2018, 38(7): 2032-2045(in Chinese).
- [5] 孙锐,费俊,张勇,等.城市固体垃圾床层内燃烧过程数值模拟[J].中国电机工程学报.2007,27(32): 1-6.  
Sun Rui, Fei Jun, Zhang Yong, et al. Numerical study on municipal solid waste combustion in a fixed bed[J]. Proceedings of the CSEE, 2007, 27(32): 1-6 (in Chinese).
- [6] 杜海亮,张敏,张品,等.燃煤链条炉排锅炉三维数值建模及燃烧过程分析[J].工业锅炉,2016(6): 24-29.  
Du Hailiang, Zhang Min, Zhang Pin, et al. Characteristic analysis of traveling grate boiler's burning process based on a three-dimensional numerical model[J]. Industrial Boiler, 2016(6): 24-29(in Chinese).
- [7] Yang Yaobin, Goh Y R, Zakaria R, et al. Mathematical modelling of MSW incineration on a travelling bed[J]. Waste Management, 2002, 22(4): 369-380.
- [8] Yang Yaobin, Lim C N, Goodfellow J, et al. A diffusion model for particle mixing in a packed bed of burning solids[J]. Fuel, 2005, 84(2-3): 213-225.
- [9] Gómez M A, Porteiro J, Patiño D, et al. CFD modelling of thermal conversion and packed bed compaction in biomass combustion[J]. Fuel, 2014, 117: 716-732.
- [10] 季俊杰.燃煤链条锅炉燃烧的数值建模及配风与炉拱的优化设计[D].上海:上海交通大学,2008.  
Ji Junjie. Numerical modeling of the combustion in coal-fired travelling grate boilers and the optimization of arch and air distribution[D]. Shanghai: Shanghai Jiao Tong University, 2008(in Chinese).
- [11] Ismail T M, El-Salam M A, El-Kady M A, et al. Three dimensional model of transport and chemical late phenomena on a MSW incinerator[J]. International Journal of Thermal Sciences, 2014, 77: 139-157.
- [12] Sun Rui, Ismail T M, Ren Xiaohan, et al. Numerical and experimental studies on effects of moisture content on combustion characteristics of simulated municipal solid wastes in a fixed bed[J]. Waste Management, 2015, 39: 166-178.
- [13] Sun Rui, Ismail T M, Ren Xiaohan, et al. Influence of simulated MSW sizes on the combustion process in a fixed bed: CFD and experimental approaches[J]. Waste Management, 2016, 49: 272-286.
- [14] Mehrabian R, Shiehnejadhesar A, Scharler R, et al. Multi-physics modelling of packed bed biomass combustion[J]. Fuel, 2014, 122: 164-178.
- [15] 林海,马晓茜,余昭胜.大型城市生活垃圾焚烧炉的数值模拟[J].动力工程学报,2010,30(2): 128-132.  
Lin Hai, Ma Xiaoqian, Yu Zhaosheng. Numerical simulation of large-scale municipal solid waste incinerator [J]. Journal of Chinese Society of Power Engineering, 2010, 30(2): 128-132(in Chinese).
- [16] 李坚,夏梓洪,吴亭亭,等.二次风喷嘴角度对炉排式



- 垃圾焚烧炉内燃烧及选择性非催化还原脱硝的影响[J]. 环境工程学报, 2016, 10(10): 5907-5913.
- Li Jian, Xia Zihong, Wu Tingting, et al. Effects of secondary air injection angle on combustion and SNCR performance in MSW incinerators[J]. Chinese Journal of Environmental Engineering, 2016, 10(10): 5907-5913(in Chinese).
- [17] 马晓茜, 刘国辉, 余昭胜. 基于 CFD 的城市生活垃圾焚烧炉燃烧优化[J]. 华南理工大学学报: 自然科学版, 2008, 36(2): 101-106.
- Ma Xiaolian, Liu Guohui, Yu Zhaosheng. Combustion optimization of municipal solid waste incinerator based on CFD[J]. Journal of South China University of Technology: Natural Science Edition, 2008, 36(2): 101-106(in Chinese).
- [18] 李秋华, 夏梓洪, 陈彩霞, 等. 垃圾焚烧炉炉拱改造与燃烧优化的数值模拟[J]. 环境工程学报, 2012, 6(11): 4191-4196.
- Li Qiuhua, Xia Zihong, Chen Caixia, et al. Numerical simulation of combustion and arch structure in MSW incinerator[J]. Chinese Journal of Environmental Engineering, 2012, 6(11): 4191-4196(in Chinese).
- [19] Xia Zihong, Li Jian, Wu Tingting, et al. CFD simulation of MSW combustion and SNCR in a commercial incinerator[J]. Waste Management, 2014, 34(9): 1609-1618.
- [20] Pyle D L, Zaror C A. Heat transfer and kinetics in the low temperature pyrolysis of solids[J]. Chemical Engineering Science, 1984, 39(1): 147-158.
- [21] Magnussen B F, Hjertager B H. On mathematical modeling of turbulent combustion with special emphasis on soot formation and combustion[J]. Symposium (international) on Combustion, 1977, 16(1): 719-729.
- [22] Xia Zihong, Fan Youwen, Wang Teng, et al. A TFM-KTGF jetting fluidized bed coal gasification model and its validations with data of a bench-scale gasifier[J]. Chemical Engineering Science, 2015, 131: 12-21.
- [23] Wakao N, Kaguei S. Heat and mass transfer in packed beds[M]. New York: Taylor & Francis, 1982.
- [24] Vasquez S A, Ivanov V A. A phase coupled method for solving multiphase problems on unstructured mesh[C]// ASME 200 Fluids Engineering Division Summer Meeting. Boston: ASME, 2000.
- 
- 
- 单朋
- 收稿日期: 2019-07-15。
- 作者简介:
- 单朋(1994), 男, 硕士研究生, 研究方向为垃圾焚烧炉的数值模拟, spedward@163.com;
- \*通信作者: 陈彩霞(1963), 女, 博士, 教授, 研究方向为多相流数值模拟, cxchen@ecust.edu.cn。
- (责任编辑 王庆霞)