

炉排—循环床复合垃圾焚烧炉污染物生成模型

张衍国, 李清海, 陈昌和, 蒙爱红

(清华大学 热科学与动力工程教育部重点实验室, 北京 100084)

摘 要: 建立了炉排—循环床复合垃圾焚烧炉燃烧与污染物(CO 、 NO_x 、 SO_2 、 HCl)生成的数学模型, 模型中包括焚烧炉内的物料分布模型、碳和挥发分燃烧模型、 NO_x 的氧化和还原模型、 SO_2 、 HCl 与 CaO 反应模型等。并且利用 150 t/d 和 260 t/d 垃圾焚烧炉的运行测试数据对模型进行了适用性检验。模型分析了过量空气系数、一次风率、掺煤比、分离器分离效率等对污染物生成的影响。本模型可帮助分析和指导焚烧炉的设计。

关 键 词: 炉排—循环床; 垃圾焚烧; 燃烧; 污染; 模型

中图分类号: X705

文献标识码: A

引 言

城市生活垃圾清洁焚烧具有减容量大、无害化彻底和回收能源的优点, 发达国家广泛应用, 我国也迅速发展。一种原理上层燃和流化相结合的垃圾焚烧炉已经得到运用^[1], 该炉型解决了原生垃圾不需破碎即可直接送入循环流化床垃圾焚烧炉焚烧的问题, 同时实现了高水分、低热值垃圾的低掺煤比焚烧, 日处理 520 t 垃圾的焚烧发电厂, 只能配 6 000 kW 的汽轮发电机组, 而同样处理量的普通循环流化床垃圾焚烧炉, 由于掺煤比偏高, 汽轮发电机可配 20 000 kW 容量。2006 年已建成的炉排—循环床复合垃圾焚烧炉示范工程的运行数据表明, 燃用北方的低热值(3 500~5 000 kJ/kg)垃圾, 助燃煤热值 11 000~16 000 kJ/kg 条件下, 掺煤比可低至 18%, 煤和垃圾的混合热值在 6 300~8 700 kJ/kg^[1]。针对这种复合垃圾焚烧炉, 已经开展了相应的热态测试、污染物排放等一系列研究工作^[2~6]。由于工业试验的条件限制, 测试的结果可以作为工业设计的参照, 但很难形成对设计过程具备指导意义的系统认识和理论依据, 因而开发数学模型, 并将模型计算结果与工业测试进行比较, 利用模型预测结果指导设计具有理论和实用价值。对于层燃燃烧以及流化燃烧的垃圾焚烧炉已见文献报道, 在模型中一般包括垃圾运动、物料流动、碳燃烧和挥发分燃烧等模型^[7~13]。为了模拟流化床中 SO_2 、 NO_x 等的生成过程, 在一些流化床燃烧数学模型中也

集成了 SO_2 和 NO_x 的生成与脱除模型^[10~15]。垃圾焚烧中的 HCl 生成以及流化床中的 HCl 脱除可采用相关的动力学方程表示^[16~17]。本文根据炉排—循环床复合垃圾焚烧炉的特点, 提出一种数学模型来描述这种焚烧炉内的燃烧过程, 并包括 SO_2 、 NO_x 、 HCl 的生成与脱除等模型。

1 模型对象及总述

1.1 模型对象

图 1 是所研究的垃圾焚烧炉的示意图^[1, 18], 干燥炉排与流化床密相区相连, 垃圾从料斗中先进入干燥炉排, 然后在干燥炉排内缓慢移动到密相区。垃圾在干燥炉排内部分干燥、热解、燃烧, 在流化燃烧段完成燃尽过程。

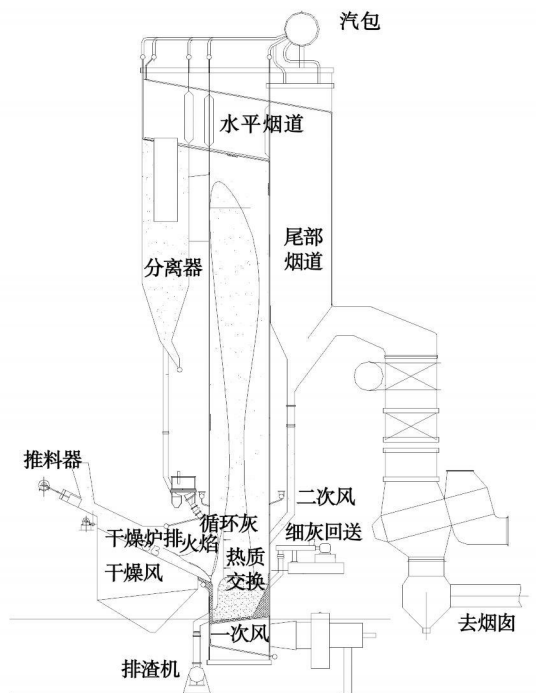


图 1 复合炉排垃圾焚烧炉示意图

1.2 模型总述

收稿日期: 2008-04-07; 修订日期: 2008-05-23

作者简介: 张衍国(1968—), 男, 广东大埔人, 清华大学教授。

图 2 是研究焚烧炉的模型化示意图^[1,19], 焚烧炉分解为固定式干燥炉排、密相区、过渡区、稀相区和分离器等。模型所研究的范围为干燥炉排、密相区、稀相区、分离器等, 主要包括以下子模型: 流化燃烧室内物料浓度子模型, 垃圾的热解和挥发分的分布子模型, 碳和挥发分的燃烧子模型, 物料的平衡、循环、分布子模型, 能量平衡子模型等。干燥炉排区是一个特殊的燃烧区段, 根据工业测试的数据推断^[1], 干燥炉排上的燃烧过程主要是热解, 其燃烧份额不足 5%, 因而本文未考虑在干燥炉排上的燃烧, 并忽略了干燥炉排上干燥和热解程度对挥发分析出以及炉内燃烧过程的影响。干燥炉排出口段热解挥发分释放采用均匀分布模型, 亦即挥发分的释放点按照一个“面”考虑, 而不是在一个“点”释放, 这个面正是干燥炉排出口面, 其释放过程如图 3 所示。

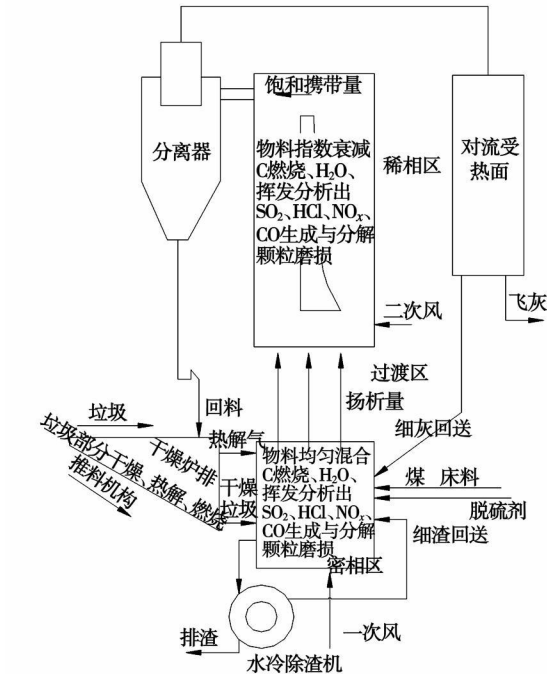


图 2 复合垃圾焚烧炉模型化示意图

将炉膛分为密相区和稀相区计算(过渡区纳入稀相区计算), 再将密相区和稀相区均匀地分为若干小的计算区。密相区看作是鼓泡床, 稀相区的颗粒由气体从密相区扬析和夹带而来。炉膛内包含 3 种颗粒, 即碳颗粒、灰颗粒、脱硫剂 CaO 颗粒, 每种颗粒的筛分共分成 9 档。密相区和稀相区以干燥床下边缘水平线为分界, 在密相区和稀相区的每个计算单元内列出能量方程、质量守恒方程, 然后将各个单元内的质量守恒方程和能量守恒方程联立求解。在进行能量平衡方程的传热计算时, 传热系数依据垃圾焚烧炉炉墙耐火材料敷设特点取 $18 \sim 30 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 。

K), 分离器的分离效率取垃圾焚烧炉的热态试验结果 99.9%。

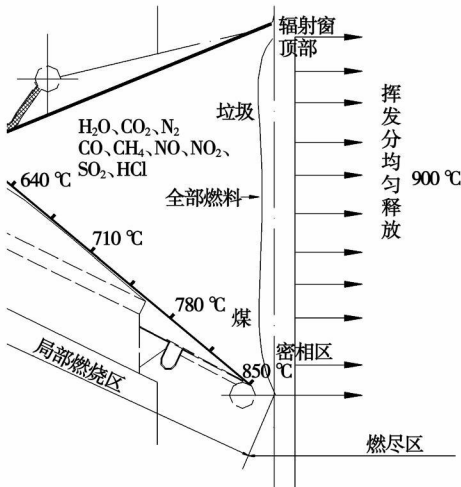


图 3 挥发分均匀释放示意图

2 子模型描述

2.1 物料浓度模型

物料浓度模型是整个循环流化床模型的基础, 其它子模型都在此基础上建立。密相区出口截面的物料扬析率 E_0 根据 Wen-Chen 模型计算^[1], 其中, 密相区物料在平均粒径下的最小流化速度 U_{mf} 用 Wen-Yu 公式, 密相区内气泡的平均直径 D_{bk} 由 Darton 模型计算。稀相区的物料扬析率按指数衰减, 稀相区不同高度的总的物料扬析率 E_{dil} 为:

$$E_{dil} = E_{\infty} + (E_0 - E_{\infty}) \exp(-AH_{dil}) \tag{1}$$

2.2 挥发分分布和释放模型

垃圾的热解是一个快速过程, 热解归结为两个问题: (1) 在一定给料率条件下总的燃料热解析出量和热解析出成份; (2) 各种挥发分成份在炉内的分布比例。垃圾挥发分总的热解量 $V(T)$ 简化为^[1]:

$$\frac{V(T)}{V^*} = 1 - \exp[-A_0 \exp(-\frac{E}{RT})] \tag{2}$$

式中的参数 A 和 E 由实验数据拟合。垃圾热解产生的各种气体的量 V_m 为:

$$V_m = [V(T) - V_{N_2}] k_m \tag{3}$$

式中: V_{N_2} — N_2 热解释放率; k_m —对应 H_2O 、 CO 、 CO_2 、 H_2 、 C_xH_y , Desroches-Ducarne 根据热解试验确定其值分别为 0.5、0.152、0.388、0.004、0.056, 作为经验近似计算, 本文取上述值^[10]。

2.3 燃烧模型

固定碳中碳的燃烧反应方程为^[1,19]:

$$C_s + \frac{1}{\gamma} O_2 \rightarrow (2 - \frac{2}{\gamma}) CO + (\frac{2}{\gamma} - 1) CO_2 \tag{4}$$

$$\gamma = \frac{2p+2}{p+2}, d_p < 0.005 \text{ cm} \quad (5)$$

$$\gamma = \frac{2p+2-p(d_p-0.005)/0.095}{p+2}, \quad 0.005 \text{ cm} < d_p < 0.1 \text{ cm} \quad (6)$$

式中: γ —碳燃烧化学当量比的倒数; d_p —碳粒径。

CO 和 CO₂ 的比率 p 用 Arthur 公式计算:

$$p = 2500 \exp\left(-\frac{5.19 \times 10^4}{RT}\right) \quad (7)$$

挥发分中 CO 的燃烧反应为^[10]:

$$R_{\text{CO}} = 3.25 \times 10^7 \exp\left(\frac{16098}{T}\right) \times \frac{c_{\text{co}} \cdot c_{\text{O}_2}^{1/2} \cdot c_{\text{H}_2\text{O}}^{1/2}}{2.9 \times 10^{11} \exp\left(\frac{-22709}{T}\right) c_{\text{HCl}} + 11.2} \quad (8)$$

挥发分中 CH₄ 的燃烧反应为^[19]:

$$R_{\text{CH}_4} = 1.26 \times 10^{12} \left(\frac{P}{R_g T}\right)^2 \times \exp\left(-\frac{2.0 \times 10^5}{RT}\right) \times \phi_{\text{CH}_4}^{0.7} \phi_{\text{O}_2}^{0.8} \quad (9)$$

式中: ϕ —气体体积分数, 单位为 1。

2.4 污染物生成和脱除模型

垃圾中的硫分较少, 添加 CaO 可同时脱除 SO₂ 和 HCl。假定垃圾中的所有 S 转化成 SO₂, 并在密相区和过渡区内完成转化, SO₂ 的转化量为^[13, 20]:

$$G_{\text{SO}_2} = 32 \eta_s F_0 S_{\text{ar}} \quad (10)$$

式中: F_0 —给煤量, kg/s; S_{ar} —收到基含硫量, %; η_s —硫转化率, %, 可由温度计算^[13, 20]:

$$\eta_s = 0.69 \exp(1 - 963.33/T) \quad (11)$$

SO₂ 与 CaO 反应的速率:

$$\frac{dC_{\text{SO}_2}}{d\tau} = -k_{\text{SO}_2} C_{\text{SO}_2} \cdot S_r \quad (12)$$

式中: C_{SO_2} —SO₂ 的浓度, mol/m³; S_r —当地吸收剂的体积份额, mol/m³。SO₂ 吸收剂反应速度常数^[13, 20]:

$$k_{\text{SO}_2} = 1.05 \exp(-65860/RT) \quad (13)$$

模型假定 SO₂ 和 HCl 各自独立与脱硫剂 CaO 发生反应, 垃圾焚烧中 HCl 气体的 CaO 干式吸收反应属非催化气固反应, 已提出的数学模型有两类: (1) 固体颗粒是微粒的集合, 微粒表面为反应面; (2) 认为反应在固体的内孔表面发生。陈德珍对焚烧炉尾气中 HCl 的 CaO 脱除进行了数值模拟^[17]:



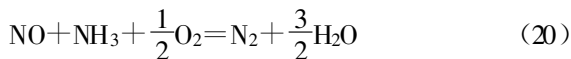
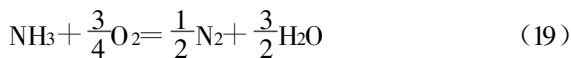
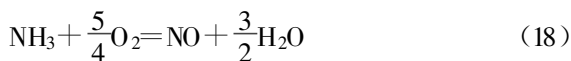
反应速率常数:

$$k = 0.5 \exp(-37791/RT) \quad (15)$$

采用固体颗粒表面反应模型计算 HCl 的脱除, 并

且假定 HCl 在垃圾进入密相区处随挥发分一起释放。

垃圾中挥发分氮以 NH₃ 和 HCN 方式释放, 固定碳中的 N 以 NO 方式释放。NH₃ 的主要氧化产物是 NO 和 N₂。HCN 氧化生成 CNO, CNO 与 O₂ 反应生成 NO, CNO 也可与 NO 反应生成 N₂O。挥发分燃烧和固定碳燃烧生成的 NO 可以被 NH₃ 还原, 或者被焦炭和 CO 还原。Desroches-Ducarme 计算垃圾焚烧中 N 的氧化和还原反应^[10], 挥发分 N 取 67%, 挥发分 N 转化为 HCN 的比例为 42.85%, 转化为 NH₃ 的比例为 57.15%。垃圾中的 N 分为两部分, 分别是挥发分中 N 和固定碳中 N, 假设固定碳 N 在密相区内均匀释放形成 NO 和 N₂O, 其释放比例为 $Y_{\text{NO}} = 25\%$, $Y_{\text{N}_2\text{O}} = 2\%$ ^[20]。垃圾中的固定碳含量低, 在密相区内燃烧份额高, 将固定碳中的 N 完全归结于密相区内释放。挥发分中的 N 在挥发分释放区间同时释放为 NH₃ 和 HCN, 然后 NO、NH₃、HCN、O₂、CO 之间发生氧化还原反应, 发生的主要氧化还原反应为^[10, 21]:



上述反应在气相空间、惰性颗粒表面、CaO 表面和焦炭等表面发生。

3 工业测试和模型输入参数

选用 260 t/d 垃圾焚烧炉工业测试数据验证模型^[4]。260 t/d 垃圾焚烧炉所燃用的垃圾和辅助燃料煤的工业分析和元素分析如表 1 所示, 以入炉燃料总质量 5%、10% 和 20% 的掺烧比例确定输入到模型的燃料数据。焚烧炉在实际运行时, 保持垃圾的持续供给量, 靠燃煤来调整负荷和炉膛温度, 因而掺煤比是变化的。一般认为垃圾中的 Cl 含量通常在 0.5% ~ 2%, 本文统一取 Cl 含量为 0.5% 进行 HCl 的生成和炉内脱除计算。燃料的计算流量 B_{fuel} 根据维持 18 t/h 额定蒸发量的热平衡计算。计算

CaO 给入量 B_{CaO} 按照 $\text{Ca}/(\text{S}+\frac{1}{2}\text{Cl})=1.0$ 计算。计算结果汇总如表 1 所示。

表 1 260 t/d 垃圾炉使用燃料成份及给料量

	$\text{C}_{\text{ar}}/\%$	$\text{H}_{\text{ar}}/\%$	$\text{O}_{\text{ar}}/\%$	$\text{N}_{\text{ar}}/\%$	$\text{S}_{\text{ar}}/\%$	$\text{M}_{\text{ar}}/\%$	$\text{A}_{\text{ar}}/\%$	$\text{V}_{\text{ar}}/\%$	$\text{FC}_{\text{ar}}/\%$	$\frac{Q_{\text{ar, net p}}}{\text{J}\cdot\text{kg}^{-1}}$	$\frac{B_{\text{fuel}}}{\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}}$	$\frac{B_{\text{cao}}}{\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}}$
5%掺煤比	21.0	3.0	9.6	0.5	0.03	50.0	15.5	29.1	5.6	6.41×10^6	3.02	0.013
10%掺煤比	22.3	3.0	9.6	0.5	0.07	48.2	15.9	28.5	7.4	6.96×10^6	2.78	0.014
20%掺煤比	24.8	3.0	9.7	0.6	0.09	44.7	16.8	18.9	11.1	8.06×10^6	2.38	0.013

为了描述流化床内整体燃烧, 依据实验得出的密相区物料筛分来推断垃圾的尺寸^[1], 推断原则为假定燃料本身为球状, 燃烧后的灰分仍为球状, 忽略密度的差异, 其近似式为:

$$d_{\text{fuel}}=\sqrt[3]{\frac{100}{A_{\text{ar}}}}d_{\text{ash}} \tag{25}$$

根据实验、测试以及计算, 燃料、灰、CaO 采用表 2 的颗粒粒径切分档, 灰的最大粒径选 400 μm, 然后均分成 9 档^[1]。

表 2 垃圾焚烧计算模型中的颗粒粒径切分 (μm)

	1	2	3	4	5	6	7	8	9
燃料	25	50	100	125	175	200	250	500	1 000
灰	10	20	40	50	70	80	100	200	400
CaO	1	2	4	6	10	20	50	70	90

表 3 260 t/d 垃圾焚烧炉几何参数 (m)

炉膛高度	回料点高度	密相区高度	给料点高度	二次风口位置
18.55	4.70	1.66	1.60	5.10

表 4 模型中主要的可变参数

	取值范围	基准值
衰减指数 A/m^{-1}	0.5、0.75、1.0、1.5	1.0
一次风比例 r_{pi}	0.6、0.7、0.8、0.9	0.7
过量空气系数 α	1.3、1.6、1.8	1.6
掺煤比 $r_{\text{mix}}/\%$	5、10、20	10
物料混合系数 f_{mix}	0.15~0.30	0.15
炉膛传热系数 $h/\text{W}\cdot\text{m}^{-2}\cdot^{\circ}\text{C}^{-1}$	15~30	18
一次风温度 $T/^{\circ}\text{C}$	150	150
排渣量 $*D_{\text{p}}/\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}$	—	0.13
分离效率 $*\eta/\%$	100、99、98	100

*为燃料中灰分的 30%为排渣; **为测试值的相对百分比。

垃圾焚烧炉的几何结构如图 1 所示, 计算所用到的几何结构参数如表 3 所示, 模型主要可变运行和结构参数如表 4 所示, 在比较各种可变运行参数对计算结果的影响后, 都采用表 4 的基准值。

4 模型的验证

4.1 物料浓度与实测结果比较

通过模型预测结果与工业测试结果进行比较, 验证本模型。炉膛出口运行压力在 -20 ~ -100 Pa 波动, 布风板风室压力在 7.5 ~ 8.0 kPa 之间波动。调整式(1)中衰减指数 A , 当 $A=1.0$ 时, 压降与运行结果符合较好^[19]。取 $A=0.5、0.75、1.0、1.5$ 时, 模型计算焚烧炉内的物料浓度与工业测试的结果比较如图 4 所示, 从图中可以看出, $A=1.0$ 时炉膛稀相区中计算的物料浓度与实测得到的物料浓度吻合较好。在密相区内, 物料浓度沿床高逐渐增加, 达到密相区和稀相区分界的过渡区时, 物料浓度达到最大。炉膛正压较大, 不便对密相区的物料浓度进行取样测试, 因而目前未进行试验数据对比。

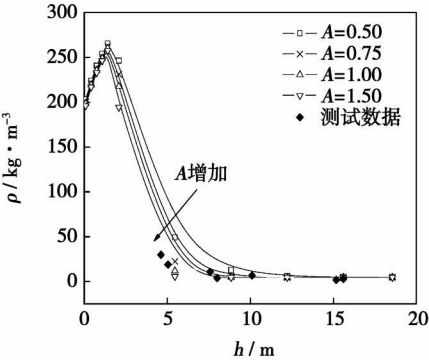


图 4 模型计算物料浓度与工业测试数据比较

4.2 气体成份与实测结果的比较

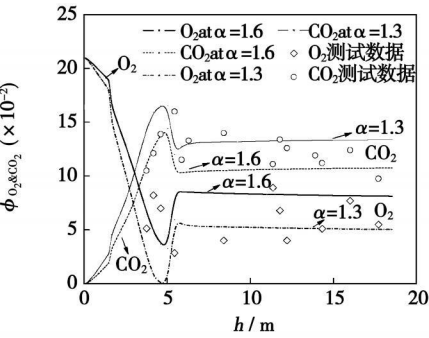


图 5 模型计算 O₂、CO₂ 与工业测试值比较

焚烧炉出口设计过量空气系数 $\alpha=1.6$, 当垃圾

从干燥炉排进入密相区时, 偶尔有爆燃现象, 当爆燃时, 过量空气系数下降, 因而在计算时取过量空气系数 $\alpha=1.3$ 和 1.6 , 以分别考虑爆燃和正常燃烧时工况。模型计算的 O_2 、 CO_2 体积分数 ϕ 沿炉膛高度的分布与工业测试的对比如图 5 所示。从图中可以看出, 工业测试的 O_2 、 CO_2 体积分数比较分散, 模型计算曲线能反应出气体成分的变化趋势, 并且工业测试的 O_2 和 CO_2 浓度包络在 $\alpha=1.3$ 和 1.6 条件下的计算曲线内。

垃圾中的 S 元素含量很低, N 元素偏高, 因而 SO_2 排放量偏低, NO_x 以燃料型 NO_x 为主。HCl 主要来自塑料和 NaCl 等的分解。计算 NO_x 生成和还原、HCl 脱除、 SO_2 脱除涉及到很多的动力学参数, 而这些参数的确定有一定困难, 本研究参考文献 [10~11, 15, 17, 20] 中的动力学参数并做适当修正, 再通过模型计算得出 NO_x 、 SO_2 、HCl 的浓度与实测数据比较来验证选用参数的合理性。对于 NO 的计算, 模型计算的 NO 浓度与工业测试比较如图 6 所示, 燃料中的 N 含量和炉膛中 NO 分布测试值采用 150 t/d 垃圾焚烧炉数据^[1]。

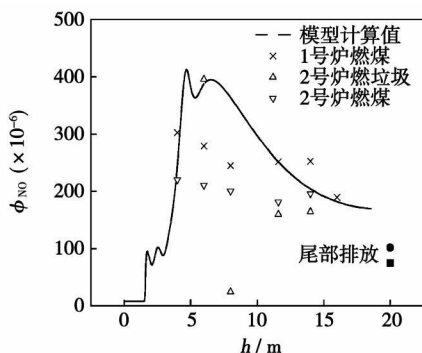


图 6 NO 计算值与测试值的比较

在 $Ca/(S + \frac{1}{2}Cl) = 1/2$ 条件下, 计算 SO_2 浓度与工业实际测量值的比较表明, SO_2 模型计算值与工业实测值在数量级上符合, 其变化趋势与测试结果一致。模型计算中 HCl 的动力学参数直接选用文献数据。通过模型计算的 CO_2 、 CO 、 NO_x 、 SO_2 等与工业实测数据的比较及分析, 表明该模型在趋势上可定性描述垃圾焚烧炉内的污染物生成过程。

5 模型预测

建模的目的是利用模型的预测功能, 鉴于已根据实验验证了模型, 下面利用本模型对焚烧炉的污染生成进行预测, 考察运行参数对 CO 生成、 NO_x 生

成与还原、HCl 和 SO_2 酸性气体的脱除等的影响。

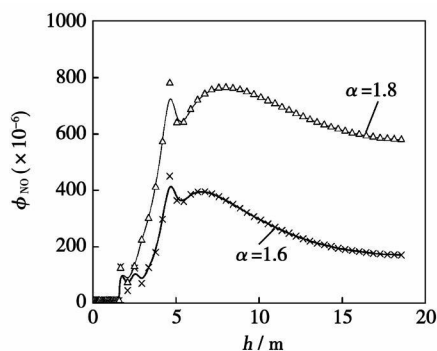


图 7 过量空气系数对 NO 的影响

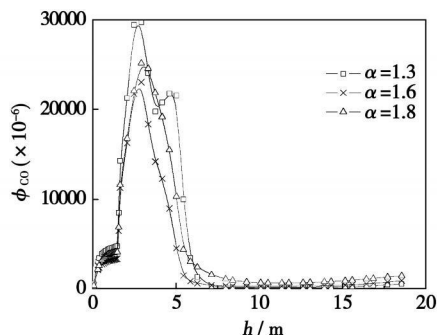


图 8 过量空气系数对 CO 的影响

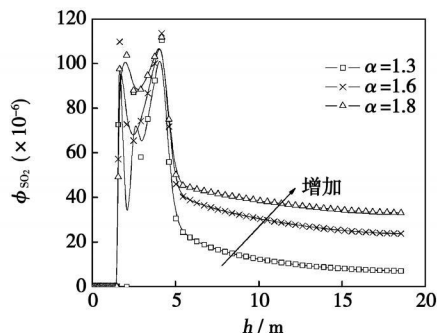


图 9 过量空气系数对 SO_2 的影响

图 7~图 9 分别是计算得出的过量空气系数对 NO、CO、 SO_2 生成的影响。随着过量空气系数的增加, NO 增加, α 从 1.6 提高到 1.8, 炉膛出口 NO 约增加 50%。这是因为 O_2 增加, 导致 NH_3 、HCN、CNO 的氧化速度提高, 因而 NO 升高, 这与 Estelle 模型计算结果一致^[10]。 $\alpha=1.6$ 时的 CO 生成量最少, 这是因为过量空气系数低, O_2 含量少, CO 氧化速度慢, 过量空气系数高, 导致炉膛温度略微降低, 影响 CO 的反应速度, 所以有一个最佳的过量空气系数。随着过量空气系数的提高, SO_2 沿着炉膛高度的浓度升高, 这是由于随着过量空气系数的提高, 炉膛内 CaO 浓度降低, 导致 SO_2 的排放增加。随着过量空气系

数的提高, HCl 沿着炉膛高度的浓度与 SO₂ 的变化趋势相反, 这是由于过量空气系数提高的稀释作用大于 CaO 浓度减少而导致 HCl 浓度的增加, 因而使 HCl 的排放降低。

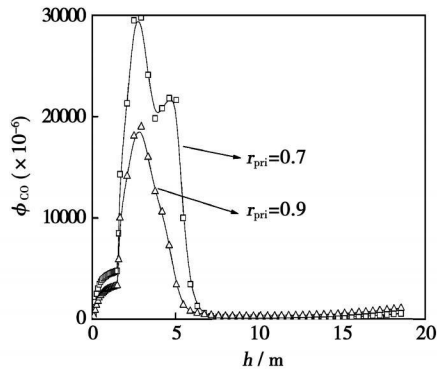


图 10 一次风率对 CO 的影响

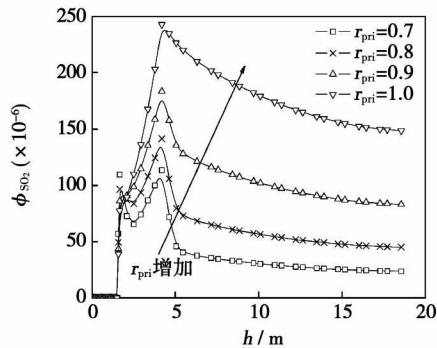


图 11 一次风率对 SO₂ 的影响

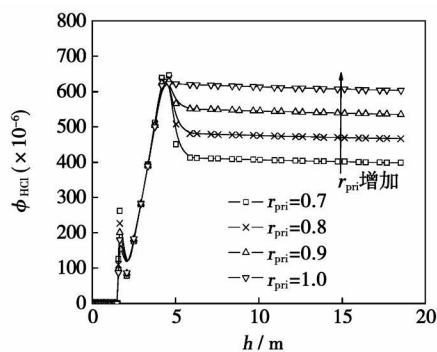


图 12 一次风率对 HCl 的影响

图 10 ~ 图 12 分别是计算得出的一次风率 r 对 CO、SO₂ 和 HCl 生成的影响。随着一次风率的降低, 密相区内还原性气氛增强, CO 浓度升高, 与吕清刚的模型趋势一致^[13]。一次风率增加时, SO₂ 和 HCl 的浓度升高。但这种趋势与实验结果有差异^[11], 其原因可能是模型计算主要只考虑到了温度、颗粒浓度等对 SO₂ 和 HCl 的影响, 而对其它参数(如燃料的粒度、反应活性、交叉影响等)考虑不足引起的。

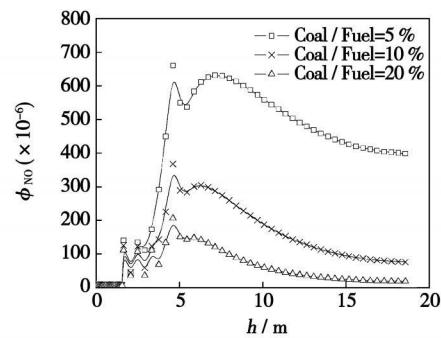


图 13 掺煤比对 NO 的影响

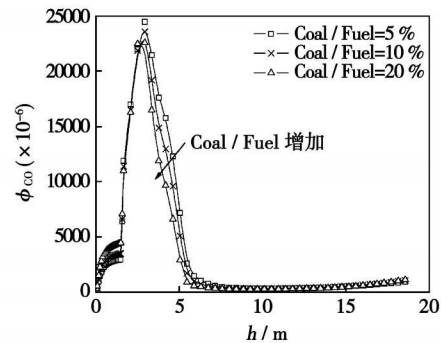


图 14 掺煤比对 CO 的影响

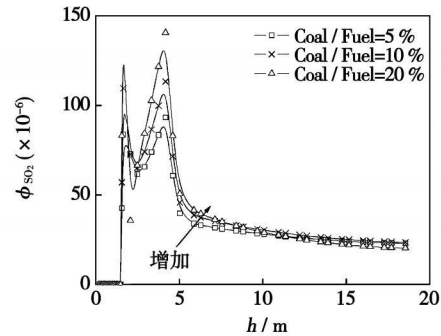


图 15 掺煤比对 SO₂ 的影响

图 13 ~ 图 15 分别是掺煤比 Coal/Fuel 对 NO、CO、SO₂ 生成的影响。随着掺煤比的升高, NO_x 浓度降低, 当掺煤比为 20% 时, 炉膛出口的 NO 体积分数小于 100×10^{-6} , 掺煤比为 5% 时, NO 体积分数大于 400×10^{-6} , 超出国家的标准限值 260 mg/m^3 。随着掺煤比的升高, CO 的浓度降低, 这是因为掺煤比的增加导致炉内温度水平的升高引起的。由于煤中 S 含量高, 随着掺煤比的升高, SO₂ 排放浓度升高。

图 16 和图 17 分别是计算所得的分离器分离效率对 NO 和 SO₂ 生成的影响。随着分离器分离效率的提高, NO 的浓度降低, 这是由于分离效率高, 可以有更多颗粒返回到密相区, 然后再进入稀相区, 为 NO 的还原反应提供了反应式(16) ~ 式(24)所需要

的“异相”反应接触面。分离器的分离效率提高 1%，炉膛出口的 NO 降低约 30%。分离器对 SO₂ 的影响表现为 100% (100%，99% 分别代表分离器工业测试效率的相对百分比) 分离效率时，SO₂ 浓度最低，而当分离器分离效率降低时，SO₂ 浓度升高。

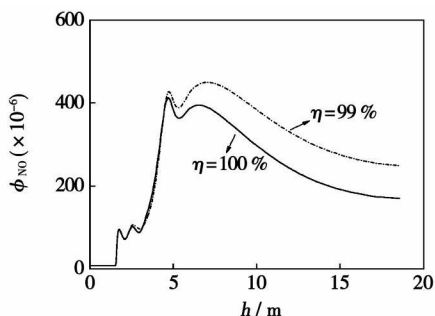


图 16 分离器分离效率对 NO 的影响

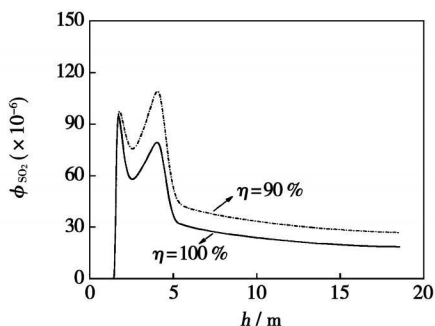


图 17 分离器分离效率对 SO₂ 的影响

6 结 论

提出了炉排—循环床复合垃圾焚烧炉污染物生成模型。模型计算结果与工业测试数据进行比较，验证了模型的适用性。模型计算表明：

(1) 随着过量空气系数 α 的增加，NO 增加， α 从 1.6 提高到 1.8，炉膛出口 NO 约增加 50%。这是因为 O₂ 增加，导致 NH₃、HCN、CNO 的氧化速度提高，因而 NO 升高。

(2) 随着一次风率的提高，NO_x 排放浓度升高；随着一次风率降低，密相区还原性气氛增强，CO 浓度升高，这与实验结果一致。

(3) 随着掺煤比的升高，炉内温度升高，CO 浓度降低。由于煤中 S 含量高而 Cl 含量低，随着掺煤比的提高，SO₂ 排放浓度升高，HCl 的浓度降低。

(4) 随着分离器分离效率的提高，更多固体物料返回炉膛，脱 SO₂、HCl 的反应加强，HCl 和 SO₂ 的排放浓度降低。计算表明，分离器的分离效率提高 1%，炉膛出口的 NO 降低约 30%。

(5) 本模型可用于炉排—循环床复合垃圾焚烧

炉设计、优化分析，并可进行仿真等。

参考文献:

- [1] 李清海. 层燃—流化复合垃圾焚烧炉燃烧与排放研究[D]. 北京: 清华大学, 2008
- [2] 张衍国, 王哲明, 李清海, 等. 炉排流化床垃圾焚烧的热态实验研究[J]. 热力发电, 2005(8): 19—24.
- [3] 于培锋, 张衍国, 王兆军, 等. 炉排—循环床复合燃烧垃圾焚烧炉研究报告[J]. 科学技术与工程, 2006, 6(12): 1756—1759.
- [4] 张衍国, 李清海, 蒙爱红. 炉排—流化复合垃圾焚烧炉热态工业测试(二) 气体测试 // 中国工程热物理学会燃烧学学术会议论文集[C]. 武汉: 中国工程热物理学会, 2006. 725—733
- [5] 吴玖桓, 张衍国, 李清海. 大颗粒在循环床密相区运动规律的可视化研究[J]. 中国电机工程学报, 2006, 26(4): 41—45
- [6] 李清海, 张衍国, 陈昌和, 等. 水分对垃圾焚烧燃烧影响的实验研究[J]. 中国电机工程学报, 2008, 28(8): 58—64.
- [7] YANG Y B GOH Y R ZAKARIA R, et al Mathematical modeling of MSW incineration on a traveling bed[J]. Waste Management, 2002, 22: 369—380.
- [8] FREY HANS HEINZ, PETERS BERNHARD, HUNSIGER HANS, et al Characterization of municipal solid waste combustion in a grate furnace[J]. Waste Management, 2003, 23: 689—701
- [9] GOH Y R YANG Y B ZAKARIA R, et al Development of an incinerator bed model for municipal solid waste incineration[J]. Combustion Science and Technology, 2001, 162: 37—58
- [10] DESROCHES DUCARNE E, CHRISTOPHE D J, MARTY E, et al Modeling of gaseous pollutants emissions in circulating fluidized bed combustion of municipal refuse[J]. Fuel, 1998, 77(13): 1399—1410.
- [11] GUNGOR A Analysis of combustion efficiency in CFB coal combustors[J]. Fuel, 2007, 87(7): 1083—1095.
- [12] 岳峻峰, 金保升, 董长青, 等. 流化床城市生活垃圾与煤混烧数学模型及其原理性验证[J]. 锅炉技术, 2004, 32(1): 73—78.
- [13] 张中林, 王文选, 王凤君, 等. 循环流化床煤和石油焦混烧污染物生成及脱除模型研究[J]. 能源研究与利用, 2003, 4: 9—12
- [14] 李永华, 李松庚, 冯兆兴, 等. 褐煤及其混煤燃烧 NO_x 生成的试验研究[J]. 中国电机工程学报, 2001, 21(8): 34—36
- [15] 吕清刚, 雍玉梅, 那永洁, 等. 循环流化床燃煤锅炉的 SO₂ 和 NO_x 排放的试验和数值计算[J]. 中国电机工程学报, 2005, 25(1): 142—146
- [16] 朱廷钰, 肖云汉, 陈凡, 等. 循环流化床脱除氯化氢研究[J]. 环境科学学报, 2001, 21(2): 194—197.
- [17] 陈德珍, 张鹤声. 垃圾焚烧尾气中 HCl 干式净化过程的数学模拟[J]. 同济大学学报, 1996, 24(3): 281—286.
- [18] 李清海, 张衍国, 党文达, 等. 炉排—循环床复合垃圾焚烧炉中垃圾模拟干燥实验[J]. 清华大学学报(自然科学版), 2008, 48(5): 824—827.
- [19] 陈昌和, 李清海, 张衍国, 等. 炉排—循环床复合垃圾焚烧炉燃烧过程模型[J]. 清华大学学报(自然科学版), 2008, 48(5): 832—835.
- [20] 王勤辉. 循环流化床锅炉总体数学模型及试验[D]. 杭州: 浙江大学, 1998
- [21] 苏亚欣, 毛玉如, 徐璋. 燃煤氮氧化物排放控制技术[M]. 北京: 化学工业出版社, 2005.

(编辑 韩 锋)

ation plants. **Key words:** OWC (Ocean Wave Converter), wave energy power generation, impulse type turbine, computational fluid dynamics

液幕式脱硫吸收塔中气液传质特性的实验研究 = **Experimental Study of Gas-liquid Mass Transfer Characteristics of a Liquid-curtain Type Desulfuration Absorption Tower**[刊, 汉]/ LI Na, ZHOU Qu-lan, XU Tong-mo, et al (National Key Laboratory on Multiple-phase Flows in Power Engineering, Xi'an Jiaotong University, Xi'an, China, Post Code: 710049)// Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. - 2009, 24(1). - 109 ~ 112

An experimental study has been performed of the desulfuration performance of a liquid-curtain type absorption tower, during which the influence of such parameters as flue-gas flow rate, circulating slurry quantity and pH value etc. on its desulfuration performance was studied. When the structure and operating parameters of the tower are properly chosen, the desulfuration efficiency can reach 95%. The authors have presented a method for calculating the mass transfer area of the tower and established for it a mass transfer model. It has been found that the mass transfer coefficient of the tower does not vary significantly when pH value is in a range from 5 to 10. In addition, an empirical correlation formula of the mass transfer coefficient of the tower concerning gas phase and liquid phase Reynolds Number has been obtained. **Key words:** liquid-curtain type absorption tower, desulfuration efficiency, mass transfer coefficient, equivalent mass-transfer area

喷氨格栅处烟气速度场对高效 SCR 均流与还原剂混合性能的影响 = **Influence of the Flue Gas Velocity Field at an Ammonia-injection Grid on Uniform Flows and Reducing-agent Mixing Performance of a High-efficiency SCR (Selective Catalytic Reduction) Device**[刊, 汉]/ LEI Da, JIN Bao-sheng (College of Energy Source and Environment, Southeast University, Nanjing, China, Post Code: 210096)// Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. - 2009, 24(1). - 113 ~ 119

With an ever increasing SCR (Selective Catalytic Reduction) system denitration efficiency, the flue gas velocity field at an ammonia-injection grid (AIG) becomes ever more important in SCR system uniform flow and mixing technology. With the SCR system in a high efficiency power plant serving as an object of study, analyzed was the influence of ten typical changes of the flue gas velocity field at the AIG on the uniform flow and reducing agent mixing performance in the SCR system of the power plant by using a SCR system numerical model which has been verified by a cold state model. It has been found that for the SCR system with a high denitration efficiency, any changes to the velocity field at the AIG exercise a great influence on the distribution of ammonia-nitrogen ratio at the interface of a catalyzer inlet and also a definite influence on the velocity field at the inlet interface. In a design process, the control of the inhomogeneity of the flow speed at the AIG can enhance the quality of the uniform flow and mixing in the SCR system. In a high-efficiency SCR system in which a relatively good control over the inhomogeneity of the flow speed at the AIG has been achieved, with an increase of the inhomogeneity, the nonuniformity of the ammonia-nitrogen ratio at the catalyzer inlet will increase. The velocity field at the AIG and that of the catalyzer have a similarity. **Key words:** denitration, SCR (Selective Catalytic Reduction), uniform flow and mixture performance, ammonia-injection grid, flue gas velocity field

炉排-循环床复合垃圾焚烧炉污染物生成模型 = **A Model Featuring the Formation of Pollutants in a Grate-CFB (Circulating Fluidized Bed) Compound Solid Waste Incinerator**[刊, 汉]/ ZHANG Yan-guo, LI Qing-hai, CHEN Chang-he, et al (Education Ministry Key Laboratory on Thermal Science and Power Engineering, Tsinghua University, Beijing, China, Post Code: 100084)// Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. - 2009, 24(1). - 120 ~ 126

Established was a mathematical model for the combustion in a grate-CFB (Circulating Fluidized Bed) compound solid

waste incinerator and the formation of pollutants (CO , NO_x , SO_2 , HCl). The model in question includes a submodel for material distribution in an incinerator, one for carbon and volatile combustion, one for oxidization and reduction of NO_x and another one for the reaction of SO_2 and HCl with CaO etc. An applicability test has been performed of the models by using the data measured during the operation of a 150 t/d and 260 t/d solid waste incinerator. By using the model, analyzed was the influence of the excess air coefficient, primary air flow-rate, coal blending ratio and separation efficiency of a separator etc. on the formation of pollutants. The model can be helpful and provide a guide for the analysis and design of incinerators. **Key words:** grate-CFB (Circulating Fluidized Bed), MSW (Municipal Solid Waste) incineration, combustion, pollution, model

煤基发电系统燃烧前后氨水吸收 CO_2 的对比 = **Comparison of CO_2 Capture by Ammonia Water Before and After Combustion in a Coal-fired Power Generation System**[刊, 汉]/ GAO Jian, NI Wei-dou, LI Zheng (Department of Thermal Energy Engineering, Tsinghua University, Beijing, China, Post Code: 100084)// Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. - 2009, 24(1). - 127 ~ 131

A contrast study has been performed of carbon removal by ammonia water before combustion in an IGCC (Integrated Gasification Combined Cycle) and after combustion in the coal-fired power plant of a power generation system. It has been found that when the carbon is removed before the combustion, ammonia loss and content of ammonia in purified gas are all smaller. Compared with the carbon removal before the combustion, the water quantity lost in carbon removal after the combustion by adopting an ammonia method will be 300 to 400 times more than that in carbon removal before the combustion, and the ammonia quantity lost will vary in a range from 200 to 500 times (depending on the ammonia water concentration adopted for absorption). A comparison of the carbon removal by the ammonia method with other chemical carbon removal methods for use before the combustion shows that the carbon removal by the ammonia method is a very advantageous one. Compared with MEA (monoethanolamine), the heat consumption of the carbon removal by the ammonia method can be decreased by about 2 percentage points. Moreover, the ammonia can be regenerative at a pressure, offering more favorable conditions for a subsequent further compression treatment. **Key words:** CO_2 removal, ammonia water, energy consumption, IGCC (Integrated Gasification Combined Cycle), coal-fired power plant

双级蓄热与双运行模式的塔式太阳能热发电系统 = **Tower Type Solar Energy-based Thermal Power Generation System with a Two-stage Heat Storage and Dual Operating Mode**[刊, 汉]/ SU Jian-feng, HAN Wei, LIN Ru-mou (Institute of Engineering Thermophysics, Chinese Academy of Sciences, Beijing, China, Post Code: 100190), YANG Min-lin (Research Center of Distributed Energy Sources, Dongguan University of Science and Technology, Dongguan, China, Post Code: 523808)// Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. - 2009, 24(1). - 132 ~ 137

The authors have presented a tower type of solar energy-based new thermal power generation system with two stages of heat storage and dual operating mode. The performance characteristics of the new system were simulated and analyzed. In the meantime, by using the EUD (Energy-Utilization Diagrams) analytic method, revealed was the thermal energy stepped utilization and energy-saving mechanism in critical processes. The flow path in the two-stage heat storage system has solved relatively well the problem of a large exergy loss of a conventional system in its heat storage and release process. In the meanwhile, the dual operating mode can provide a new means for lessening the discontinuity defect of the solar energy. Under the condition of a same quantity of heat storage, the power generated by the heat storage subsystem of the above-mentioned new system, when the subsystem operates independently, can increase by 38.1%. The research results can well provide a new approach and theoretical support for the development of high efficiency and low cost tower type of solar energy-based thermal power generation systems. **Key words:** two-stage heat storage, dual operating mode, thermal energy stepped utilization, tower type solar energy-based thermal power generation