

循环流化床锅炉床温动态简化模型

余文武 曹志凯 江青茵 吴松涛

(厦门大学化学工程与生物工程系, 福建 厦门 361005)

摘要:在分析了循环流化床锅炉床温动态特性的基础上,将循环流化床锅炉沿着炉膛高度方向分为密相区和稀相区 2 个部分,各个部分集中参数化,分别对 2 个部分进行氧浓度、床料质量、残碳质量以及总能量进行衡算,提出了以给煤、一次风、二次风以及排渣为操作变量的床温动态简化模型。最后采用 MATLAB 6.5 软件对所建方程进行求解仿真,结果证实了该模型的正确性。

关键词:循环流化床锅炉;床温;动态模型;仿真

中图分类号:TQ02

文献标识码:A

文章编号:0253-4320(2004)S2-0201-04

Simplified dynamic model of bed temperature in circulating fluidized bed boiler

SHE Wen-wu, CAO Zhi-kai, JIANG Qing-yin, WU Song-tao

(Department of Chemical & Biochemical Engineering, Xiamen University, Xiamen 361005, China)

Abstract: By analyzing the dynamic traits of bed temperature in circulating fluidized bed boiler (CFBB), CFBB is divided into two parts along the axis of combustor: dense region and dilute region. To simplify the model, lumped-parameter method is adopted respectively in these two parts to establish four balance equations of oxygen concentration, bed inventory, unburned carbon mass and total energy. Then a simplified dynamic model for bed temperature of CFBB which takes the rate of coal feed, primary air, secondary air and bottom ash removal as inputs is developed. Finally, this model is solved by a powerful technical-computing language, MATLAB 6.5, and the results demonstrate the validity of the model.

Key words: circulating fluidized bed boiler (CFBB); bed temperature; dynamic model; simulation

随着全世界高品质煤储量的日益减少,以及各国环境保护工作的深入,循环流化床锅炉作为一种洁净、高效、燃料适应性广的煤燃烧技术,在全世界范围内受到极大的重视。目前,对循环流化床锅炉的研究非常热门,特别是对床温的动态模型的研究。通常循环流化床锅炉的建模方法采用偏微分方程的方法或小室(Cell)法,一般小室法所得到的方程为常微分方程,求解相对简单。C.K.Park^[1]等人曾将循环流化床锅炉按照各个部件分为 $(N+4)$ 个小室, N 代表炉膛内小室数,炉膛按照高度方向分为底部的密相区和上部的快速床,密相区当作一个小室处理,快速床被划分为 $(N-1)$ 个小室,4代表旋风分离器(2个)、返料立管、L型返料阀,然后对各个小室进行质量和能量衡算,最后对给煤量进行方波变化,考察床层温度以及氧气浓度的动态响应情况。模型的仿真结果同时可以正确反映动态响应情况以及循环流化床锅炉回路各个部件的温度分布。清华大学的李政^[2-3]曾建立了一个以循环流化床内固体物料为对象,由4个主要方程组成的集中参数动态数学模型,该模型同时考虑了氧气浓度、动态固体质量、动态残碳以及动态能量的平衡,能够很好地反映循环流化

床锅炉床温的动态响应情况,最后成功应用到仿真实验平台上。对于这2种模型,前者方程数较多,求解十分麻烦,不利于用于现场进行预测控制,而后者将循环流化床锅炉作为一个整体考虑,容易忽略上下2个床区的流动结构以及其他因素的差异造成的影响。

本文对前人的复杂模型进行了适当的简化,将循环流化床锅炉沿着炉膛高度方向分为密相区和稀相区2个部分,各个部分集中参数化,分别对2个部分建立氧浓度、床料质量、残碳质量以及总能量的平衡方程,同时由于颗粒的燃烧速率一般按颗粒的表面温度进行计算,所以在2个床区内同时考虑了单颗粒的能量衡算方程。最后运用了MATLAB 6.5数学软件对所建模型进行了求解和仿真,并对仿真结果进行了详尽的分析和解释。

1 碳颗粒燃烧反应模型

通常颗粒燃烧模型的建立之前应解决以下问题:(1)颗粒表面反应的产物。本模型中假设颗粒表面反应的产物只有 CO_2 ;(2)颗粒在燃烧过程中的粒径与密度的变化规律。本模型认为颗粒的密度在燃

烧过程中不发生变化,对于颗粒的粒径,由于本模型采用的是集中参数化模型,所以颗粒的粒径用比表面积当量直径来表示,在稳态燃烧过程中,虽然单个颗粒的粒径会发生变化,但是全部颗粒的粒径分布并不会太大的变化,因此可以认为颗粒的当量直径不变,即粒径不变;(3)颗粒的表面温度。通常颗粒的表面温度与床温相差 200 ~ 400 °C^[4],因此燃烧速率要依据颗粒表面温度进行计算,所以如何得到颗粒表面温度是燃烧模型建立之前所必须解决的问题,本模型采用对单个颗粒进行能量衡算以得到颗粒的表面温度;(4)燃烧反应的控制因素。通常颗粒燃烧反应由动力学阻力、灰层扩散阻力和颗粒与床内的扩散传质阻力 3 个因素共同控制^[5],本模型同时考虑动力学阻力和床内的扩散传质阻力,忽略灰层扩散阻力,认为灰层一旦生成,就被分离。

在解决了以上问题后,颗粒的燃烧反应按照 Field^[6](1967 年)等提出的燃烧理论计算,可以得到颗粒单位时间、单位质量的质量变化率为:

$$r(d_c) = -\frac{1}{m_p} \frac{dm_p}{dt} = \frac{6M_c k_c C_{O_2}}{d_c \rho_c} \quad (1)$$

其中,颗粒燃烧速率常数 k_c 由下式获得:

$$1/k_c = 1/k_s + 1/k_D \quad (2)$$

$$k_s = k_0 T_D \exp(-E/RT_D) \quad (3)$$

$$k_D = Sh \times D_g/d_c \quad (4)$$

颗粒的表面温度 T_D 由单个颗粒的能量平衡方程求得^[7]:

$$\frac{\pi d_c^3}{6} \rho_c C_{PC} \frac{dT_D}{dt} = -\frac{dm_p}{dt} H_c - [\alpha(T_D - T_B) + \sigma \epsilon_m (T_D^4 - T_B^4)] \pi d_c^2 \quad (5)$$

后面的模型中分别根据 2 个床区的颗粒直径的不同分别求算颗粒的表面温度和燃烧速率。

2 床温动态简化模型

根据循环流化床锅炉的运行情况,提出如下的假设:(1)不考虑石灰石进料的加入及反应;(2)忽略密相区中气泡对燃烧的影响,同时认为密相区颗粒当量直径大于稀相区的颗粒当量直径;(3)给风包括一次风和二次风,二次风入口高度即为密相区高度;(4)考虑耐火衬层及受热面金属管壁的热容对床层温度的影响;(5)分离器内没有换热装置,并且不发生燃烧反应;(6)返料仓不考虑热量损失,即认为是高温返料;(7)挥发分在密相区和稀相区按一定的比例析出,析出后立即燃烧,不作为气体流动的成分;(8)忽略密相区与稀相区交界面的辐射能

量的交换。

依据模型的假设,分别对密相区和稀相区的氧浓度、床料质量、残碳质量以及总能量进行动态分析,分别得到密相区的 4 个平衡方程(6)~(9)和稀相区的 4 个平衡方程(10)~(13):

$$h_{DSD} \frac{dC_{O_2,1}}{dt} = \frac{0.21 F_{g1}}{0.0224} - \frac{m_{C1}}{M_C} \times r(d_{C1}) - \beta_1 F_C \left[\frac{\gamma_{CH,C}}{M_C} + \frac{\gamma_{CH,H}}{4M_H} \right] - F_{g1} \frac{T_{B1}}{273} C_{O_2,1} \quad (6)$$

$$\frac{dm_{B1}}{dt} = F_C + F_{CC} - F_d - m_{C1} r(d_{C1}) - F_{U1} - \beta_1 F_C \gamma_{CH} \quad (7)$$

$$\frac{dm_{C1}}{dt} = F_C \gamma_C + F_{CC} \frac{m_{C2}}{m_{B2}} - m_{C1} r(d_{C1}) - (F_{U1} + F_d) \frac{m_{C1}}{m_{B1}} \quad (8)$$

$$\frac{d(m_{B1} C_{PU} T_{B1} + m_{xy1} C_{Pxy} T_{B1})}{dt} = F_C C_{PC} T_{C1} + F_{g1} C_{PA} T_{A1} + m_{C1} r(d_{C1}) H_C + \beta_1 F_C \gamma_{CH} H_{CH} + F_{CC} C_{PU} T_{B2} - F_{U1} C_{PU} T_{B1} - F_g C_{Pg} T_{B1} - F_d C_{PU} T_{B1} - Q_{WCW1} \quad (9)$$

$$h_{QSQ} \frac{dC_{O_2,2}}{dt} = \frac{0.21 F_{g2}}{0.0224} + F_{g1} \frac{F_{B1}}{273} C_{O_2,1} - \frac{m_{C2}}{M_C} \times r(d_{C2}) - F_C (1 - \beta_1) \left[\frac{\gamma_{CH,C}}{M_C} + \frac{\gamma_{CH,H}}{4M_H} \right] - (F_{g1} + F_{g2}) \frac{T_{B2}}{273} C_{O_2,2} \quad (10)$$

$$\frac{dm_{B2}}{dt} = F_{U1} - m_{C2} r(d_{C2}) - F_{U2} - (1 - \beta_1) F_C \gamma_{CH} \quad (11)$$

$$\frac{dm_{C2}}{dt} = F_{U1} \frac{m_{C2}}{m_{B2}} - m_{C2} r(d_{C2}) - F_{U2} \frac{m_{C2}}{m_{B2}} \quad (12)$$

$$\frac{d(m_{B2} C_{PU} T_{B2} + m_{xy2} C_{Pxy} T_{B2})}{dt} = F_{g2} C_{PA} T_{A1} + m_{C2} r(d_{C2}) H_C + F_{U1} C_{PU} T_{B1} + F_{g1} C_{Pg} T_{B1} + (1 - \beta_1) F_C \gamma_{CH} H_{CH} - F_{U2} C_{PU} T_{B2} - (F_{g1} + F_{g2}) C_{Pg} T_{B2} - Q_{WCW2} - Q_{HVE}$$

式中,密相区进入稀相区的物料量 F_{U1} 根据 Yates 和 Rowe 提供的经验公式 $F_{U1} = k_1 m_{B1} (V_1 - V_{mf})$ 计算;循环物料量 $F_{CC} = \eta F_{U2}$;流出稀相区进入旋风分离器的物料量 $F_{U2} = k_2 m_{B2} (V_2 - V_{mf})$;流出密相区的气体流速 $V_1 = F_{g1} \frac{T_{B1}}{273 S_D}$;流出稀相区的气体流速,

$$V_2 = (F_{g1} + F_{g2}) \frac{T_{B2}}{273 S_Q}。$$

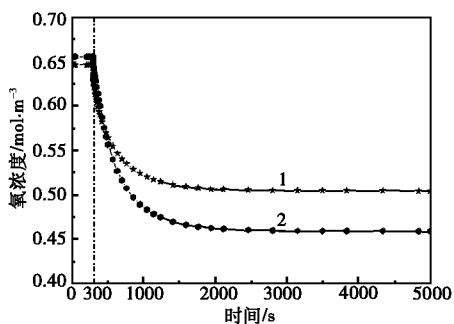
3 模型求解方法与仿真结果分析

本模型由式(6)~(13)这 8 个主要常微分方程构成,其中所涉及到的颗粒单位时间、单位质量的质量变化率由前面的颗粒燃烧模型求得,所以实际求解的方程数是 8 个主要常微分方程以及前面的颗粒燃烧模型分别应用到 8 个常微分方程所得到方程的总和。由于这些常微分方程的刚性度较高,所以

本文中采用 MATLAB 6.5 数学软件中的 ODE 15S 对方程组进行了求解。

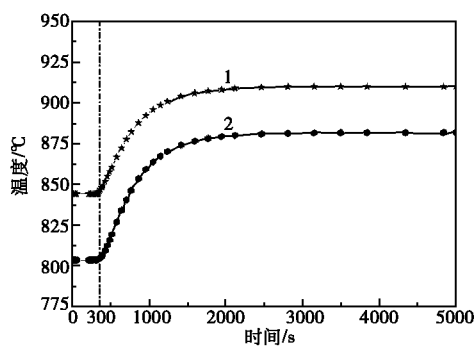
为了更进一步的验证模型的正确性,本文中对所建模型进行了一系列的仿真。模型的数据采集于山东海化集团 220 t/h 的大型循环流化床锅炉。限于篇幅,这里主要考察了 2 个主要的操作变量(给煤与一次风)阶跃变化对密相区和稀相区的温度和氧气浓度的影响:

(a)单独对给煤做阶跃上升 10% 变化,考察床温与氧气浓度的动态响应情况,如图 1 和 2 所示,密相区和稀相区的床温同时都有一个上升的趋势。这是由于给煤量增加,燃烧放热量增加,从而使得床温升高。同时由于燃烧量的增加,使得氧气的消耗量增加,所以氧气的浓度会有所下降。



1—密相区;2—稀相区

图 1 给煤上升 10% 时,密相区和稀相区内氧气浓度的响应情况

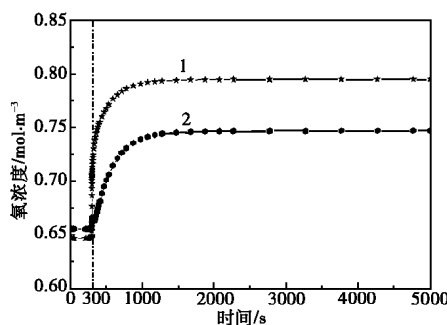


1—密相区;2—稀相区

图 2 给煤上升 10% 时,密相区和稀相区内温度的响应情况

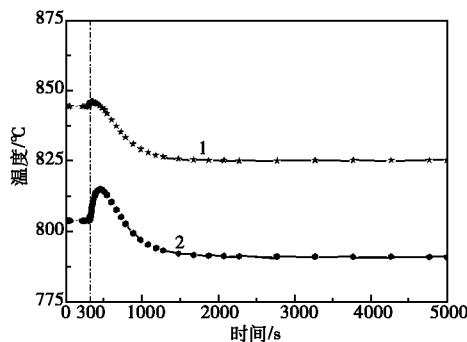
(b)单独对一次风做阶跃上升 5% 变化,考察床温与氧气浓度的动态响应情况,如图 3 和图 4 所示。密相区和稀相区的床温是先上升后下降最终达到稳定,稳定时的温度比原来的稳态温度要低。对于密相区,主要是因为起先一次风的增加提高了氧气的浓度,从而提高了燃烧反应速率,增加了放热量,所

以温度会有所增加,但是由于一次风的温度较低,同时一次风的增加也增加了带走的能量,所以密相区的温度最终会有所降低。对于稀相区,一般改变一次风量对稀相区的影响主要有 2 个方面:①一次风的增加,使得大量的过剩氧气流入稀相区,使得稀相区的燃烧强度增加,同时一次风的增加也使得稀相区从密相区得到更多的能量,这是稀相区温度升高的原因;②随着一次风的增加同样也使得流出稀相区的能量增加,这是稀相区温度降低的原因。那么这 2 个因素谁占主导作用就直接决定了一次风对稀相区温度的影响。本模型的一次风与二次风的配比接近 1:1,一次风量在提供了密相区的燃烧后,过剩的氧气并不是很多,从而导致了后一种因素占主导作用,所以稀相区的温度最终会比原来的温度低。一次风增加,密相区和稀相区的氧气浓度都会增加。



1—密相区;2—稀相区

图 3 一次风阶跃上升 5% 时,密相区与稀相区内氧气浓度的响应情况



1—密相区;2—稀相区

图 4 一次风阶跃上升 5% 时,密相区与稀相区内温度的响应情况

由仿真的结果可以看出,密相区的温度稍微偏高,这主要是由于没有考虑石灰石进料以及分离器与返料仓的热损失造成的,但是从图 3 和图 4 可以看出,床层温度变化的趋势基本上是正确的。

4 结论

本文在分析了循环流化床锅炉床内温度动态特性的基础上,从循环流化床锅炉的特点出发,将循环流化床锅炉分为 2 个部分进行考虑,以给煤、一次风、二次风以及排渣为操作变量,建立了循环流化床锅炉床温动态简化模型,模型的动态仿真的结果基本证实了模型的正确性。另外,本模型微分方程数目少,计算量小,可以满足实时计算的要求,对实现现场的预测控制有一定的意义。

符号说明

C_{PA} —空气的比热, $\text{kcal}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{K}^{-1}$;
 C_{PC} —煤的比热, $\text{kcal}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$;
 C_{Pg} —烟气的比热, $\text{kcal}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{K}^{-1}$;
 C_{PU} —床料的比热, $\text{kcal}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$;
 C_{Pxy} —耐火衬层及受热面金属管壁的折合比热, $\text{kcal}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$;
 C_{O_2} —氧气浓度, $\text{mol}\cdot\text{m}^{-3}$;
 d_c —颗粒的当量直径, m ;
 D_g —氧气的扩散系数, $\text{m}^2\cdot\text{s}^{-1}$;
 E —反应的活化能, $\text{J}\cdot\text{mol}^{-1}$;
 F_{g1} —一次风量, $\text{m}^3\cdot\text{s}^{-1}$;
 F_{g2} —二次风量, $\text{m}^3\cdot\text{s}^{-1}$;
 H_C —煤的热值, $\text{kcal}\cdot\text{kg}^{-1}$;
 H_{CH} —挥发分的热值, $\text{kcal}\cdot\text{kg}^{-1}$;
 k_0 —系数, $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$;
 k_1 —系数, m^{-1} ;
 k_2 —系数, m^{-1} ;
 k_C —碳颗粒燃烧速率常数, $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$;
 k_D —氧气的扩散速率常数, $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$;
 k_S —表面化学反应速率常数, $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$;
 m_B —床料质量, kg ;
 m_C —残碳质量, kg ;
 m_P —单个碳颗粒的质量, kg ;
 m_{xy} —耐火衬层及受热面金属管壁的折合质量, kg ;
 M_C —碳的摩尔质量, $\text{kg}\cdot\text{mol}^{-1}$;

M_H —氢的摩尔质量, $\text{kg}\cdot\text{mol}^{-1}$;
 Pr —普朗特数;
 Q_{HVE} —换热器的换热量, kcal ;
 Q_{WCW} —水冷壁的换热量, kcal ;
 R —气体常数, $\text{J}\cdot\text{mol}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$;
 Re_P —雷诺数;
 Sh —舍伍德数;
 T_{AI} —给风初始温度, K ;
 T_B —床温, K ;
 T_{CA} —给煤初始温度, K ;
 T_D —碳颗粒表面温度, K ;
 α —颗粒与床层的换热系数, $\text{kcal}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$;
 β —挥发分的燃烧份额;
 λ —空气的导热系数, $\text{kcal}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{s}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$;
 σ —玻尔兹曼常数, $\text{kcal}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}\cdot\text{K}^{-4}$;
 $\gamma_{CH,C}$ —煤中挥发分的碳含量;
 $\gamma_{CH,H}$ —煤中挥发分的氢含量;
 γ_C —煤的含碳量;
 η —旋风分离器效率;
 ρ_C —碳颗粒的密度, $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$;
 ϵ —床层空隙率;
 ϵ_m —碳颗粒的辐射率;
 下标说明:
 1—密相区;
 2—稀相区
 (1 cal = 4.184 J)

参考文献

- [1] Park C K, Basu P. [J]. Chemical Engineering Science, 1997, 52(20): 3499 - 3509.
- [2] 李政, 王哲, 等. [J]. 动力工程, 2000, 20(1): 511 - 514.
- [3] 李政, 张巍, 等. [J]. 清华大学学报(自然科学版), 1999, 39(3): 100 - 102.
- [4] 刘焕彩. 循环流化床锅炉原理与设计(上册)[M]. 武汉: 华中理工大学出版社, 1988. 92 - 93.
- [5] 王勤辉. 循环流化床锅炉总体数学模型及性能试验[D]. 杭州: 浙江大学热能工程系, 1997. 63 - 65.
- [6] 王丽. 循环流化床外置换热器试验研究及循环流化床垃圾焚烧炉设计和数值模拟[D]. 北京: 中国科学院工程物理研究所, 2001. 55 - 56.
- [7] 王智薇, 孙宝洪, 等. [J]. 动力工程, 2002, 22(2): 1697 - 1699. ■

中国石化独得 F1 中国“电视冠名”和“赛事冠名”权

2004 年 3 月 16 日, 中国石化与 APM 有限公司在英国伦敦举行“中国石化 F1 中国大奖赛冠名签字仪式”。中国石化独家取得世界一级方程式汽车锦标赛 2004 ~ 2006 年中国站赛事冠名权。这是中国石化继取得 F1 赛事中国中央电视台转播冠名权后得到的又一项权利。中国石化将充分利用其拥有的“电视冠名”和“赛事冠名”权利, 着力打造包括加油站、润滑油、沥青等产品在内的整体品牌形象。除获得 F1 中国站赛事冠名外, 中国石化还获得拥有包括赛道广告在内的其他多项权利。