

文章编号:1000-582X(2007)03-0047-04

# 300MW 循环流化床锅炉外置式换热器性能仿真\*

张雨英,杨 晨

(重庆大学 动力工程学院,重庆 400030)

**摘要:**随着循环流化床锅炉的大型化,外置式换热器的研究也越来越广泛和深入.为了研究外置式换热器的工作过程,针对东方锅炉集团(公司)300MW 循环流化床锅炉的外置式换热器,建立了换热器的流动模型和传热模型.根据小室模型理论,将外置式换热器按受热面划分为多个小室,建立各自对应的质量和能量守恒方程.根据假设对模型进行简化,选用经典四阶龙格-库塔法和 Fortran 语言编写代码,最后对上述仿真模型进行稳态和动态测试.稳态和动态试验中,模型均能较快达到稳定,并得到合理结果,表明所建立的仿真模型是可靠和适用的.

**关键词:**循环流化床;外置式换热器;性能仿真;传热模型;R-K 法

**中图分类号:**TP391.9

**文献标识码:**A

随着火电机组容量的增大,循环流化床锅炉炉膛的容积不能按比例继续增加,使得炉内受热面布置困难,于是,布置在炉膛之外的外置式换热器(External Heat Exchanger, EHE)迅速地发展起来<sup>[1]</sup>. EHE 在国外已经得到了广泛的应用,但国内的相关开发和研究不多,笔者针对东方锅炉(集团)公司 300MW 循环流化床锅炉外置式换热器进行动态模拟研究,建立数学模型,并进行仿真实验.

## 1 外置式换热器

外置式流化床换热器简称外置换热器,它布置在高温灰循环回路中,位于分离器下部.高温循环物料经分离器分离后,在分流装置的作用下,一部分经返料装置以高温灰形式返回炉膛;另一部分流经外置式换热器,与布置在外置式换热器内的受热面完成热交换后,以低温灰形式返回炉膛.外置式换热器内布置的受热面通常有蒸发、过热或再热受热面,通过调节进入外置式换热器和返料装置的循环物料流量的比例,实现床温控制和汽温控制的要求<sup>[2]</sup>.

外置式换热器的运行工况为:流化速度 $0.4 \sim 1.0$  m/s,固体颗粒粒径 $100 \sim 300 \mu\text{m}$ ,温度 $850 \sim 250$  °C,床侧传热系数 $0.3 \sim 0.5$  kW/( $\text{m}^2 \cdot \text{K}$ ).与不带外置式

换热器的循环流化床锅炉相比,外置式换热器使燃烧和传热分开,大大提高了床温、汽温调节和锅炉负荷调节的灵活性<sup>[3]</sup>.它有利于锅炉受热面的布置,尤其是再热器的布置,易于循环流化锅炉的大型化.

## 2 模型的建立与求解

### 2.1 流动模型

外置式换热器实际上是由一个或多个仓室构成的非燃烧细粒子鼓泡流化床.东方锅炉(集团)公司 300MW 循环流化床锅炉有 4 台高温旋风分离器,在旋风分离器下各布置 1 台回料器.由旋风分离器分离下来的物料一部分经回料器直接返回炉膛,另一部分则经过布置在炉膛两侧的外置换热器后再返回炉膛.外置式换热器内布置有受热面,靠后墙外置式换热器内设置有中温过热器(ITS1 和 ITS2),可以通过控制其间的固体粒子流量来控制炉膛温度;靠前墙外置式换热器内设置有低温过热器(LTS)和高温再热器(HTR),可以通过控制其间的固体粒子流量来控制再热蒸汽温度.

笔者的主要目的在于对 EHE 进行流动与传热计算,从而给锅炉运行提供合理的参数,因此,在建立模型时,做如下假设:

1)床层由气泡相和乳化相组成,且气泡内无固体

\* 收稿日期:2006-10-23

基金项目:国家自然科学基金资助项目(500576106)

作者简介:张雨英(1981-),女,重庆大学博士研究生,主要从事热力系统、动力机械及工程的仿真与控制.杨晨,男,教授,博士生导师,E-mail:yxtyc@cqu.edu.cn.

颗粒,乳化相一直维持最小流化状态;

2) 忽略换热器内流动结构的不均匀性,认为是对称结构;

3) 采用小室模型,将 ITS、LTS 和 HTR 分别划分为不同的小室,假设在同一小室内物性参数分布是均匀一致的。

于是采用经验公式计算气泡相所占份额<sup>[4]</sup>:

$$\delta_b = \frac{1}{1 + 1.3 \frac{(u_0 - u_{mf})^{-0.8}}{f_w}} \quad (1)$$

式中: $u_0$ 为外置式换热器的空截面风速, m/s;  $u_{mf}$ 为最小流化风速, m/s;  $f_w$ 为气泡尾迹体积与包括尾迹在内的气泡体积的比值,采用如下经验公式计算<sup>[5]</sup>:

$$f_w = 0.24(1.1 + 2.9e^{-3300d_p}) \cdot (0.15 + u_0 - u_{mf})^{-0.33} \quad (2)$$

利用前人联立力平衡方程和厄贡(Ergun)公式所得方程来进行流动模型参数的求解<sup>[6]</sup>:

$$\frac{1.75}{\varepsilon_{mf}^3 \varphi_p} Re_{mf}^2 + \frac{150(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \varphi_p^2} Re_{mf} = Ar, \quad (3)$$

其中: $\varepsilon_{mf}$ 为最小流化空隙率; $\varphi_p$ 为颗粒球形度; $Re_{mf}$ 为临界流速下的雷诺数;

$$Re_{mf} = \frac{d_p u_{mf} \rho_g}{\mu_g}, \quad (4)$$

$$d_p = \frac{1}{\sum \frac{X_i}{d_i}}, \quad (5)$$

其中, $d_p$ 为颗粒的平均直径, m;  $u_{mf}$ 为临界流化风速, m/s,一般是借助经验公式作近似计算,文中选用<sup>[6]</sup>:

$$u_{mf} = 0.294 \frac{d_p^{0.584}}{v_g^{0.056}} \left( \frac{\rho_p - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0.528}, \quad (6)$$

其中, $\rho_g$ 为空气密度, kg/m<sup>3</sup>;  $\mu_g$ 为空气动力粘度, kg/(m·s);  $A_r$ 为阿基米德数;

$$Ar = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_p - \rho_g) g}{\mu_g^2}. \quad (7)$$

其中, $\rho_p$ 为物料密度, kg/m<sup>3</sup>;  $g$ 为重力加速度, m/s<sup>2</sup>。

在实际情况下,  $\Delta p_b < H_0 \rho_b g$ , 所以锅炉运行中静止料层的厚度一般按下式进行计算<sup>[6]</sup>:

$$H_0 = \frac{\Delta p_b}{n \rho_b g}, \quad (8)$$

其中, $\Delta p_b$ 为流化后的流化床层阻力, Pa;  $n$ 为压降减小系数,一般情况下  $n = 0.76 \sim 0.82$ , 冷热态数据接近。

## 2.2 传热计算

流化床内的传热系数可以采用常规鼓泡流化床传热系数的计算方法进行计算,即床层与受热面的总传

热量为:

$$Q = KA_o \Delta t, \quad (9)$$

其中, $A_o$ 为管子的外部表面积, m<sup>2</sup>;  $K$ 为床侧与流体之间的总换热系数, kW/(m<sup>2</sup>·K);

$$K = \frac{1}{\frac{r_o}{r_i h_i} + \frac{r_o \ln\left(\frac{r_o}{r_i}\right)}{K_m} + \frac{1}{h_o}}. \quad (10)$$

其中, $h_i$ 、 $h_o$ 分别为管子内侧和外侧的换热系数, kW/(m<sup>2</sup>·K);  $r_i$ 、 $r_o$ 为受热面的内径和外径, m;  $K_m$ 为管子金属材料的导热系数, kW/(m<sup>2</sup>·K);  $\Delta t$ 为管内流体与管外流化床侧物料的对数平均温差, K,按下式计算:

$$\Delta t = \frac{\Delta t_{\max} - \Delta t_{\min}}{\ln \frac{\Delta t_{\max}}{\Delta t_{\min}}}. \quad (11)$$

若管内工质为水,则管内换热系数比管外换热系数大一个数量级,于是可以忽略式(10)中分母第1项;若管内流动的工质是过热蒸气和空气,则管内侧表面的换热系数  $h_i$  与管外侧换热系数数量级相当。文中计算涉及工质为过热蒸气,选用 Sieder-Tate 公式<sup>[7]</sup>进行计算。

$$h_i = \frac{0.023 u_d \rho_f c_{pf}}{Re_f^{0.2} Pr_f^{0.66}} \left( \frac{\mu_f}{\mu_{fo}} \right)^{0.14}, \quad (12)$$

其中, $Re_f$ 为工质的雷诺数; $Pr_f$ 为工质的普朗特数; $u_d$ 为管内工质流速, m/s;  $\rho_f$ 为工质密度, kg/m<sup>3</sup>;  $c_{pf}$ 为工质比热, kJ/(kg·K);  $\mu_f$ 为工质在平均温度下的粘度, kg/(m·s);  $\mu_{fo}$ 为工质在壁面温度下的粘度, kg/(m·s);

床侧的换热系数  $h_o$  受很多因素的影响,如固体颗粒粒径、床温、流化速度等等,文中采用 Andeen 和 Glicksman 的经验公式<sup>[7]</sup>来计算床层向管子的换热系数,该式包括了对流和辐射2项。

$$h_o = 900(1 - \varepsilon_d) \frac{K_g}{2r_o} \left[ \frac{2u_0 r_o \rho_p}{\mu_g} \cdot \frac{\mu_g^2}{d_p^3 \rho_p^2 g} \right]^{0.326} + \frac{\sigma(T_b^4 - T_w^4)}{\left( \frac{1}{e_b} + \frac{1}{e_w} - 1 \right) (T_b - T_w)} \quad (13)$$

(当  $\frac{u_0 d_p \rho_g}{\mu_g} < 10$  时)

其中, $\varepsilon_b$ 为床层空隙率;  $K_g$ 为空气的导热系数, kW/(m·K);  $Pr_g$ 为空气的普朗特数;  $\sigma$ 为斯蒂芬·波尔兹曼常数,  $5.67 \times 10^{-11}$  kW/(m<sup>2</sup>·K<sup>4</sup>);  $T_b$ 为外置式换热器床层温度, K;  $T_w$ 为换热管束管壁温度, K;  $e_b$ 为床层辐射系数,  $e_b = 0.5(1 + e_p)$ ,  $e_p$ 为床料辐射系

数;  $e_w$  为管壁辐射系数.

### 2.3 守恒方程

文中将每一个受热面分别作为一个小室进行计算, 对每一个小室应用质量和能量守恒, 得到数学模型. 文中的模型忽略了固体颗粒摩擦损耗.

#### 1) 质量守恒

由图 1 可得, 质量守恒方程为:

$$\frac{dM}{dt} = B_{pi} - B_{po} + B_{eg} + B_{gi} - B_{go}. \quad (14)$$

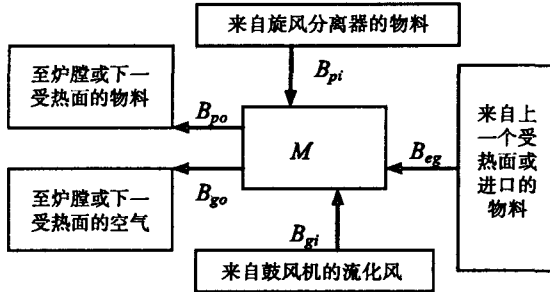


图 1 质量平衡示意图

考虑到小室内压力变化不大, 且无化学燃烧反应发生, 于是将质量守恒简化如下:

$$\frac{dM}{dt} = B_{pi} - B_{po}. \quad (15)$$

#### 2) 能量守恒

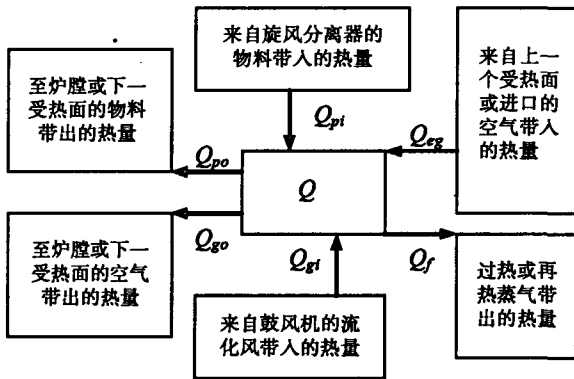


图 2 能量平衡示意图

由图 2 可得, 能量守恒方程为:

$$dQ = Q_{pi} - Q_{po} + Q_{eg} + Q_{gi} - Q_{go} - Q_f \quad (16)$$

根据假设, 化简整理可以得到:

$$\frac{dT}{dt} = (B_{pi}h_{pi} - B_{po}h_{po} + B_{gi}h_{gi} - B_{go}h_{go} - \frac{Q_f - h \frac{dM}{dt}}{Mc_p}) \quad (17)$$

### 2.4 模型的求解

上述模型为一阶常微分方程的初值问题:

$$\left. \begin{aligned} y'_i &= f(t, y_i) \\ y_i(t_0) &= c_0 \end{aligned} \right\} \quad (18)$$

文中选用了经典的四阶 R-K 法对其进行求解.

## 3 仿真试验

文中所做的仿真试验主要包括稳态试验和扰动试验. 这里只列出了 1 台 EHE 的结果, 其中包括 1 个高温再热器 HTR 和 1 个低温过热器 LTS.

稳态测试, HTR 在 120 s 后出口温度达到稳定, LTS 在 80 s 后出口温度达到稳定, 结果如图 3 和图 4 所示. 在该 EHE 中沿灰的流动方向, 共划分了 2 个单元, 其对应温度分布有 2 点, 即图 3、图 4 中达到稳定时的温度.

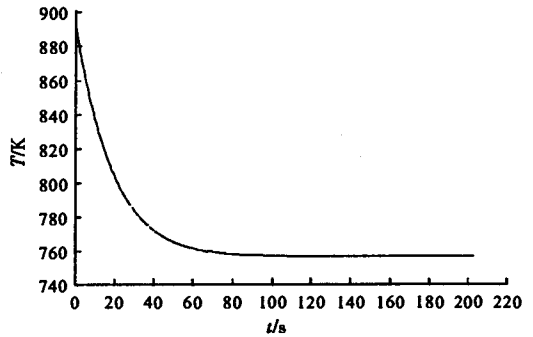


图 3 HTR 温度稳态试验

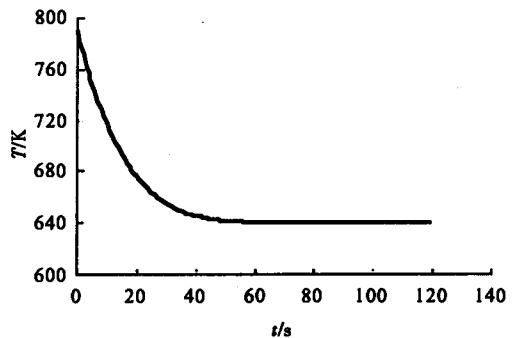


图 4 LTS 温度稳态试验

扰动试验是以模型稳态为基础, 对某个边界运行参数添加阶跃扰动来进行的. 当物料进口温度阶跃降低 8%, 换热器出口处的温度随时间的变化曲线如图 5

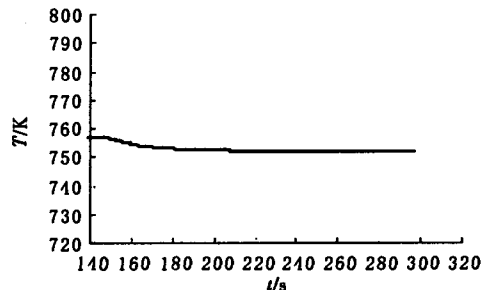


图 5 HTR 进口物料温度扰动  $T_{po}$  曲线

和图6所示.图中可以看出HTR出口温度经过大约50s的降低后趋于稳定,LTS出来温度经过大约40s的降低后趋于稳定.进口物料温度的阶跃降低,不会立即造成出口温度的降低,然而由于换热器中床温的逐渐减小,物料传递给换热器汽水侧的热量也慢慢减少,为了达到新的稳态,于是出口温度逐渐下降.

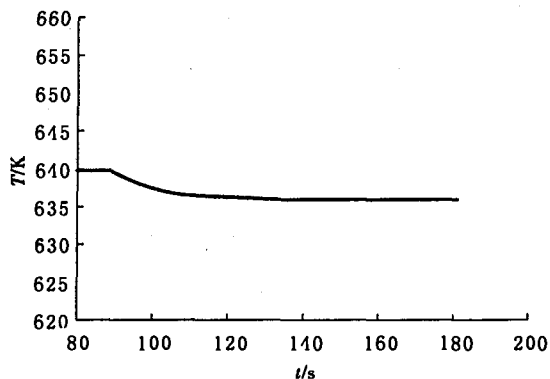


图6 LTS进口物料温度扰动Tpo曲线

当物料进口流量阶跃降低12%,则换热器出口处的温度随时间的变化曲线如图7和图8所示.图中可以看出HTR出口温度经过大约50s的降低后趋于稳定,而LTS

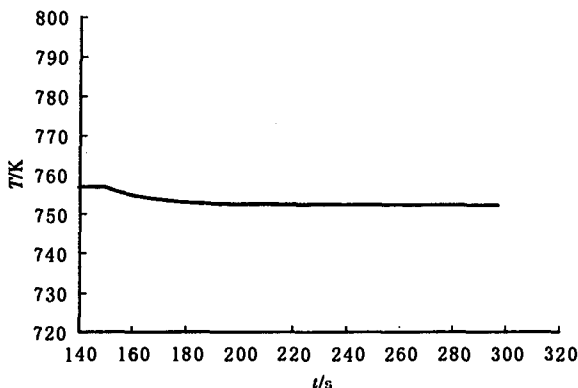


图7 HTR进口物料流量扰动Tpo曲线

出来温度经过大约40s的降低后趋于稳定.

进口物料流量的阶跃降低导致换热器进口物料焓值的减小,为了达到新的能量平衡,于是出口温度逐渐下降.

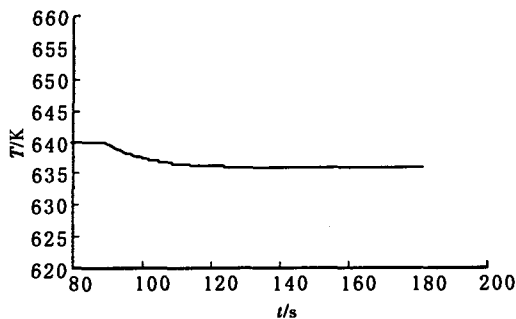


图8 LTS进口物料流量扰动Tpo曲线

## 4 结论

对300MW循环流化床锅炉的外置式换热器建立数学模型并求解.结果表明,所选用的公式能很好的进行传热计算,模型能很好的反应换热器的运行特性.

### 参考文献:

- [1] 周一工.关于循环流化床锅炉外置式热交换器的发展及动向[J].黑龙江电力技术,1998,20(6):342-349.
- [2] 肖峰.外置床对床温、汽温调节特性的研究[J].锅炉技术,2003,34(4):4-7.
- [3] 骆仲决.循环流化床锅炉外置式换热器设计方法的探讨[J].动力工程,1999,19(3):1-6.
- [4] WANG Q. Development of a new external heat exchanger for a circulating fluidized bed boiler[J]. Chemical Engineering and Processing, 2003, 42(4):327-335.
- [5] 郭庆杰.高温鼓泡流化床流体动力学特性[J].化学工程,2003,31(3):31-36.
- [6] 路春美,程世庆,王永征.循环流化床锅炉设备与运行[M].北京:中国电力出版社,2003.
- [7] 巴苏P,弗雷泽S A.循环流化床锅炉的设计与运行[M].北京:科学出版社,1994.

## Performance Simulation of EHE for 300MW CFB

ZHANG Yu-ying, YANG Chen

(College of Power Engineering, Chongqing University, Chongqing 400030, China)

**Abstract:** With the development of circulating fluidized bed boiler(CFB), the study field of external heat exchanger (EHE) is greater in extent and degree. In order to research the working process of EHE, the model which deals with flow and heat transfer of EHE for 300MW CFB of Dong Fang Boiler Grou PCo. Ltd. is presented. Based on the cell modeling theory, the EHE is divided into several chamber by heating surfaces. The mass and energy conservation equations of each cell have been developed according to some reasonable assumption. The complete mathematical model has been compiled by Fortran and solved by classical Algorithm of Runge-Kutta. The static test and perturbation experiment of simulating model has been performed. The simulation results show that the model has been reached the steady state rapidly, the dynamic responses are reasonable and the modeling presented in the paper is reliable and appropriate.

**Key words:** CFB; EHE; performance simulation; heat transfer model; R-K method

(编辑 陈移峰)