

·仿真与计算·

# 一种确定 CFBB 最优循环倍率的方法

(东北电力学院) 姜秀民 李润东 李巨斌  
(哈尔滨工业大学) 秦裕琨

[摘要] 在将床料粒度分布及循环倍率耦合的基础上, 提出一种从能量角度确定最优循环倍率的方法, 对循环流化床锅炉的设计与运行具有指导意义。

关键词 循环倍率 CFBB 最优化设计 CFBC

中图分类号 TK229

## 1 引言

在循环流化床锅炉的设计与运行中, 循环倍率是极为重要的指标之一。它与锅炉结构受热面布置、传热特性、燃烧效率、炉内磨损、脱硫、脱硝、分离效率及分离方式等有密切关系。本文将从能量角度讨论最优循环倍率的确定方法。

## 2 模型的建立

影响循环倍率的主要因素是燃料特性(尤其是

$$F_0 P_0(D) + F_3 P_3(D) - F_1 P_1(D) - F_2 P_2(D) - W_b \frac{d[P_1(D) \cdot R(D)]}{dD} + \frac{3 W_b P_1(D) R(D)}{D} = 0 \quad (1)$$

式中  $F_0$ 、 $F_1$ 、 $F_2$ 、 $F_3$  分别为给煤量、溢流量和场析量和循环灰量;  $P_0(D)$ 、 $P_1(D)$ 、 $P_2(D)$ 、 $P_3(D)$  分别为上述各量的粒度分布。当分离器的分级分离效率  $\eta(D)$  已知时, 循环灰量的粒度分布为:

$$P_3(D) = P_2(D) \cdot \eta(D) F_2 / F_3 \quad (2)$$

$W_b$  为床料重量,  $D$  为直径,  $R(D)$  为粒径变化率:

$$P_1(D) = \frac{F_0 P_0(D) - W_b \frac{d[P_1(D) R(D)]}{dD} + \frac{K F_0 K^*(D) W_b \eta(D)}{\int_{D_{\min}}^{D_{\max}} W_b K^*(D) P_1(D) \eta(D) dD}}{F_1 + K^*(D) W_b - 3 W_b R(D) / D} \quad (5)$$

$K^*(D)$  为扬析常数, 本文采用 Merrick 和 Highley 提出的扬析模型<sup>[2]</sup>:

$$K^*(D) = A + 130 \exp\{-10.4 (U_{ts} / U_0)^{0.5} [U_{mf} / (U_0 - U_{mf})]^{0.25}\} \quad (6)$$

$$P_2(D) = \frac{F_0 P_0(D) - F_1 P_1(D) - W_b d[P_1(D) R(D)] / dD + 3 W_b P_1(D) R(D) / D}{F_2 [1 - \eta(D)]} \quad (7)$$

收稿日期 1998-02-27

作者简介 姜秀民(1956-), 男, 副教授, 132012 吉林市长春路 169 号

粒度分布)、分离器效率及运行风速等。本文对一定床料粒度、扬折率及分离效率下的循环物料量及其含碳量进行计算, 从而建立最优循环倍率模型。

### 2.1 床料粒度分布模型

本文定义循

环倍率  $K$  为循环灰量与给煤量之比。当锅炉运行循环倍率为  $K$  时, 炉内的物料平衡如图(1)所示, 床料的质量平衡通用性能方程为<sup>[1]</sup>:

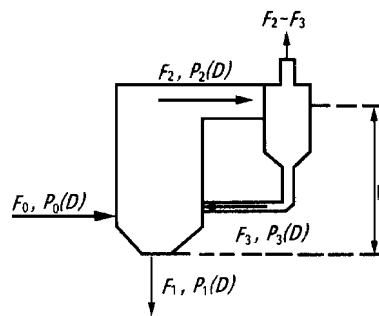


图 1 物料平衡图

$$R(D) = -2.1 \times 10^{-8} (U_0 - U_{mf}) \quad (3)$$

式中  $U_0$ 、 $U_{mf}$  分别表示流化速度和临界流化速度。临界雷诺数为

$$R_{mf} = 0.151 A_r^{0.5158} \quad (4)$$

由上述各量关系有:

式中  $A = 0.0001 \sim 0.0015$ ,  $U_{ts}$  为颗粒的终端速度。

采用数值方法求解式(5)得到  $P_1(D)$  后, 可以得到  $P_2(D)$  为:

在  $P_1(D)$ 、 $P_2(D)$  和  $P_3(D)$  已知的情况下, 可得床料的粒度分布  $P_b(D)$  为:

$$P_b(D) = \frac{F_0 P_0(D) + K F_0 P_3(D) - F_2 P_2(D) - F_1 P_1(D)}{(1+K)F_0 - F_2 - F_1} \quad (8)$$

## 2.2 分离器分离效率模型

在图(1)中, 定义飞灰系数  $\alpha_{th}$ , 表征入炉燃料中灰  $A_{ar}$  由分离器上部排出的比例, 由循环倍率定义:

$$K = F_3 / F_0 \quad (9)$$

另外, 由式(2)有:

$$\begin{aligned} \eta(D) &= \frac{P_3(D)F_3}{P_2(D)F_2} \\ &= \frac{P_3(D)F_3}{P_2(D)(F_3 + F_0 A_{ar} \alpha_{th})} \\ &= \frac{P_3(D) \cdot K}{P_2(D)(K + A_{ar} \alpha_{th})} \end{aligned} \quad (10)$$

## 2.3 循环倍率优化模型

一般说来, 循环系统能量变化趋势为一有波峰的二次曲线, 循环倍率的增加一方面可减少机械不

$$\begin{aligned} Q_{in}(K, D) &= [1 - \Phi(D)] \eta(D) \Phi(D) \{1 + \eta(D)[1 - \Phi(D)] + \Lambda + \eta^{n-1}(D)[1 - \Phi(D)]^{n-1}\} \\ &= [1 - \Phi(D)] \eta(D) \Phi(D) \left\{ \frac{1 - \eta^n(D)[1 - \Phi(D)]^n}{1 - \eta(D)[1 - \Phi(D)]} \right\} \end{aligned} \quad (12)$$

当  $N$  很大时, 取极限得:

$$\begin{aligned} Q_{in}(K, D) &= \lim_{n \rightarrow \infty} [1 - \Phi(D)] \eta(D) \Phi(D) \left\{ \frac{1 - \eta^n(D)[1 - \Phi(D)]^n}{1 - \eta(D)[1 - \Phi(D)]} \right\} \\ &= [1 - \Phi(D)] \eta(D) \Phi(D) \left\{ \frac{1}{1 - \eta(D)[1 - \Phi(D)]} \right\} \end{aligned} \quad (13)$$

由于物料多次循环而回收的总可燃质为:

$$Q_{in}(K) = C_{ar} / 100 \int_{D_{min}}^{D_{max}} P_b(D) [1 - \Phi(D)] \eta(D) \Phi(D) \left\{ \frac{1}{1 - \eta(D)[1 - \Phi(D)]} \right\} dD \quad (14)$$

根据碳反应化学式系数, 上式转换成能量式:

$$Q_{in}(K) = 4.18 \times 81 C_{ar} \int_{D_{min}}^{D_{max}} P_b(D) [1 - \Phi(D)] \eta(D) \Phi(D) \left\{ \frac{1}{1 - \eta(D)[1 - \Phi(D)]} \right\} dD \quad (15)$$

当不考虑由于循环倍率  $K$  变化引起系统耗散功的变化时, 则循环倍率  $K$  变化引起付出功  $Q_{out}$  变化可近似用下式表示:

$$Q_{out}(K) = W_H(K)$$

$$\begin{aligned} W_H(K) &= 9.8 F_3 \int_{D_{min}}^{D_{max}} H P_3(D) \eta(D) (1 + \eta(D) + \eta^2(D) + \Lambda + \eta^{n-1}(D)) dD \\ &= 9.8 F_3 \int_{D_{min}}^{D_{max}} H P_3(D) \eta(D) \left[ \frac{1 - \eta^n(D)}{1 - \eta(D)} \right] dD \end{aligned} \quad (16)$$

对于  $n$  足够大,  $\eta^n \rightarrow 0$

$$W_H(K) = 9.8 F_3 \int_{D_{min}}^{D_{max}} H P_3(D) \eta(D) \left[ \frac{1}{1 - \eta(D)} \right] dD \quad (17)$$

$$\Delta Q(K) = Q_{in}(K) + Q_{out}(K)$$

完全燃烧损失, 即回收能量  $Q_{in}$ , 但另一方面使送、引风机压头增加, 即为付出动力功  $Q_{out}$ 。循环倍率增加的初期回收能量  $Q_{in}$  的增长速度大于付出动力功  $Q_{out}$  的速度, 此阶段称之为收获段。当循环倍率增大到一定值  $K_0$  时, 两者速度相同, 即达到平衡点, 此时的  $K_0$  称为能量最优循环倍率。当  $K$  继续增大时, 回收能量  $Q_{in}$  的增长速度小于付出动力功  $Q_{out}$  的速度, 此阶段称之为付出段。此过程可表示为下式:

$$\Delta Q(K) = Q_{in}(K) + Q_{out}(K) \quad (11)$$

当  $\Delta Q(K) = Q_{max}(K)$  时,  $K = K_0$ , 即  $\Delta Q'(K) = 0$  时求得极大值时,  $K_0$  即为最优循环倍率。

为计算由于颗粒多次循环而回收的含碳量, 引入一次燃尽率  $\Phi$  的概念。  $\Phi$  即参加循环的单元物料在炉内每循环一次的燃尽程度。当循环次数在最初几次增大时,  $\Phi$  增大得较快, 然后随  $K$  增大  $\Phi$  每一次增加的量越来越小, 理论上  $\lim_{n \rightarrow \infty} \Phi = 1$ 。燃料入炉后, 单位质量某一档颗粒  $N$  次循环而回收的可燃质为:

式中,  $W_H(K)$ ——物料循环所需的动力功, 引入循环物料做功高度  $H$  的概念,  $H$  即分离器入口与布风板垂直高度, 由炉膛结构决定。

$$= 4.18 \times 81 \times C_{ar} \int_{D_{min}}^{D_{max}} P_b(D) [1 - \Phi(D)] \eta(D) \Phi(D) \left\{ \frac{1}{1 - \eta(D) [1 - \Phi(D)]} \right\} dD - 9.8 F_3 \int_{D_{min}}^{D_{max}} H P_3(D) \eta(D) \left[ \frac{1}{1 - \eta(D)} \right] dD \quad (18)$$

对上式求导, 则当  $\Delta Q'(K) = 0$  时的  $K$  即为最优循环倍率。

$$\Delta Q'(K) = Q'_{in}(K) + Q'_{out}(K) = 4.18 \times 81 \times C_{ar} \int_{D_{min}}^{D_{max}} \frac{dP_b(D)}{dK} [1 - \Phi(D)] \eta(D) \Phi(D) \left\{ \frac{1}{1 - \eta(D) [1 - \Phi(D)]} \right\} dD - 9.8 \int_{D_{min}}^{D_{max}} H \frac{d(F_3 P_3(D))}{dK} \eta(D) \left[ \frac{1}{1 - \eta(D)} \right] dD \quad (19)$$

此时  $K = K_0$  时,  $\Delta Q(K) = \Delta Q_{max}(K)$ , 为能量最优循环倍率。

综合的最优循环倍率应包括受热面的磨损、炉内传热和脱硫等方面的影响, 将在下一步研究中继续讨论。

### 3 结论

循环倍率是循环流化床锅炉设计和运行的重要参数之一。合理地选择循环倍率对锅炉的安全和经济运行都有重大现实意义。本文从受循环倍率影响最大的能量角度入手, 并结合床料的粒度分布进行循环倍率的优化, 所建立的循环倍率优化模型可用于指导循环流化床锅炉的设计与运行。

### 参考文献

- [1] 陈晓平, 孙恩召, 秦裕琨, 庞丽君, 黄怡民. 大型飞灰循环流化床燃烧模型. 工程热物理学报, 1993, 8, 332~335.
- [2] Werrick D, et al Particle size reduction and elutriation in a fluidized bed process *AIChE Sym, Series*, 70, 137, 1974, . 366 ~ 378.

(渠源 编辑)

(上接 194 页)

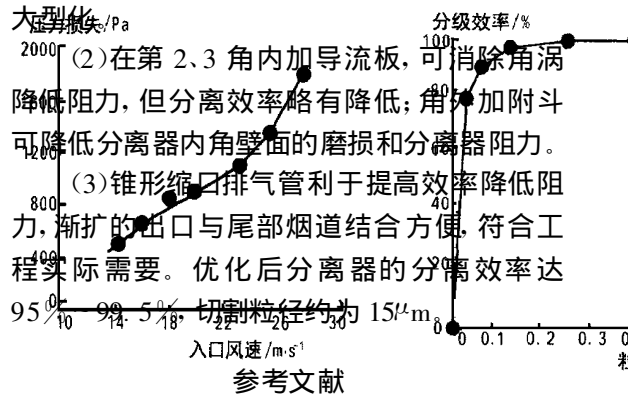


图 5 压力损失与入口风速的关系

图 6 下排气方形分级效率

- [1] 李晓东. 循环流化床气固分离技术的试验及理论研究. [博士学位论文]. 杭州: 浙江大学, 1994.
- [2] European Patent, No. 0481438A2, Oct. 15, 1991.
- [3] Canadian Patent, No. 2053343, Oct. 15, 1991.
- [4] 由长福. 方形分离器内气固两相流动的试验研究和数值模拟. [博士学位论文]. 北京: 清华大学, 1996.
- [5] Chen Hanping et al. Research for a new type of cyclone separator with downward exhaust gas. Proc. of 11 th Inter. Conf. on Fluidized Bed Combustion, 1991, 3:1367-1371

作者简介 邱坤赞 男 1972 年生 博士研究生, 主要研究方向为洁净燃烧技术和气固多相流。(通讯处: 310027 杭州·浙江大学热能工程研究所)

图 6 是入口风速为 19.6m/s, 入口浓度为 2.0 kg/m<sup>3</sup> 时的分级效率。由图可以看到, 分离器的切割粒径约为 15 μm, 对粒径大于 200 μm 的颗粒分离效率已达 100%, 适用于作为燃煤循环流化床锅炉的气固分离装置。

### 4 结论

经过试验和分析讨论, 可得出如下结论:

(1) 方形下排气旋风分离器可与循环流化床锅炉水冷壁直接结合, 增加受热面积, 易于实现 II 型结构, 结构简单, 减小耐热层和防腐层, 造价低, 易于

(渠源 编辑)

# 工业锅炉微机控制节能系统的改进

(成都全兴集团) 乐翔 吕龙武 曾泉  
(哈尔滨邦科电子公司) 李颺

[摘要] 介绍了 GWK-01 型工业锅炉微机控制系统的改进措施以及改进后系统运行情况及其经济性。

关键词 工业锅炉 微机控制

中图分类号 TK 223.7

## 1 前言

工业锅炉是工业生产和人民生活中广泛应用的热力设备,在国民经济中占重要地位。我厂的三台 10 t/h 的 SHL 10-13-A 锅炉是电厂能源的核心,生产上的关键设备。在未使用微机控制之前,处于手动操作状态,问题较多。例如:锅炉热效率低,锅炉寿命缩短,电机频繁启动造成电流超载。电器开关使用寿命降低,粉尘多,劳动强度大,使锅炉不能为工厂生产、生活有效供汽。为降低能耗,提高劳动效

率,1997 年,我厂动力车间成立 QC 小组,并在四川工业学院电子电气系支持下,对 1993 年已购置而未能正常使用的 1、3 号炉上的两台微机进行了修复和改进。现已投入正常使用,经运行证明,对节省燃料,提高供汽质量,改善锅炉运行条件,减轻劳动强度,减少电力损耗都起到了明显效果。据市场调查,是四川地区较成功运用微机控制锅炉运行的机组之一,故该技改项目荣获 1998 年度成都市 QC 成果优秀奖。其系统改进工作简介如下。

## 2 系统存在的故障及对策

针对原有系统存在的故障,我们制定了相应对策,如表 1 所示。

表 1 故障分析及对策表

项 目	原 因	对 策
显示数据故障	1. 电源干扰(微机信号线未能屏蔽) 2. 电压波动范围大 3. 电源接地不良 4. 输入信号超量程	1. 加装 UPS 电源 2. 隔离电源接地 3. 输入板加滤波电容 4. 重新检验外围检测设备
炉排转速故障	1. 炉排转速信号与微机输入板不匹配 2. 输出信号与微机输出板不匹配	1. 微机电流检测口改为电压检测口 2. 滑差电机调速器的校正 3. 改进输出接口板
水位控制故障	1. 水位输入信号不正确	1. 对差压变送器重新校核
输入、输出配合故障	1. 电动执行器反馈信号存在误差 2. 差压变送器排污不当 3. II 型仪表线性度差 4. 热电阻、热电偶的损耗	1. 调节位置变送器反馈信号及执行器行程 2. 对导压管进行疏通 3. 对不匹配输出板进行改造 4. 对输入输出信号校核

## 3 改进后系统特点

### 3.1 主要功能

GWK-01 型工业锅炉微机节能控制柜,和现场检测系统(变送器、热电阻、热电偶、氧量计)以及执行机构(伺服放大器、电动执行器),构成了工业锅

收稿日期 1998-10-20 收修改稿 1998-03-08

作者简介 乐翔(1974-),男,四川自贡人,助工,1996 年毕业于上海理工大学热能动力工程系,学士学位,1996 年入厂从事动力设备微机自动化系统调试与改造工作。通讯处:610036 成都土桥全兴酒厂动力车间