7月

2015 年

尹炜迪 李 博 吴玉新 等. 循环流化床锅炉煤泥燃烧行为模型 [J]. 煤炭学报 2015 40(7): 1628 – 1633. doi: 10. 13225 / j. enki. jees. 2014. 1092

Yin Weidi Li Bo ,Wu Yuxin ,et al. Model of coal slime combustion behavior in CFB boiler [J]. Journal of China Coal Society 2015 ,40 (7): 1628 - 1633. doi: 10.13225/j. cnki. jccs. 2014. 1092

循环流化床锅炉煤泥燃烧行为模型

尹炜迪¹ 李 博^{1,2} 吴玉新¹ 杨海瑞¹ 刘 青¹ 吕俊复¹ 赵锦洋²

(1.清华大学 热能工程系 热科学与动力工程教育部重点实验室 北京 100084;2.电力规划设计总院 北京 100120)

摘 要:为计算煤泥燃烧行为的运动和干燥过程,基于沿垂直方向一维运动与颗粒内部退缩蒸发界 面假设建立了耦合模型,计算了不同条件下煤泥的运动和内部温度参数。结果表明,煤泥的运动过 程与粒径相关,细颗粒下落后向上运动,较小颗粒到达某一位置之后稳定燃烧,较大颗粒可以落到 床层表面。由于炉膛内部物料分布的影响,颗粒的稳定时间在整体下降趋势中存在一个峰值。大 颗粒受到床料的影响,在床层上方速度衰减迅速,200 mm 颗粒到达表面时,速度为1~2 m/s,不会 对床层产生较大扰动。到达床层表面时,大颗粒仅表层被干燥,温度与中心温度具有明显差异;干 燥部分占整体体积较小,如100 mm 颗粒干燥层所占体积分数为3.24% 不会对于燃烧效率造成显 著影响。

关键词: CFB 锅炉; 煤泥; 给料参数; 燃烧行为 中图分类号: TQ536 文献标志码: A 文章编号: 0253 - 9993(2015) 07 - 1628 - 06

Model of coal slime combustion behavior in CFB boiler

YIN Wei-di¹ ,LI Bo^{1 2} ,WU Yu-xin¹ ,YANG Hai-rui¹ ,LIU Qing¹ ,LÜ Jun-fu¹ ,ZHAO Jin-yang²

(1. Key Laboratory for Thermal Science and Power Engineering of the Ministry of Education Department of Thermal Engineering ,Tsinghua University Beijing 100084 ,China; 2. Electric Power Planning and Engineering Institute Beijing 100120 ,China)

Abstract: In order to calculate the sports and drying process of coal combustion behavior ,a model was developed to calculate the coal slime motion and the inside temperature of the combustion behavior under different conditions based on the one-dimensional vertical motion and shrinking evaporation interface assumptions. The results show that the coal slime motion is related to the particle size. Fine particles move upward after feeding small particles are burnt stably at a certain height ,while the large particles reach the bed surface. The stabilization time has a peak while decreases as the particle size increases due to the bed material distribution. The large particle velocities decrease rapidly before reaching the bed. The velocities of 200 mm particles are 1 - 2 m/s. The shock to boiler is not significant. Only the surfaces of the large particles have been dried with a distinct temperature difference with the cores. The dried region is only a small proportion of the particle for example the value of the 100 mm particle is 3.24%. Thus ,it will not significantly affect the combustion efficiency.

Key words: CFB boiler; coal slime; feeding parameter; combustion behavior

煤泥泛指煤粉含水形成的半固体物,是煤炭生产 过程中的一种副产品,其堆积形态极不稳定,作为废 料废弃,易造成环境污染^[1]。同时煤泥具有高持水 性、高灰分、低热值的特点,不宜进行复杂处理,采用

作者简介: 尹炜迪(1990—) ,男 河北南皮人 ,博士研究生。Tel:010 - 62773245 - 8021 ,E - mail: yinwd11@ mails. tsinghua. edu. cn。通讯作者: 吕俊复(1967—) ,男 辽宁复县人 教授。Tel:010 - 62792647 E - mail: lyjf@ mail. tsinghua. edu. cn

收稿日期: 2014-08-18 责任编辑: 张晓宁

基金项目:国家重点基础研究发展计划(973)资助项目(2012CB214900)

当前,采用输送方式的燃煤泥 CFB 锅炉的给料 方式主要有:① 炉顶泵送或刮板式给料;② 中部喷 射或泵送给料;③ 底部密相区泵送喷射给料^[6]。煤 泥给料过程中,为保证输送管道不堵塞,通常在保证 泵压下采用较大的管道直径。给料进入的煤泥形成 较大的煤泥团,到达炉膛底部时,可能会影响床层的 稳定性。此外,煤泥颗粒在炉膛内部受热,其表面首 先被干燥,如干燥表层在下落过程中被磨损,形成的 微小颗粒扬析进入飞灰,会影响燃煤泥 CFB 锅炉燃 烧效率^[7]。因此,需要深入研究煤泥在炉膛内部的 下落过程。

当前,已有学者研究了高水分低品质燃料,如水 煤浆和泥煤的干燥和燃烧过程:Levi – Hevroni及 A. Levy 构建了湿颗粒和水煤浆的气力输送条件下的 运动和干燥过程的一维模型,并与实验结果进行了对 比^[8-9]; Agrawal 等研究了流化床中颗粒的干燥过 程^[10]; Omar 等研究了不同粒径泥煤在流化床密相区 燃烧不同阶段的温度变化^[11]; Kijo Kleczkowska 等研 究了流化床中不同煤种的水煤浆悬浊液的燃烧特 性^[12]。但目前,干燥与燃烧模型建立与验证过程一 般针对于微米级和毫米级的小粒径物料,其与给入 CFB 炉膛内部的煤泥颗粒的粒径条件和运动特性明 显不同^[13]。同时,需要结合 CFB 锅炉炉膛内部床料 分布特性分析煤泥在炉膛内部的运动和传热传质过 程,而当前对于该问题的研究仍然较少。

基于此,本文建立了针对 CFB 锅炉炉膛内煤泥 颗粒运动与其内部传热传质的耦合模型,模拟了 CFB 锅炉内煤泥燃烧行为中的运动与干燥过程,分析了不 同给料方式对其的影响。

1 模型的建立

煤泥在 CFB 锅炉炉膛内的物理过程可以描述 为:煤泥给入后,下落过程受到气体的曳力、床料的作 用和重力的影响,在炉膛内部干燥、脱挥发分并燃烧。 干燥过程中,颗粒内部的水分不足以补充蒸发的消 耗,蒸发可能在内部发生。颗粒表层逐渐形成水分较 低的干区,内部形成水分较高的湿区,如图1所示,图 中r、为蒸发界面半径,R_p为颗粒半径。随干燥的进 行,蒸发界面逐渐内移直至干燥完全并进入随后阶 段。

针对该物理过程,对煤泥在 CFB 锅炉炉膛内运



图1 煤泥干燥的物理过程

Fig. 1 Drying process of coal slime

动和干燥过程做以下假设:

(1)运动过程采用一维简化,炉膛内部的气固两相混合物简化为下部密度较高、上部密度较低的气固 混合物。颗粒在其中受到床料颗粒相与煤泥颗粒的 浮力、曳力和重力,沿高度方向构建一维模型;

(2)煤泥结构简化为由惰性介质和水组成的球体,满足各向同性条件,若惰性介质与水密度近似相同,则惰性介质的孔隙率近似等于煤泥含水率。在干燥过程中,煤泥形状不发生变化;

(3)颗粒内部不同物质(液态水、水蒸气、烟气、 固相介质)在同一个位置达到热平衡,即同一个位 置,具有相同的温度;

(4) 干燥过程中,干区只存在水蒸气、烟气和惰性介质;湿区只存在水分和惰性介质,水分呈自由态并均匀分布;干湿区界面为蒸发界面,其生成水蒸气并不断内移;

(5) 干燥过程中,干区压力与外界压力相同;

(6) 炉膛内部温度不变,外界向颗粒的传热过程 是水分蒸发过程的惟一热源。

1.1 运动方程

通过物理过程假设 建立煤泥的运动方程为

$$\frac{\mathrm{d}u_{\mathrm{P}}}{\mathrm{d}\tau} = F_{\mathrm{D}}(u - u_{\mathrm{P}}) + \frac{\mathrm{g}(\rho_{\mathrm{P}} - \rho_{\mathrm{b}})}{\rho_{\mathrm{P}}} \qquad (1)$$

式中,u为流化风速; u_{P} 为颗粒速度; ρ_{b} 为气固两相 流的密度; ρ_{P} 为煤泥颗粒密度; τ 为时间; F_{D} 为颗粒 的阻力项系数,其形式为

$$F_{\rm D} = \frac{18\mu_{\rm b}}{\rho_{\rm p}d_{\rm p}^2} \frac{C_{\rm D}Re}{24}$$
(2)

其中 Re 为颗粒的雷诺数; μ_b 为气固两相流的动力黏 度系数; d_P 为颗粒直径; C_D 为气固两相流的阻力系 数 其根据单颗粒的阻力系数 C_{Ds} 进行修正,修正系 数以床层空隙率 ε_b 为参数^[14] 即

$$C_{\rm D} = C_{\rm Ds} f(\varepsilon_{\rm b}) \tag{3}$$

(4)

$$C_{\rm Ds} = \begin{cases} \frac{24}{Re} (1 + 0.15Re^{0.687}) & (Re < 1\ 000) \\ 0.44 & (Re > 1\ 000) \end{cases}$$

床料密度按2600 kg/m³考虑,由实验确定炉膛 内部不同高度的空隙率,亦即炉膛不同高度位置上气 固混合物的密度,结果如图2所示。



图 2 炉膛中气固混合物密度随高度的变化曲线

Fig. 2 Gas-solid mixture density variation with the height in furnace

1.2 湿区传热传质方程

蒸发界面开始温度逐渐升高至 100 ℃ 蒸发由扩 散控制 蒸发速率 m["]、为

$$m_{v}'' = -\rho_{v}D\frac{\partial Y_{w}}{\partial r} + h_{m,dv}\rho_{v}dY_{w}$$
(5)

式中, ρ_v 为蒸发界面的水蒸气密度;r为颗粒当地半径; $h_{m,h}$ 为蒸发界面对流传质系数; Y_v 为水蒸气质量分数;D为水蒸气的扩散系数。

蒸发界面温度上升至100 ℃后 热量均用以相变 蒸发 传热量 q″、为

$$q_{v}'' = -\lambda_{v} \frac{\partial t}{\partial r} + h_{dr} dt \qquad (6)$$

式中, λ_x 为水蒸气导热系数; h_{ab} 为蒸发界面对流换 热系数;t为颗粒当地温度。

蒸发速率 m",为

$$m_{v}'' = \frac{q_{v}''}{h_{f-g}}$$
 (7)

式中, h_{f-g}为水的蒸发潜热。

考虑颗粒孔隙率 ε_{0} 蒸发界面迁移速度为

$$\frac{\mathrm{d}r_{v}}{\mathrm{d}\tau} = \frac{m_{v}''4\pi r_{v}^{2}}{\varepsilon_{v}\rho_{w}} \tag{8}$$

式中 ρ_w 为水的密度。

由能量守恒方程得到湿区内部的传热方程为

$$\frac{1}{r^{2}}\frac{\partial}{\partial r}\left\{\left[\lambda_{e}(1-\varepsilon_{p})+\lambda_{w}\varepsilon_{p}\right]r^{2}\frac{\partial t}{\partial r}\right\}=\rho_{p}c_{pp}\frac{\partial t}{\partial \tau}(9)$$

式中, λ_{e} 为固相介质的导热系数; λ_{w} 为液态水的导 热系数; c_{pp} 为煤泥颗粒的比热容。

1.3 干区传热传质方程

干区传质由 Fick 扩散定律控制 其形式为

$$\frac{\partial(\rho_{\rm g}Y_{\rm w})}{\partial\tau} = -\frac{1}{r^2}\frac{\partial}{\partial r}(\rho_{\rm g}u_{\rm g}Y_{\rm w}r^2) +$$

$$\frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left(r^2 \rho_{\rm g} D \, \frac{\partial Y_{\rm w}}{\partial r} \right) \tag{10}$$

式中 ρ_g 为颗粒内烟气相密度;对流项速度 u_g 由等压假定得到

$$u_{\rm g} = \frac{m_{\nu}''}{\rho_{\rm g}} \frac{r_{\nu}^2}{r^2}$$
(11)

则式(10)简化为

$$\frac{\partial(\rho_{g}Y_{w})}{\partial\tau} = -m_{v}''\frac{r_{v}^{2}}{r^{2}}\frac{\partial Y_{w}}{\partial r} + \frac{1}{r^{2}}\frac{\partial}{\partial r}\left(r^{2}\rho_{g}D\frac{\partial Y_{w}}{\partial r}\right)$$
(12)

由能量守恒方程 得到干区传热方程为

$$\frac{\partial}{\partial \tau} \{ \{ \varepsilon_{\rm p} \left[\rho_{\rm g} Y_{\rm w} c_{\rm pv} + \rho_{\rm g} (1 - Y_{\rm w}) c_{\rm pf} \right] + (1 - \varepsilon_{\rm p}) c_{\rm pc} \} t \} = \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \times \lambda_{\rm e} \{ 1 - \varepsilon_{\rm p} \} + \lambda_{\rm w} \varepsilon_{\rm p} (1 - Y_{\rm w}) + \varepsilon_{\rm p} \lambda_{\rm w} Y_{\rm w} \right] r^2 \frac{\partial t}{\partial r} \Big\} - m_{\rm v}'' \frac{r_{\rm v}^2}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \{ \varepsilon_{\rm p} \left[Y_{\rm w} c_{\rm pv} + (1 - Y_{\rm w}) c_{\rm pf} \right] t \}$$
(13)

式中, c_{pv} 为水蒸气的比热容; c_{pf} 为干烟气的比热容; c_{pc} 为煤干基的比热容。

1.4 颗粒表面的边界条件

颗粒表面与外界发生对流和辐射换热 根据工程 上的处理方式 ,总换热系数 h 为对流换热系数 h_c 和 辐射换热系数 h_r 之和^[15]。

颗粒与外界的对流换热系数考虑床层空隙率 $\varepsilon_{\rm b}$ 的影响^[16],有

$$Nu = (7 - 10\varepsilon_{\rm b} + 5\varepsilon_{\rm b}^{2}) (1 + 0.7Re^{0.2}Pr^{\frac{1}{3}}) + (1.33 - 2.4\varepsilon_{\rm b} + 1.2\varepsilon_{\rm b}^{2}) Re^{0.7}Pr^{\frac{1}{3}}$$
(14)

表面对流换热系数 h_c 为

$$h_{\rm c} = \frac{Nud_{\rm p}}{\lambda} \tag{15}$$

式中 λ 为烟气的导热系数。

表面辐射换热系数
$$h_{
m r}$$
 为

$$h_{\rm r} = \varepsilon \sigma (T_{\rm p} + T_{\rm b}) (T_{\rm p}^2 + T_{\rm b}^2)$$
 (16)

式中, ε 为颗粒与床层间的表观发射系数; σ 为斯忒 潘 – 玻尔兹曼常数; T_{p} 为颗粒外表面绝对温度; T_{b} 为 床层绝对温度。

1.5 离散化及工况的计算

计算过程逐次求解运动和传热传质方程。温度 T和质量分数 Y_w采用 Crank – Nicolson 隐式差分格 式,以保证方程稳定域。小室数量选取考虑网格无关 性,保证颗粒表层单元温度与网格精度无关。

计算选取 1~500 mm 颗粒和 3~5 m/s 流化风

速 具体工况根据煤泥和锅炉参数确定。初始高度为 距布风板 15 ,35 ,55 m; 炉温为 900 ℃; 初始水分含量 为 33%^[5-6]。

2 结果分析与讨论

颗粒粒径和流化风速对运动影响计算如图 3 所示。





1 mm 小颗粒被携带向上运动。顶部给料时,顶 部流体速度实际不能简单视为与底部相同,小颗粒首 先下落,随后被反向携带,在炉膛内干燥并燃烧。10 mm 颗粒开始受到的曳力与浮力之和小于重力,颗粒 加速运动。随着运动速度增加,其受到的曳力逐渐增 大,速度达到稳定。靠近下方床层后,其受到床料颗 粒的作用逐渐增大,速度逐渐减小,最终稳定在某一 高度燃烧。100,500 mm 颗粒开始时加速下落,到达 最大值之后,在靠近床层附近速度大幅下降,最终到 达床层达到稳定。

进一步以颗粒速度小于 0.1 m/s 或到达布风板 上方 2 m 作为稳定条件,计算不同粒径颗粒的稳定时 间(表1)。为清晰体现出粒径对颗粒运动行为的影 响 选取 10,100,500 mm 作为特征粒径。结合图 3 分析 给料高度和风速对大颗粒的稳定时间影响较 小。

> 表 1 不同粒径下颗粒的稳定时间 Table 1 Different particle stabilization times of

> > different particle sizes

项	E	X	高度/m	
颗粒粒 径/mm	风速/ (m•s ⁻¹)	C 15	35	55
	3	9.94	16.20	14.30
10	4	5.34	14.60	18.00
<u> </u>	5	*	13.00	34.40
\sim	3	5.16	6.38	7.54
100	4	4.72	5.72	6.90
	5	3.22	4.44	5.74
	3	2.12	2.82	3. 58
500	4	2.22	2.84	3.62
	5	2.36	2.88	3.64

注:* 表示初始基本达到稳定。

10 mm 颗粒中部和底部与顶部给料时风速对稳 定时间的影响趋势不同。中部和底部给料时,颗粒到 达最大速度后很快进入减速阶段,影响因素主要为颗 粒的减速过程,高风速造成了较大的曳力,使煤泥颗 粒较快达到稳定。顶部给料时,影响因素主要为颗粒 在稀相区的稳定速度,较低的流化风速使颗粒较快到 达床层附近进入减速阶段。

结合表1和图3,得到不同风速下颗粒达到稳定的粒径转变点在100 mm 左右,因此有必要在100 mm 附近进行详细计算。顶部给料时30~300 mm 颗粒的稳定时间计算结果如图4所示。

顶部给料时,随粒径增大,颗粒稳定时间在下降 过程中出现峰值。随流化风速增大,峰值后移,同时 峰高降低。

较小颗粒给入炉膛内部后,煤泥颗粒最终悬浮, 稳定时间取决于颗粒的运动与减速过程。随粒径增 大,颗粒在上部稀相的终端速度增加,到达底部时间



图 4 不同粒径顶部给料情况下的颗粒稳定时间

Fig. 4 Particle stabilization times of different particle sizes when fed on the top

减少。但终端速度的上升使所需减速时间增加。因 此在炉膛内部物料分布不均的情况下 稳定时间先减 小后增加。粒径继续增大,颗粒到达炉膛底部,稳定 时间取决于其到达底部的时间。粒径增大,颗粒到达 底部的时间减少 稳定时间曲线即出现峰值。风速增 加 颗粒受到曳力作用增强,到达底部的粒径要求越 大 峰值即向大颗粒方向偏移。而大颗粒稳定时间较 小 因此风速增加,峰值降低。

以4 m/s的流化风速为例,考察200~500 mm颗 粒到达布风板上方2 m时的速度,以分析颗粒运动对 床层的影响结果见表2。

表 2	流化风速	4 m/s 时 200~500 mm 颗粒落至床层的速度
	Table 2	Velocities when large particle reached

	the bed for a	i m/s white speed	m/s	
颗粒粒	给料高度/m			
 径/mm	15	35	55	
200	1.05	1.56	1. 89	
300	3.72	5.88	7.32	
400	5.70	8. 93	11.43	
500	7.18	11.41	13.92	

4 m/s 流化风速下 ,200 mm 颗粒到达床层前速 度快速下降,到达床层的速度为1~2 m/s,基本不会 影响床层稳定。300 mm 颗粒到达床层速度为3~8 m/s;500 mm 颗粒到达床层速度为7~14 m/s。一般 认为,团聚物料接触床层绝对速度不超过6.5 m/s 时,可保证床层稳定^[17]。因此 300~500 mm 颗粒在 运行中需要加以关注。

为分析颗粒在炉膛内部干燥情况,计算了4 m/s 流化风速下,100,500 mm 颗粒落至距布风板上方5 m时的表层温度分布,如图5 所示。

100 500 mm 颗粒到达床层底部前,均未完全干燥。500 mm 颗粒到达底部床层时间较短,同时颗粒 粒径较大 较100 mm 颗粒干燥程度低。颗粒表层与



图 5 不同给料方式下距布风板上方 5 m 处的颗粒表层温度 Fig. 5 Particle surface temperature at 5 m above the air distribution plate

内部之间温度具有明显差异。顶部给入的 100 mm 颗粒 ,最终表层温度为 292 ℃ ,而内部仍未干燥。

定义蒸发界面与颗粒表面之间的距离(即干区 厚度)为干燥层厚度,得到顶部给料时100mm颗粒 的干燥层厚度为0.54mm,体积分数为3.24%;底部 给料时的干燥层厚度为0.25mm,体积分数为 1.5%。500mm颗粒顶部给料时,干燥层厚度为 0.36mm,体积分数为0.43%。若忽略干燥层剥落对 干燥过程的影响,并假定干燥层全部剥落,且因颗粒 太细而一次通过炉膛,导致燃烧效率较低。由于下落 过程中可剥落干燥层仅占整体的很小部分,对燃烧效 率不会有较大影响。但颗粒越小,其对燃烧效率造成 影响的可能性越大。因此,实际运行的给料粒径同样 不宜过小。表3为大颗粒落至布风板上方5m时的 表层温度。随颗粒增大,到达底部的干燥表层温度降 低 300 500mm颗粒到达床层时,表层温度为200℃ 左右。

表 3 落至布风板上方 5 m 时表层干燥层温度 Table 3 Surface Temperature when the particle dropped to 5 m above the air distributed plate °C

颗粒粒		给料高度/m	
~ 径/mm	15	35	55
100	198	264	292
300	168	216	251
500	129	194	231

3 结 论

(1)煤泥颗粒运动性质与其粒径相关,较小颗粒 下降达到某一位置之后稳定燃烧;较大颗粒首先加速 运动,随后受到床层上方颗粒的阻力作用,速度迅速 下降,最终落到床层表面。随粒径增大,颗粒的稳定 时间整体减小,但其存在一个先上升后下降的峰值, 其位置与高度与颗粒稳定形式相关。

(2) 200 mm 的颗粒在不同位置给入时,其在床 层上方速度快速下降,最终为1~2 m/s,对于床层影 响不大。随颗粒粒径增大,颗粒对于床层的影响增 大。顶部给料时,需要注意300~500 mm 颗粒对于 床层的影响。

(3)能够到达底部的大颗粒,其干燥层相对很小,对于整体燃烧效率影响较小。随颗粒粒径的增大,其到达底部的时间缩短而需要加热的颗粒增大,其干燥层减小。到达底部的颗粒表面与内部的温差较大。

参考文献:

- [1] 李 宁, 雷宏彬, 田忠文, 等. 煤泥资源化利用关键技术研究分析[J]. 煤炭工程 2011(12):100-101.
 Li Ning, Lei Hongbin, Tian Zhongwen, et al. Research and analysis on key utilization technology of coal slime resources [J]. Coal Engineering 2011(12):100-101.
- [2] 段伦博 李艳敏,刘道银,等.循环流化床锅炉掺烧煤泥飞灰底 饲回燃试验[J].煤炭学报 2010 35(9):1537-1541. Duan Lunbo ,Li Yanmin ,Liu Daoyin ,et al. Experimental on fly ash recirculation with bottom feeding in a circulating fluidized bed boiler co-burning coal sludge[J]. Journal of China Coal Society 2010 ,35 (9):1537-1541.
- [3] 唐晓明 杨家林,蒋旭光,等.兴隆庄洗煤泥流化床焚烧的给料 泵送流变特性[J].煤炭学报 2007 32(6):643-646. Tang Xiaoming ,Yang Jialin ,Jiang Xuguang ,et al. Rheological behavior in Xinglongzhuang coal washery sludge pump system of CFB boiler[J]. Journal of China Coal Society 2007 32(6):643-646.
- [4] 黄 中 江建忠 徐正泉 ,等. 循环流化床锅炉大比例煤泥掺烧 试验研究[J]. 中国电机工程学报 2013 33(S1):112-116. Huang Zhong ,Jiang Jianzhong ,Xu Zhengquan ,et al. Research on CFB boiler large proportion coal slime co-combustion test [J]. Proceedings of the CSEE 2013 33(S1):112-116.

- [5] 郭 滨.大容量 CFB 锅炉大比例掺烧矿区洗煤泥技术研发[J].
 电力技术 2010,19(11-12):1-4.
 Guo Bin. Technology development for co-firing coal slime from coal washery with large share in a large size CFB boiler in mining area
 [J]. Electric Power Technology 2010,19(11-12):1-4.
- [6] 刘吉堂,王冬梅,蒋文斌,等.大型 CFB 锅炉大比例掺烧煤泥的 分析[J].电力技术 2010,19(10):52-57. Liu Jitang, Wang Dongmei Jiang Wenbin et al. Analysis on the large circulating fluidized bed boiler firing peat as mean fuel[J]. Electric Power Technology 2010,19(10):52-57.
- [7] Duan Lunbo Liu Daoyin Chen Xiaoping et al. Fly ash recirculation by bottom feeding on a circulating fluidized bed boiler co-burning coal sludge and coal [J]. Applied Energy 2012 95:295 – 299.
- [8] Levy A ,Mason D J ,Levi-Hevroni D ,et al. Drying of wet solid particles in a steady-state one-dimensional flow [J]. Powder Technology , 1998 95(1):15-23.
- [9] Levi-Hevroni David ,Levy Avi ,Borde Irene. Mathematical modeling of drying of liquid/solid slurries in steady state one-dimensional flow [J]. Drying Technology ,1995 ,13(5-7): 1187-1201.
- [10] Agarwal Pradeep K ,Genetti William E ,Lee Yam Y. Coupled drying and devolatilization of wet coal in fluidized beds [J]. Chemical Engineering Science 1986 41(9): 2373 – 2383.
- [11] Omar K I Hossain I Begum J A. burning characteristics of high ash bangladeshi peat [J]. International Journal of Energy Research , 1995 [19(5):391-396.
- [12] Kijo-Kleczkowska Agnieszka. Combustion of coal water suspensions[J]. Fuel 2011 90(2): 865 877.
- [13] 池 涌.洗煤泥与污泥处理焚烧技术及工程实例[M].北京:化学工业出版社 2006:153.

Chi Yong. Technology and industrial applications of the coal washing and municipal sludge burning treatment [M]. Beijing: Chemical Industry Press 2006: 153.

- [14] 李佑楚. 流态化过程工程导论[M]. 北京: 科学出版社 2008.
 Li Youchu. Introduction of fluidized engineering process [M]. Beijing: Science Press 2008.
- [15] Lu J F Zhang J S ,Yue G ,et al. Method of calculation of heat transfer coefficient of the heater in a circulating fluidized bed furnace
 [J]. Heat Transfer-Asian Research 2002 ,31(7): 540 550.
- [16] Gunn D J. Transfer of heat or mass to particles in fixed and fluidized-beds [J]. International Journal of Heat and Mass Transfer, 1978 21(4):467-476.
- [17] 郭慕孙. 流态化手册 [M]. 北京: 化学工业出版社 2008.
 Guo Musun. Handbook of fluidization [M]. Beijing: Chemical Industry Press 2008.