

节能、安全与环保

蓄热式中间包烘烤器的节能优势及烘烤效果

刁承民, 刘建伟, 张茂存

(济南钢铁股份有限公司 炼钢厂, 山东 济南 250101)

摘要:通过计算蓄热式燃烧技术的节能率, 得出了蓄热式中间包烘烤器比普通烘烤器具有节能优势。同时, 对两种烘烤器的烘烤效果进行了对比, 蓄热式中间包烘烤器的烘烤效果更加明显。

关键词:蓄热式烘烤器; 转炉煤气; 能源消耗; 节能率

中图分类号: TF341

文献标识码: B

文章编号: 1004-4620(2011)05-0171-02

1 前言

目前, 济钢第三炼钢厂连铸工序中间包的烘烤介质采用转炉煤气, 中间包烘烤时使用的煤气量较大, 从节约能源的角度出发, 一方面要求把中间包烘烤到较高温度和温度均匀, 另一方面要求能耗低、环境污染少。采用高效蓄热燃烧技术的蓄热燃烧中间包烘烤器, 利用高效蓄热体将烟气的热量传给助燃空气, 可达到节约能耗及减少污染的目的。

2 蓄热式燃烧技术的原理

蓄热式燃烧技术是一种极为有效的烟气余热回收技术, 通过成对的蓄热体交替切换工作于吸热和放热状态来回收烟气中的余热, 即一侧蓄热体进行煤气与空气的混合气体燃烧放热, 燃烧后的高温烟气经另一侧蓄热体排出, 高温烟气排出的同时, 其余热被该蓄热体充分吸收; 蓄热体工作状态切换后, 供应燃气的一侧蓄热体在提供能源的同时自身吸收储存的热量也被释放, 而另一侧则进行对高温烟气进行热量吸收和储存, 两个蓄热体切换工作状态时间通常设定为 50 s。

3 节能优势

蓄热式中间包烘烤器能最大限度地回收燃烧加热装置所排出的烟气中的余热, 降低排烟热损失, 提高燃烧加热装置的热效率。中间包烘烤要求在 3 h 内将温度加热至 1 100 ~ 1 200 °C, 然后进行保温至生产使用。通过蓄热式中间包烘烤器所排放出来的烟气温度控制在 180 °C 以下, 在高温状态下可使烟气温度降低 1 000 °C 左右, 大幅提高中间包烘烤的热效率。

3.1 转炉煤气燃烧后产生的烟气比热计算

3.1.1 相关计算公式

已知转炉煤气燃烧后产生的烟气成分及其相对分子质量 M_i 、体积分数 ϕ_i , 求转炉煤气在温度为 t (°C) 时的质量比热^[1]。

1) 烟气的平均相对分子质量为:

$$M = \frac{1}{100} \sum_{i=1}^n \phi_i M_i (i=1, 2, \dots, n) \quad (1)$$

2) 烟气中成分的质量分数 (%) 为:

$$w_i = \phi_i \frac{M_i}{M} \quad (2)$$

3) 各成分的质量比热容为:

$$C_{p,i}^* = (A + BT + CT^2 + DT^3) \times \frac{4.1868}{M_i} \quad (3)$$

式中, $T=t+273.15K$, A, B, C, D 为比热容方程常数。

4) 烟气的质量比热容为:

$$C_p^* = \frac{1}{100} \sum_{i=1}^n w_i C_{p,i}^* \quad (4)$$

3.1.2 烟气比热计算

根据检测, 烟气中各成分及其含量见表 1, 烟气各成分的比热容方程常数见表 2。

表 1 转炉煤气燃烧后产生的烟气成分 %

成分	CO	CO ₂	N ₂	O ₂
体积分数 ϕ_i	0.3	11.9	75.5	12.3

表 2 烟气各成分比热容方程常数 (A、B、C、D) 和相对分子质量 M_i

成分	A	$B \times 10^{-3}$	$C \times 10^{-6}$	$D \times 10^{-9}$	M_i
CO	7.373	-3.070	6.662	-3.037	28.010
CO ₂	4.728	17.540	-23.380	4.097	44.010
N ₂	7.440	-3.240	6.400	-2.790	28.013
O ₂	6.713	-0.879	4.170	-2.544	32.000

注: 从文献[2]中查得。

1) 计算烟气的平均相对分子质量:

$$M_g = (0.3 \times 28.010 + 11.9 \times 44.010 + 5.5 \times 28.013 + 12.3 \times 32.000) / 100 = 30.407。$$

2) 计算烟气各成分的质量分数 (%) 为:

收稿日期: 2011-08-08

作者简介: 刁承民, 男, 1969年生, 1992年毕业于包头钢铁学院钢铁冶金专业。现为济钢炼钢厂副厂长, 高级工程师, 从事炼钢生产、技术及管理工作。

$$w_{CO_2} = 0.3 \times \frac{28.010}{30.407} = 0.276,$$

$$w_{CO} = 11.9 \times \frac{40.010}{30.407} = 15.658,$$

$$w_{H_2O} = 75.5 \times \frac{28.013}{30.407} = 69.556,$$

$$w_{O_2} = 12.3 \times \frac{32.000}{30.407} = 12.944.$$

4)计算烟气各成分在温度 t 下的比热容。根据公式(3)及公式(4)得到的各成分及烟气在不同温度下的比热容见表3。

表3 直排烟气各成分不同温度下的比热容

温度/ °C	比热容/(kJ·kg ⁻¹ ·°C ⁻¹)				
	CO	CO ₂	N ₂	O ₂	烟气
180	1.056 4	0.785 5	1.050 2	0.907 3	0.973 8
300	1.080 7	0.748 9	1.070 1	0.929 0	0.984 8
500	1.132 7	0.590 5	1.116 6	0.961 7	0.996 8
700	1.180 2	0.326 4	1.162 3	0.976 3	0.989 2
800	1.195 4	0.160 7	1.178 5	0.971 9	0.974 0
900	1.201 3	-0.024 5	1.187 1	0.956 9	0.949 0
1 000	1.195 1	-0.226 7	1.185 4	0.929 4	0.912 6
1 100	1.174 2	-0.443 6	1.171 0	0.887 3	0.863 1
1 200	1.135 8	-0.672 9	1.141 3	0.828 8	0.798 9

3.2 烘烤器热平衡计算公式

烘烤器热平衡计算公式:

$$Q = B \times [Q_d + L_a \times C_{v1} \times t_{v1} - k \times V_a \times C_{v2} \times t_{v2} - (1-k) \times V_a \times C_{v2} \times t_{v2}]. \quad (5)$$

3.3 节能率计算

对于普通中间包烘烤器来说,因不存在余热回收,所以式(5)中 $t_{v2}=0, k=0$,设普通烘烤器的燃料消耗为 B_1 ,则公式(5)变为:

$$Q = B_1 \times (Q_d - V_a \times C_{v1} \times t_{v1}). \quad (6)$$

将公式(5)、(6)整理得到节能率为:

$$\eta = \left(1 - \frac{B}{B_1} \right) \times 100 = \left(1 - \frac{Q - V_a \times C_{v1} \times t_{v1}}{Q_d + L_a \times C_{v1} \times t_{v1} - k \times V_a \times C_{v2} \times t_{v2} - (1-k) \times V_a \times C_{v2} \times t_{v2}} \right) \times 100. \quad (7)$$

式中: B 为实际燃气消耗量, m³/m³; B_1 为普通中间包烘烤器燃气消耗量, m³/m³; Q_d 为燃料的发热量, kJ/m³; L_a 为燃料燃烧所需空气量, m³/m³; V_a 为燃料燃烧所产生的烟气量, m³/m³; C_{v1} 为空气比热, kJ/kg·°C; C_{v1} 为未经换热直排时烟气比热, kJ/kg·°C; C_{v2} 为经换热直排时烟气比热, kJ/kg·°C; t_{v1} 为未经换热直排时烟气温度, °C; t_{v2} 为经换热直排时烟气温度, °C; k 为未参与换热的烟气比例系数, $k=0.2$ 。

对于转炉煤气来说, $Q_d=7\ 524$ kJ/m³, $L_a=2.4$ m³/m³, $V_a=3.6$ m³/m³。

应用公式(7),在不同烟气温度和空气预热温度时的节能率计算结果如表4所示。

表4 不同温度下的节能率

$t_{v1}/$ °C	$C_{v1}/$ (kJ·m ⁻³ ·°C ⁻¹)	$t_{v2}/$ °C	$C_{v2}/$ (kJ·m ⁻³ ·°C ⁻¹)	$t_d/$ °C	$C_d/$ (kJ·m ⁻³ ·°C ⁻¹)	$\eta/$ %
300	0.984 8	180	0.973 8	120	0.309	6.31
500	0.996 8	180	0.973 8	320	0.315	16.99
700	0.989 2	180	0.973 8	520	0.321	27.31
800	0.974 0	180	0.973 8	620	0.324	32.01
900	0.949 0	180	0.973 8	720	0.328	36.18
1 000	0.912 6	180	0.973 8	820	0.331	39.56
1 100	0.863 1	180	0.973 8	920	0.334	41.95
1 200	0.798 9	180	0.973 8	1 020	0.338	43.09

4 烘烤效果对比

根据中间包烘烤经验,冷中间包烘烤温度由常温升至1 200 °C的时间约为3 h,然后在1 200 °C下保持1 h,1 200 °C下的保持时间是为了进一步将中包浇注料及涂抹料内的结晶水烘出。通过对普通中间包烘烤器与蓄热式中间包烘烤器烘烤过程中的温度变化跟踪,发现蓄热式烘烤器的烘烤效果明显好于普通烘烤器,烘烤温度曲线对比见图1。从图中温度趋势可以看出,蓄热式烘烤器在烘烤过程中烟气中余热的再次利用在烘烤中取得了良好的效果。烘烤2 h后,蓄热式烘烤器烘烤温度已达到1 000 °C,而普通烘烤器只有750 °C左右;烘烤3 h后,蓄热式烘烤器烘烤温度达到1 170 °C,而普通式烘烤器只有1 000 °C。对于中间包浇注料及涂抹料中的结晶水来说,蓄热式烘烤器比普通烘烤器有更充分的时间将其烘出。

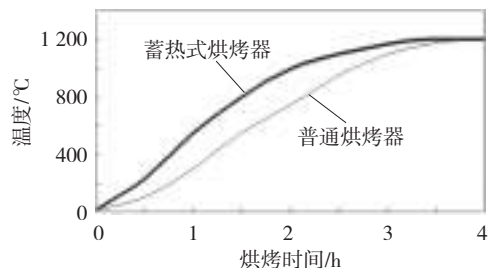


图1 普通烘烤器与蓄热式烘烤器烘烤效果对比

5 结语

蓄热式中间包烘烤器在连铸生产中取得了良好的节能优势及烘烤效果,节能率随着中间包温度的不断升高而提高,温度达到目标烘烤温度1 200 °C时节能率最高,为43.09%,并提高了中间包的过程烘烤效果。同时,对减少环境污染也起到了积极作用。

参考文献:

[1] 范砧.燃料气比热容的计算方法[J].工业炉,2006(1):35-36.
[2] 童景山.流体热物理性质的计算[M].北京:清华大学出版社,1982.

(下转第174页)

式,压滤机采用立式压榨辊结构布置。絮凝污泥首先通过浓缩机进料口的溢流堰进入浓缩机,均匀分布在整个滤带上,浓缩机滤带轻微倾斜,另外设有交错的自适应泥耙,可提高脱水效率。浓缩后的污泥被滤带导流至压滤机的重力脱水段上,进一步脱水浓缩,此时大部分的游离水已从污泥中排除,然后污泥被输送到压滤机的预压区和辊筒直径由大到小布置的高压区进行压榨脱水,最后压榨的污泥由刮板从滤带上刮走。

除设备本身外,污泥脱水剂也是影响污泥脱水效果的重要因素,为确保污泥脱水效果,对污泥脱水药剂进行了实验室筛选。从实验室情况看,污泥加入CWR-LK508后,形成的絮团密实、体积小、可压缩性好。决定采用CWR-LK508药剂在带式压滤浓缩机上进行工业性实验。首先将粉状的药剂用水配成3‰的溶液,然后将剩余污泥用泵抽至管道混合器,在管道混合器处加入适量的CWR-LK508溶液,最后通过带式压滤浓缩机进行脱水。工业性实验结果表明:当加药量在 500×10^{-6} 时,选用CWR-LK508作为污泥脱水剂脱出的污泥较为干燥,处理前后污泥含水率由95%降至70%左右,完全可以满足生产需求。

3.2 液碱NaOH代替纯碱 Na_2CO_3

纯碱 Na_2CO_3 是强碱弱酸盐,在水中二级水解,生成 OH^- ,第一级水解反应为 $\text{CO}_3^{2-} + \text{H}_2\text{O} = \text{HCO}_3^- + \text{OH}^-$,第二级水解反应为 $\text{HCO}_3^- + \text{H}_2\text{O} = \text{H}_2\text{CO}_3 + \text{OH}^-$ 。NaOH在水中直接进行电离,生成 OH^- 。两者都能起到稳定系统pH值的作用,可以互相替代。2011年1

月,莱钢焦化厂进行技术改造,将废弃储槽重新修复用以储存进厂液碱(浓度为30%),新增1台流量为 $15 \text{ m}^3/\text{h}$ 碱泵,并铺设相应输送管道,将液碱送至生产用碱槽,碱槽内同时加入1:1的新水,将液碱浓度降至15%左右后,用泵打入好氧池。

3.3 二沉池刮泥机改造

2011年2月,1#生物脱氮系统二沉池污泥上浮严重,莱钢焦化厂将二沉池抽空后对刮泥机进行了适应性改造,改造内容:1)将刮泥机刮板拉筋、螺丝全部更换为不锈钢材质。2)在刮板下方钻孔后加装橡胶皮子,使橡胶皮子与池底保留0.5 cm左右的距离,既能最大限度保证刮泥效果,又能减少因池底高低不平对刮板造成的直接损伤。3)找正刮泥机传动轴,保证刮泥机 360° 均匀刮泥。

4 优化效果

启用带式浓缩压滤机后,沉降比控制在工艺要求的20%~40%,污泥活性增强,二沉池出水清澈透明。自用液碱代替纯碱以来,未发生管道、阀门堵塞情况,好氧池pH值始终控制在7.0~8.0;出水氨氮控制在3 mg/L以下,系统运行稳定;加碱成本降至3.1元/t废水,降低了38%,每年可节约费用66万元。二沉池刮泥机改造完成后,好氧池溶解氧恢复至正常控制的2~4 mg/L,污泥不再上浮,出水悬浮物由原来的90 mg/L降至30 mg/L。

参考文献:

- [1] 张建丰.活性污泥法工艺控制[M].北京:中国电力出版社,2007.

Optimization Practice of Biological Denitrification System of the Laiwu Steel's Coking Plant

XU Hong, ZHAI Rui-jin, LIU Min, WANG Yao-chen

(The Coking Plant of Laiwu Iron and Steel Co., Ltd., Laiwu 271104, China)

Abstract: There were some problems in 1[#] biological denitrification system of Laiwu Steel's Coking Plant such as poor dewatering effect of sludge, high cost of sodium carbonate and floating upward of sludge in secondary sedimentation tank. The measurements of using thickener-press filter instead of screw press filter, using sodium hydroxide instead of sodium carbonate and transformation of sludge scraper were carried out. The questions were solved. The system ran stably and the indices were improved. SV_{30} was reduced from between 60% and 70% to 20% and 40%, the cost of alkali was reduced 38% and the suspended matter of effluent was reduced from 90 mg/L to 30 mg/L.

Key words: biological denitrification; belt thickener-press filter; sodium hydroxide; sludge scraper

(上接第172页)

Energy Saving Advantages and Baking Effects of Regenerative Tundish Roaster

DIAO Cheng-min, LIU Jian-wei, ZHANG Mao-cun

(The Steelmaking Plant of Jinan Iron and Steel Co., Ltd., Jinan 250101, China)

Abstract: By calculating the energy saving rate of regenerative combustion technology, the regenerative tundish roaster has energy saving advantages and better the baking effects compared with ordinary roaster.

Key words: regenerative roaster; converter gas; energy consumption; energy saving rate