

烟气再循环与空气分级对氢氧化铝焙烧炉运行参数的影响

李潇峰^{1,2}, 邹俊³, 张 扬³, 王志宁², 张 海³, 吕俊复³, 刘 青³, 张守玉¹

(1. 上海理工大学 能源与动力工程学院, 上海 200093; 2. 清华大学山西清洁能源研究院, 山西 太原 030032;

3. 清华大学 能源与动力工程系 热科学与动力工程教育部重点实验室, 北京 100086)

摘 要: 氢氧化铝焙烧炉常用 SCR 或 SNCR 技术降低 NO_x 排放, 但存在催化剂被污染以及氨逃逸等问题, 亟待发展一条新的减排方案。烟气再循环和空气分级技术是降低氢氧化铝气态悬浮焙烧炉 NO_x 排放的潜在手段, 但烟气再循环和空气分级燃烧技术对气态悬浮焙烧炉运行参数的影响规律仍不明确。以 3 000 t/d 规模的氢氧化铝气态悬浮焙烧炉系统为研究对象, 研究了烟气再循环和空气分级对氢氧化铝气态悬浮焙烧炉运行参数的影响规律。通过计算发现, 当烟气再循环率为 20% 时, 系统总过量空气系数降低至 1.1 左右, 可维持较大的一次风量, 保证悬浮焙烧状态的同时, 使主焙烧炉 (P04) 下部达到欠氧还原性气氛, 进而抑制 NO_x 的生成。烟气再循环率在 20% 且空气分级的燃尽风率在 25% 以内时, GSC 炉系统中各分离器效率变化可忽略。GSC 炉系统增加烟气再循环和空气分级后, 若不调整燃料分配, 焙烧温度会降低, 可能对氧化铝产品质量产生不利影响。通过优化 GSC 炉的燃料分配, 可显著降低烟气再循环和空气分级对系统运行参数的影响程度。烟气再循环达 20% 且空气分级的燃尽风率在 25% 时, 优化后的 GSC 炉系统仍可在保证氢氧化铝焙烧工艺温度和整体热效率的情况下, 实现主焙烧炉膛下部的欠氧还原性燃烧气氛, 为 GSC 焙烧炉的低氮燃烧设计提供了必要条件。

关键词: 气态悬浮焙烧炉; 烟气再循环; 空气分级; 物料平衡; 热平衡

中图分类号: TQ133.1

文献标志码: A

文章编号: 1006-6772(2020)05-0127-09

Effects of flue gas recirculation and air staging on the operating parameters of aluminum hydroxide calciner

LI Xiaofeng^{1,2}, ZOU Jun³, ZHANG Yang³, WANG Zhining², ZHANG Hai³, LYU Junfu³, LIU Qing³, ZHANG Shouyu¹

(1. School of Energy and Power Engineering, University of Shanghai for Science and Technology, Shanghai 200093, China; 2. Shanxi Research Institute

for Clean Energy Tsinghua University, Taiyuan 030032, China; 3. Key Laboratory for Thermal Science and Power Engineer

of Ministry of Education, Department of Energy and Power Engineering, Tsinghua University, Beijing 100084, China)

Abstract: SCR and SNCR technology are commonly used to reduce NO_x emission of aluminum hydroxide gaseous suspension calciners (GSC). However, due to the problems of contamination on catalyst and ammonia slip, it is urgent to develop a new scheme to reduce NO_x emission. Fuel gas recirculation and air staged combustion are potential approaches to reduce NO_x emissions of aluminum hydroxide GSC. However, the effects of fuel gas recirculation and air staging on operating parameters of GSC are still unclear. In the present study, taking a 3 000 t/d aluminum hydroxide GSC as the research object, the effects of the flue gas recirculation and air staging on the GSC operating parameters were investigated. It is found that when the flue gas recirculation rate is 20%, the total excess air ratio of the system is reduced to about 1.1, which can maintain a large primary air volume, ensure the suspension roasting state, and make the lower part of the main roasting

收稿日期: 2020-08-10; 责任编辑: 张晓宁 DOI: 10.13226/j.issn.1006-6772.IF20081002

基金项目: 国家自然科学基金资助项目(51706119); 四川省科技计划资助项目(2018JZ0021, 2019YFS04976)

作者简介: 李潇峰(1996—), 男, 河北邯郸人, 硕士研究生, 研究方向为降低氢氧化铝焙烧炉 NO_x 排放方面的研究。E-mail: lixf1849@163.com。

通讯作者: 张扬, 助理教授, 研究方向为清洁高效燃烧技术。E-mail: yang-zhang@tsinghua.edu.cn

引用格式: 李潇峰, 邹俊, 张扬, 等. 烟气再循环与空气分级对氢氧化铝焙烧炉运行参数的影响[J]. 洁净煤技术, 2020, 26(5): 127-135.

LI Xiaofeng, ZOU Jun, ZHANG Yang, et al. Effects of flue gas recirculation and air staging on the operating parameters of aluminum hydroxide calciner[J]. Clean Coal Technology, 2020, 26(5): 127-135.



移动阅读

furnace(P04) achieve a reductive atmosphere,thus inhibiting the formation of NO_x . The changes in the separation efficiency of each cyclone in GSC caused by the flue gas recirculation and air staging were negligible when the flue gas recirculation ratio are below 20% and the over fire air ratio of the air staged combustion are below 25%. The flue gas recirculation and air staged combustion result in a decrease of the calcination temperature if the fuel distribution is not well adjusted,which may have adverse effects on the quality of alumina products. However,by optimizing fuel distribution of the GSC calciner,the influence of flue gas recirculation and air staging on operating parameters can be largely reduced. When the flue gas recirculation ratio reaches 20% and the over fire air ratio reaches 25%,the lower part of the main furnace of the GSC calciner can achieve a reductive atmosphere while the aluminum hydroxide calcination temperature and overall thermal efficiency are still ensured,which provides the necessary condition for the low- NO_x combustion design of the GSC process.

Key words: gas suspension calciner; flue gas recirculation; air staging; material mass balance; heat balance

0 引言

氢氧化铝的焙烧是在高温下脱去氢氧化铝的附着水和结晶水,完成晶相转变,制取符合要求的氧化铝的工艺过程。氢氧化铝的焙烧是氧化铝生产过程的最后一道工序,其能耗占氧化铝工艺总能耗的10%以上^[1]。

目前我国氢氧化铝焙烧生产主要采用气态悬浮焙烧炉(gaseous suspension calciner,GSC)工艺过程。考虑到生产成本,我国GSC炉大多采用煤气作为燃料。煤气在GSC炉的燃烧过程中会产生大量 NO_x 。传统燃烧煤气的GSC炉中 NO_x 排放值为150~400 mg/m^3 。我国于2013年修订了《铝工业污染物排放标准》(GB 25465—2010)^[2],规定氧化铝焙烧炉的 NO_x 排放应低于100 mg/m^3 。因此,降低焙烧炉中的 NO_x 排放具有现实意义。

GSC炉具特点:主焙烧炉P04内焙烧温度高,平均1 000~1 200 $^{\circ}\text{C}$,由于焙烧温度与氧化铝产品质量直接相关,要求焙烧温度不能降低;氢氧化铝气态悬浮焙烧炉的主焙烧炉P04内物料处于悬浮焙烧状态,要求较大的空气流量,因此焙烧炉内的总过量空气系数一般在1.4左右;焙烧炉系统的焙烧时间短,只有1~2 s;主焙烧炉入口处的助燃空气温度高,一般在700 $^{\circ}\text{C}$ 以上。

GSC炉燃烧过程中 NO_x 主要有热力型和燃料型2种。由于GSC炉的助燃空气温度较高,一般可达700 $^{\circ}\text{C}$ 以上,传统的扩散式烧嘴的局部火焰温度可达2 000 $^{\circ}\text{C}$,局部高温条件下会产生大量热力型 NO_x 。而在煤气生产过程中,由于工艺不同,煤气 NH_3 含量为 $50\times 10^{-6}\sim 400\times 10^{-6}$,在焙烧过程中生成燃料型 NO_x 。

近年来,我国对GSC炉的低氮改造进行尝试。徐良策^[3]、尹海滨等^[4]对降低GSC炉的 NO_x 排放提出建议。黄耀^[5]对比了烟气脱硝和燃料脱氮的经济型以及对运行的影响,从而选择煤气脱氮的技术

思路,并采用硫铵工艺对燃料进行脱氮,降低燃料型 NO_x 的排放。空气分级技术是将部分助燃空气直接送入主燃烧区下游,让主燃烧区形成欠氧的还原性环境,可有效抑制热力型 NO_x 的生成。杨协和等^[6]利用Barracuda模拟计算了使用空气分级技术对GSC炉 NO_x 排放的影响,结果表明,主燃烧区的过量空气系数小于1时,GSC炉的 NO_x 生成量大幅降低。但由于整体过量空气系数较高,若采用空气分级的技术方案,进入炉膛底部的助燃空气量需减少到空气分级前的60%左右,才能形成欠氧的还原性燃烧环境,风量大幅减少会导致气流速度显著减小,破坏了主焙烧炉P04内原有的悬浮焙烧状态,导致系统落料事故,危害系统的运行。桑海波^[7]提出了低氮燃烧+SNCR+SCR复合脱硝技术,并成功应用于多个氧化铝厂。但焙烧炉内粉尘浓度大,SCR技术使用的催化剂易被粉尘污染而失活,增加了生产成本。SNCR技术有可能产生氨逃逸问题,逃逸出的 NH_3 附着在氧化铝固体表面,污染最终的氧化铝产品。

在热力行业,烟气再循环技术常被用于降低气体燃料燃烧过程的 NO_x 排放^[8-10]。采用烟气再循环技术能够显著降低燃烧温度和热力型 NO_x 的生成^[11-15]。但对于GSC氢氧化铝焙烧过程,其燃烧温度受工艺的限制,不能显著降低,否则将影响氧化铝产品质量。因此,传统的烟气再循环技术不能用于GSC炉的 NO_x 减排。

为此,本文提出针对GSC炉的新型烟气再循环结合空气分级的低氮燃烧技术。首先,利用再循环烟气替代部分助燃空气,在保证总风量的情况下,降低总过量空气系数;再结合空气分级,减少 NO_x 排放。该技术中烟气再循环的目的不是为了降低燃烧温度,而是利用烟气替代部分空气,用于维持P04内物料的悬浮焙烧状态,这与传统的烟气再循环技术差异显著。当助燃氧化剂气流的宏观过量空气系数在1.1~1.2时,仅采用少量的空气分级即可使主燃烧区处在还原性气氛下,有效抑制 NO_x 生成的同

时保证P04内物料的悬浮焙烧状态以及工艺温度,再利用剩余的空气将未燃尽的燃料燃烧完全。

烟气再循环和空气分级燃烧技术是否会引起GSC炉运行参数的显著改变是低氮燃烧技术是否可行的关键。焙烧温度变化可能会影响产品质量,排烟温度的变化会影响GSC炉的整体热效率,入口气体流量的变化可能会使主焙烧炉(P04)内无法形成悬浮焙烧状态等。本文在该技术方案下,开展GSC炉物料平衡和热平衡计算,考察烟气再循环和空气分级存在的条件下,GSC炉运行参数的变化规律。以某3 000 t/d的GSC炉为对象,对比有无烟气在循环技术和空气分级技术条件下的物料平衡和热平衡情况;以此为基础,讨论引入再循环烟气和空气分级后对P04焙烧温度、燃料消耗量、热效率等的影响,为焙烧炉系统进行低氮燃烧改造提供理论参考。

1 技术方案和计算方法

GSC炉的示意如图1所示(其中实线箭头表示物料流量,虚线箭头表示气流流向,红色虚线箭头表示气流中携带物料流)。

物料流程:氢氧化铝原料从进料小仓(F01)送入文丘里干燥器(A02),被烟气携带进入首级旋风预热器P01。旋风预热器同时具有分离气固的功能,绝大多数物料被P01分离进入末级旋风预热器P02,与热烟气换热后进入主焙烧炉P04完成焙烧,物料经旋风分离器P03分离后,依次进入C01、C02、C03和C04等4个旋风冷却器,物料被冷却,最终进入K01流化床冷却器进一步降温,形成最终的氧化铝产品。

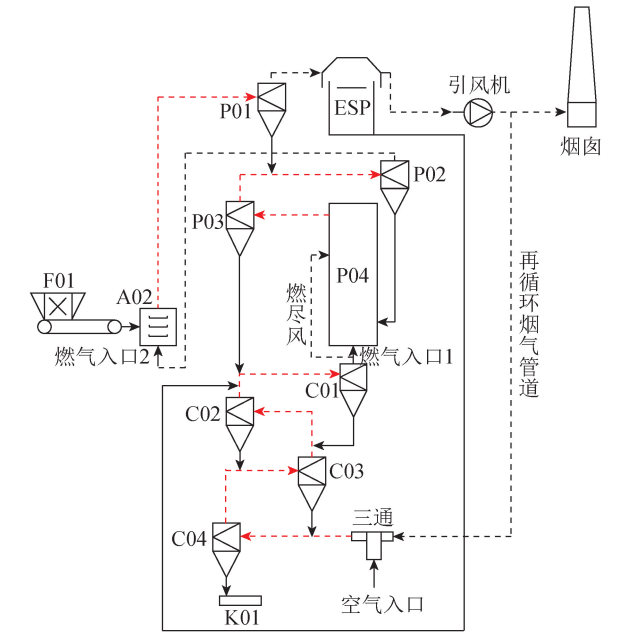
烟风流程:在引风机的驱动下,新鲜空气进入C04冷却氧化铝物料的同时,空气温度升高。空气依次流经C03、C02和C01使温度进一步升高。离开C01的助燃空气与煤气混合燃烧,从底部进入P04,用于给焙烧过程提供热量,热烟气从P03分离器与物料分离后,依次流经P02、A02和P01,加热物料,同时烟气温度降低。从P01分离出的烟气进入电除尘器ESP,通过引风机从烟囱排向大气。

1.1 烟气再循环和空气分级的GSC炉技术方案

本文以某3 000 t/d的GSC炉为对象,研究烟气再循环和空气分级带来的影响。本文提出的烟气再循环和空气分级的方案(图1)如下:

1)烟气再循环。选择从引风机出口的烟气管道上抽取部分烟气作为再循环烟气,并在末级旋风冷却器C04的空气入口处与空气混合并引入系统。

考虑到焙烧炉的特点,再循环烟气与空气混合形成的混合气的总气体流量与原焙烧炉的空气流量相同。由于混合气从C04进入GSC炉系统后,需要作为冷却介质冷却高温氧化铝物料,为了保证冷却效果,再循环烟气不作保温处理。由于引风机出口烟气约为160℃,并含有大量水蒸气,再循环烟气在再循环烟气管道中会被周围环境冷却,大量水蒸气冷凝形成液态水。因此,重新与空气混合进入焙烧炉系统时,可认为再循环烟气中水蒸气含量为饱和水蒸气含量,且烟气温度与空气温度相同。



F01—进料小仓; A02—文丘里干燥器; P01—首级旋风预热器; P02—末级旋风预热器; P03—旋风分离器; P04—主焙烧炉; C01—一级旋风冷却器; C02—二级旋风冷却器; C03—三级旋风冷却器; C04—末级旋风冷却器; K01—流化床冷却器; ESP—电除尘器

图1 氢氧化铝气态悬浮焙烧炉系统工艺流程
Fig.1 Process flow of aluminum hydroxide gaseous suspension calciner system

2)空气分级。C01分离出的加热后空气与循环烟气的混合气在进入P04底部前分成2股:第1股流入主焙烧炉(P04)下部与煤气混合并形成欠氧燃烧,建立还原性环境;第2股作为燃尽风引入主焙烧炉(P04)的中上部,将欠氧燃烧过程中未燃尽的燃料氧化完全。该方案中氢氧化铝的脱水反应主要在P04下部的还原区进行,需要保证此部分温度基本不变。在计算中,以燃尽风的入口为分界线,将P03和P04分为P04下部和P03+P04上部分别计算。由于P04内部为耐火砖,散热量较少,并且P04内焙烧时间短,为方便计算,假设P04下部没有散热。

1.2 GSC 炉物料平衡和热平衡计算方法

GSC 炉的热平衡和物料平衡计算方法参照文献[16]。以工况 0(无烟气再循环和空气分级的初始工况)测得的数据和 GSC 炉的设计参数为基础,按照文献[16]的计算方法,计算工况 0 时系统的物料平衡和热平衡;再通过校核分离器的分离效率变化规律,重新计算引入再循环烟气和空气分级后 GSC 炉的物料平衡;利用 C04 进入的气体体积流量不变计算,初步得到不同烟气再循环率和燃尽风率下的 GSC 炉总过量空气系数,根据式(1)、(2)计算烟气再循环率和燃尽风率;再依次计算 C04、C03、C02、C01、P04 下部、P03-P04 上部、P02、P01 的热平衡,通过计算依次得到 C04 内气固温度、C03 内气固温度、C02 内气固温度、C01 内气固温度、P04 消

耗燃料量、P03-P04 上部气固温度、P02 内气固温度和 A02 消耗燃料量等参数,经反复迭代,使各部件最终均达到热平衡状态。

$$\varphi = \frac{V_{\text{FGR}}}{V_{\text{lg}}}, \tag{1}$$

$$k = \frac{V_{\text{OFA}}}{V_{\text{wa,C01-P04}} + V_{\text{FGR}}}, \tag{2}$$

式中, φ 为烟气再循环率,%; V_{FGR} 为再循环烟气总体积, m^3 ; V_{lg} 为焙烧炉出口烟气总体积, m^3 ; k 为燃尽风率,%; V_{OFA} 为燃尽风总体积, m^3 ; $V_{\text{wa,C01-P04}}$ 为首级旋风冷却器(C01)到主焙烧炉(P04)的湿空气总体积, m^3 。

表 1 为 GSC 炉物料平衡、热平衡计算所需参数,表 2 为 GSC 炉的煤气燃料成分。

表 1 无烟气再循环和空气分级时 GSC 炉主要参数

Table 1 Main parameters of GSC without FGR and air staging technology

参数	数值	参数	数值
产量/(t·d ⁻¹)	3 000	P01 分离效率/%	90
氢氧化铝附着水/%	6	P02 分离效率/%	80
氢氧化铝入口温度/℃	50	P03 分离效率/%	80
入炉煤气温度/℃	30	C01 分离效率/%	80
入炉空气温度/℃	18	C02 分离效率/%	80
入炉空气含水/%	1.39	C03 分离效率/%	80
排烟温度/℃	160	C04 分离效率/%	80
C04 出口物料温度/℃	260	ESP 分离效率/%	99.95

表 2 煤气成分

Table 2 Coal gas compositions

煤气成分	数值/%	低位热值/(MJ·Nm ⁻³)	煤气成分	数值/%	低位热值/(MJ·Nm ⁻³)
CO	20.00	12.68	O ₂	0.20	0
H ₂	19.00	10.84	H ₂ O	2.10	0
CO ₂	10.00	0	H ₂ S	0.50	23.37
N ₂	47.36	0	C ₂ H ₄	0	59.44
CH ₄	0.80	35.97	NH ₃	0.04	13.44

本文计算并分析不同工况下焙烧炉运行参数的变化规律,计算过程如图 2 所示。

1.3 分离器分离效率和 P02 灼减率的确定

1.3.1 分离器效率的确定

由于引入烟气再循环技术和空气分级技术后,各旋风分离器内的气流速度、气流温度和气流成分会发生变化,可能对分离器效率产生影响。因此,首先讨论加入再循环烟气后分离器的分离效率的变化规律。本文基于 Muschelknautz 模型^[17],计算焙烧炉系统中 7 个分离器效率的变化规律,分离效率计算公式为

$$E = \sum E_i p_i, \tag{3}$$

其中, E 为分离器分离效率; p_i 为粒径为 i 的颗粒量占总颗粒数的百分比,%; E_i 为分离器对粒径为 i 颗粒的分离效率,% ,计算公式为

$$E_i = \frac{1}{\left[1 + \left(\frac{D_{50}}{i} \right)^5 \right]}, \tag{4}$$

其中, i 为颗粒粒径,mm; D_{50} 为分离器的切割粒径,mm,其计算公式为

$$D_{50} = 10^6 \times \left(\frac{16.2 \times \mu Q \div 3\,600}{6.28 \times (\rho_p - \rho) H_i V_{ocs}^2} \right)^{0.5}, \tag{5}$$

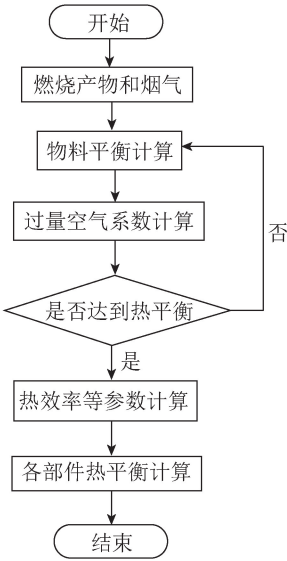


图 2 计算过程

Fig.2 Process of calculation

其中, ρ_p 为粉尘密度, kg/m^3 ; V_{ocs} 为内旋涡旋转速度, m/s ; μ 为气体黏度, $\text{Pa} \cdot \text{s}$; ρ 为气体密度, kg/m^3 ; H_i 为分离器内部空间高度, m ; Q 为空气流量, m^3/h , 计算公式为

$$Q = Q_0 \rho / \rho_0, \quad (6)$$

式中, Q_0 为标准状况下空气流量, m^3/h ; ρ_0 为标况下气体密度, kg/m^3 。

内旋流速度 V_{ocs} 的计算公式为

$$V_{\text{ocs}} = \frac{V_{\text{ow}} D / D_x}{1 + f A_r V_{\text{ow}} \left(\frac{D}{D_x} \right)^{0.5} / \left(\frac{Q}{1800} \right)}, \quad (7)$$

式中, V_{ow} 为器壁表面切向速度, m/s ; D 为分离器外径, m ; D_x 为分离器内径, m ; f 为总摩擦因数; A_r 为摩擦

阻力总面积, m^2 。

气体密度根据理想气体方程估算, 气体黏度根据文献[18]的回归方程计算。其中氮气黏度、氧气黏度和混合气黏度的计算公式分别为

$$\mu(\text{N}_2) = \frac{1.0385 \times 10^{-2}}{T(\text{N}_2) + 118} \left(\frac{T(\text{N}_2)}{373} \right)^{1.5}, \quad (8)$$

式中, $\mu(\text{N}_2)$ 为氮气黏度, $\text{Pa} \cdot \text{s}$; $T(\text{N}_2)$ 为氮气温 度, K 。

$$\mu(\text{O}_2) = \frac{1.2622 \times 10^{-2}}{T(\text{O}_2) + 138} \left(\frac{T(\text{O}_2)}{373} \right)^{1.5}, \quad (9)$$

式中, $\mu(\text{O}_2)$ 为氧气黏度, $\text{Pa} \cdot \text{s}$; $T(\text{O}_2)$ 为氧气温 度, K 。

$$\mu' = \sum_{m=1}^N g_m \mu_m, \quad (10)$$

式中, μ' 为混合气黏度; μ_m 为第 m 种气体的黏度, $\text{Pa} \cdot \text{s}$; g_m 为第 m 种气体的质量分数, %。

图 3 为温度、烟气再循环率和气体流量对分离效率的影响。由图 3(a) (以 C04 为例) 可知, 温度小于 100°C 时, 分离器分离效率的变化小于 1%。本文计算中, 增加空气分级和烟气再循环后, 各分离器内的气流温度变化最大接近 100°C , 可近似认为分离器效率无变化。由图 3(b) (以 P03 为例) 可知, 当烟气再循环率达 20% 时, 分离器的分离效率变化不足 0.5%, 可近似认为分离效率无变化。由图 3(c) (以 P02 为例) 可知, 分离器入口气流量小于 $2 \text{ Nm}^3/\text{s}$ 时, 分离器的分离效率变化不超过 1%。而在本文计算中, 气体流量最大不超过 $2 \text{ Nm}^3/\text{s}$, 可近似认为分离器效率无变化。综上, 在本文研究范围内, 分离器的分离效率变化很小, 可取定值。

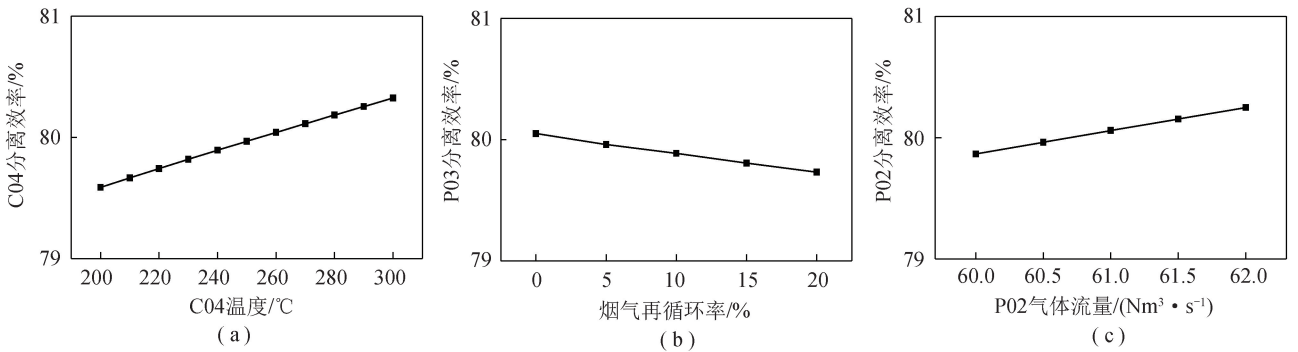


图 3 分离器分离效率的变化趋势

Fig.3 Variation trend of separator separation efficiency

1.3.2 P02 温度对 P02 下料口灼减率的影响

在旋风预热器 P02 处, 氢氧化铝会吸热并脱除部分结晶水, 再进入主焙烧炉 P04 进一步反应。氢氧化铝脱去结晶水的程度采用灼减率表征。灼减率定义为剩余结晶水质量占总质量的百分比, 灼减率

越大, 氢氧化铝脱水程度越低。在计算中, P02 下料管中物料的灼减率 ($\Delta m_{\text{d-P02,hl}}^0$) 是设定值。由于本文增加了烟气再循环和空气分级, 会对 P02 的温度产生影响, 从而影响 $\Delta m_{\text{d-P02,hl}}^0$ 值。因此, 采用热平衡试算, 即假定 $\Delta m_{\text{d-P02,hl}}^0$ 值, 计算不同工况下 P02 内气

固温度,通过温度反推 $\Delta m_{d-P02,hl}^0$ 值,并进行迭代计算,得出 P02 下料口灼减率 $\Delta m_{d-P02,hl}^0$ 与 P02 温度的关系,如图 4 所示。本文计算中 $\Delta m_{d-P02,hl}^0$ 值皆根据 P02 温度从图 4 的曲线上选取并迭代计算获得。

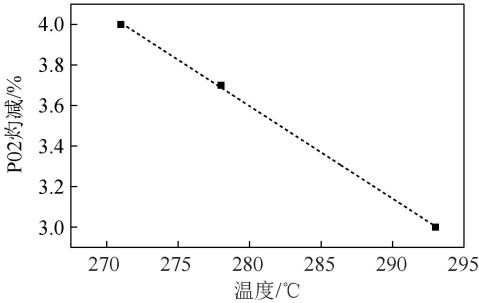


图 4 P02 灼减率与 P02 温度的关系

Fig.4 Relationship between weight loss during calcination in P02 and P02 temperature

1.4 烟气再循环和空气分级技术对 GSC 系统温度的影响

在实际 GSC 炉操作过程中,燃料可通过 P04 下方气流入口的主燃气烧嘴(图 1 中燃气入口 1)和 A02 下方的辅助燃气烧嘴(图 1 中燃气入口 2)送入 GSC 炉,用来调节 GSC 各部件的温度分布。在增加烟气再循环和空气分级后,不改变燃气入口 1 和燃气入口 2 的燃气量分配,对系统各部件温度的变化见表 3,其中,工况 0 为不配置烟气再循环和空气分级的条件下 GSC 炉各部件的温度,工况 1 为不改变 GSC 系统的燃料分配,烟气再循环率取 20%且无空气分级的温度,工况 2 为不改变焙烧炉系统的燃料分配,烟气再循环率和燃尽风率均取 20%时的温度。

表 3 不调整燃料分配对系统各部件温度的变化

Table 3 Temperature changes of system components without fuel adjustment								℃
工况	C04 温度	C03 温度	C02 温度	C01 温度	P04 下部温度	P03 温度	P02 温度	P01 温度
0	260	426	576	719	1 103	1 092	270	160
1	250	414	563	709	1 096	1 085	275	163
2	250	414	563	709	1 048	1 085	275	163

2 结果与分析

计算中需保证氢氧化铝焙烧工艺温度和排烟温度,即保证 P04 下部焙烧温度为 1 103 ℃、P01 温度为 160 ℃,与工况 0 一致,因此计算中必须调整燃气的分配,具体工况见表 4。对比工况 0 和工况 3~6,可得到烟气再循环对 GSC 炉运行参数的影响;对比

可知,当烟气再循环率达 20%时,P04 下部的气固温度略有下降,从 1 103 ℃降至 1 096 ℃;P01 内气固温度即出口烟气温度增至 163 ℃。引入 20%燃尽风时,P04 下部的温度降至 1 048 ℃。P04 下部温度降低,可能会导致氧化铝产品质量下降;若出口烟气温度过高,可能会使除尘系统运行故障,破坏系统稳定运行;P01 温度(排烟温度)升高会导致 GSC 炉整体热效率下降。因此,若要在烟气再循环和空气分级技术条件下保证 P04 焙烧工艺温度以及保持较高的热效率,在实际生产操作中需要通过调节燃料的分配方式,来保证产品质量和系统正常运行。

1.5 可靠性验证

为了验证模型的可靠性,对某 GSC 炉在低负荷下测得的实际工况进行模拟计算,并与实际测量结果对比,如图 5 所示,其中 P04 温度和 C01 温度在计算过程中取测量值。可以看出,低负荷时,各设备的温度误差较小,在 6%以内,表明本计算模型具有较好的可信度。

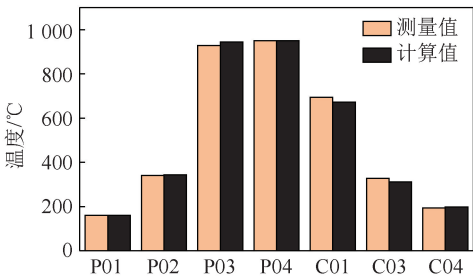


图 5 低负荷下各设备的温度的测量值和计算值对比

Fig.5 Comparison of measured and calculated temperature of each equipment under low load

工况 6~9 可得到空气分级对 GSC 炉运行参数的影响。

2.1 烟气再循环对 GSC 炉运行参数的影响

图 6 为 GSC 炉总过量空气系数随烟气再循环率的变化。可以看出,当再循环烟气率为 15%时,总过量空气系数约为 1.2;烟气再循环率为 20%时,总过量空气系数约为 1.12。

表 4 调整燃料分配条件下各工况计算参数设定

工况	烟气再循环率/%	燃尽风率/%	燃料入口 1/ (Nm ³ ·s ⁻¹)	燃料入口 2/ (Nm ³ ·s ⁻¹)	总燃料/ (Nm ³ ·s ⁻¹)	P04 下部过量 空气系数	P04 温度/ ℃	P01 温度/ ℃
0	0	0	1.37	19.38	20.76	1.40	1 103	160
3	5	0	1.34	19.40	20.74	1.34	1 103	160
4	10	0	1.29	19.43	20.73	1.28	1 103	160
5	15	0	1.24	19.47	20.71	1.21	1 103	160
6	20	0	1.18	19.51	20.70	1.13	1 103	160
7	20	15	1.07	19.64	20.72	0.96	1 103	160
8	20	20	0.47	20.35	20.82	0.90	1 103	160
9	20	25	0.40	20.53	20.93	0.84	1 103	160

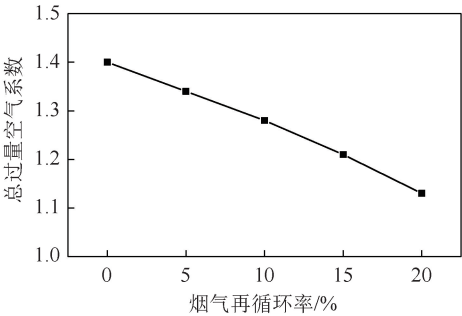


图 6 烟气再循环率对焙烧炉系统总过量空气系数的影响(工况 0、3~6)
Fig.6 Influence of FGR on excess air coefficient(case 0,3-6)

图 7 为 GSC 炉各部件内温度随烟气再循环率的变化。可以看出,除了 P04 和 P01 温度设定为定值外,其他各设备温度均有小幅变化。由于再循环烟气的热容比空气大,因此随着烟气再循环率的增加,从 C04 进入的气流总热容略增大,在冷却物料过程中可吸收更多的热量,因此导致 C01~C04 内气固温度降低。但温度降低的幅度有限,其中 C04 温度变化最大,由初始工况的 260 ℃降至 252 ℃,降低约 3%。随着再循环烟气的增加,P02 和 P03 的气固温度增加。这是由于随着再循环烟气量增加,气体向物料的换热量相对减少。同时可以看到,随着再循环烟气量增至 20%,P02 温度变化仅从 270 ℃升至 278 ℃,说明若燃料分配调整合理,引入烟气再循环对 GSC 炉运行参数的影响有限。

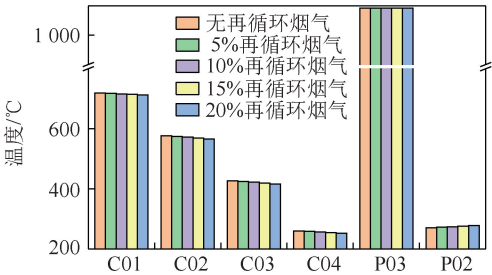


图 7 烟气再循环率对各设备温度的影响(工况 0、3~6)
Fig.7 Influence of FGR on temperature of each equipment(case 0,3-6)

图 8 为不同烟气再循环率下焙烧炉热效率的变化情况。GSC 炉热效率为

$$\eta_{th} = \frac{q'_1 + q'_4 + q'_5}{q_{in}}, \tag{11}$$

式中, η_{th} 为热效率,%; q'_1 为焙烧反应热,kJ/s; q'_4 为氢氧化铝结晶水蒸发过热,kJ/s; q'_5 为氢氧化铝附着水蒸发过热,kJ/s; q_{in} 为 GSC 系统输入热量,kJ/s。

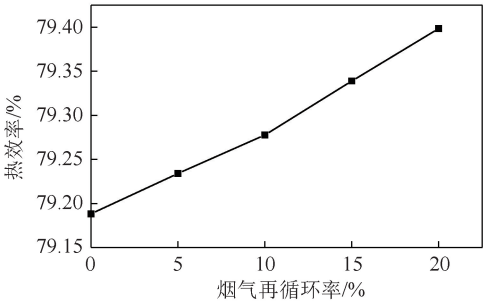


图 8 烟气再循环率对热效率的影响(工况 0、3~6)
Fig.8 Influence of FGR on thermal efficiency(case 0,3-6)

从图 8 可以看出,随着烟气再循环率增加,GSC 炉的热效率整体呈上升趋势,但变化幅度不大。结合表 4 可知,这是因为随着烟气再循环率增加,GSC 炉总体消耗的燃料量呈略微降低趋势,使 GSC 炉总体热效率略微上升。

2.2 空气分级对 GSC 炉运行参数的影响

图 9 为相同烟气再循环率(20%)下,不同燃尽风率对 GSC 炉各部件内温度的影响。随着燃尽风率增加,各设备温度均上升,其中 P03 温度变化最大,从 1 092 ℃升至 1 194 ℃,增加了 100 ℃左右。这是因为为了保证 P04 下部焙烧温度不变,大幅增加了 P04 消耗的燃料,使 P03 温度上升。其余设备温度上升是因为随着燃尽风率增加,P03 温度升高幅度较大,导致 C01~C04 的入口物料温度以及 P01 和 P02 的入口烟气温度大幅提升,进而影响了系统温度。

图 10 为不同燃尽风条件下热效率的变化情况。由表 4 可知,随着燃尽风率从 0 增至 25%,GSC 总体

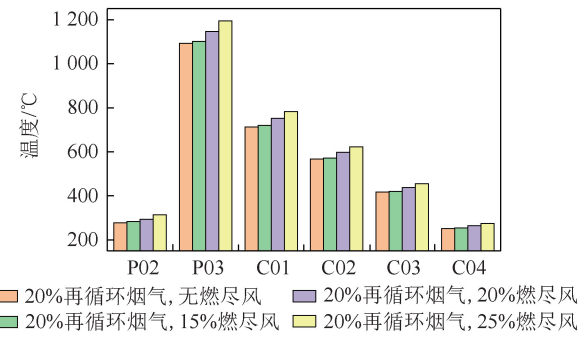


图 9 燃尽风率对各设备温度的影响(工况 6~9)

Fig.9 Effect of over-fire air ratio on temperature of each equipment(case 6~9)

燃料消耗量呈略微上升趋势。由于燃料消耗增加,焙烧炉的热效率呈略微降低趋势。从绝对数据来看,工况 9 的热效率为 78.56%,而工况 0 的热效率为 79.18%,热效率下降有限。因此,在燃料分配优化后,联合使用烟气再循环和空气分级技术不会对 GSC 炉热效率产生显著影响。由表 4 可知,燃尽风率达 25%时,P04 下部过量空气系数约为 0.84,此时能减排 70%的 NO_x [6]。

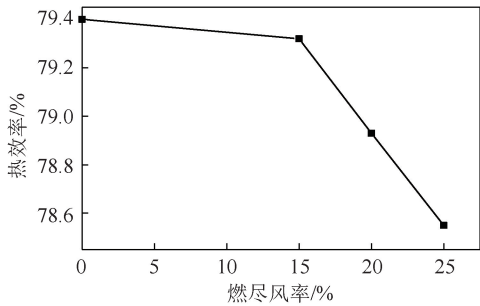


图 10 燃尽风率对热效率的影响(工况 6~9)

Fig.10 Influence of over-fire air ratio on thermal efficiency(case 6~9)

3 结 论

1)烟气再循环率在 20%以内且空气分级的燃尽风率在 25%以内时,GSC 炉系统中各分离器效率变化可忽略。

2)GSC 炉系统增加烟气再循环和空气分级后,若不调整燃料分配,焙烧温度会降低,可能对氧化铝产品质量产生不利影响。

3)通过优化 GSC 炉的燃料分配,可显著降低烟气再循环和空气分析对系统运行参数的影响程度。

4)烟气再循环率达 20%且空气分级的燃尽风率均为 25%时,优化后的 GSC 炉系统仍可在保证氢氧化铝焙烧工艺温度和整体热效率的情况下,实现 P04 下部的欠氧还原性燃烧气氛,为 GSC 焙烧炉的

低氮燃烧设计提供了必要条件。

参考文献(References):

[1] 毕诗文,于海燕.氧化铝生产工艺[M].北京:化学工业出版社,2005.
BI Shiwen. Production process of alumina[M]. Beijing: Chemical Industry Press Co., Ltd., 2005.

[2] 环境保护部. 铝工业污染物排放标准:GB 25465—2010[S]. 北京:中国环境科学出版社,2010.
Ministry of Ecology and Environment of the People's Republic of China. Emission standard for pollutants from aluminum industry: GB 25465—2010[S]. Beijing: China Environment Publishing Group, 2010.

[3] 徐良策. 低氮燃烧脱硝技术在氧化铝焙烧炉的应用[J]. 中国金属通报,2019(8):9-10.
XU Liange. Application of low nitrogen combustion denitration technology in alumina roaster[J]. China Metal Bulletin, 2019(8):9-10.

[4] 尹海滨,崔士龙. 氧化铝焙烧炉烟气脱硝技术的分析及建议[J]. 中国环保产业,2017(9):47-49.
YIN Haibin, CUI Shilong. Analysis and suggestion on flue gas denitration technology in baking furnace of alumina[J]. China Environmental Protection Industry, 2017(9):47-49.

[5] 黄耀. 循环流化床气化炉煤气脱氨技术浅析[J]. 有色金属设计,2019,46(2):40-42,60.
HUANG Yao. A brief analysis on ammonia removal technology for circulating fluidized bed coal gasifier[J]. Nonferrous Metals Design, 2019, 46(2):40-42, 60.

[6] 杨协和,蔡润夏,张扬,等. 空气分级技术对焙烧炉内煤气燃烧 NO_x 生成的影响[J]. 洁净煤技术,2019,25(3):75-81.
YANG Xiehe, CAI Runxia, ZHANG Yang, et al. Effect of air grading technology on NO_x formation of coal gas combustion in a calciner[J]. Clean Coal Technology, 2019, 25(3):75-81.

[7] 桑海波. 氢氧化铝焙烧炉烟气脱硝技术探析[J]. 世界有色金属,2019(18):8-9.
SANG Haibo. Study on technology for denitrification of hydtatio calciner flue gas[J]. World Nonferrous Metals, 2019(18):8-9.

[8] 胡满银,乔欢,杜欣,等. 烟气再循环对炉内氮氧化物生成影响的数值模拟[J]. 华北电力大学学报(自然科学版),2007,34(6):77-82.
HU Manyin, QIAO Huan, DU Xin, et al. Numerical simulations of the influence of flue gas recycle on nitrogen oxide formation in boiler[J]. Journal of North China Electric Power University (Natural Science Edition), 2007, 34(6):77-82.

[9] JOÃO Baltasar, MARIA G Carvalho, PEDRO Coelho, et al. Flue gas recirculation in a gas-fired laboratory furnace: Measurements and modelling[J]. Fuel, 1997, 76(10):919-929.

[10] 谢正武,梁海杰,车得福. 烟气再循环的作用及其对锅炉热力计算的影响[J]. 能源研究与信息,1999(3):42-48.
XIE Zhengwu, LIANG Haijie, CHE Defu. The function of the gas recirculation of boilers and its effect on thermal calculation[J]. Energy Research and Information, 1999(3):42-48.

[11] LIU Jun,LUO Xiaoyu,YAO Sheng,et al. Influence of flue gas re-circulation on the performance of incinerator-waste heat boiler and NO_x emission in a 500 t/d waste-to-energy plant [J]. Waste Management,2020,105:450-456.

[12] ZHANG Xiaohui,FENG Peng,XU Jiarui,et al. Numerical research on combining flue gas recirculation sintering and fuel layered distribution sintering in the iron ore sintering process [J]. Energy, 2020,192:1-11.

[13] 王杰刚,皇雅斌,魏博,等. 基于迭代的注汽锅炉烟气再循环热力参数计算及对燃烧的影响 [J]. 石油石化绿色低碳, 2019,4(3):51-56.

WANG Jiegang, HUANG Yabin, WEI Bo, et al. Iterationcalculation of FGR thermodynamic parameters in steam injection boiler and effect on combustion [J]. Green Petroleum & Petrochemicals,2019,4(3):51-56.

[14] 孙俊威,戴维葆,阎维平,等. 不同烟气再循环方案对 1 000 MW 超超临界二次再热锅炉的影响 [J]. 热能动力工程,2019,34(5):49-56.

SUN Junwei,DAI Weibao,YAN Weiping,et al. Influence of different flue gas recirculation schemes on 1 000 MW ultra-super-critical double reheat boiler [J].Journal of Engineering for Thermal Energy and Power,2019,34(5):49-56.

[15] 汪丽芬,王恩禄,刘磊,等.富氧燃烧锅炉热平衡计算方法研究 [J]. 锅炉技术,2014,45(1):31-36.

WANG Lifen,WANG Enlu,LIU Lei,et al. Research on the heat balance calculation method of the oxy fuel combustion boilers [J]. Boiler Technology,2014,45(1):31-36.

[16] 梅炽,王临江,周子民,等. 有色冶金炉设计手册 [M]. 北京:冶金工业出版社,2000:475-497.

MEI Zhi,WANG Linjiang,ZHOU Jiemin,et al. Design Manual of non-ferrous metallurgical furnace [M].Beijing:Metallurgical Industry Press Co.,Ltd.,2000:475-497.

[17] A. C.霍夫曼,L. E. 斯坦因. 旋风分离器:原理、设计和工程应用 [M]. 北京:化学工业出版社,2004:82.

HOFFMANN Alex C,STEIN Louis E.Cyclone separators:Principles,design and engineering applications [M].Beijing: Chemical Industry Press Co.,Ltd.,2004:82.

[18] 许圣华. 烟气物性的直接计算方法 [J]. 苏州丝绸工学院学报,1999,19(3):32-36.

XU Shenghua. Direct calculation of flue gas properties [J].Journal of Soochow University (Engineering Science Edition), 1999, 19 (3):32-36.