

烧结工序余热发电回收方案的热力学分析

毕德贵¹ 张忠孝¹ 陈 明² 陈昭芳²

(1. 上海理工大学 能源与动力工程学院, 上海 200093; 2. 中国船舶重工集团公司第七〇三研究所, 黑龙江 哈尔滨 150078)

摘 要: 根据热力学分析方法和二个企业烧结系统运行情况, 分别计算 A 厂、B 厂烧结工序及其余热回收系统烟流分布, 从而对两厂各子系统的普通烟效率、目的烟效率、烟损系数进行比较, 得出了由于回收方案的不同, A 厂烧结机目的烟效率比 B 厂高 8%, B 厂余热锅炉目的烟效率比 A 厂高 30%, 烧结余热回收系统目的烟效率 B 厂比 A 厂高 2.42%。表明: 对于采用烟气全循环的余热回收系统, 发电回收优于纯热回收方案。

关 键 词: 烟分析; 烧结工序; 余热发电回收; 纯热回收; 烟气循环系统

中图分类号: TK115 文献标识码: A

引 言

对于耗能大户钢铁行业来说, 回收利用生产环节中的余热是节能降耗的有效途径之一。烧结工序能耗约占钢铁企业总能耗的 15%, 仅次于炼铁工序^[1]。在我国的烧结工序中, 每吨烧结矿的平均能耗比国外先进指标高出 19% 以上^[1], 其主要原因之一一是烧结余热资源的回收利用率低, 仅为 45.6%, 而日本新日铁却高达 92% 以上^[2]。通过烧结工序的热平衡计算可知, 烧结废气和环冷废气带走的热量分别占工序热量收入的 15% ~ 20% 和 40% ~ 45%^[3], 所以主要是回收这两部分余热, 通常有余热锅炉产生蒸汽的纯热回收、余热发电回收、热风烧结、热风点火助燃等几种回收方式。本研究介绍两种典型的烧结余热回收方案, 烧结厂 A 采用余热锅炉回收环冷废气产生蒸汽的纯热回收, 烧结厂 B 则采用余热发电回收, 两种方案中都采用烟气全循环系统(回收后的烟气循环利用, 不排放到大气中)。采用烟分析方法, 比较其各个系统的普通烟效率, 目的烟效率、烟损系数等热力学参数, 分析各余热

回收方案的优劣性。

1 余热回收系统及烟分析法

1.1 两种烧结余热回收系统

A 厂 1 号烧结机总烧结面积 226 m², 环冷机冷却面积 255 m², 余热回收技改措施主要包括两个子系统, 一是将 1 号环冷机 1 号 ~ 6 号风箱所排出的热废气从 2 号与 4 号风箱上的密封罩顶部分别抽出, 经集合管汇合并除尘后进入余热锅炉, 余热锅炉产生的两种不同压力的蒸汽, 中压蒸汽进入管网供用户使用, 低压蒸汽到烧结机头部预热原料, 余热锅炉排出的低温废气经循环风机返回到环冷机 2 号与 4 号风箱形成循环系统; 二是将 1 号环冷机 7 号风箱处排出的热废气从密封罩顶部抽出, 除尘后送入烧结机上的点火炉作为热风烧结气源。A 厂烧结余热回收系统流程图如图 1 所示。

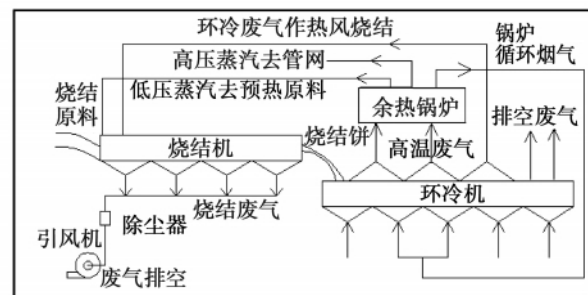


图 1 A 厂烧结余热回收系统流程图

Fig. 1 Flow diagram of a sintering waste heat recovery system of plant A

B 厂烧结机总烧结面积为 450 m², 环冷机面积为 520 m², 回收 1 号和 2 号风机范围内的高温烟气, 配置 1 台产 2.1 MPa、380 °C、57 t/h 低参数为 0.35

收稿日期: 2012 - 06 - 18; 修订日期: 2013 - 01 - 03

作者简介: 毕德贵(1981 -), 女, 河南南阳人, 上海理工大学硕士研究生。

MPa、200 °C、21.5 t/h 过热蒸汽的双压余热锅炉和一台 BN15 - 1.96/0.33 + QF2 - 15 - 2/10.5kV 补汽凝汽式汽轮发电机等组成余热发电系统 额定发电 15 MW 余热锅炉产生的蒸汽全部用来发电 不对外供热 余热锅炉排烟经循环风机返回到环冷机风箱循环利用。B 厂烧结合余热回收系统流程图如图 2 所示。

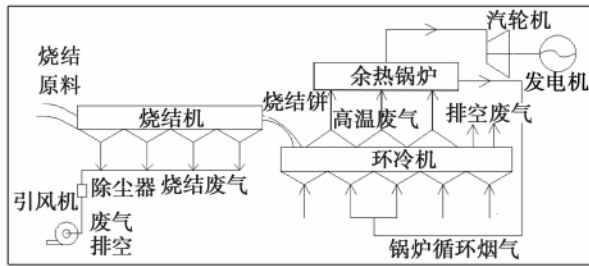


图 2 B 厂烧结合余热回收系统流程图
Fig. 2 Flow diagram of a sintering waste heat recovery system of plant B

1.2 热力学焓分析方法

基于热力学第二定律的焓分析法 对具体过程中能量有效利用的程度和能量损失的程度及其原因给予定量的评价。通过焓平衡方程式 计算出各个环节的焓损失 分析其焓效率、焓损系数等反映其热力学完善程度的参数来进行评价余热回收方案优劣性。

1.2.1 焓损失

焓的定义是以环境为基准时系统的最大理论做功能力 而任何的 实际过程都存在着不可逆因素 也必然存在着焓的损耗 通常是通过列焓平衡方程来确定焓损失。

对于稳流系统 在忽略动能和位能变化时 焓损失的计算公式为^[4]:

$$\sum I_j = \sum E_{s,\lambda} - \sum E_{s,\text{出}} - \sum W_s \quad (1)$$

式中: $\sum I_j$ 一系统的焓损失, kJ/h; $\sum E_{s,\lambda}$ 一输入系统的焓量, kJ/h; $\sum E_{s,\text{出}}$ 一流出系统的焓量; $\sum W_s$ 一系统对外做功 以上各量单位均为 kJ/h。

所以 对于热交换而无做功过程 则为:

$$\sum I_j = \sum E_{s,\lambda} - \sum E_{s,\text{出}} \quad (2)$$

1.2.2 焓效率

焓效率反应了实际过程偏离理想过程的程度 通

常有两种形式 普遍焓效率和目的焓效率。

普遍焓效率: 在能量系统所进行的过程中 输出焓总和 E_{Xout} 与输入焓总和 E_{Xin} 之比 也可以称为热力学完善度 表达式为^[5]:

$$\eta'_e = E_{Xout}/E_{Xin}$$

式中: E_{Xout}, E_{Xin} 单位均为 kJ/h。

目的焓效率: 在某一过程进行中 收益的焓 $E_{收益}$ (kJ/h) 与作为代价的焓 $E_{代价}$ (kJ/h) 之比 表达式为:

$$\eta_e = E_{收益}/E_{代价}$$

图 3 为一般稳定流动系统的焓流模型^[5] 该系统与外界之间有质量和能量的交换 系统可以从外界输入焓 也可以向外界输出焓 任一项焓值都可以包括稳定流动工质的焓焓(其中又包括温度焓、压力焓和化学焓)、热量焓、功焓和动能焓等。

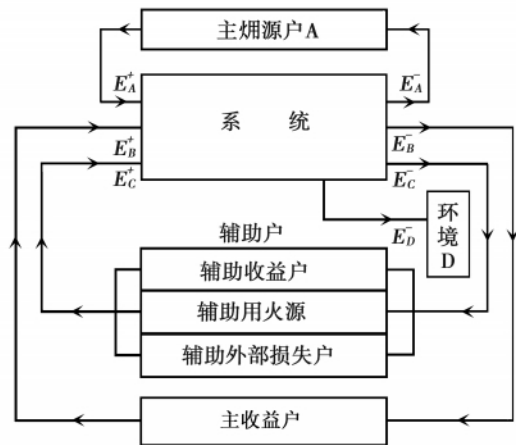


图 3 稳定流动系统的焓流模型

Fig. 3 Exergy flow model for a steady flow system

系统的焓平衡方程式为:

$$E_A^+ + E_B^+ + E_C^+ = E_A^- + E_B^- + E_C^- + E_D^- + \Pi$$

式中: E_A^+ 一主焓源户向系统提供的焓量; E_A^- 一从系统返回 A 的焓量; E_B^- 一系统向主受益户 B 输出的焓量; E_B^+ 一从 B 返回系统的焓量; E_C^- 一系统向辅助户 C 输出的焓量; E_C^+ 一 C 向系统返回的焓量; Π 一系统内部焓损; 以上焓量单位均为 kJ/h。

根据其定义及图 3 可知 普通焓效率为:

$$\eta'_e = (E_A^- + E_B^- + E_C^-) / (E_A^+ + E_B^+ + E_C^+) \quad (3)$$

目的焓效率为:

$$\eta_e = \frac{(E_B^- - E_B^+) + \alpha(E_C^- - E_C^+)}{(E_A^+ - E_A^-) - (1 - \alpha)\beta(E_C^- - E_C^+)} \quad (4)$$

式中: $\alpha(E_C^- - E_C^+)$ —图 3 所示辅助收益户的焓值;
 $(1 - \alpha)\beta(E_C^- - E_C^+)$ —图 3 所示辅助焓源的焓值。

普通焓效率适用于各种系统和过程,表征一切过程的能量利用的完善程度,但不是针对具体系统和过程的不同任务、目的进行分析^[5],不能完全表达系统代价焓的利用情况。目的焓效率只包含了产品焓,副产品焓忽略,表征了输出焓中实际到底有多少被真正利用,是工程中常用的焓效率定义。

1.2.3 焓损系数

定义为某个子系统的焓损耗与整个系统的消费焓的比值^[6]。设 $\sum E_{exp}$ 代表总的消费焓, I_{ij} 表示第 j 个子体系的焓损耗,则这一子体系焓损系数 ε 表示为:

$$\varepsilon = I_{ij} / \sum E_{exp} \quad (5)$$

消费焓可以是总的输入焓,也可以是代价焓,

根据具体分析目标而定,而本研究中表述的是代价焓。

焓效率和焓损系数不能相互替代^[6],焓损系数揭示了在总焓耗损的构成中每个子体系的相对地位,以便在节能工作中抓住重点,焓效率则指示被改进的子系统究竟有多大的节能潜力。

2 烧结系统焓流计算依据

2.1 A 厂烧结系统计算数据

A 厂某烧结机烧结面积 226 m²,环冷机冷却面积 255 m²,烧结工序及其余热回收系统如图 1 所示。通过对现场调研和热工测试(测试时,环境温度为 15 ℃),得出整个系统的流质分布。

(1) 烧结机原料配比参数由厂家提供,如表 1 所示。

表 1 A 厂烧结配料表

Tab. 1 List of sintering ingredients of plant A

	混匀矿	蛇纹石	烧结粉	返矿	白云石	石灰石	无烟煤	焦粉	生石灰	底料
重量/t · h ⁻¹	282	4.18	25.35	85.81	15.15	7.17	8.7	7.73	10.51	28.57
比例/%	21.66	0.32	1.95	6.59	1.16	0.55	0.67	0.59	0.81	2.19

表 1 中无烟煤的低位发热量为 33 263 kJ/kg,焦粉的低位发热量为 29 079 kJ/kg。

(2) 点火气体用量为 8161.43 m³/h,点火气体成份配比参数如表 2 所示。

表 2 A 厂点火气体成份参数表

Tab. 2 List of the parameters of the ignition gas composition in plant A

配气成份	摩尔比例/%
H ₂	3.4
O ₂	0.47
N ₂	29.7
CO	49.69
CO ₂	10.76
CH ₄	5.94
C ₂ H ₆	0.051
C ₃ H ₆	0.0039
C ₄ H ₁₀	0.0011

(3) 环冷机质流测试数据如表 3 所示。

表 3 A 厂环冷机质流测试数据表

Tab. 3 List of the test data of the mass flow rate of the environmental cooler in plant A

项目	数据
进口烧结矿/t · h ⁻¹	437.61
进口烧结矿温度/℃	654
出口烧结矿温度/℃	60.43
进口冷风总流量/m ³ · h ⁻¹	1 000 000
进余热锅炉热风流量/m ³ · h ⁻¹	499 763.3
进余热锅炉热风温度/℃	282.87
出余热锅炉热风流量/m ³ · h ⁻¹	499 763
出余热锅炉热风温度/℃	131.9
热风点火热空气流量/m ³ · h ⁻¹	11 899.6
热风点火热空气温度/℃	253.2
环冷风箱平均漏风率/%	22.29

(4) 余热锅炉主要参数是根据余热锅炉集控室数据记录表,对多时段数据取平均值而求得。进入管网中压蒸汽压力为 1.68 MPa,温度 218.4 ℃,流量为 17.9 t/h,低压蒸汽压力为 0.48 MPa,温度为

180.78 °C, 流量为 2.8 t/h。

2.2 B 厂烧结系统计算数据

B 厂烧结机有效抽风面积为 450 m², 环冷机面积为 520 m², 设计利用系数为 1.30 t/(h·m²), 设备年作业率为 92%, 固体燃料消耗量为 58.5 kg/t, 计算时取环境温度为 15 °C。B 厂主要设备运行参数为:

(1) 环冷机主要参数如表 4 所示。

表 4 B 厂环冷机主要参数表

Tab. 4 List of the main parameters of the environmental cooler in plant B

项目	数据
环冷机入口矿温/°C	700
环冷机出口矿温/°C	60
烧结饼产量/t·h ⁻¹	1052
每台环冷鼓风机风量/m ³ ·h ⁻¹	5706 83
冷却机 1 区废热烟气温度/°C	400
冷却机 2 区废热烟气温度/°C	300
冷却机 1 区段可用废气体积/m ³ ·h ⁻¹	42 × 10 ⁴
冷却机 2 区段可用废气体积/m ³ ·h ⁻¹	42 × 10 ⁴

(2) 余热锅炉主要参数如表 5 所示。

表 5 B 厂余热锅炉主要参数表

Tab. 5 List of the main parameters of the waste heat boiler in plant B

项目	数据
出口烟温/°C	140
中温蒸汽压力/MPa	2.0
中压蒸汽温度/°C	380
中压蒸汽产量/t·h ⁻¹	57
凝结水进口介质温度/°C	42
低温蒸汽压力/MPa	0.35
低压蒸汽温度/°C	200
低压蒸汽产量/t·h ⁻¹	21.5

(3) 发电额定功率为 12.78 MW, 最大功率为 15 MW, 计算中取得额定功率。

3 计算结果及分析

3.1 A、B 厂烧结系统热力学参数计算结果分析

根据烧结工序中各主要设备的功能, 再将各项烟流值代入式(3)~式(5)中计算出各个子系统烟效率及烟损系数, 其结果如表 6 所示。

表 6 A 厂、B 厂烧结工序各子系统计算结果

Tab. 6 Calculation results of each subsystems during the sintering process in plant A and B

	目的烟效率/%		普通烟效率/%		烟损系数	
	A	B	A	B	A	B
烧结机	35.27	26.67	46.20	35.34	0.82	0.90
环冷机	40.06	44.03	74.30	78.56	0.19	0.11
余热锅炉	49.66	81.26	62.32	84.77	0.03	0.01
发电系统	—	61.83	—	67.59	—	0.02
余热回收系统	12.90	15.32	69.52	72.49	0.22	0.14

注: 表中余热回收系统仅指从烧结矿进环冷机入口开始到余热锅炉蒸汽出口或发电机输出端结束, 回收烧结矿显热即环冷废气。

(1) 对 A 厂和 B 厂各子系统的目的烟效率 η 比较可知, A 厂烧结机 η_{1A} 比 B 厂 η_{1B} 高 8% 左右, 原因是回收的环冷废气中有一部分作烧结热风, 改善了烧结条件, 余热锅炉产生的低压蒸汽用来预热料, 提高了烧结温度, 所以 A 厂余热回收方案有助于提高烧结矿产量, 降低能耗; B 厂环冷机 η_{2B} 略高, 其废气回收率较高, 与设备性能及漏风有关; A 厂余热锅炉 η_{3A} 远小于 B 厂 η_{3B} , 约 30%, 这是因为在能量转化过程中, 传热温差越大, 所造成的传热损失越大, 且转化的能量品质越高, 转化过程中的烟损失也越小, B 厂双压余热锅炉产生的蒸汽用做发电, 其压力、温度参数均比 A 厂高, 故其效率更高; 余热回收系统目的烟效率 η_B 比 η_A 高 2.42%, 表明, 对于烟气全循环的余热系统, 余热发电回收优于纯热回收, 这和文献 [8~9] 中计算分析的结果一致, 具有参考价值。

(2) 比较 A 厂和 B 厂各部分的烟损系数可知, A 厂与 B 厂的烟损系数 ε 大小依次都是: 烧结机 > 环冷机 > 余热锅炉, 表明烟损失最大的是在烧结过程中, 主要是内部烟损不完全燃烧损失、外部烟损温差散热损失及烧结废气带走的热量等, 据测试数据分析, 烧结废气带走烟占总的输入烟的 19.8% [7]; 余热锅炉烟损系数最小。所以, 节能的重点是减少烧结环节的烟损, 改善烧结条件 (A 厂由于采用热风烧结和物料预热, 烟损系数比 B 厂小, 也证明了这一点), 同时回收烧结废气余热是减少烟损失的主要途径; 而提高工质出口参数是降低余热锅炉传热烟损, 提高汽轮机效率的有效途径。

(3) 分别比较 A 厂和 B 厂各子系统的目的烟效率 η 和普通烟效率 η' , η' 总是大于或等于 η 。其中, 两者最大差值在环冷机部分, 约 30%, 因为环冷冷却环节, 烧结矿的化学烟不参与能量转化与传

递,只是随工质流入和流出,且这部分化学焓占很大比例, η' 的定义笼统地把所有输入焓都作为代价焓,把所有输出焓都作为收益焓,其结果必然使焓效率抬高,这是普通焓效率定义式本身存在的缺陷,体现了焓分析法的优越性。

3.2 A、B厂余热回收效果效益分析

(1) 对于A厂,整个烧结工艺输入燃料化学热为 586.69×10^6 kJ/h,回收余热分两部:一是进入余热锅炉部分,根据运行测试数据计算得出,进余热锅炉烟气热量焓 54.54×10^6 kJ/h,循环烟气热量焓为 13.72×10^6 kJ/h,水侧吸收热量焓为 20.28×10^6 kJ/h;二是热风点火部分,热风点火回收的热量焓为 1.07×10^6 kJ/h,所以余热回收热量焓占整个烧结工序能耗的3.6%。

(2) 对于B厂,余热发电机组设计工况下最大发电功率为15 MW,对外供电约12.78 MW,如果折合成燃煤电厂的标准煤耗,电站每年可节约标煤量 3.702×10^4 t(按 380 g/(kWh) 8000 h)。而整个烧结工艺消耗固体燃料 58.5 kg/t,折合为标煤 62.01 kg/t,烧结矿产量为 1052 t/h,所以余热发电回收能量占整个烧结工序能耗的7.4%。

通过两者对比可以看出,余热发电回收方案的余热回收率更高。

4 结 论

通过对A厂和B厂采用两种不同余热回收方案的烧结工序进行焓分析,同时对B厂余热回收方案进行设计计算分析,比较余热发电和纯热回收两种方案的优越性。

A厂烧结机目的焓效率比B厂高8%,采用热风烧结、预热原料等余热回收方式可以大大提高烧结产量,降低能耗,从而有效地利用低品质余热资源。B厂余热锅炉目的焓效率比A厂高30%,表明在能量转化过程中,转化能的品质越高,其造成的焓损越小,在回收余热时,应尽可能提高工质进出口参数,减小传热焓损;烧结余热回收系统目的焓效率B厂比A厂高5.89%;在B厂两种余热回收方案中,余热发电系统的目的焓效率比热利用系统高2.1%,表明,对于烟气全循环的余热回收系统,发电回收方案焓经济性优于纯热回收。对两种方案余热回收效益分析可知,余热发电回收率比纯热利用回收率高3.8%。

建议生产中将热利用和发电回收方案相结合,

根据能量阶梯利用原则,低品质能用作预热物料和供热,高品质能用作发电回收,即提高烧结产量,降低能耗,也最大限度降低了余能回收过程中的焓损,达到双重节能降耗的目的。

参考文献:

- [1] 蔡九菊,王建军,陈春霞,等.钢铁工业余热资源的回收与利用[J].钢铁,2007,42(6):1-7.
CAI Jiu-ju, WANG Jian-jun, CHEN Chun-xia, et al. Recovery and utilization of waste heat resources in iron and steel industry [J]. Iron & Steel, 2007, 42(6): 1-7.
- [2] 王建军,蔡九菊,陈春霞,等.我国钢铁工业余热余能调研报告[J].工业加热,2007,36(2):1-3.
WANG Jian-jun, CAI Jiu-ju, CHEN Chun-xia, et al. Investigation report on waste heat and energy in iron and steel industry of China [J]. Industrial Heating, 2007, 36(2): 1-3.
- [3] 蔡九菊,董辉,杜涛,等.烧结过程余热资源分级回收与梯级利用研究[J].钢铁,2011,46(4):88-92.
CAI Jiu-ju, DONG Hun, DU Tao, et al. Study of staged recovery and stepped utilization of waste heat resources during the sintering process [J]. Iron & Steel, 2011, 46(4): 88-92.
- [4] 布罗章斯基. B. M. 焓方法及其应用[M]. [王珈璇]译.北京:中国电力出版社,1994.
Mr B. M. Exergy method and application [M]. Translated by: [Wang Jia-xuan]. Beijing: China Electric Power Press, 1994.
- [5] 李汝辉,刘德彰,李世武.能量有效利用[M].北京:北京航空航天大学出版社,1991.
LI Ru-hui, LIU De-zhang, LI Shi-wu. Efficient utilization of energy [M]. Beijing: Beijing University of Aeronautics and Astronautics Press, 1991.
- [6] 宋之平, [王珈璇]. 节能原理[M].北京:水利电力出版社,1985.
SONG Zhi-ping, [Wang Jia-xuan]. Energy conservation theory [M]. Beijing: Water Conservation and Electric Power Press, 1985.
- [7] 蔡海军,张忠孝,毕德贵,等.烧结余能利用的焓分析[J].烧结球团,2012,37(1).
CAI Hai-jun, ZHANG Zhong-xiao, BI De-gui, et al. Exergy analysis of the utilization of waste energy during the sintering process [J]. Sintering and Pelletizing, 2012, 37(1).
- [8] 沈珂.烧结工序中低温余热阶梯回收利用研究[D].上海:上海理工大学,2011.
SHEN Ke. Research of the stepped recovery and utilization of the low temperature waste heat during the sintering process [D]. Shanghai: Shanghai University of Science and Technology, 2011.
- [9] 刘勋赛,王红春,曾政.轧钢加热炉烟气余热发电的探讨[J].华东冶金学院学报,1991,8(3):22-29.
LIU Xun-sai, WANG Hong-chun, ZENG Zheng. Exploratory study of the power generation by using the waste heat of the flue gases from heaters in steel mills [J]. Journal of East China Metallurgical College, 1991, 8(3): 22-29.

(陈滨 编辑)

Energy & Power. – 2013 28(3). – 310 ~ 314

By employing the thermogravimetric analytic technology, the authors have conducted an experimental study of the combustion characteristics of the blended coke produced by using Pingshuo-originated coal and biomass at various mixing-dilution proportions with the influence of the mixing-dilution proportion of the biomass on the blended combustion process being investigated. The research results show that with an increase of the mixing-dilution proportion of the biomass, the ignition temperature and burn-out temperature of the blended coke will gradually decrease and the ignition stable combustion characteristic index and combustion characteristic index will increase accordingly. When the mixing-dilution proportion of the biomass attains 70%, the combustion speed of the blended coke will hit its maximum value and the combustion performance will be relatively good. In the meantime, the activated energy of the sawdust and rice-straw-produced coke will be lower than that of the coke produced by using Pingshuo-originated coal while that of the blended coke will be between that of the biomass-produced coke and that of Pingshuo-originated coal-produced coke. With an increase of the mixing-dilution proportion of biomass, the activated energy of the blended coke will decrease accordingly, indicating that the mixing and dilution of the biomass can accelerate the combustion of the blended coke and improve its combustion performance. **Key words:** Pingshuo-originated coal, biomass, semi-coke, co-firing

烧结工序余热发电回收方案的热力学分析 = **Thermodynamic Analysis of Calcination Waste Heat Recovery Schemes** [刊 汉] BI De-gui, ZHANG Zhong-xiao (College of Energy Source and Power Engineering, Shanghai University of Science and Technology, Shanghai, China, Post Code: 200093), CHEN Ming, CHEN Zhao-fang (CSIC Harbin No. 703 Research Institute, Harbin, China, Post Code: 150036) // Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. – 2013 28(3). – 315 ~ 319

By using the thermal exergy analytic methods and data obtained from two calcination enterprises, the authors have calculated respectively the calcination processes of Plant A and B and the exergy flow distribution of their waste heat recovery systems. On this basis, the common exergy efficiency, target exergy efficiency and exergy loss coefficients of various subsystems of the two plants were compared. The authors have concluded that because of the recovery schemes being different, the target exergy efficiency of the calcinator of Plant A is 8% higher than that of Plant B, the target exergy efficiency of the heat recovery steam generator of Plant B is 30% higher than that of Plant A and the target exergy efficiency of the calcination waste heat recovery system of Plant B is 2.42% higher than that of Plant A. This indicates that for waste heat recovery systems with flue gases being fully circulated, the power generation-purposed waste heat recovery scheme is superior to the heat-supply-purposed waste heat recovery one. **Key words:** exergy analysis, power recovery, heat recovery