

CO 余热锅炉增设旁通烟道及省煤器技术改造

阎 斌

(中国石化 哈尔滨石化公司, 黑龙江 哈尔滨 150056)

摘 要:指出了中国石化哈尔滨石化公司 1.2 Mt/a RFCCU 焚烧式 CO 余热锅炉存在的问题, 通过热力和烟道阻力计算, 增设旁通烟道和省煤器, 以及选用 XD-2000 型脉冲燃气吹灰器等改进措施, 提高了 CO 余热锅炉的蒸汽产量、烟气能量回收能力和锅炉热效率, 满足装置在高负荷下烟气全部并入余热锅炉的要求, 按目前 15% 再生烟气旁通排放, 即排放烟气量为 20 000 m³/h 计算(420 °C, CO 含量 6%), 其热能回收为 21.06×10⁶ kJ/h; 装置能耗降低了 29.3×10⁴ kJ/h, 新增经济效益约 800 万元/a, 节能效果明显。

关 键 词:催化裂化装置; CO 余热锅炉; 旁通烟道; 省煤器

中图分类号: TK229.92 文献标识码: B

前 言

中国石化哈尔滨石化分公司三催化装置配有一台焚烧式 CO 余热锅炉, 该 CO 余热锅炉主要利用催化装置再生烟气余热, 辅以燃料气助燃, 回收高温再生烟气的热能和化学能, 以降低装置能耗, 从而降低装置的加工成本, 同时消除再生烟气中 CO 气体及其它有害气体对大气的污染。CO 余热锅炉与催化装置外取热器、油浆蒸发器共同组成装置中压蒸汽系统, 它不仅要过热自产饱和中压蒸汽, 而且要过热外取热器、油浆蒸发器产生的中压饱和蒸汽。为了全部回收高温再生烟气能量(CO 化学能和高温余热), 降低锅炉排烟温度, 提高装置经济效益, 对该锅炉进行技术改造。

1 改造前余热锅炉存在的主要问题分析

1.1 改造前情况说明

三催化装置余热锅炉于 1998 年 8 月投用, 投用后虽几经改造, 消除了原设计制造中的部分缺陷, 但是随着装置加工负荷提高, 以及掺炼部分进口俄油, 原有设计不足也明显表现出来。改造前存在的主要问题如下:

(1) 接收再生烟气能力不足, 烟气流阻阻力偏大, 导致炉膛压力偏高。当装置处理量负荷为 80% 时, 炉膛压力已经达到 2.3~2.5 kPa(原设计炉膛压力最大为 2.0 kPa), 为控制炉膛压力, 只好将部分再生烟气(约 15%)直接从烟囱排放, 造成大量化学能和高温余热损失, 影响装置运行经济效益。

(2) 由于余热锅炉各换热面积灰造成原蒸汽产量不足, 传热能力下降, 排烟温度偏高, 导致余热锅炉热效率下降。余热锅炉在运行过程中, 多处密封点出现漏烟气和蒸汽现象, 炉膛压力高, 各换热面积灰严重, 排烟温度 242 °C, 高于设计值很多。冬季时, 余热锅炉出现水冷壁集箱滴水, 水封防爆门严重破损等问题, 严重威胁到余热锅炉的安全运行。同时, 尾部蒸汽吹灰器吹灰效果不好, 锅炉积灰加重, 热效率严重下降。由于尾部积灰严重, 烟气阻力增加, 有一部分高温烟气因炉膛超压而被迫直接排入烟囱, 能量损失较大。

(3) 由于 CO 余热锅炉过热器改造设计参数确定后, 改造后的过热器管排数不变, 但将换热管规格由 Φ38×3.5 更换为 Φ42×4.0, 即增加过热器换热面积, 从而增加过热器换热能力; 三催化装置为降低油品烯烃含量, 提高油品质量, 采用辅助提升管技术对装置进行技术改造。改造后, 装置外取热器和油浆蒸发器取热量减少, 饱和蒸汽产量降低 10 t/h 左右, 致使改造后 CO 锅炉外来饱和蒸汽减少, 总产汽量无法达到改造设计值 70 t/h, 过热器换热能力偏大, 过热蒸汽出口温度容易超温。

1.2 关于炉膛压力高的问题

导致炉膛压力升高的原因是受热面烟气阻力太大, 其原因是烟气流速太高。烟气流速高的原因一是烟气流速面积太小, 与烟气流量不匹配; 二是流通设计已足够, 但由于受热面积灰严重使得烟气流速面积减小, 造成与烟气流量不匹配。因此要先对该锅炉的烟气处理量、烟气流速面积进行烟气阻力计

算,找出原因所在。目前装置改造后主风量由原有的 1 350 m³/h 左右,增加至 1 650 m³/h 左右,根据现有锅炉结构,以装置改造后满负荷运行全部再生烟气回收为设计工况,以目前 15%再生烟气旁通排放的烟气量及运行参数为校核工况,进行锅炉热力计算。在考虑受热面正常积灰时,对锅炉进行烟气阻力计算,得出当全部再生烟气进入余热锅炉时,受热面烟气流动总阻力为 2.904 kPa,炉膛压力为 2.644 kPa;当再生烟气 15%旁通排放时,受热面烟气流动总阻力为 2.233 kPa,炉膛压力仅为 1.963 kPa。但目前实际运行中,当再生烟气 15%旁通排放时,炉膛压力已达到 2.500 kPa,说明受热面积灰非常严重,堵塞了烟气通道,造成了烟气流动截面积减少,烟气流动阻力大大上升。

1.3 关于排烟温度高的问题

该锅炉于 2002 年进行防腐节能技术改造后,在锅炉最高产汽量达到 80 t/h (含装置外取热器和油浆蒸发器饱和蒸汽产量 40 t/h)的情况下,排烟温度接近 170 ℃,而装置改造后,外来饱和蒸汽量减少,目前该锅炉在仅需过热外来饱和蒸汽流量 ~24 t/h (其中外取热器 10~20 t/h,油浆蒸发器 4~10 t/h)的情况下,自产蒸汽只有 33 t/h,锅炉总产汽量为 ~57 t/h,而排烟温度高达 240 ℃。这说明:该锅炉的受热面换热性能差,积灰十分严重,导致了该锅炉产汽能力下降,并使得排烟温度大大上升。

从上述烟气运行阻力偏高和锅炉排烟温度偏高的计算分析可知,该锅炉受热面严重积灰,必须采取切实有效的吹灰措施。

2 本次改造采用的技术原则

(1) 本次锅炉改造的原则为:以科学合理的理论计算为基础,尽量利用现有设备,减少改造设备投资和工程费用,并达到改造的目的;根据目前催化装置最大负荷再生烟气流量,采取合理的技术措施,使得全部再生烟气进入余热锅炉进行热量回收处理,并确保炉膛压力低于 2.5 kPa,降低装置能耗,保证锅炉安全运行;根据锅炉热力计算,采取合理的工艺流程改造,将排烟温度降低到 190 ℃以下。

(2) 原有的对流段和过热段脉冲吹灰器不变的情况下,在尾部省煤器段增设脉冲吹灰器来消除省煤器段的积灰,从而达到提高余热锅炉本体产汽量与提高余热锅炉热效率。

(3) 在余热锅炉对流段下汽包下灰斗处增加旁

通烟道,同时增加一组省煤器(见图 1),有效回收 15%直通烟囱的高温烟气,确保余热锅炉高效运行。部分烟气(20 000 m³/h 左右)通过该旁通烟道后与原烟道相连,增大烟气流通能力。为了适应装置负荷变化,在旁通烟道与主烟道相连处设电动调节风门,可根据装置负荷和运行参数的变化,调节进入旁通烟道的烟气流量。

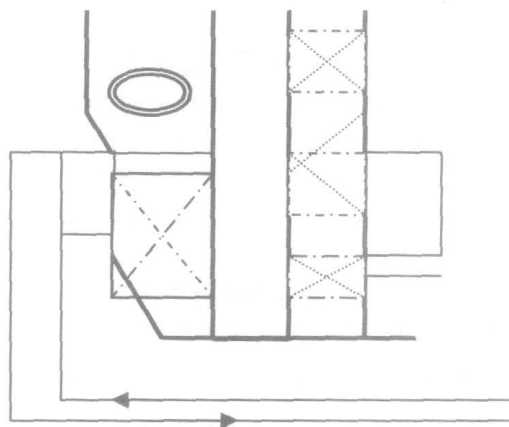


图 1 旁通烟道安装示意图

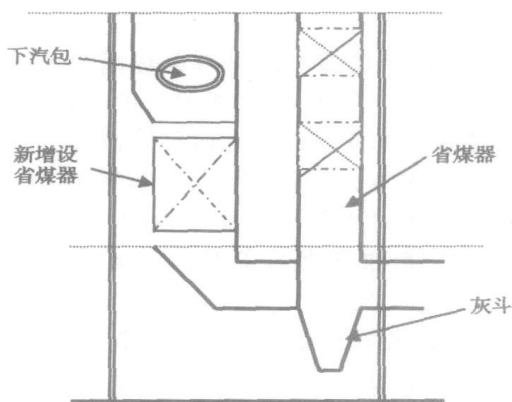


图 2 新增省煤器

旁通省煤器烟气流量在该旁通省煤器上水与原低温省煤器上水并联。为了控制旁通省煤器给水出口温度,旁通省煤器给水进口设流量计和流量调节阀控制旁路省煤器给水出口温度在不超过 235 ℃,旁通省煤器性能如表 1 所示。

(4) 提高空气预热器空气温度和助燃空气温度,增加燃烧稳定性,降低燃料消耗。

(5) 改变原有采样器冷却水介质,用除盐水代替原水,冷却采样介质后回收到除氧器,降低原水耗量。

表1 旁通省煤器性能参数

参数	数值
烟气流量/ $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$	20 000
烟气入口温度/ $^{\circ}\text{C}$	560
烟气出口温度/ $^{\circ}\text{C}$	190
中压给水流量/ $\text{t} \cdot \text{h}^{-1}$	30
给水压力/MPa	6.0
给水入口温度/ $^{\circ}\text{C}$	135
给水出口温度/ $^{\circ}\text{C}$	235
换热面积/ m^2	1 320
烟气阻力/kPa	< 0.12
回收热量/kW	2 640

表2 余热锅炉改造前的运行参数及改造后的运行参数标定结果对比

	改造前	改造后
炉膛温度 T1935/ $^{\circ}\text{C}$	883	869
排烟温度 T19104/ $^{\circ}\text{C}$	244	187
低温省煤器出口水温 T19301A/ $^{\circ}\text{C}$	121	145
低温省煤器出口水温 T19302/ $^{\circ}\text{C}$	175	190
高温省煤器出口水温 T19304/ $^{\circ}\text{C}$	185	192
空气预热温度 T19201/ $^{\circ}\text{C}$	130	175
主风量 FIC123/ $\text{m}^3 \cdot \text{min}^{-1}$	1 523	1 592
烟气直接入烟筒蝶阀开度/%	16	0
炉膛压力 P1918/kPa	2.43	1.909
瓦斯量 FIC917/ $\text{t} \cdot \text{h}^{-1}$	1.01	0.97
中压蒸汽管网压力 P1914/MPa	3.42	3.65
过热中压蒸汽流量 F1912/ $\text{t} \cdot \text{h}^{-1}$	48.8	67.65
外取热器发汽量 F1112/ $\text{t} \cdot \text{h}^{-1}$	15.4	16.5
油浆蒸发器发汽量 F1225/ $\text{t} \cdot \text{h}^{-1}$	7.35	9.03
余锅本体发汽量/ $\text{t} \cdot \text{h}^{-1}$	26	42.12
过热蒸汽温度 TIC911/ $^{\circ}\text{C}$	426	415.8
减温水流量 F1913/ $\text{t} \cdot \text{h}^{-1}$	2.46	1.63
外输中压蒸汽量 F1812/ $\text{t} \cdot \text{h}^{-1}$	0.23	21.94
外输低压蒸汽量 F1815/ $\text{t} \cdot \text{h}^{-1}$	21.65	16.27

3 改造的技术方案及工艺流程

3.1 技术改造方案

拆除原有的对流段下汽包下灰斗,在对流段下汽包灰斗空间内布置一组省煤器,用于控制炉膛压力和回收 15% 高温烟气热,在新增省煤器上方布置 1 组脉冲吹灰系统。

3.2 改造系统工艺流程

(1) 原设计凝渣管(费斯顿管)弯向炉前 2 400 mm,凝渣管折焰角已经封堵,为了降低上半段过热器换热管烟气冲刷速度,降低过热器换热能力,本次改造打开部分折焰角,减少烟气阻力。

(2) 全部再生烟气进 CO 余热锅炉;对对流段下汽包进行改造,安装一组翅片管省煤器作为旁通烟道,出口高温水进入空气预热器增加预热温度,同时用旁通烟道挡板开度控制炉膛压力。油浆蒸发器、外取热器汽包给水和余热锅炉给水(104°C)一起进入给水预热器,预热至 135°C 后分两路,一路进入低温段省煤器,温度继续升高至 188°C 后进入给水预热器加热给水;一路水进入新增省煤器,温度继续升高至 230°C 后进入空气预热器加热空气,将空气加热至 180°C 。两路水汇总后进入高温段省煤器(下),经加热后分 3 路:两路分别进油浆蒸发器汽包和外取热器汽包,另一路进高温段省煤器(上),被加热至沸腾后(出口汽化率为 9.9%)进入余热锅炉汽包。烟气经高、低温省煤器和新增省煤器后温度由 490°C 降为 180°C 进入烟囱排入大气。

4 改造后标定结果

由表 2 可以看出,改造后余热锅炉烟气回收能力大大增强,确保了再生烟气的全部回收,过热器蒸汽温度没有降低,蒸汽品质得以保证,余热锅炉排烟温度下降近 50°C 。

5 经济效益分析

5.1 旁通再生烟气热能回收

按目前 15% 再生烟气旁通排放,即排放烟气量为 $20\ 000\ \text{m}^3/\text{h}$ 计算(420°C , CO 含量 6%),其热能回收为 $21.06 \times 10^6\ \text{kJ}/\text{h}$ 。

5.2 降低排烟温度余热回收

按目前 15% 烟气旁通排放,燃烧烟气量为 $121\ 470\ \text{m}^3/\text{h}$,从 236°C 降至 185°C 计算,其余热回收为 $8.69 \times 10^6\ \text{kJ}/\text{h}$ 。以上两项相加为 $29.75 \times 10^6\ \text{kJ}/\text{h}$,相当于多产中压过热蒸汽 $10.38\ \text{t}/\text{h}$,以蒸汽价格 $100\ \text{元}/\text{t}$,年运行 $8\ 000\ \text{h}$ 计算,一年可产生经济效益 830.4 万元。改造后节约原水约 $5\ \text{t}/\text{h}$,以原水价格 $4\ \text{元}/\text{t}$,每年运行 $8\ 000\ \text{h}$ 计算,折合经济效益 16 万元。合计:改造后从 2006 年 6 月至 2007 年 6 月合计新增经济效益 846.4 万元/年。

(下转第 449 页)

程消耗的能量约为 $C_{10}H_{22}$ 高位发热量的 3%。1 mol $C_{10}H_{22}$ 经热解后生成 10 mol C 和 11 mol H_2 , 将生成的 10 mol C 送入 DCFC 系统, DCFC 发电效率为 80%, 可得到 3 163.10 kJ 电能。11 mol H_2 送入 SOFC 系统, SOFC 发电效率为 50%^[8], 得到电能 1 429.21 kJ; 尾气中的氢气和水蒸气经后置燃烧室后由凝汽器冷却变成液态水。将整个系统总能量与 $C_{10}H_{22}$ 的低位发热量相比, 可得出该联合系统发电效率 η 高达 76.5%, 与煤气化-固体氧化物燃料电池混合系统效率(60%多)相比有很大的提高^[8], 表明该系统在未来高效、可持续发展的电力供应中具有很好的应用前景。

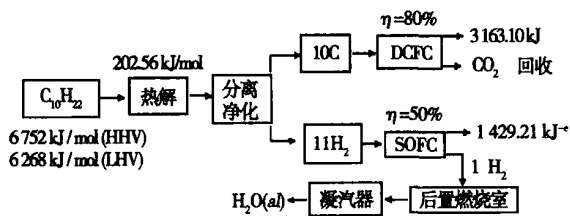


图 7 联合系统实例流程图

5 结 论

(1) 成功设计、组装了 DCFC 单体电池, 电解质配比, 电池电流、电压检测均为自行研制。

(2) 氧气流量对电池性能影响很大, 随着氧气流量的增大, 电池性能有很大提高, 但是为了减少阴极的氧化腐蚀, 氧气流量应控制在合适的范围之内 (25 ~ 100 mL/min)。

(3) 电解质 KOH 比 NaOH 具有更好的导电性, 电池运行更稳定, 有利于电池的输出。

(4) 以石墨为燃料的 DCFC 单体电池, 工作温度 500 °C, 电流密度 45 mA/cm² 时, 输出电压 0.65 V, 可连续运行 20 h, 性能非常稳定。电池开路电压可达 0.74 V, 最大电流密度、功率密度分别为 105 mA/cm² 和 0.041 W/cm²。

(5) 将直接碳燃料电池系统与流化床热解系统、固体氧化物燃料电池系统组成联合系统, 并以实例分析了联合系统的发电效率, 得出效率高达 76.5%; 表明该联合系统在未来大规模集中式电厂中有很好的应用前景。

参考文献:

- [1] JACQUES W J. Method of converting potential energy of carbon into electrical energy [P]. US Pat; 555511, 1896-03-03.
- [2] TAO T. Carbon-oxygen fuel cell [P]. US Pat; 6692861, 2004-02-17.
- [3] CHEREPY N J, KRUEGER R. Direct conversion of carbon fuels in a molten carbonate fuel cell [J]. *Electrochem Soc*, 2005, 152: A80-A87.
- [4] COOPER J F. Direct conversion of coal and coal-derived carbon in fuel cells // *Fuel Cell Science, Engineering and Technology* [C]. New York: ASME, 2004. 375-384.
- [5] ANDREW L D. The role of carbon in fuel cells [J]. *Journal of Power Sources*, 2006, 156: 128-141.
- [6] PESAVENTO V. Carbon-air fuel cell [P]. US Pat; 6200697 B1, 2001-03-21.
- [7] 卢立宁, 李素芬. 固体氧化物燃料电池与燃气轮机联合发电系统模拟研究 [J]. *热能动力工程*, 2004, 19(4): 358-362.
- [8] 张 斌, 倪维斗. 煤气化固体氧化物燃料电池混合循环系统的分析 [J]. *动力工程*, 2005, 25(3): 443-448.

(编辑 渠 源)

(上接第 445 页)

6 结 论

(1) CO 余热锅炉经改造后提高了再生烟气处理能力, 解决了过热器容易超温的问题, 提高了热效率并降低了排烟温度。

(2) 催化裂化装置能耗降低了 29.3×10^4 kJ/t。

(3) 每天节约原水 120 t/h, 解决了由于原水杂质多而影响采样器换热效果的问题。

(4) 改造后把因余热锅炉炉膛压力高而被迫直

排烟囱的 15%CO 再生烟气并入余热锅炉进行余热回收, 避免了 CO 再生烟气直接向烟囱排放, 改善厂区周围环境所带来的社会效益也十分有意义。

参考文献:

- [1] 中国船舶重工集团公司第七一一研究所. 余热锅炉增设旁路烟道改造方案 [R]. 上海: 中国船舶重工集团公司第七一一研究所, 2006.
- [2] 马博文. 催化裂化装置技术问答 [M]. 北京: 中国石化出版社, 2005.

(编辑 何静芳)

基于相空间重构的锅炉炉膛火焰信号分析 = **An Analysis of Flame Signals in a Boiler Furnace Based on a Phase Space Reconstruction** [刊, 汉] / MA Shao-hua, HUA Ying (College of Electrical Engineering under the Shenyang Polytechnical University, Shenyang, China, Post Code: 110023), LI Xiao-bai (China National Fire-fighting Electronic Product Quality Supervision and Inspection Center, Shenyang, China, Post Code: 110031) // Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. — 2007, 22(4). — 440 ~ 442, 456

By employing chaotic and fractal theory, a qualitative analysis and quantitative calculation have been conducted of the flame signals measured from a boiler furnace. Through a restructuring of phase spaces, obtained were the time-sequence phase-plane map and correlation dimensions of burning flames under both stable and unstable combustion conditions. The analysis and calculation results indicate that under a stable combustion state, the two-dimensional phase-plane map of the flame signals is relatively wide and their correlation dimensions range from 5.5855 to 6.8415. Under an unstable combustion condition, the two-dimensional phase-plane map of the flame signals is relatively narrow and their correlation dimensions range from 5.8843 to 6.0907. Under both working conditions there exists a conspicuous difference between the flame time-sequence phase-plane map and correlation dimensions. However, the correlation dimensions during stable combustion are always considerably greater than those during unstable combustion. Hence the correlation dimensions can be used as a characteristic parameter to identify the state of flame combustion. The combustion diagnosis method proposed by the authors can provide an effective approach for developing innovative optical-type flame detectors. **Key words:** furnace flame, combustion diagnosis, status discrimination, restructuring of phase spaces, number of correlation dimensions, chaos, fractal science

CO 余热锅炉增设旁通烟道及省煤器技术改造 = **Technical Modification of a CO Heat Recovery Boiler with the Addition of a Bypass Flue Duct and an Economizer** [刊, 汉] / YAN bin (China Petroleum Corporation Harbin Petrochemical Subcompany, Harbin, China, Post Code: 150056) // Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. — 2007, 22(4). — 443 ~ 445, 449

Enumerated were the problems existing in a 1.2 Mt/a RFCCU incineration-type CO heat recovery boiler of Harbin Petrochemical Sub-company affiliated to China Petroleum Corporation. Following a thermal and flue duct resistance calculation, a variety of improvement measures, such as additional provision of a bypass flue duct and an economizer as well as the use of a XD-2000 type gas impulse soot blower, were implemented. They have enhanced the steam output, flue-gas energy recovery capacity and thermal efficiency of the CO heat recovery boiler, thus meeting the demand of a plant exhausting at high loads all the flue gas into the heat recovery boiler. If the current 15% of regenerative flue gas is exhausted through a bypass, i. e. the flue gas discharge quantity being assessed at 20 000 m³/h (420 °C and CO content 6%), the thermal energy recovered shall be 21.06 × 10⁶ kJ/h. The energy consumption of a cracking plant can be decreased by 29.3 × 10⁴ kJ/t, equivalent to newly accrued economic benefits of about RMB 8 million yuan per year. This represents a significant energy-saving effectiveness. **Key words:** catalytic cracking plant, CO heat recovery boiler, bypass flue duct, bypass economizer

直接碳燃料电池(DCFC)实验研究 = **An Experimental Study of Direct Carbon Fuel Cells (DCFC)** [刊, 汉] / CHEN Hong-wei, WANG Jin-quan, GAO Jian-qiang, et al (College of Energy Source and Power Engineering under the North China University of Electric Power, Baoding, China, Post Code: 071003) // Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. — 2007, 22(4). — 446 ~ 449

Direct carbon fuel cells (DCFC) represent an effective and clean fuel-cell technology, which is based on the theory of producing electric energy directly through an electrochemical reaction of carbon and oxygen with no need for gasification and reforming. Its efficiency can be as high as 80% and fuel utilization rate can reach about 100%. A single-body cell of DCFC was assembled with its working temperature ranging from 500 to 700 °C. The cell uses fusible hydroxide to serve as an electrolyte with a certain amount of catalyst being added. Graphite is used to serve as a positive pole and stainless steel as a negative one with moistened oxygen being added to serve as an oxidation agent. An experimental study has been performed of the output performance of DCFC by using different electrolytes and at different oxygen flow rates. The results of the study show that KOH has a better conductivity than NaOH and the cell made from KOH can operate more stably and is more favorable for cell output. When the oxygen flow rate is 70 ml/min, the cell has an optimum output performance with its maximal current and power density being 105 mA/cm² and 0.041 W/cm² respectively. The open-circuit voltage