

660 MW 超超临界机组活性焦解析热源选取方案研究

何道远¹, 邢德山², 阎维平¹, 程文煜²

(1. 华北电力大学 能源动力与机械工程学院, 河北 保定 071003; 2. 国电科学技术研究院有限公司, 江苏 南京 210000)

摘要: 活性焦烟气净化技术是一种多污染物一体化脱除技术, 活性焦再生是其中的关键步骤之一, 采用热解析能量消耗较大, 而在燃煤电站采用较低品位的热源——烟气以及中低压蒸汽, 是一种值得探讨的方法。以某 660 MW 超超临界机组为例, 提出从二级省煤器前抽烟气并在低负荷时辅以 4 号抽汽的蒸汽(方案 1)以及从后烟道低温过热器前抽烟气(方案 2)两种方案分别作为活性焦解析热源, 计算结果表明: 100% 负荷时两种方案对省煤器出口水温无影响, 排烟温度分别下降 3.7 和 2 °C, 供电标准煤耗分别增加 3.34 和 3.64 g/(kW·h); 50% 负荷时省煤器出口水温分别下降 6.2 和 3.4 °C, 排烟温度下降 2.1 和 1.6 °C, 供电标准煤耗分别增加 10.32 和 8.13 g/(kW·h)。可根据机组特点, 高负荷运行时长占比大的机组可选择方案 1、低负荷运行时长占比大的机组可选择方案 2 作为解析热源。

关键词: 活性焦; 脱硫脱硝; 热源; 再生; 燃煤电站

中图分类号: TK222

文献标识码: A

DOI: 10.16146/j.cnki.rndlge.2020.02.027

[引用本文格式] 何道远, 邢德山, 阎维平, 等. 660 MW 超超临界机组活性焦解析热源选取方案研究[J]. 热能动力工程, 2020, 35(2): 194-208. HE Dao-yuan, XING De-shan, YAN Wei-ping, et al. Study on selection scheme of active coke desorption heat source for a 660 MW ultra-supercritical unit[J]. Journal of Engineering for Thermal Energy and Power, 2020, 35(2): 194-208.

Study on Selection Scheme of Active Coke Desorption Heat Source for a 660 MW Ultra-Supercritical Unit

HE Dao-yuan¹, XING De-shan², YAN Wei-ping¹, CHENG Wen-yu²

(1. School of Energy and Power Engineering, North China Electric Power University, Baoding, Hebei, China, Post Code: 071003;

2. Guodian Science and Technology Research Institute Co., Ltd, Nanjing, Jiangsu, China, Post Code: 210000)

Abstract: Flue gas purification technology using active coke is a multi-pollutant integrated removal technology, and regeneration of active coke is one of the key technologies. Thermal desorption consumes a lot of energy to regenerate active coke, but it is worth discussing to adopt a lower grade heat source in coal-fired power plants, namely, flue gas and medium or low pressure steam. With a 660 MW ultra-supercritical unit as an example, two schemes were proposed to calculate as the desorption heat source of active coke: scheme one was smoke extraction from the front of the second economizer with steam extraction from the No. 4 when the load was lower, and scheme two was smoke extraction from the front of the low-temperature superheater. The results show that the two schemes has no effect on the water temperature at the outlet of the economizer at 100 % load. The exhaust gas temperature decreases by 3.7 and 2 °C, respectively, and the standard coal consumption of power supply increases by 3.34 and 3.64 g/(kW·h), respectively. when it is at 50% load, the water temperature at the outlet of the economizer decreases by 6.2 and 3.4 °C, the exhaust gas temperature decreases by 2.1 and 1.6 °C, and the standard coal consumption of power supply increases by 10.32 and 8.13 g/(kW·h), respectively. According to the characteristics of

收稿日期: 2019-08-30; 修订日期: 2019-10-15

基金项目: 国家重点研发计划(2017YFC0210200)

Fund-supported Project: National Key R & D Plan(2017YFC0210200)

作者简介: 何道远(1996-), 男, 湖北荆州人, 华北电力大学硕士研究生, E-mail: hdy920314@163.com.

the unit, the unit with large proportion of long running time under high load can choose scheme one as the desorption heat source, while the one with long running time under low load can choose scheme two.

Key words: active coke, desulfurization and denitrification, heat source, regeneration, coal-fired power station

引 言

活性焦烟气处理具备硫、硝、尘一体化高效脱除的作用,且无废水产生,脱硫副产品回收价值高,同时活性焦可重复利用,在燃煤电站拥有广阔的应用前景^[1-2]。德国早在上世纪 80 年代就在燃煤电站成功实施了活性焦脱硫脱硝工艺建设^[3]。日本矾子电厂于 2002 年投运的 2 × 600 MW 机组采用同时脱硫脱硝脱汞的烟气净化技术,为目前采用该技术的最大机组^[4];日本 Isogo 电厂于 2009 年也采用活性焦净化烟气,烟气处理能力达到 180 万 m³/h^[5]。国内活性焦烟气净化技术已应用于冶金、化工行业,但在燃煤电站还没有真正意义上的实际应用^[6]。活性焦烟气脱硫脱硝可在同一个吸附塔体内进行^[7],吸附饱和的活性焦进入再生塔解析再生。再生是活性焦烟气净化技术的关键步骤,其中热再生是目前应用最广泛、成熟的再生方法,活性焦经加热再生及冷却完成再生过程后再次进入吸附塔,再生过程产生的高浓度 SO₂ 进行资源回收利用于化工行业^[8]。

活性焦热再生是一个高耗能的过程,其解析温度在 400 ℃ 以上^[9]。对于冶金钢铁等行业,可以直

接利用自身工艺产生的低发热量燃料,例如高炉煤气等^[10]。而对于燃煤电站,美国 Valmy 电站采用电能作为解析热源^[11],日本矾子电厂采用热风炉燃烧轻油作为热源^[12]。对于燃煤电站电加热是最易获得的热源之一,虽然电能属于清洁能源且系统简单,但作为一种高品位的能量,大量消耗会使得厂用电率急剧增长,经济性比较差^[13]。另外两个可行的较低品位的热源是烟气以及中低压蒸汽^[14],但抽取大量烟气或者蒸汽会对系统产生影响。本文通过对某 660 MW 机组进行定量计算,确定在不同负荷下采用烟气或者联合烟气蒸汽作为解析热源时对锅炉以及回热系统的影响,以期得到最佳的解析热源选取方案。

1 研究对象

该锅炉超超临界变压运行直流炉,单炉膛、一次再热、平衡通风、固态排渣、π 型布置,采用中速磨直吹制粉系统。主蒸汽温度 605 ℃,再热蒸汽温度 603 ℃。尾部前烟道为水平低温再热器,尾部后烟道为水平低温过热器以及二级省煤器,在空预器入口前还布置有一级省煤器,尾部烟道受热面布置如图 1 所示。燃用煤种煤质分析如表 1 所示。

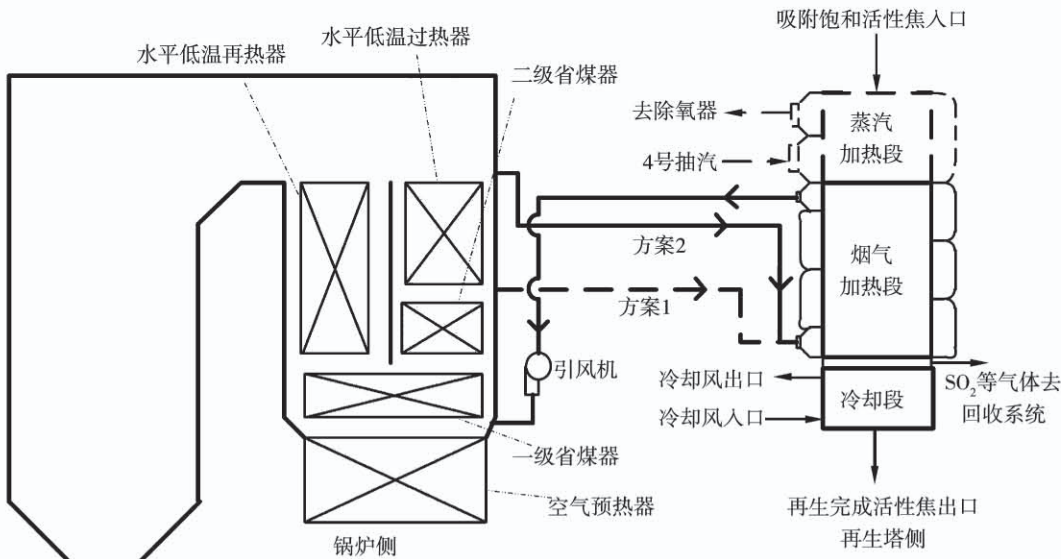


图 1 活性焦解析热源系统简图

Fig.1 Chart of activated-coke desorption heat source system

表 1 燃用煤种煤质分析
Tab.1 Analysis of the quality of coal species

$C_{ar}/\%$	$H_{ar}/\%$	$O_{ar}/\%$	$N_{ar}/\%$	$S_{ar}/\%$	$M_{ar}/\%$	$A_{ar}/\%$	$V_{daf}/\%$	$Q_{net,ar}/kJ \cdot kg^{-1}$
45.12	2.94	3.51	0.72	1.6	11.7	34.41	20.56	17 190

2 解析热源方案

活性焦热再生需要将活性焦从 80 ℃ 加热至 400 ℃ 以上,对于 660 MW 机组,以活性焦再生需要 20 000 kW 热功率为例进行计算。

方案 1 选择从后烟道二级省煤器前抽烟气并返回空气预热器,但低负荷时烟气温度较低,且烟气量减少,若只抽烟气来提供活性焦解析所需热量需要的烟气份额较大,对后烟道各受热面影响太大,因此附加蒸汽加热,蒸汽抽自 4 号抽汽,返回除氧器。

方案 2 选择从尾部后烟道水平低温过热器前抽取烟气并返回空气预热器,活性焦解析热源系统简图如图 1 所示。

3 计算结果及分析

先对再生塔加热段进行概念设计,计算出各方案需要抽取的烟气量、蒸汽量以及返回烟温、汽温。再依据文献[15-17]的方法对该锅炉进行热力计算,控制主蒸汽参数以及再热蒸汽参数不变,通过减温水调节过热汽温,通过尾部烟道挡板开度调节再热汽温。对各级加热器列热平衡方程计算各级抽汽量^[18],并通过锅炉给水温度将锅炉与回热系统耦合进行计算。

3.1 活性焦再生塔加热段概念设计

采用管壳式换热器将活性焦由 80 ℃ 加热至 400 ℃,活性焦走管程,在重力作用下向下缓慢运动,流动速度 1 mm/s,处理该锅炉烟气所需活性焦质量流量为 136 t/h(活性焦烟气净化系统响应负荷变化速度较慢,在低负荷时活性焦量也采用该值),烟气及蒸汽走壳程,考虑 2 % 的散热损失。

活性焦在加热段走 2~3 h 左右进入冷却段,再生完全后产生的 SO₂ 等气体进入回收系统。由于低负荷时烟气温度低且总烟气量少,需要抽取的烟气量相对较大,如果方案 1 在低负荷时靠全抽烟气提供解析热量会使得省煤器吸热量急剧减少,影响机

组安全经济运行,因此方案 1 在低负荷时先利用 4 号抽汽的蒸汽加热活性焦至 170 ℃,再利用烟气加热活性焦至 400 ℃。而方案 2 烟气抽取点位于低温过热器前,低负荷时烟温依然较高,不需要附加蒸汽加热。

由于烟气出口温度远低于活性焦出口温度,为避免出现温度交叉^[19],对于方案 1 烟气段采用高温、中温以及低温段 3 级串联,其中烟气加热段换热面积 20 226.8 m²,蒸汽加热段换热面积 3 444.5 m²,占地面积 214.7 m²;方案 2 采用高温段、低温段 2 级串联,烟气加热段面积 14 659.4 m²,无蒸汽加热段,占地面积 184.7 m²。具体计算数据如表 2 所示。

表 2 再生塔加热段概念设计数据
Tab.2 Conceptual design data for heating section of regeneration tower

工 况	参 数	方案 1	方案 2
50% 负荷	烟气高/(中)/低温段换热系数/W·(m ² ·℃) ⁻¹	10.3/10.1/9.87	7.75/7.59
	蒸汽段换热系数/W·(m ² ·℃) ⁻¹	8.55	—
	抽烟气量/m ³ ·h ⁻¹	209 075	135 835
	抽蒸汽量/t·h ⁻¹	86.3	0
	烟气进出口温度/℃	445/280	616/260
	蒸汽进出口温度/℃	375/260	—
	烟气侧压降/Pa	2 430	2 127
100% 负荷	蒸汽侧压降/Pa	197	—
	烟气高/(中)/低温段换热系数/W·(m ² ·℃) ⁻¹	9.51/9.15/8.97	7.2/6.7
	抽烟气量/m ³ ·h ⁻¹	140 596	84 376
	烟气进出口温度/℃	528/180	756/198
	烟气侧压降/Pa	1 207	917.6

3.2 100% 负荷工况

100% 负荷工况计算结果如表 3 所示,从表 2 中数据已经得知 100% 负荷时方案 1 以及方案 2 抽取

的烟气量分别为 140 596 和 84 376 m³/h,抽取的烟气量相对较少。由于抽取了部分烟气加热活性焦,在锅炉热平衡计算中锅炉损失需要增加一项对外提供的 20 000 kW 热损失,经计算该项损失为1.25%,因此燃煤量会相应增加,导致各级受热面入口烟温上升,由表 3 可以看到,方案 1、方案 2 的省煤器入口烟温分别上升了 8 和 3.6 ℃,虽然通过省煤器的烟气量减少,但是省煤器出口水温均为 341 ℃未发生变化。

燃煤量增加也会使水冷壁吸热量增加,汽水分离器汽温略微上升。对于方案 1 燃煤量增加使得各级过热器及各级再热器吸热量均增加,为了控制主、再热蒸汽参数,减温水增加了 19.6 t/h,尾部后烟道烟气份额上升了 1.9%,相当于后烟道烟气量少下降 38 972 m³/h;而对于方案 2 燃煤量增加也会使屏式过热器、末级过热器及各级再热器吸热量增加,但抽烟气位置为后烟道水平低温过热器前,使低温过热器吸热量减少,总减温水量只增加 12.5 t/h,尾部后烟道烟气份额上升了 2.2%,相当于后烟道烟气量少下降 45 125 m³/h,而这两点也在一定程度上缓解了抽烟气对省煤器出口水温的影响。

表 3 100% 负荷下方案 1、方案 2 计算结果与机组设计值比较

Tab.3 Comparison between calculation results of scheme 1 and 2 under 100% load and design values

参 数	设计值	方案 1	方案 2
省煤器进口烟温/℃	520	528	523.6
省煤器出口水温/℃	341	341	341
汽水分离器汽温/℃	440.4	441.8	442
空预器入口烟温/℃	362.2	348	354.8
总减温水量/t·h ⁻¹	125.22	144.82	137.72
后烟道烟气比例/%	59.3	61.2	61.5
热风温度/℃	325.3	312.4	318.2
排烟温度/℃	123.7	120	121.7
计算燃煤量/kg·h ⁻¹	336 897	340 707	341 067
锅炉效率/%	94.07	93.02	92.92

由表 2 可知,方案 1、方案 2 返回尾部烟道的烟温(即再生塔加热段出口烟温)分别为 180 和 198 ℃,送回空气预热器入口烟道使空气预热器入口烟温分别下降 14.2 和 7.4 ℃,热风温度分别下降

12.9 和 7.1 ℃,排烟温度分别下降 3.7 和 2 ℃。锅炉效率分别下降 1.05% 和 1.15%。由此可见,100% 负荷下依靠抽烟气作为活性焦解析热源能够维持锅炉主、再热蒸汽参数,对锅炉安全运行没有影响,且在此负荷下方案 1 的运行经济性更好。

3.3 50% 负荷工况

由表 2 已知 50% 负荷时方案 1、方案 2 各需抽取烟气 209 075 和 135 835 m³/h,所需烟气量较大,如表 4、表 5 所示,省煤器出口水温分别下降了 6.2 和 3.4 ℃。抽烟气加热活性焦的热量损失分别为 1.85% 和 2.55%,这使得最终的计算燃煤量分别增加了 3 053 和 4 385 kg/h。

燃煤量增加使水冷壁吸热量增加,但由于省煤器出口水温降低,最终方案 1、方案 2 的汽水分离器汽温分别下降 1.9 ℃和上升 2.4 ℃。同时,各级再热受热面吸热量增加使得尾部前烟道烟气份额减少,后烟道烟气份额分别增加了 3.2% 和 5.1%,相当于后烟道烟气量分别少下降 34 575 和 55 104 m³/h。燃煤量增加也使得过热器吸热量增加,为维持主蒸汽温度,方案 1 减温水增加2.9 t/h,方案 2 由于通过水平低温过热器烟气量减少,减温水增加 2.2 t/h。方案 1、方案 2 烟气返回温度(即再生塔加热段出口烟温)分别为 280 和 260 ℃,送回到空气预热器入口烟道后,空气预热器入口烟温分别下降 8.2 和 6.7 ℃,热风温度分别下降 8 和 6.7 ℃,排烟温度下降 2.1 和 1.6 ℃,最终锅炉效率分别下降1.72% 和 2.45%。

对于方案 1,烟气只提供了 14 375 kW 的热量,另外 5 625 kW(以上两个数据是活性焦需要热量,所以未考虑散热)热量需要靠蒸汽提供。由表 2 可以看到,蒸汽压降很小为 197 Pa,蒸汽送回除氧器对除氧器运行压力的影响可以忽略不计,因此除氧器运行压力下的饱和温度也基本不变,返回的 86.3 t/h 的 260 ℃ 蒸汽将给水加热至饱和温度,按照尽可能排挤较高压力级抽汽的原则,经计算结果如表 5 所示,4 号~6 号抽汽份额被排挤至 0,7 号抽汽份额被排挤至 2%,其它级不变,汽轮机绝对内效率下降 0.68%。可以看到,在 50% 负荷下抽烟气以及蒸汽作为活性焦解析热源对机组安全运行影响不大,主、再热蒸汽温度均在可调节范围内。

表 4 50%负荷下方案 1、方案 2 计算结果与
机组设计值比较

Tab.4 Comparison between calculation results of
scheme 1 and 2 under 50% load and design values

参 数	设计值	方案 1	方案 2
抽烟气供热损失/%	0	1.85	2.55
省煤器进口烟温/℃	435	445	436
省煤器出口水温/℃	296.4	290.2	293
汽水分离器汽温/℃	374	372.1	376.4
空气预热器入口烟温/℃	307.1	298.9	300.4
总减温水量/t·h ⁻¹	64.3	67.2	66.5
后烟道烟气比例/%	49.8	53	54.9
热风温度/℃	285.8	277.8	279.1
排烟温度/℃	104.3	102.2	102.7
计算燃煤量/kg·h ⁻¹	163 167	166 220	167 552
汽轮机绝对内效率/%	45.87	45.19	45.87
锅炉效率/%	93.88	92.16	91.43

表 5 方案 1 在 50%负荷时各级抽汽份额计算结果

Tab.5 Computation results of steam
extraction share at 50% load for scheme 1

级 数	设计值/%	方案 1/%
1	3.42	3.42
2	6.63	6.63
3	6.22	6.22
4	3.02	0
5	2.78	0
6	2.95	0
7	2.91	2
8	0.58	0.58

4 经济性分析

由以上结果可以看到,无论是在高负荷还是低负荷,两个方案对机组的安全运行没有影响,主、再热蒸汽温度均在可控制范围内,因此主要从经济性的角度分析。考虑到抽取烟气需要增加 1 台引风机,依据表 2 中提供的压降来计算各方案中引风机的电功率,并计算各方案的供电标准煤耗,结果如图 2 所示。

由图 2 可知,100%负荷时,方案 1、方案 2 的供电标准煤耗分别增加 3.34 和 3.64 g/(kW·h);

50%负荷时,方案 1、方案 2 供电标准煤耗分别增加 10.32 和 8.13 g/(kW·h)。显然方案 2 抽温度高的烟气造成的损失更大,但 50 % 负荷方案 1 还使用了品位更高的蒸汽,造成的损失高过了抽高温烟气。由于设备初投资费用差距相比于机组运行过程中煤耗费用差距要小很多,因此在不考虑设备初投资差距时,可根据机组的负荷特点,合理选择活性焦热源方案。机组带基本负荷或者高负荷年运行时间占比大的可以选择方案 1、而机组低负荷年运行时长占比大的可以选择方案 2 作为活性焦解析热源方案。

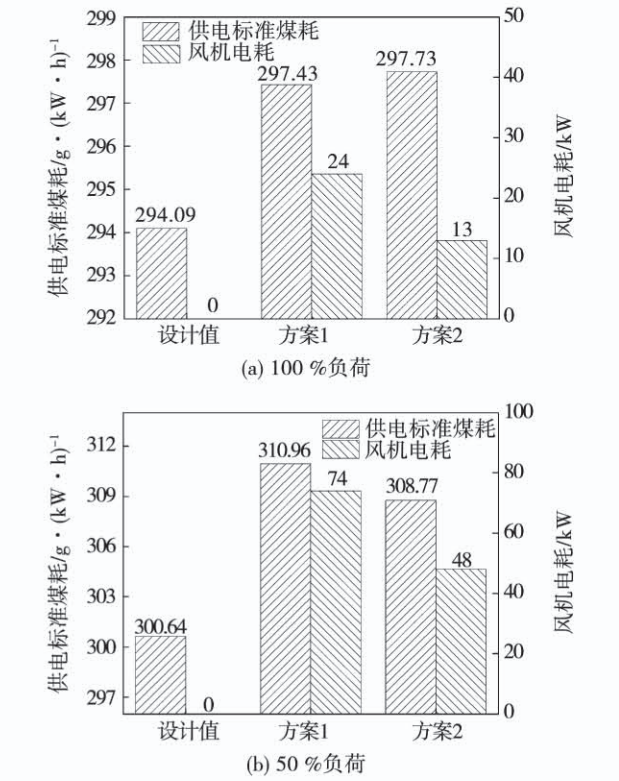


图 2 不同负荷下各方案经济性比较
Fig.2 Economic comparison of different
schemes under different loads

5 结 论

采取抽烟气以及抽蒸汽作为活性焦解析热源,以 660 MW 超超临界机组为例进行锅炉热力计算以及回热系统计算,得出结论:

(1) 100% 负荷时,方案 1、方案 2 分别要抽取 140 596 和 84 376 m³/h 的烟气,其对省煤器出口水温没有影响,汽水分离器汽温略微上升,为维持主、

再热汽温不变,总减温水量分别增加 19.6 和 12.5 t/h,后烟道烟气份额分别增加 1.9% 和 2.2%,排烟温度分别下降 3.7 和 2 °C,锅炉效率分别下降 1.05% 和 1.15%,供电标准煤耗分别增加 3.34 和 3.64 g/(kW·h)。方案 1、方案 2 在满足提供活性焦解析热量的同时对机组安全运行没有影响。

(2) 50% 负荷时,方案 1 要抽取 209 075 m³/h 的烟气和 86.3 t/h 的蒸汽,方案 2 要抽取 135 835 m³/h 的烟气。采用方案 1、方案 2 使得省煤器出口水温分别下降了 6.2 和 3.4 °C,汽水分离器汽温分别下降 1.9 °C 和上升 2.4 °C,总减温水分别增加 2.9 和 2.2 t/h,后烟道烟气份额分别增加了 3.2% 和 5.1%,排烟温度下降 2.1 和 1.6 °C,锅炉效率分别下降 1.72% 和 2.45%,方案 1 的汽轮机绝对内效率下降 0.68%,供电标准煤耗分别增加 10.32 和 8.13 g/(kW·h)。低负荷下方案 1、方案 2 在满足提供活性焦解析热量的同时也对机组安全运行没有影响。

(3) 根据机组负荷特点选择活性焦解析热源,机组高负荷年运行时长占比大选择方案 1,而低负荷年运行时长占比大选择方案 2。

参考文献:

- [1] 程文煜,邢德山,薛建明,等.燃煤电站炭基催化法脱硫脱硝工艺参数分析[J].环境工程,2019,37(4):112-116.
CHENG Wen-yu, XING De-shan, XUE Jian-ming, et al. Study on technological parameters of carbon-based catalytic desulfurization and denitrification technology for coal-fired power plants[J]. Environmental Engineering, 2019, 37(4): 112-116.
- [2] KAZUHIKO T, IKUO S. Combined desulfurization, denitrification and reduction of air toxics using activated coke, 1. Activity of activated coke[J]. Fuel, 1997, 76(6): 549-553.
- [3] 张方伟. 活性焦干法烟气净化技术的应用现状[J]. 热力发电, 2012, 41(6): 6-7.
ZHANG Fang-wei. Status quo of using activated coke to dry flue gas integrated purification technology[J]. Thermal Power Generation, 2012, 41(6): 6-7.
- [4] 赵恩婵. 600 MW 机组活性焦烟气脱硫方案及经济分析[J]. 热力发电, 2008(9): 1-4.
ZHAO En-chan. Flue gas desulfurization scheme by using activated coke for 600 MW unit and economic analysis thereof[J]. Thermal

Power Generation, 2008(9): 1-4.

- [5] JASTRZAB K. Properties of activated cokes used for flue gas treatment in industrial waste incineration plants[J]. Fuel Processing Technology, 2012, 101: 16-22.
- [6] 窦万升,焦同帅,邢德山,等.燃煤电厂活性焦脱硫过程模型及实验[J].热力发电,2016,45(3):98-104.
DOU Wan-sheng, JIAO Tong-shuai, XING De-shan, et al. Experimental study on mathematical model of activated coke desulfurization in coal-fired power plants[J]. Thermal Power Generation, 2016, 45(3): 98-104.
- [7] 邢德山,樊腾飞,刘建民,等.一种硫硝一体化脱除的活性焦烟气净化装置[P].江苏:CN207614615U,2018-07-17.
XING De-shan, FAN Teng-fei, LIU Jian-min, et al. An active coke flue gas purification device for integrated removal of sulfur and nitrate[P]. Jiangsu: CN207614615U, 2018-07-17.
- [8] 邢德山,吴春华,樊腾飞,等.一种炭基催化剂脱硫脱硝系统和方法[P].江苏:CN105233673A,2016-01-13.
XING De-shan, WU Chun-hua, FAN Teng-fei, et al. A Carbon-based catalyst desulfurization and denitrification system[P]. Jiangsu: CN105233673A, 2016-01-13.
- [9] TSUJI Kazuhiko, SHIRAIISHI Ikuo. Combined desulfurization, denitrification and reduction of air toxics using activated coke, 2. Process applications and performance of activated coke[J]. Fuel, 1997, 76(6): 555-560.
- [10] 涂瑞,李强,葛帅华.太钢烧结烟气脱硫富集 SO₂ 烟气制酸装置的设计与运行[J].硫酸工业,2012(2):26-30.
TU Rui, LI Qiang, GE Shuai-hua. Design and operation of SO₂ flue gas desulfurization and enrichment sulfuric acid plant in Taiyuan Iron and Steel Co[J]. Sulphuric Acid Industry, 2012(2): 26-30.
- [11] DENE C, GILBERT J, JACKSON K, et al. ReACT process demonstration at Valmy generating station[C]. MEGA symposium, Washington, 2008.
- [12] 王大卫. 活性焦干法烟气净化技术应用于燃煤电厂的适应性分析[J]. 中国电力, 2015, 48(1): 153-156.
WANG Da-wei. Adaptability analysis of activated coke flue gas purification technology applied in coal fired power plants[J]. Electric Power, 2015, 48(1): 153-156.
- [13] 高泽磊,邵志超,王政,等. 活性焦脱硫系统低耗能解吸技术研究及应用[J]. 硫酸工业, 2017(10): 38-40.
GAO Ze-lei, SHAO Zhi-chao, WANG Zheng, et al. Research and application of low power consumption active coke desorption technology in desulphurization system[J]. Sulphuric Acid Industry,

2017(10):38-40.

[14] 丹慧杰,余福胜,雷 鸣,等. 活性焦烟气净化技术在大型燃煤电厂的应用前景[J]. 热力发电,2015,44(4): 1-5,38.

DAN Hui-jie, YU Fu-sheng, LEI Ming, et al. Application of activated coke flue gas purification in large scale coal-fired plants and the prospect[J]. Thermal Power Generation, 2015, 44(4): 1-5, 38.

[15] 阎维平,欧宗现,曹 锐. 电站锅炉炉膛分区段改进热力计算方法[J]. 锅炉技术,2007(5):11-14,18.

YAN Wei-ping, OU Zong-xian, CAO Rui. Improved calculating method based on multi-zone model for utility boiler furnace[J]. Boiler Technology, 2007(5):11-14, 18.

[16] 马 凯,韩文涛,阎维平,等. 电站锅炉炉膛强化传热分区段计算方法优化[J]. 动力工程学报,2017,37(10):773-779.

MA Kai, HAN Wen-tao, YAN Wei-ping, et al. Calculation Optimization for Enhanced Heat Transfer in Boiler Furnace Based on Multi-section Models[J]. Journal of Chinese Society of Power Engineering, 2017, 37(10): 773-779.

[17] 北京锅炉厂译. 锅炉机组热力计算标准方法[M]. 北京:机械工业出版社,1976.

Beijing Boiler Plant(translator). Standard method for thermal calculation of boiler units [M]. Beijing: Machinery Industry Press, 1976.

[18] 陈国年,钟史明. 电厂热力系统矩阵算法[J]. 汽轮机技术, 1991(5):39-45.

CHEN Guo-nian, ZHONG Shi-ming. Matrix calculation method for thermal system of power plant [J]. Steam Turbine Technology, 1991(5):39-45.

[19] 马庆芳,马重芳. 换热器设计手册第三卷[M]. 北京:机械工业出版社,1987.

MA Qing-fang, MA Chong-fang. Heat exchanger design manual Volume 3 [M]. Beijing: Machinery Industry Press, 1987.

(单楚舒 编辑)

(上接第 193 页)

[16] CONSTANCE L S, STEPHEN A J. Impact of carbon-in-ash on mercury removal across particulate control devices in coal-fired power plants[J]. Energy & Fuels, 2005(19): 859-863.

[17] 王立刚,彭苏萍,陈昌和. 燃煤飞灰对锅炉烟道气中 Hg^0 的吸附特性[J]. 环境科学, 2003, 6(24): 59-62.

WANG Li-gang, PENG Su-ping, CHEN Chang-he. The experimental study to Hg^0 Adsorption of fly ash in flue gas[J]. Environmental Science, 2003, 6(24): 59-62.

[18] 陈明明,段钰锋,周 强,等. 烟气组分对汞吸附影响的程序升温脱附[J]. 化工进展, 2016, 35(12): 4065-4071.

CHEN Ming-ming, DUAN Yu-feng, ZHOU Qiang, et al. Temperature programmed desorption (TPD) studies on the effect of flue gas component on mercury adsorption[J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 2016, 35(12): 4065-4071.

[19] KILGROE J D, SEDMAN C B, SRIVASTAVA R K, et al. Control of mercury emissions from coal-fired electric utility boilers; Interim report, EPA-600/R-01-109[R]. Washington, D. C.: U. S. EPA, December, 2001.

[20] 郑逸武,段钰锋,汤红健,等. 燃煤烟气污染物控制装置协同脱汞特性研究[J]. 中国环境科学, 2018, 38(3): 862-870.

ZHENG Yi-wu, DUAN Yu-feng, TANG Hong-jian, et al. Characteristics of the existing air pollutant control devices on Hg synergistic removal in a coal-fired power plant[J]. China Environmental Science, 2018, 38(3): 862-870.

[21] RICHARDSON M K, BLYTHE G M, GOLDEN D. Mercury stability in FGD byproducts [C]. Washington, DC: Combined Power Plant Air Pollutant Control Mega Symposium, May, 2003.

(丛 敏 编辑)