

浅谈现有脱硫装置的扩容改造

华小林, 吕自强, 周超炯, 王辉

(浙江菲达环保科技股份有限公司, 浙江诸暨 311800)

摘要: 随着国内煤炭市场的供应变化, 一些机组燃煤实际含硫量与设计相比有较大提高, 结合工程实际, 重点讨论了现有湿法脱硫装置扩容改造的几种方法, 比较了其差异和优缺点, 并提出了一些建议。

关键词: 烟气脱硫; 含硫量; 扩容改造

中图分类号: X701.3 文献标识码: B 文章编号: 1006-8759(2010)02-0030-03

DISCUSSION ON MODIFICATION AND ENLARGING OF WET DESULFURIZATION DEVICE IN EXISTENCE

HUA Xiao-lin, LV Zi-qing, ZHOU Chao-jiong, WANG Hui

(Zhejiang Feida Environmental Protection CO., Ltd., Zhuji 311800, China)

Abstract: By changing of coal market, the actual sulfur level in coal increases compared with the designed. This article discusses some ways of modification and enlarging of wet desulfurization device in existence, compares their difference and provides some advices.

Keywords: Wet desulfurization; Sulfur level; Modification and enlarging

我国火电厂的烟气脱硫经过多年的发展和实践, 在控制 SO₂ 排放方面取得了显著的成绩, 但是随着投运脱硫装置的不断增加, 也显现出了诸多问题, 如运行性能差、实际运行参数与设计值偏差太大, 尤其是后者, 随着国内煤炭市场的供应变化, 一些机组燃煤的实际含硫量与最初设计煤质相比有较大提高, 直接造成了一些电厂不能达标排放, 因此无论从国家政策还是从经济角度来看, 电厂都必须进行烟气脱硫的技术改造。

现结合四川某电厂工程实例, 重点讨论由于煤质含硫量增加对现有脱硫装置须进行的扩容改造问题。

1 项目概况

四川某电厂 2×600 MW 国产亚临界燃煤凝汽

式汽轮发电机组, 采用一炉一塔配置的石灰石/石膏法湿式烟气脱硫技术, 于 2007 年投入运行。由于原设计煤矿的开发滞后及煤炭市场供应不稳定性, 电厂长期燃煤煤种含硫量与设计煤种偏差较大, 无法满足环保排放标准的要求, 必须进行烟气脱硫项目的扩容改造。表 1 为该项目的原始烟气参数。

表 1 FGD 入口烟气参数

项 目	原设计煤种	改造设计煤种
FGD 入口烟气流(标态, 湿基)/(Nm ³ ·h ⁻¹)	2 291 270(α=1.5)	2 230 233(α=1.4)
FGD 入口烟气流(标态, 干基)/(Nm ³ ·h ⁻¹)	2 029 102(α=1.5)	2 089 059(α=1.4)
FGD 入口处烟气温度/℃	118	135
SO ₂ /(mg·(Nm ³) ⁻¹)	2 469	8 492
SO ₃ /(mg·(Nm ³) ⁻¹)	≤100	170
Cl(HCl)/(mg·(Nm ³) ⁻¹)	≤80	76
F(HF)/(mg·(Nm ³) ⁻¹)	≤70	59
烟尘浓度(引风机出口)/(mg·(Nm ³) ⁻¹)	150	200

从上表可知, 投运后的烟气参数与原设计参数有较大的出入, 尤其是 SO₂ 浓度值, 是设计时的 3 倍多, 因此原有脱硫系统已无法满足要求, 对其

进行扩容改造势在必行。

2 改造方案的选择

针对该项目实际燃煤含硫量变化较大、GGH运行不稳定等情况,推荐以下几种较为可行的技术方案:

第一种方案:拆除原吸收塔,新建吸收塔,增加喷淋层,取消GGH,更换大容量循环泵。

新建一个大容量浆池的吸收塔,增加氧化风机,以保证氧化结晶时间和弥补氧化空气的不足;更换大容量循环泵,喷淋层作相应更换;保留GGH外壳,取出加热元件,冷热两侧进行封堵,仅作为烟气通道使用。

第二种方案:在吸收塔外设立“塔外氧化浆池”,对原吸收塔进行加高,增加喷淋层,更换大容量循环泵。

增加1层喷淋层,在原脱硫系统GGH完全拆除后,利用其位置另建一座容积约2 000 m³的“塔外氧化浆池”,作为石膏氧化结晶区的扩容补充,塔外氧化浆池与吸收塔相连通,并配备两台氧化风机(一运一备),新增的1台循环泵将塔外氧化浆池内的浆液送到吸收塔喷淋层上,使塔内浆池和塔外浆池中的浆液充分混合和氧化结晶。

第三种方案:将现有脱硫剂“石灰石”改为“生石灰”,起到强化脱硫效果的作用。

脱硫剂更改后,整个工艺流程都会发生一些变化,而且电厂周围需要有充足的生石灰,调研后,发现该电厂周围不具备储量丰富的生石灰,因此该方案暂时不适用。

因此前两种改造方案更适合电厂的实际情况,在公用系统的改造上,除了利用原有脱水和制浆系统外,均需新增一套脱水系统和一套制浆系统,以满足脱硫系统的正常稳定运行。

3 改造方案比较

现就两种方案在技术改造、施工难易、经济投资等方面进行详细的比较:

3.1 烟气系统的改造

烟气系统主要设备包括增压风机、烟气挡板、烟道及其附件。

方案一:对原吸收塔拆掉重建,并保留GGH外壳,将内部换热片进行拆除,对吸收塔的进出口烟道进行部分改造。

改造后的吸收塔相对于原有吸收塔的阻力增加了600 Pa,由于烟气系统取消了GGH,导致FGD出口的烟温由原来的80℃下降为50℃左右,烟囱自拔力降低了约200 Pa,整个烟气系统增加了约为800 Pa,GGH的阻力约为900 Pa,综合起来整个烟气系统的阻力比原有系统阻力降低了100 Pa,原动叶可调增压风机出力能够满足改造要求,不用进行更换。

方案二:在原吸收塔外增设“塔外氧化浆池”,将已有GGH完全拆除(不保留外壳),改造原烟气以及净烟气烟道布置,将“塔外氧化浆池”布置在原GGH拆除后的位置上,原有增压风机也不需要更换和改造。

相同:都保留了原有烟道和挡板门,取消了烟气换热器(GGH)。

差异:方案一保留GGH外壳,对部分烟道做改造(吸收塔进出口烟道),方案二对烟道改动工作较多(原烟气烟道走向有所变动),完全拆除GGH外壳,比方案一的烟道改造工作量更大。

3.2 吸收系统的改造

方案一:吸收塔重建,建造成膨胀型(上小下大型)。吸收区直径略增加,烟气流速不超过3.8 m/s;浆池扩大,直径由原来16 m改为18 m,容积由原来的1 800 m³增加到现在的3 800 m³;吸收塔总高度增加到40 m左右;整个烟气中的流向与原有的保持一致,但经过改造后的脱硫装置出口烟气的温度下降到了50℃。

每塔增加1台浆液循环泵,并将原有四台循环泵拆除更换大流量的循环泵,更换后的循环泵的流量为10 000 m³/h;每塔增加2台石膏浆液排出泵;另外每塔增加2台大容量的氧化风机,以提供充足氧化空气。

所以方案一对现有吸收塔的改动比较大,吸收塔浆池都根据含硫量的不同进行了扩大,吸收塔高度也同时做了相应调整,也正是因此,对于吸收塔改造的工作量和施工难度都较大。

方案二:增设“塔外氧化浆池”容积约为2 000 m³,原吸收塔直径不变,只需增加高度至34.5 m,并相应增加一层喷淋层;增加1台循环泵将塔外氧化池浆液送入新增吸收塔喷淋层,新增循环泵以及更换原有循环泵后,使每台循环泵流量均为10 000 m³/h。另外新增加的2台氧化风机13 000 Nm³/h也布置在塔外氧化浆池附近,以便浆液进

表 2 改造前后吸收塔及相关设备对比表

项目	改造前	改造方案一	改造方案二
吸收塔	喷淋塔,直筒型 φ16m×32.5mH, 浆池容积:1 800 m ³	新建喷淋塔,膨胀型 φ16.5×40mH,浆池直径 φ18m, 浆池容积:3 800 m ³	喷淋塔,直筒型 φ16m×34.5mH, 浆池容积:1 800 m ³ 新增塔外浆池:2 000 m ³
烟气流速(逆流塔) (m·s ⁻¹)	4.1	3.8	4.1
除雾器	除雾器(屋脊式)φ16m	原有除雾器局部 利旧,并进行扩展	保留原有除雾器
喷嘴/个	126×8	增加 156×10	增加 156×10
喷淋层	4 层/塔	新增 1 层,更换 4 层/塔	新增 1 层,更换 4 层/塔
压损/Pa	1260(含除雾器)	1850(含除雾器)	1850(含除雾器)
循环泵	离心式流量: 7 300m ³ /h(4 台)	离心式流量:10 000 m ³ /h (增加 1 台,更换 4 台)	离心式流量:10 000 m ³ /h, (增加 1 台,更换 4 台)
氧化风机	罗茨式流量:5 248 Nm ³ /h (原有 3 台)	罗茨式流量:13 000 Nm ³ /h (新增两台,和原有一起使用)	罗茨式流量:13 000 Nm ³ /h(新增两台, 为塔外氧化浆池提供氧化空气; 原有风机仍使用)
吸收塔搅拌机	功率:37kW 每塔 4 台	功率:75kW,每塔 4 台 (更换原有 4 台搅拌机)	功率:37kW,每塔 4 台 (另外新增搅拌机 4 台, 安装在塔外浆池上)

行塔外氧化。

相同:两个方案均把原来的四层喷淋改为五层喷淋,更换相应喷淋层,以适应烟气中的高浓度 SO₂;均增加 1 台循环泵并更换其余 4 台循环泵;均增加两台石膏排出泵和两台大容量氧化风机;

差异:方案一新建吸收塔,并更换大部分关联设备,从利旧角度讲是最少的;方案二在原有吸收塔基础上改造,利旧设备更多,但需新建一个塔外氧化浆池。

表 2 是吸收系统改造前后相关设备的对比参数。

3.3 方案比较

从技术可行性而言,这两种改造方案对于本次改造项目都具有可操作性,各有优缺点,在投资和施工难度、施工周期上也有一些差别,见表 3。

表 3 两种改造方案比较

	方案一	方案二
改造复杂程度	略复杂,原有吸收塔必须全部拆除。循环泵、喷淋层须全部更换,氧化风机可利旧	不复杂。将原吸收塔加高、更换循环泵,增设喷淋层后,吸收系统即可满足改造工程的脱硫要求
施工难度	较大。对原有吸收塔基础进行必要处理后,新建一座吸收塔。	不大。由于原吸收塔只进行加高处理,所以改造施工难度小
改造工期	改造工程略长	改造工程周期较短
优点	技术成熟	对原有吸收塔利用较好,节省投资
缺点	原有吸收塔须全部拆除,从利旧的角度讲是最低的	在国内没有运行实例;GGH 必须全部拆除。

由以上分析可以看出,方案一对现有吸收塔的改动比较大,吸收塔浆池根据含硫量的不同进行了扩大,吸收塔高度也同时做了相应调整,对于吸收塔改造的工作量和施工难度都较大。方案二对现有吸收塔改动较小,吸收塔只在高度方向增加 2 m,对于吸收塔部分改造的工作量和施工难度较小,但由于要完全拆除 GGH 以及改造烟道并新建一塔外氧化浆池,其拆除和还建的工作量较大。

从经济方面看,方案一的投资费用略高,但差别不大。

表 4 经济比较

项目	方案一	方案二
机组容量/MW	600	600
建设时间/a	1	1
脱硫工程静态投资/万元	10 904	9 631
脱硫工程动态投资/万元	11 277	9 966
单位投资/(元·(kW ⁻¹))	94.17	83.05

根据电厂实际情况、技术成熟程度和已有的国内改造经验,推荐采用方案一对现有脱硫装置进行技术改造。

4 结论及建议

目前国内已有多家电厂出现了实际燃煤含硫

(下转第 35 页)

NO_x,通过离地 6 m 高排气筒排放。

每 1m³ 纯瓦斯可发电 3 kWh,按单台发电机组持续运行功率按 420 kW 计算,机组额定连续纯瓦斯消耗量(单台)140 m³/h,8 台机组消耗瓦斯总量为 1 120 m³/h。空燃比为 15:1,单台 500 GF1-3 RW 机组正常工作发电功率为 420 kW 时废气量为 2 240 m³/h,参照《车用压燃式、气体燃料点燃式发动机与汽车排气污染物排放限值及测量方法(中国 III、IV、V 阶段)》(GB17691-2005)中附录 G 计算程序示例,CO、非甲烷总烃(NMHC)、NO_x 的比排放量见表 1。

表 1 主要污染物的比排放量 g/(kW·h)

	一氧化碳(CO)	非甲烷碳氢化合物(NMHC)	氮氧化物(NO _x)
排放量	2.83	0.244	1.93
阶段标准	5.45	0.78	5.0
EEV(环境友好汽车)	3.0	0.40	2.0

由表 1 可知,废气中污染物的排放量小于阶段标准值,同时也低于 EEV(环境友好汽车)排放限制(非强制性标准,但属于鼓励类),废气排放对环境的影响较小。

4 效益分析

4.1 环境效益

(1)环境效益。甲烷和 CO₂ 都是产生温室效应的气体,甲烷的温室效应是 CO₂ 的 21 倍,本项目环境效益是减少温室气体的排放,每年减排的温室气体按 CO₂ 计,按以下公式计算:

消耗甲烷的减排量:

$$\text{减排量} = \text{甲烷量} \times 0.716 \times 21$$

式中:甲烷量为发电机组每年的消耗量,8 064

000 m³/a(140×8×24×300=8 064 000,单台机组额定连续纯瓦斯消耗量 140 m³/h);

0.716 为甲烷的比重,kg/m³;

21 为减排 1 t 甲烷可折算成 21 t 的 CO₂。

每年减排 CO₂ 的量=8 064 000×0.716×21/1 000=121 250 t。

甲烷燃烧后产生 CO₂,相应的排放量为:

项目排放 CO₂ 的量=8 064 000×0.716×44/16=15 878 t

项目建成运行后每年减排 CO₂ 量为 121 250-15 878=105 372 t

4.2 经济效益

经济效益为发电、余热回收和运作 CDM(清洁发展机制)的收入。

项目每年发电 2.42×10⁷ kWh,电厂自用电 5.06%,每年可供煤矿的电量为 2.3×10⁷ kWh,电价 0.55 元/kWh,电价收入 1 265 万元。

余热回收折合标煤 2361.6 t/a,按 420 元/t 计算,收入 99.2 万元。

CO₂ 的买卖价格为 80 元/t,每年减排的 CO₂ 销售带来的收入为 842.98 万元。

合计年经济效益为 2207.18 万元。

综合以上分析,本项目的环境效益和经济效益均较好。

5 结语

本瓦斯发电系统建成后,年发电量为 2.42×10⁷ kWh,可大力回收煤层瓦斯气,提高煤矿的整体资源利用水平,同时减轻了对大气环境的污染,为企业的可持续发展奠定了良好的基础,具有较好的经济效益、社会效益和环境效益。

(上接第 32 页)

量偏高,并面临扩容改造的问题。除了上文提到的几种改造思路外,如果含硫量增加不是特别大,且原有吸收系统裕余量容许时,可以对吸收塔进行局部改造,如只增加喷淋层(在技术可行的前提下甚至不需对吸收塔加高)和氧化风机等。总之,针对项目的具体情况,通过理论计算和科学论证,提出切实可行的方法。

参考文献:

- [1] 周至祥,段建中,薛建明,等. 火电厂湿法烟气脱硫技术手册[M]. 北京:中国电力出版社,2006.
- [2] 阎伟平,刘忠,王春波,等. 电站燃煤锅炉石灰石湿法烟气脱硫装置运行及控制[M]. 北京:中国电力出版社,2004.
- [3] 金新荣. 湿法烟气脱硫装置运行中存在问题及解决措施[J]. 电力设备,2006,12(7):73~75.