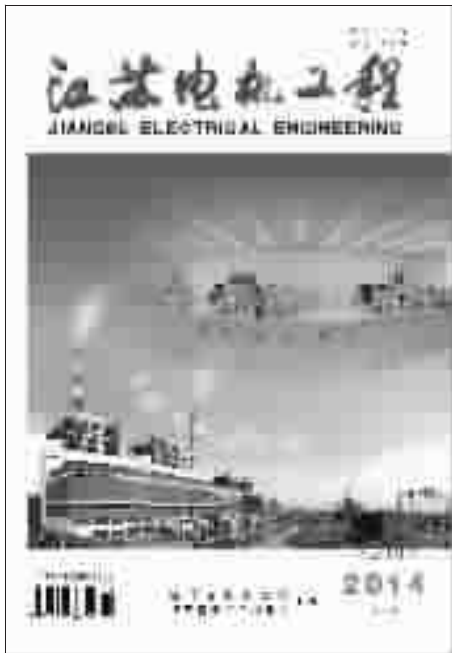


江苏电机工程

JIANGSU DIANJI GONGCHENG

第 33 卷 增刊 1

2014 年 8 月 12 日出版



《江苏电机工程》 编辑委员会

顾 问 张凤祥 郑健超 严陆光
尹积军 黄其励 薛禹胜
张 龙 陈 刚

主 任 委 员 沈国荣

副主任委员 鞠 平 王海林 李 群
蒯狄正

委 员 袁晓辉 黄学良 李晓慧
张兴华 吴军基 张官元
王作民 费益军 陈云仑
莫建益 薛一如 叶 辉

主 编 薛一如

发电技术专刊

目 次

锅炉专业

- 600 MW 超临界旋流燃煤锅炉低 NO_x 燃烧器改造 于 泳, 杭庆均(1)
- 300 MW 机组余热用于生产 90℃ 洁净热水的技术 许昌杭, 唐 超(4)
- 中储式制粉系统爆炸原因分析与解决措施 王连景(6)
- 彭城电厂 300 MW 锅炉低氮燃烧的改造技术 杨允平(9)
- 某 660 MW 超超临界锅炉热偏差调整方法 王 凯(13)
- 百万机组锅炉积灰分析及受热面吹灰方式运行优化 韩 涛(15)
- 磨煤机入口一次风量测量系统改造 张 芃, 张建业(18)
- 基于实时数据的锅炉尾部受热面清洁因子算法研究 王国红(22)
- 低氮燃烧器在氮氧化物脱除中的重要性 邹红宇(26)

汽机专业

- 600 MW 汽轮机组凝汽器真空低故障诊断与处理 陈华桂(28)
- 某 660 MW 超超临界机组汽轮机内效率提升的技术措施 吴 伟(31)
- EH 油质裂化的原因分析和防止措施 王大伟, 吴寅琛(35)
- 本质安全汽水品质控制在超(超)临界机组应用 王金宝(38)
- 脱硫浆液循环泵气蚀振动故障诊断与处理 蔡其斌, 刘晓锋, 卢修连(43)

电气专业

- 核电站海水循环水泵电机绕组温度偏高原因分析及改造 马建明, 王 勇, 孙士睿, 等(47)
- 高压厂用电快速切换控制回路分析及改进 唐鹏程(51)

江苏省一级期刊

中国核心期刊(遴选)数据库收录期刊

中国学术期刊综合评价数据库统计源期刊

中国期刊全文数据库全文收录期刊

中文科技期刊数据库收录期刊

《CAJ - CD 规范》执行优秀期刊

(双月刊)

热控专业

- 热电联产供热网络实时信息系统的集成与研发 顾建国(53)
660 MW 超超临界机组引风机 RB 功能优化实例
..... 张荣发,徐建中(57)
某超超临界 660 MW 机组协调控制特点
..... 王亚顺,于国强(61)
发电机断水保护系统测量信号回路改造 杨洪武(65)
超临界锅炉低氮燃烧及 SCR 喷氨自动联合控制及优化
..... 曹 鹏,冯晓萍(67)

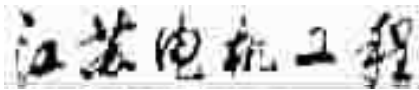
环保专业

- 1030 MW 超超临界机组氮氧化物排放控制技术研究
..... 徐洪良,周林海(70)
排污权有偿使用和交易对发电公司的影响分析 郁海华(75)
浆液循环泵进口滤网的设计选型与维护 田赣兰(77)
吕四港发电公司电除尘器电控提效节能改造技术
..... 董志江,刘效东,范玉军(79)
吕四港电厂氧化风机噪声和散热问题解决措施
..... 李冀武(83)
RAF35.5-20-1 型脱硫升压风机失速的原因分析
..... 姚红梅(86)
300 MW 机组电除尘器阴极线断线问题与解决措施
..... 许昌杭,唐 超(89)
SNCR+SCR 混合法脱硝技术在 600 MW 机组上的应用
..... 胡浩毅(91)
湿法脱硫“石膏雨”原因分析及其治理措施 赵家涛(94)
神华国华太仓电厂除灰渣控制系统升级改造
..... 张建业,张建伟(97)

金属专业

- 1000 MW 机组锅炉监检中发现的主要缺陷及处理
..... 张 禹,孙 雄,黄 俊(100)

信息 (27,30,42,46,69,74,96,99,102)



主管单位:江苏省电力公司
主办单位:江苏省电力公司
江苏省电机工程学会
编辑出版:《江苏电机工程》编辑部
地 址:南京市江宁区帕威尔路 1 号
邮 政 编 码:211103
电 话:(025)86558772(主编)
(025)86556860(编辑)
(025)86558020(编务)
(025)86558020(广告)
网 内:954296903, 954296927
传 真:(025)86558020
电 子 信 箱:jsdj@chinajournal.net.cn(电网系统外)
jee@js.sgcc.com.cn(电网系统内)
创 刊 时 间:1982 年
发 行 范 围:公 开
国 内 发 行:南京邮政局
邮 发 代 号:28-305
国 内 定 价:16.00 元
订 阅:全国各地邮政局(所)
印 刷:南京电力印刷厂
增刊备案号:321541201401
广告经营许可证号:3200004000534
中国标准连续出版物号:ISSN 1009-0665
CN 32-1541/TM

封面简介:

国华太仓发电有限公司位于江苏省太仓市港口开发区,东濒长江,南接上海,背靠著名的苏、锡、常经济区,与崇明岛隔江相望,地理位置优越,交通极为便捷。

国华太电于 2005 年 1 月 26 日成立,注册资本金 20 亿元人民币。公司总装机容量为 1260 MW,两台 630 MW 超临界机组分别为国内引进国外先进技术制造的第一台超临界机组和第三台超临界机组,于 2005 年 11 月 8 日和 2006 年 1 月 20 日陆续投产发电。工程项目顺利通过国家环保“三同时”验收,在国内率先实现了烟气脱硫、脱硝系统与主机的同步投运。

· 锅炉专业 ·

600 MW 超临界旋流燃煤锅炉低 NO_x 燃烧器改造

于 泳,杭庆均
(华润电力常熟有限公司, 江苏 常熟 215536)

摘 要:以某电厂哈锅早期生产的低 NO_x 轴向旋流煤粉燃烧器低氮燃烧改造为例,分析了改造前后燃烧器的 NO_x 低氮燃烧原理,介绍了燃烧器改造技术路线。改造结果表明,在保持燃烧器原有优点基础上,改造后的燃烧器可使 NO_x 减排幅度超过 50%,且锅炉热效率提高并无严重结渣现象。运用哈锅新型低 NO_x 旋流煤粉燃烧技术对哈尔滨锅炉厂早期设计生产的旋流燃烧器进行低氮燃烧改造是完全可行的。

关键词:燃煤锅炉;旋流燃烧器;低 NO_x;改造

中途分类号:TK227.1

文献标志码:B

文章编号:1009-0665(2014)S1-0001-03

为了满足我国最新的《火电厂大气污染物排放标准》要求^[1],国内相当多的燃煤电厂都须进行低 NO_x 燃烧器改造^[2-4]。某电厂锅炉采用哈尔滨锅炉厂早期引进英巴公司的低 NO_x 轴向旋流煤粉燃烧器(LNASB),该燃烧器具有燃烧效率高、燃烧稳定性好、煤种适应范围广等特点,但锅炉 NO_x 体积排放浓度较大,全年平均排放浓度接近 550 mg/m³,额定负荷劣质煤燃烧时高达 620 mg/m³。为使 NO_x 体积排放浓度满足环保排放标准要求,提高机组的运行经济性,对 #1 锅炉进行了低 NO_x 燃烧技术改造。

1 原 LNASB 燃烧器技术概述

锅炉燃烧方式为前后墙对冲燃烧,燃烧器为低 NO_x 轴向旋流煤粉燃烧器,分四层布置在前后墙上,每层 4 只,共计 32 只。为了降低启动燃油成本,其中最下层 8 只燃烧器已改造为小油枪微油点火装置。在前后墙燃烧器上部布置有燃尽风装置,共 14 只。燃尽风距最上层煤粉燃烧器高度为 3.508 m。燃烧器、燃尽风布置图如图 1 所示。

LNASB 燃烧器在圆周结构上分为四层,由内到外分别是中心风、一次风、二次风、三次风,燃烧器结构简图如图 2 所示。

燃烧器的一次风粉气流在通过一次风管内的整流器时受到浓缩,然后喷入炉膛,在二次风、三次风调节协同配合下,增大了挥发份从燃料中释放出来的速率,同时得到最大的挥发物生成量,以在燃烧的早期实现减少 NO_x 生成的目的。在燃烧的初级阶段,二次风旋转射入炉膛,先与一次风射流作用形成回流区,抽吸已着火前沿的高温烟气,在燃烧器附近出口附近构成一个极富燃料的内部着火区域,使氧量维持在一个较低的水平上以最大限度的

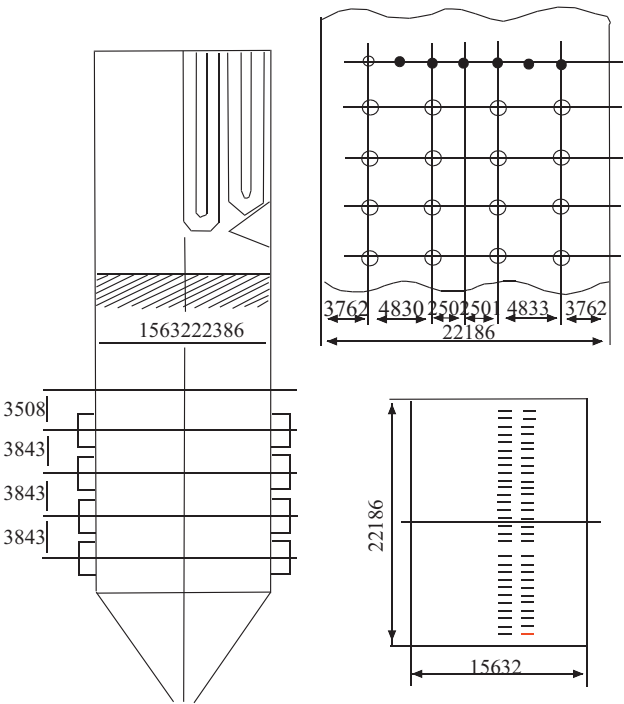


图 1 煤粉燃烧器和燃尽风布置图

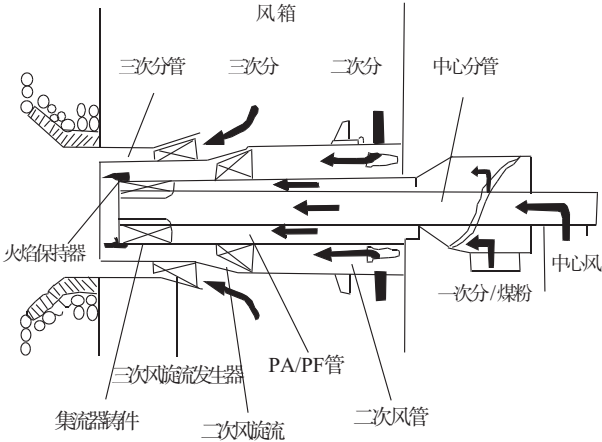


图 2 LNASB 燃烧器结构简图

减少 NO_x 生成。此后,带有强烈旋流的三次风随之喷入,与含煤粉气流的二次风进行强烈的混合,以稳

定燃烧,供给煤粉颗粒进一步燃烧所需氧量。在内部燃烧区(极富燃料区)火焰温度较高但 O_2 浓度很低,故 NO_x 生成量不多。而在外部燃烧区氧量虽略有增加但仍为富燃料区,且由于辐射换热,温度略有降低,同样抑制了 NO_x 的生成量。此后,在煤粉燃烧器上方的燃烬风及时喷入,补充了后期燃烧所需要的氧量,此时煤焦粒子所处区域为富氧区,确保了煤焦粒子充分燃尽,但是由于辐射换热,这里温度相对较低,因此, NO_x 生成量也较少^[5]。这样通过两级分级燃烧方式,既实现了 NO_x 的低生成量,也确保了燃烧的稳定和煤焦粒子的充分燃尽。虽然这些低 NO_x 燃烧技术的大量采用曾为电站锅炉的 NO_x 减排起到积极的作用,但由于该型燃烧器三次风旋流强度不可调,且燃烧器整体上旋流强度较强,燃烧器区域的烟气温度较高,导致锅炉 NO_x 排放下降幅度有限,不能满足新的环保排放标准要求,需对其进行彻底的技术改造。

2 新型燃烧器及现场技术改造

2.1 新型低 NO_x 旋流煤粉燃烧技术

燃烧器改造采用新型低 NO_x 旋流煤粉燃烧技术。在保留原有燃烧器优点的基础上,能够大幅降低锅炉 NO_x 体积排放浓度。新型燃烧器燃烧空气被分为中心风、一次风、内二次风和外二次风,如图 3 所示。

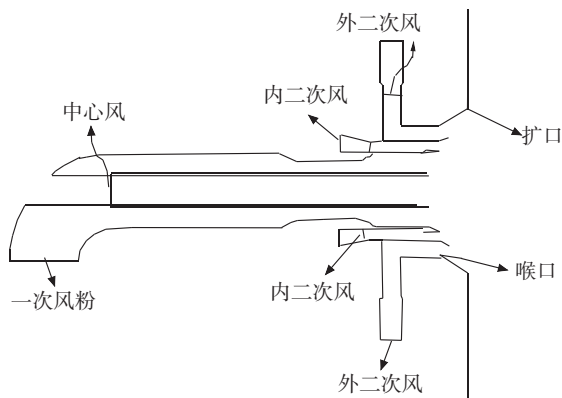


图 3 新型旋流煤粉燃烧器结构简图

(1) 中心风:在锅炉启动点火及低负荷稳燃阶段提供油枪着火根部配风,在正常运行阶段冷却油枪稳燃罩及油枪枪头。

(2) 一次风:一次风携带煤粉通过燃烧器一次风入口弯头、一次风管进入炉膛,后与内、外二次风逐级混合,达到降低 NO_x 生成的目的。

(3) 内、外二次风:均采用单独可调的旋流器,在燃烧器出口形成一个合理的、适应煤质要求的流场,其中旋流内二次风提供煤粉初期着火所需空气,外二次风为后期煤粉燃烧提供空气,有效降低

降低 NO_x 排放的同时,还可减轻喷口区域水冷壁的结渣问题。

改造后的燃烧器一次风在经过燃烧器内的煤粉浓缩装置后,煤粉气流产生径向分离,中心浓,四周淡的煤粉气流,通过内二次风(对应于改造前的二次风)旋流和外二次风(对应于改造前的三次风)扩口段,在燃烧器出口形成稳定中心回流区,有效抑制了 NO_x 生成。

试验台上的热态试验结果表明,该型燃烧器煤粉主要集中在燃烧器中心区域,可有效防止煤焦粒子被甩到水冷壁墙上,增强了水冷壁附近的氧化性气氛覆盖范围,同时也降低了两侧墙水冷壁因炉内空气分级燃烧导致主燃区过量空气系数降低而产生的高温腐蚀问题。

锅炉热态运行时燃烧器的内、外二次风量配比及各风的最佳风速,可通过数值模拟和冷态试验相结合的方法来确定。

2.2 600 MW 超临界锅炉燃烧器现场改造

某电厂 600 MW 超临界 #1 机组采用哈尔滨锅炉厂有限责任公司设计、制造的 HG-1950/25.4-YM1 型锅炉,锅炉单炉膛、平衡通风、固态排渣、全钢架悬吊结构、II 型布置。锅炉采用前后墙布置、对冲燃烧,原设计 32 只低 NO_x 轴向旋流煤粉燃烧器。

根据常用煤质及锅炉实际运行情况,锅炉机组低氮燃烧器改造方案如下:

(1) 制粉系统不变,除微油点火外的上三层煤粉燃烧器(共 24 只)改造为哈锅新型旋流煤粉燃烧器。8 只微油点火燃烧器的一次风保持不变,二次风改造为哈锅新型旋流煤粉燃烧器结构。

(2) 原 OFA 燃烧器喷口面积扩大,燃尽风率增大 1 倍,提高至 25%,燃尽风中心位置上移约 1 m,并改造其附属结构。

(3) 中心风管直径的选取。如中心风管直径设计不当,将导致一次风煤粉颗粒过快地混入二次风中,不会形成明显的分级燃烧过程。最佳的中心风管直径,应使一次风速恰当,煤粉颗粒向回流区喷射,以便延缓煤粉颗粒与二次风的混合,在卷入二次风之前,可及时着火并在回流区中形成一个还原区,从而有效降低燃烧器区域的 NO_x 生成。中心风管直径的选取,可通过对燃烧器的流场、颗粒弥散以及热态燃烧组分分布规律进行数值模拟寻优解决。

在该项目改造中,采用中心风管直径缩小的方案,并在一次风喷口前端增加保持环。

2.3 性能试验

2013 年 11 月,委托第三方对 #1 锅炉进行燃烧器改造后的性能试验,锅炉完全达到最大负荷、额定

负荷、最低稳燃负荷、燃烧效率等指标。试验燃用煤与设计煤煤质资料见表 1。

表 1 煤质特性

项 目	设计煤种	试验煤种
收到基碳 /%	64.4	54.1
收到基氢 /%	3.64	3.46
收到基氧 /%	10.05	9.67
收到基氮 /%	0.79	0.92
收到基硫 /%	0.43	0.32
收到基水分 /%	12.1	16.6
空气干燥基水分 /%	8	10.64
收到基灰分 /%	8.79	16.02
收到无灰基挥发分 /%	38	38.20
低位发热量 /(MJ·kg ⁻¹)	23.83	19.86

验试验结果如下：

(1) 改造后燃烧器着火性能良好、燃烧稳定、燃尽程度高、无严重结渣现象。

(2) 600 MW 电负荷工况下，锅炉热效率为 94.06%，较原锅炉效率设计值 93.45%高 0.61%。省煤器出口 CO 体积排放浓度 39 μL/L。改造后，飞灰含碳量变化不大，NO_x 体积排放浓度从 550 mg/m³ 降到 245 mg/m³，降低幅度达 55%。

(3) 锅炉主要运行参数见表 2，除了由于试验煤种较设计煤种变差的原因致使燃煤量较设计值升高外，其他锅炉参数均达到或接近设计值。

表 2 运行参数

项 目	设计值	试验值
机组负荷 /MW	600	600
总煤量 /(t·h ⁻¹)	213.7	240.5
主汽温度 /℃	543	544.1/543.3
主汽压力 /MPa	25.28	24.80/24.90
再热器温度 /℃	569	564.5/568.2
再热器出口压力 /MPa	4.43	4.50/4.50
再热器入口温度 /℃	298.6	304.5/303.9
再热器入口压力 /MPa	4.61	4.70/4.70
给水温度 /℃	286.3	287.5

(4) 改造前高再壁温平均值较高，个别管排接近报警值(616 ℃)，为防止高再爆管，或氧化皮脱落，运行中需投用再热器事故喷水，降低了机组经济性。改造后高温再热器管壁温度整体上较改前明显降低，且再热器壁温分布更好，减少了再热器减温水的使用量，极大提高了锅炉机组运行的安全性。改造前后典型的高温再热器壁温分布见图 4。

(5) 改造后的水冷壁壁温分布比较均匀，偏差很小，较改造前也有明显改善，改造前后水冷壁管壁温度分布曲线见图 5、图 6。表明改造后的燃烧器燃烧组织较均衡，炉内热负荷分布较均匀。

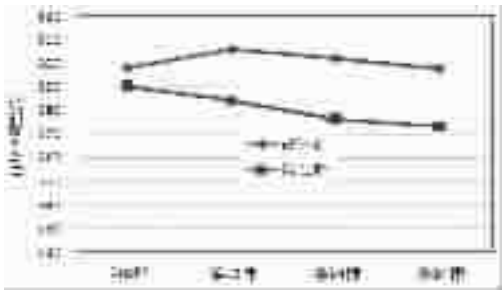


图 4 改造前后高温再热器壁温比较

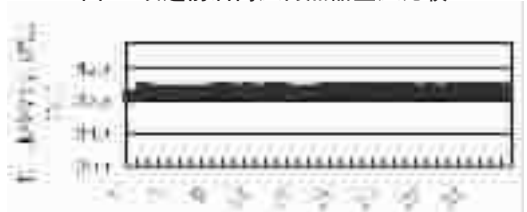


图 5 螺旋水冷壁出口温度

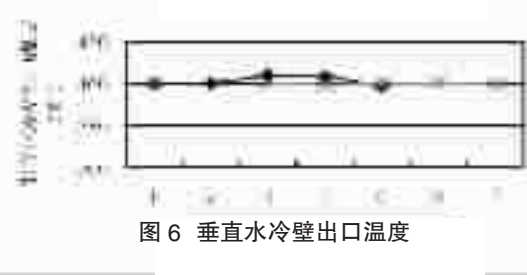


图 6 垂直水冷壁出口温度

3 结束语

通过对哈尔滨锅炉厂早期引进英巴公司的低 NO_x 轴向旋流煤粉燃烧器(LNASB)进行技术改造，可在保持燃烧器原有优点基础上，使其 NO_x 体积排放浓度下降幅度超过 50%。在达到 NO_x 减排目标的同时，改造后的哈锅新型旋流煤粉燃烧器着火性能好、燃烧稳定、燃尽程度高、无严重结渣现象，高温再热器壁温和水冷壁壁温也得到明显改善，锅炉各项运行参数均能达到或由于设计值，具有显著的经济效益和环保效益。

参考文献：

[1] GB13223-2003, 火电厂大气污染物排放标准[S].
[2] 岳峻峰, 高远, 黄 磊. 600 MW 超临界旋流燃烧器锅炉优化运行研究[J]. 电站系统工程, 2010, 26(3): 15-17.
[3] 高小涛. 大型燃煤电站锅炉低 NO_x 燃烧及其排放特性的研究[D]. 南京: 东南大学, 2009.
[4] 岳峻峰, 秦 鹏, 邹 磊, 等. 600MW 超临界旋流燃烧烟煤锅炉 NO_x 排放特性试验[J]. 中国电力, 2012, 45(3): 62-67.
[5] 李芳芹, 魏敦崧, 马京程, 等. 燃煤锅炉空气分级燃烧降低 NO_x 排放的数值模拟 [J]. 燃料化学学报, 2004, 32(5): 537-541.

作者简介：

于 泳(1972), 男, 内蒙古人, 工程师, 从事电厂运行、检修管理;
杭庆均(1974), 男, 江苏盐城人, 工程师, 从事电厂检修管理。

300 MW 机组余热用于生产 90 °C 洁净热水的技术

许昌杭,唐 超

(江苏淮阴发电有限责任公司,江苏 淮安 223002)

摘要:余热回收利用是实施节能减排的一个有效方法。江苏淮阴发电有限责任公司通过实施 300MW 级机组余热利用工程,回收机组余热以生产市场上紧缺的 90°C 洁净热水。此举不仅节省了大量水资源,提高了能源利用率,而且还减少了热污染,为企业创造了更多的经济效益。此项目为淮阴发电有限责任公司技术人员自行研究开发,产生了很好的社会效益和经济效益。

关键词:锅炉;余热;余热利用工程;疏水;超滤水;改造

中图分类号: TM621

文献标识码: B

文章编号: 1009-0665(2014)S1-0004-02

随着淮安市经济的快速发展和城市规模扩大,江苏淮阴发电有限责任公司从一个郊区电厂逐步转变为一座城市电厂。根据地方大中型企业对供热蒸汽的需求日益增大和国家鼓励发展热电联产的政策,江苏淮阴发电有限责任公司多次对老机组实行供热改造,从一个纯凝发电厂转变为热电联产企业。现有二台 300 MW 级热电联产在运机组。该公司热电联产机组的投产缓解了市区对热负荷的需求,改善了淮安市投资环境,对提高环境、经济、社会效益,促进和谐社会发展具有积极意义。

该公司从企业责任和自身效益出发,对机组余热进行回收利用,利用机组余热生产 90 °C 热水,投入市场进行销售。这样,既能减少污染物排放,又能提高企业效率,降低煤耗。淮安市热负荷市场处于供小于求状况,此项目生产的热水具有很好的市场。

目前,该公司在运机组可以利用的余热主要为锅炉的余热疏水和附近热用户的回水。可利用余热总量仅一台机组即达到 138 355 MJ/d, 余热量相当可观。

1 余热利用方案

1.1 余热回收总体方案

根据该公司一台 300 MW 机组余热水质情况,分别加以利用。锅炉吹灰疏水、电除尘保温疏水、脱硫 GGH 吹灰疏水、降温池热水和附近烟厂供热回水等水质均较好,可以直接利用,用其直接加热超滤水,获得所需参数的热水。系统图如图 1 所示。

1.2 余热回收具体方案

目前,该公司一台机组可以利用的余热主要有:锅炉吹灰疏水、电除尘保温疏水、脱硫 GGH 吹灰疏

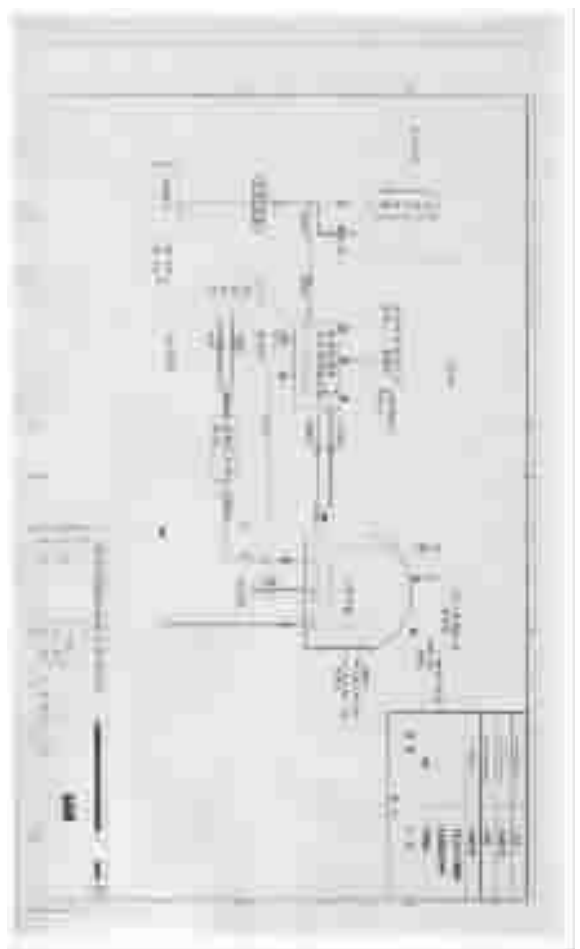


图 1 余热利用系统图

水、降温池热水等。

本期工程一共设置两台余热收集水箱,一台是将原有一台 50 m³ 的空预器冲洗碱液水箱改造为余热汇集箱,并新建了一个 200 m³ 余热水箱。余热汇集箱在收集锅炉余热的时候,起到中间水箱作用,且能使热水得以沉淀,在余热汇集箱设置排污口,定期排污,保证水质良好。

锅炉的部分疏水经三通后,引出一根管道作为母管,并安装一个阀门,阀后分成两支路,分别去余热汇集箱和余热水箱,并在两支路上都装有阀门,如此既可以流入余热汇集箱又可以直接切入余热水箱,确保热水的稳定供应,正常运行时,锅炉余热疏水全部流入余热汇集箱,在余热汇集箱经过换热、沉淀后再输送到余热水箱。由于部分疏水中可能存在汽水混合物,为了防止振动,保证加热均匀,安全稳定运行,接入余热汇集箱和余热水箱管道均插入到箱体内部,在管道四周开小孔,让流体均匀流出。

锅炉吹灰疏水、电除尘保温疏水、脱硫 GGH 吹灰疏水利用原有疏水管道直接接至余热汇集箱,在余热汇集箱经过换热、沉淀后再输送到余热水箱,由于原有疏水管道均有阀门,不需要再加装阀门。同时由于各种疏水可能存在汽水混合物,为了防止振动,保证加热均匀,安全稳定运行,接入余热汇集箱管道均插入到箱体内部,在管道四周开小孔,让流体均匀流出。

降温池热水利用原有的泵输送到余热水箱,在余热水箱中经过换热、沉淀后通过管道泵输送到水罐车中,对外供应。

冷水的水源来自超滤水箱,在超滤水箱出口管道上安装两个管道输送泵,将水送至余热汇集箱,以方便对其进行加热。

为了保证余热回收系统稳定运行,保证对外供水温度,从 #3 机组供热管道引出一根管道去余热水箱,作为备用热源,在管道上安装截止阀和手动调节阀,通过调节阀调节蒸汽流量(热水温度稳定升高,不影响 #3 机组安全稳定运行),当水温达到要求后关闭截止阀。正常运行时(供水温度满足要求),阀门关闭,当余热水箱水温低于对外供水温度时,打开阀门,加热热水。为了防止振动,保证加热均匀,安全稳定运行,接入余热水箱蒸汽管道插入到箱体内部,在管道四周开小孔,让蒸汽均匀流出。

1.3 余热回收热力分析

该公司要求供给热水 90 ℃ 以上,目前可利用锅炉的余热均不连续,但锅炉吹灰疏水、电除尘保温疏水、脱硫 GGH 吹灰疏水和降温池热水流量较小,而且余热汇集箱和余热水箱容积均较大,具有很强的蓄热功能,对温度有很好的调节作用,因此锅炉吹灰疏水、电除尘保温疏水、脱硫 GGH 吹灰疏水和降温池热水不连续对供水温度影响不大。

保证对外供水温度 90 ℃ 以上的情况下,超滤水补给量最大不超过 18.4 t/h,另外,为保证余热汇集箱内热水不发生汽化,向余热汇集箱内补给的超滤水量不小于 13 t/h。

1.4 余热利用工程具体设计

该工程设计管道选用无缝钢管,材质为 20# 钢;阀门的连接形式采用法兰连接,材质为碳钢;弯头采用无缝热压弯头,弯曲半径 $R=1.5DN$,材质为 20# 钢。为保证供水温度 90 ℃ 以上,超滤水出水按 18 t/h 设计,管径为 $\Phi 76\times 3.5$,设置两台管道泵,一台运行,一台备用,选用 SG 系列型管道泵,选择泵的流量 18 t/h,扬程为 40 m。

锅炉余热疏水去余热汇集箱和余热水箱管道,流量按 4.14 t/h、温度按 170 ℃、压力按 0.8 MPa 进行设计,管径与原有管径一样,为 $\Phi 108\times 4$ 。

余热汇集箱去余热水箱管道,流量按 14.5 t/h 进行设计,管径为 $\Phi 76\times 3.5$,设置两台立式离心泵,一台运行,一台备用,选用 SLR 单级单吸立式热水泵,考虑到富裕量,选择泵的流量 17.5 t/h,扬程为 13.7 m。

余热水箱对外供水管道,按照水罐车的容积,并考虑到水罐车停留时间,设置两台管道泵,两台泵可以同时对外供水,选用 SG 系列型热水管道泵,考虑到富裕量,选择泵的流量 40 t/h,扬程为 18 m,管径为 $\Phi 108\times 4$ 。

供热管道去余热水箱蒸汽管道(备用),按照蒸汽参数设计,管径为 $\Phi 57\times 3$,阀门压力等级选用 PN2.5 MPa。主要管道及附件选型如表 1 所示。

表 1 管道及附件选型

名称	管径	阀门	水泵
加热管道	$\Phi 108\times 4$	J41H-1.6C	—
滤水箱出水管 滤水箱出水管	$\Phi 76\times 3.5$	J41H-1.6C H44H-1.6C	Q=18 t/h H=40 m
余热汇集箱去余热水箱管道	$\Phi 76\times 3.5$	J41H-1.6C H44H-1.6C	Q=17.5 t/h H=13.7 m
余热水箱出口管道	$\Phi 108\times 4$	J41H-1.6C	Q=40 t/h H=18 m

本设计管道热补偿均采用自然补偿,自然补偿作为补偿器一个很好的补充,运用灵活,根据厂区地形条件,合理布置管线,合理采用“Π、Z 和 L 型”等自然补偿,可以达到节约投资的目的。

本工程管道温度 ≥ 50 ℃ 都进行保温,管道保温材料选用离心玻璃棉,管道保温按经济保温厚度的计算方式适当加厚选取。室内管道保护层采用 0.5 mm 厚镀锌铁皮,室外管道保护层采用 0.7 mm 厚镀锌铁皮。

2 实施效果

投资内容包括江苏淮阴发电有限责任公司一台机组余热回收工程建设所需要的投资费用 60 万元。

(下转第 8 页)

中储式制粉系统爆炸原因分析与解决措施

王连景

(盐城发电有限公司,江苏 盐城 224000)

摘 要:针对近几年燃用神华高挥发份煤时,锅炉的制粉系统连续发生几次爆炸,盐城发电有限公司生产专业技术人员从火源、燃煤的挥发分、煤粉浓度等方面分析了爆炸原因,并结合该公司的燃煤特性、设备运行特性和设备结构特点,在原煤的堆取及掺配、制粉系统的运行、设备检修技改及定期检查等方面采取措施,有效地控制了燃用高挥发份煤时制粉系统爆炸的问题,提出了防止制粉系统爆炸的措施,并取得了较好的效果,为该公司采购燃煤拓宽了渠道。

关键词:中储式制粉系统;煤粉浓度;着火温度;挥发份;乏气送粉

中途分类号:TK227.1

文献标志码:B

文章编号:1009-0665(2014)S1-0006-03

针对目前煤炭市场形势,为降低燃料成本,各火力发电公司都在锅炉燃煤掺烧工作上下功夫,尤其是当前中小型经济效益较差的火力发电公司,燃煤掺烧工作显得更加重要。盐城发电有限公司在燃用高挥发份原煤时,连续几年多次出现制粉系统爆炸的不安全情况,经过不断的探索努力,终于解决了燃用高挥发分燃煤时机组的安全问题。

1 中储式制粉系统的设备及爆炸情况

1.1 制粉系统的介绍

该公司八期工程为 2×150 MW 火电机组,锅炉为上锅制造的 SG-480/13.7-M775 型单汽包自然循环,具有中间再热悬吊式 II 型露天布置锅炉。本锅炉系与哈尔滨汽轮机厂生产的 C135/N150-13.24/535/535/0.981 型汽轮机及 QF-150-2 型发电机配套的超高压、一次中间再热锅炉。制粉系统为中间仓储式、乏气送粉,配 4 台 MG-350/600 型钢球磨煤机,每台排粉机出口接 8 根一次粉管,共配置 4 层 16 只燃烧器,燃烧器采用正四角切圆布置。锅炉设计煤种挥发份为 $V_{daf}=30.82\%$ 。

1.2 制粉系统爆炸情况的介绍

该公司因燃用神华高挥发份煤,从 2008 年至 2010 年连续发生几次制粉系统爆炸事故,爆炸有的发生在制粉系统断煤时,有的发生在正常运行中,有的发生在倒风时。制粉系统爆炸轻则引起燃烧不稳,锅炉灭火,重则引起人身伤亡事故。对机组的安全、经济运行造成严重的影响。

(1) 制粉系统设计煤种与爆炸时煤种的比较。如表 1 所示。

(2) 制粉系统最近几次爆炸情况的统计。如表 2 所示。

表 1 设计煤种与爆炸煤种比较表

项目	符号	单位	设计煤种	爆炸煤种
固定碳	FC	%	51.6	41.87
挥发份	V_{daf}	%	30.82	21.43
灰份	A_{ad}	%	30.1	28.40
水份	M_{ar}	%	6.3	7.69
低位发热量	Q_{net}	MJ/kg	20.306	22.113

表 2 该公司中储式制粉系统最近爆炸情况统计表

爆炸时间	制粉系统	爆炸部位	运行工况	破坏程度	爆炸原因
2008.12.09 17:00	#11 炉甲制粉系统	粗粉分离器	断煤时	细粉分离器 1 个防爆门损坏。	短时断煤,热风由粗粉分离器回粉动作不正常的锁气器进入粗粉分离器,引起爆炸。
2009.07.13 19:05	#10 炉甲制粉系统	排粉机	运行中	排粉机出口防爆门一大一小、细粉分离器防爆门一个破。	排粉机出口温度过高。
2010.02.16 06:42	#11 炉甲制粉系统	细粉分离器	倒风时	细粉分离器处 1 个防爆门破裂。	细粉筛处积粉自燃。

2 爆炸原因分析

从本质上讲爆炸有三个必备条件,其一是火源;其二是足够高的挥发份;其三是适当的煤粉浓度。

2.1 火源

(1) 制粉系统积粉导致自燃。

积粉的挥发份越高,堆积时间越长,煤粉越细其表面积越大,越容易自燃。制粉系统积粉主要是设计、磨损、运行不当造成的。

① 设计方面。

制粉系统在设计时不可避免的在系统会存在死角,如粗分分离器的内锥帽、内桶上的链板、细粉分离器的入口额头管、细粉粉筛、木块分离器挡板、一次风出口缩孔、各防爆门根部等死角处。

② 磨损方面。

制粉系统的温度高于环境温度,在系统的大部分地方有保温,而乏气制粉系统的磨损是很严重的,如:磨的入口短管、粗分回粉管 12 m 的锁气器、排粉机入口的乏气总门的前后、排粉机的蜗壳等处,管道磨损后煤粉就沉积在该处的保温处,长期堆积就会自燃。

③ 运行方面。

运行人员在启磨时未按规定进行暖磨,特别是在潮湿的雨季,会有可能造成系统内积存的水汽与煤粉混合,粘结在管道的内壁上。

(2) 热风导致着火。

由于高挥发份煤的着火温度很低,仅在 250℃ 左右,而磨煤机入口热风温度通常控制在 300℃ 左右,如果磨煤机入口积煤,粗粉分离器锁气器不严,倒风时没有控制好,都会造成热风直接加热煤粉,导致煤粉着火。

(3) 煤粉气流速度过高,引起的静电火花。

(4) 煤粉中含有明火、雷管、油质等易燃物。

2.2 足够高的挥发份

煤粉和空气混合时,当燃料挥发份 $V_{daf} < 10\%$ 时,一般没有自燃和爆炸的危险;当燃料挥发份挥发份 $V_{daf} < 30\%$ 时,一般不易引起制粉系统爆炸;而挥发份 $V_{daf} > 40\%$,极易引起制粉系统爆炸。

2.3 适当的煤粉浓度

烟煤气粉混合物浓度只有在 0.32~4 kg/m³ 范围内才会发生爆炸,浓度在 1.2~2 kg/m³ 范围时,爆炸危险性最大。输送煤粉气流中氧气含量小于 15% 时,不会发生爆炸,当输送煤粉气体中含二氧化碳和二氧化硫而且含量大于 3%~5% 时也不会发生爆炸。一般来讲中储式钢球磨制粉系统正常运行时,煤气粉混合物浓度都在 1.0 kg/m³ 以下,因此增加通风量可以降低煤气粉混合物浓度,提高安全系数。

3 防止制粉系统爆炸的措施

在燃用神华高挥发份煤时,该公司的制粉系统频繁出现了一系列爆炸事故,为此该公司生产技术部组织专业技术人员对该问题进行了攻关,先后到矿方、燃用高挥发份煤种类发电公司进行了考察,并结合自身特点会同燃料部、发电部和检修部,在原煤的堆取及掺配、制粉系统的运行、设备技改及定期检查等多方努力,有效地控制了燃用高挥发

份煤时制粉系统爆炸的问题,具体措施如下。

3.1 燃料输送中采取的措施

首先对进公司原煤根据挥发份、低位发热量分区堆放,然后燃料运行的值班员根据生产技术部下发的燃煤掺配方案进行燃煤掺配后将燃煤输送至各台锅炉制粉系统。在夏季环境温度高时,及时喷水对原煤降温,并限制高挥发份煤种在煤厂堆放的时间,如无法及时掺配上仓,可进行倒堆,防止原煤自燃后直接上仓。对煤场的杂物如:纸片、木块、稻草、雷管及时清理,不能将这些易燃易爆物品直接进入原煤仓,对锅炉制粉系统造成安全威胁。

3.2 运行中采取的措施

3.2.1 磨煤机进出口温度的控制

鉴于高挥发份煤着火温度低的特点,为防止热风直接导致煤粉燃烧(如磨煤机入口积煤和粗粉分离器回粉锁气器故障等),通过调整磨煤机入口压力冷风门,控制磨煤机入口热风温度不大于 230℃。这样做相当于增加了制粉系统的漏风,降低了锅炉效率,但提高了系统的安全系数;同样为防止高挥发份煤受热引起自燃,控制磨煤机出口温度在 55~65℃。启磨时充分暖磨,到磨出口温度至 50~55℃,再投入给煤机运行,防止煤粉与系统内的水汽混合黏结在系统内管壁上,产生积粉。停磨时要先倒风降低磨入口的温度到 200℃ 以下,再逐渐减少给煤机的煤量,倒风时,应力求平稳,保持排粉机出口风压稳定。停给煤机后,要抽粉 5 分钟,防止磨、系统管道内积粉;磨的入口温度降低到 100℃ 以下后再停磨。

3.2.2 通风量的控制

煤粉的爆炸同煤粉的挥发份、颗粒度、浓度、煤粉气流的速度关系密切。煤粉越细,表面积就越大,就越容易引起自燃和爆炸,因挥发份高,适当降低煤粉细度就提高了系统的安全性。经运行调试得,在燃用该高挥发份煤时,通过增加一次风通风量来控制 R90 在 25%~30% 较为合适,同时增加一次风通风量还降低了煤粉浓度,降低了爆炸的可能性,并可防止一次风管积粉自燃,因此从安全角度来讲提高通风量有利于系统的安全性。但值得注意的是过高的一次风速易引起静电火花,导致爆炸,因此应维持一次风速在 25~28 m/s 之间为宜。

3.2.3 断煤时的调整

因该工况来得突然,不易调整,因此在磨煤机运行时增加了断煤保护措施,当系统判断为断煤时,迅速关闭热风门、开启冷风门降低磨入口风温。并增加磨出口温度高保护,在磨制高挥发份煤时磨出口温度大于 75℃ 就关闭磨的入口热风门,开启冷风门。

3.3 检修采取的措施

3.3.1 定期工作

每月对制粉系统进行一次检查清理,重点是粗粉分离器、细粉分离器、防爆门根部;并且检查弯头、锁气器和风门挡板附近是否有磨破;小修期间,普查制粉系统,查找制粉系统有无积粉或是自燃的痕迹,并对这些地方进行整理,发现问题及时处理。

3.3.2 技改措施

将粗粉分离器回粉管上的两道锁气器进行大修,使其动作可靠,避免了热风的短路上窜至粗粉分离器;对所有风门进行关位检查核对,更换不严密的热风门,保证了其关断的可靠;对细粉分离器入口水平管段进行防止积粉的处理;对磨煤机入口短管,排粉机蜗壳,对曲率半径较小的一次风、再循环等弯管段,乏气总门易磨损的前后端进行了贴陶瓷、加内衬等防磨处理。

4 结束语

通过实施以上措施,效果明显,近两年没有发生过制粉系统爆炸的事故,杜绝了燃用高挥发份煤时制粉系统爆炸问题的发生,提高了制粉系统运行的安全性和稳定性,拓宽了该公司燃煤采购渠道。

(1) 阐述了制粉系统爆炸的三个必要条件。

(上接第 5 页)

(包括材料费用、安装费用、人工费用及土建费用)。

该公司机组余热利用工程对于节能与环保的作用是不言而喻的。一台 300 MW 级热电联产机组每天对外供应 300 t 热水,这样就替代了一些企业自建小锅炉。90 ℃热水的焓值 377 kJ/kg,300 t 热水折合成热量 113 100 000 kJ,小锅炉按热效率 60%计算,小锅炉产 300 t 热水需要燃烧 21.5 t 标准煤。相当于年节约标煤 6442 t。

目前,小锅炉每燃烧一吨标准煤,就产生二氧化碳 2620 kg,二氧化硫 8.5 kg,氮氧化物 7.4 kg。因此燃煤锅炉排放废气成为大气的主要污染源之一。江苏淮阴发电有限责任公司余热利用工程不仅能减少热污染排放,同时也能减少 SO₂、NO_x 和 CO₂ 排放,减轻环境的压力。余热回收每年减少 SO₂、NO_x 和 CO₂ 排放量如表 2 所示。

表 2 减少 SO₂、NO_x 和 CO₂ 排放量

	SO ₂	NO _x	CO ₂
减排量(t/a)	54.76	47.67	16 878

在整个项目完成后,江苏淮阴发电有限责任公司每天可以对外供应 300 t 热水,目前,淮安市场热水供应价格为 18.5 元/t,每天供水销售收入为 5550 元,每年的运行时间按 300 天计算,每年供水销售

(2) 提出了燃料部分区堆放,分仓上煤行之有效的措施。

(3) 提出了防止制粉系统爆炸的运行措施:运行、启停磨煤机时进出口温度控制的原则,尤其是磨煤机入口温度的控制;通风量的控制和断煤时的热工保护逻辑。

(4) 提出了防止制粉系统爆炸定期工作内容。

(5) 对系统的不完善进行了改进,检修和更换有关锁气器和不严的热风门,对细粉分离器入口水平管段进行了处理,对制粉系统各部分易磨损处进行了防磨处理。

参考文献:

[1] 范从振. 锅炉原理[M]. 高等教育出版社,1997.
[2] 防止电力系统重大事故的二十五项重点要求[S]. 中国电力出版社,2001.
[3] 丁明航等. 锅炉运行技术问答 1100 题[M]. 中国电力出版社,2002.
[4] 邵标等. 150 MW 机组锅炉运行规程[R]. 盐城发电有限公司,2005.

作者简介:

王连景(1979),男,江苏盐城人,工程师,从事电力生产及调度工作。

收入为 166 万余元。

3 结束语

余热回收利用是实施节能减排的一个有效方法。江苏淮阴发电有限责任公司科协从为企业服务和自身效益出发,对机组余热进行回收利用,回收机组余热以生产市场上紧缺的 90 ℃洁净热水,并投入市场进行销售。此举不仅节省了大量水资源,提高了能源利用率,而且还减少污染物排放,为企业创造了更多的经济效益。

发电厂的余热可利处还很多,如空压机的冷却水、捞机冷渣水等等,下一步还要深入的研究进行利用。

参考文献:

[1] DL/T 5000-2000, 火力发电厂设计技术规程[S].
[2] 侯广人,白凤臣,马文姝.锅炉排污余热利用方法简介[J].应用能源技术,2009(08).

作者简介:

许昌杭(1962),男,江苏淮安人,工程师,厂检修副总工程师,从事厂检修管理工作;
唐 超(1969),男,江苏淮安人,高级工程师,高级技师,淮阴发电有限公司生产技术部主任,从事火电厂锅炉检修运行管理工作。

彭城电厂 300 MW 锅炉低氮燃烧的改造技术

杨尤平

(徐州华润电力彭城电厂,江苏 徐州 221116)

摘 要:彭城电厂 #3 机组锅炉于 2003 年投产。未设脱硝装置,NO_x 的排放无法满足环保要求。据 GB13223-2011《火电厂大气污染物排放标准》与江苏省环保厅相关文件要求,拟增设脱硝装置,同时对锅炉低氮燃烧器进行改造。本文对彭城电厂 #3 炉采用双尺度低 NO_x 燃烧改造方案,主要介绍了双尺度特点的空气分级降 NO_x 技术,以及其它保证锅炉经济性不降低的技术措施,在实现降低 NO_x 功能的同时实现防渣、防腐、高效稳燃。

关键词:燃煤锅炉;NO_x;空气分级

中图分类号:TK227.1

文献标志码:B

文章编号:1009-0665(2014)S1-0009-04

徐州彭城电厂于 2012 年进行了低氮燃烧器改造。本文通过燃烧分析,主要讨论了双尺度特点的空气分级降 NO_x 技术,低 NO_x 燃烧器改造方案和特点。选定燃烧器结构、配风、调整方式。

1 低 NO_x 燃烧系统改造技术方案

彭城电厂 #3 机容量 300 MW。亚临界压力,自然循环汽包炉,本炉采用四角布置、切向燃烧、固定直流式煤粉燃烧器,假想切圆直径为 Φ790 mm。对此燃烧器进行低 NO_x 燃烧器综合改造,采用了空气分级和燃料分级相结合的技术。

1.1 改造方案采用的技术

炉内燃烧过程 NO_x 生成主要有三种类型,燃料型、热力型及快速型三种,燃料型 NO_x 约占 80%-90%,是各种低 NO_x 技术控制的主要对象。其次是热力型,主要是由于炉内局部高温造成,快速型 NO_x 生成量很少。本次改造将采取的相关措施控制燃料型及热力型 NO_x 的生成。主要就是控制炉内局部区域的空燃比(过剩空气系数)和炉内燃烧的最高温度。

因为燃料型 NO_x 占总量的 80%-90%,是燃烧器改造主要控制对象,一般有低 NO_x 燃烧器、低过量空气系数、燃料及空气分级、烟气再循环等技术手段。特别是空气分级技术,因为较易实施,无需再燃燃料等,得到普遍应用。近年来国内外已发展多种空气分级技术,从结构上历经了 OFA(顶部燃尽风)→CFSI-III(偏折二次风)→LNCFS(前两项复合)系统→TFS2000 系统(多级 OFA 加 CFSI 等)及 MACT 系统等。

徐州彭城电厂改造设计煤质为挥发份较高烟

煤,此次采用双尺度(炉膛空间尺度和煤粉燃烧过程尺度)特点的空气分级降 NO_x 技术,但考虑到灰熔点变低的可能性,制定改造方案时特别注意防止改造后锅炉结渣,降 NO_x 的同时防止局部区域出现锅炉结渣及高温腐蚀的倾向发生,并保持较高的锅炉效率。双尺度低 NO_x 燃烧技术以炉膛大空间作为对象,通过对燃烧器进行双尺度特点的布置,可同时具有防渣、防腐、高效稳燃,超低 NO_x 排放,是一项成熟的低 NO_x 燃烧技术。

双尺度防结渣、低 NO_x 燃烧技术以炉内影响燃烧的两大关键尺度(炉膛空间尺度和煤粉燃烧过程尺度)为重点关注对象,全面实施系统优化,达到防渣、燃尽、低 NO_x 一体化的目的。首先将炉内大空间整体作为对象,通过炉内射流合理组合及喷口合理布置,炉膛内中心区形成具有较高温度、较高煤粉浓度和较高氧气区域,同时炉膛近壁区形成较低温度、较低 CO 和较低颗粒浓度的区域,使在空间尺度上中心区和近壁区三场(温度场、速度场及颗粒浓度场)特性差异化。在燃烧过程尺度上通过对一次风射流特殊组合,采用低 NO_x 喷口燃烧器,节点功能区技术、热烟气回流、多角度非等速燃尽风等技术,强化煤粉燃烧、燃尽及 NO_x 火焰内还原,并使火焰走向可控,最终形成防渣、防腐、低 NO_x 及高效稳燃多种功能的一体化。

通过对炉内三场(温度场、流场、烟气成分与固相浓度场)特性的认知,采用一种空气与燃料射流特征组合,设法扩大两大区域(中心区、近壁区)三场特性的差异,炉膛中心形成了“中心区”有较高煤粉浓度、较高温度、适宜氧浓度、较高燃烧强度,炉膛近壁区形成成为较低温度、较低 CO 浓度、较高 O₂ 浓度(沿程逐步掺入中心区)和有利于阻止灰粒附壁,延长了冷却路径的流场结构。

在煤粉燃烧过程尺度上优化了燃烧不同阶段三场特性差异,使火焰边部可控可调,保证近壁区三场特性利于防渣。采用双尺度技术后,水冷壁得到重点保护,炉膛不结渣、可实现长时间炉膛不吹灰。

1.2 燃烧器低 NO_x 改造措施

其方案布置如图 1 所示。具体措施包括:改变一次风标高,保持假想切圆不变,整体更换现有四角燃烧器,同时增加较大量的高位燃尽风;喷口全部采用上下浓淡中间带稳燃钝体的燃烧器;除 AA 层二次风外,适当减小其它各层二次风喷口的面积;采用节点功能区技术,在 CD、EE、OFA 层二次风喷口两侧加装贴壁风。

下端部风、一次风保留原有射流方向,仍旧为逆时针方向,调整二次风射流方向,二次风改为与一次风小角度偏置,顺时针反向切入,形成横向空气分级。风量重新合理分配,通过调整主燃烧器区一二次风喷口面积,使一次风速满足入炉煤种的燃烧特性要求,主燃烧器区的二次风量适当减小,形成纵向空气分级。

在原主燃烧器上方约 6 m 处布置 4 层分离 SOFA 喷口,其取风口位于炉膛两侧大风箱上,保证分配足量的燃尽风量,SOFA 喷口可通过 DCS 实现远程上下 30 度调节,左右摆动为就地手动调节。适量的高位燃尽风量将对炉内火焰中心位置及炉膛出口烟温偏差带来影响,通过将燃尽风喷口设计成上下左右摆动燃烧器,可向炉膛内不同区域内按需供风,实现对炉膛有效覆盖,保证飞灰可燃物控制,降低飞灰可燃物含量,保证降低 NO_x 同时取得较高的锅炉经济性。

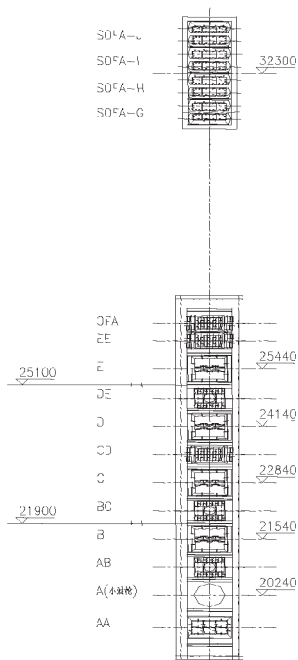


图 1 燃烧器布置结构图

(1) 纵向三区布置。

如图 2 所示,改造后燃烧器从下至上大致分为三个区,依次为主燃烧器区、主还原区及燃尽区。主燃烧器区为集中氧化还原区,风量约占总风量的 70%-80%,保证煤粉初期燃烧;在主燃烧器上方合适位置引入适量的燃尽风,约占总风量的 20%-30%,燃尽风采用多喷口多角度射入;在主燃烧器区与燃尽区之间形成了主还原区。

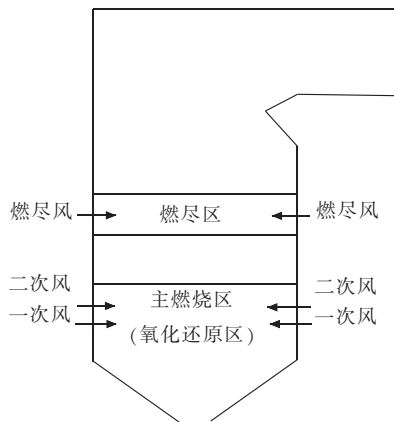


图 2 纵向三区分布示意图

由于部分助燃风从燃尽区引燃,主燃烧器区内氧化与还原交替相存,氧化有助于煤粉初期燃烧,升高炉温,促进煤粉燃尽,但会产生较多的 NO_x,局部还原区可以初步还原产生的 NO_x,使 NO_x 在初始燃烧时就得到抑制;在主还原区内,来自主燃区的 NO_x 得到充分还原;燃尽区内将作为燃尽风的二次风及时补充进来,促进焦炭最后燃尽。通过纵向三区布置,形成纵向空气分级,NO_x 将得到极大抑制,飞灰可燃物也会得到控制。

由于实现纵向空气分级,相对地燃烧器区域有所扩大,燃烧器区域热负荷降低,炉内温度峰值降低,可以减少或消除热力型 NO_x 产生。

(2) 横向双区布置。

对炉内射流进行重新调整,如图 3 所示将原有的一、二次风同向大角度偏置射流改为一、二次风反向小角度偏置射流。两层一次风之间还会布置贴壁风喷口,形成横向空气分级。这种横向布置,可使一次风初始燃烧时,二次风不能过早混合进来,形成缺氧燃烧,在火焰内就进行 NO_x 还原,抑制 NO_x 产生;在火焰末端,二次风再及时掺混合进来,使缺氧燃烧时产生的焦炭再燃烧;二次风反向切入,可以延长火焰行程,强化煤粉后期着火燃烧,并防止煤粉颗粒冲刷炉墙造成结焦。横向空气分级与纵向空气分级一起形成空间空气分级。

(3) 低 NO_x 燃烧器。

燃烧器采用低 NO_x 燃烧器,一次风设计喷口为

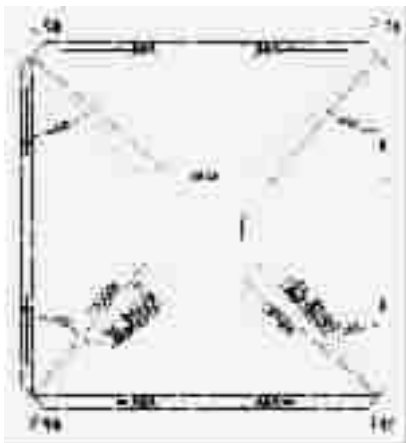


图 3 燃烧器横向双区布置示意图

上下浓淡分离形式,中间加装稳燃钝体形式,浓淡燃烧除可降低 NO_x 外,还可对煤粉稳燃、提前着火有积极作用。同时钝体能优先增加卷吸的高温烟气流,进一步强化稳燃。

(4) 节点功能区的建立。

如图 4 所示相邻两层一次风喷口下层一次风设计为上浓下淡燃烧器喷口,上层一次风布置为下浓上淡一次风喷口,两层一次风喷口中间的二次风小角度(7°)与一次风射流偏置,同时布置贴壁风喷口。这样的喷口组合,同时具有稳燃、降低 NO_x 的双重作用。图 5 所示一次风顺时针切圆与炉内实际切圆方向相反,一次风首先逆向冲向上游来的热烟气中,然后再随炉内旋转气流旋转,大大减少了未燃尽的煤粉颗粒被卷吸至水冷壁表面的机会,可同时产生稳燃、防结渣、防腐蚀的功能。通过采用同样技术的彭城电厂 #2 机 300 MW 试验结果如图 6 为中间二次风和贴壁风与锅炉出口 NO_x 含量关系,图 7 为中间二次风和贴壁风与锅炉出口飞灰可燃物关系。如将中间二次风和贴壁风风门开大,可实现 NO_x 和飞灰可燃物同时降低。

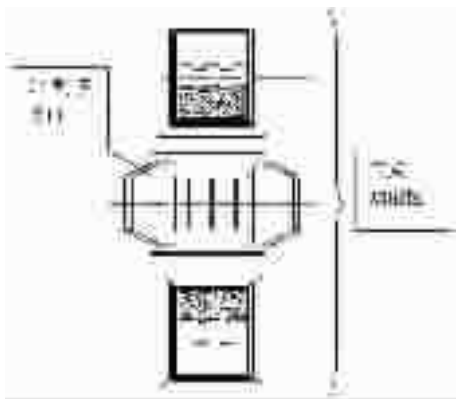


图 4 节点功能区结构

1.3 防结渣、防腐蚀措施

(1) 横向双区布置。

通过一二次风射流调整及布置独特的贴壁风,

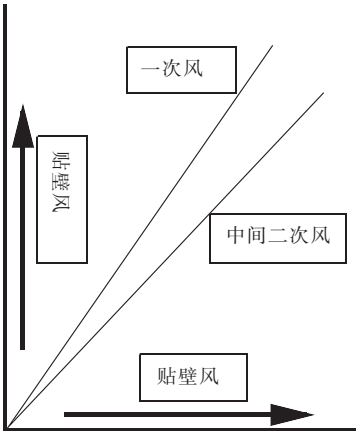


图 5 节点功能区示意

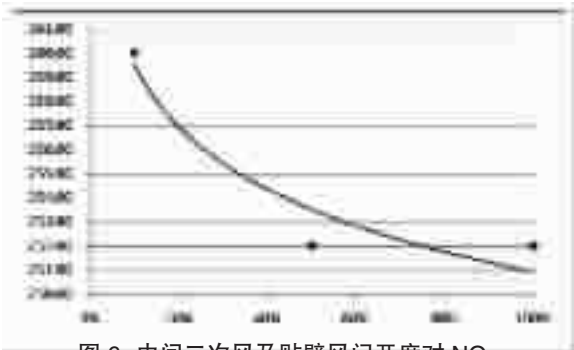


图 6 中间二次风及贴壁风门开度对 NO_x

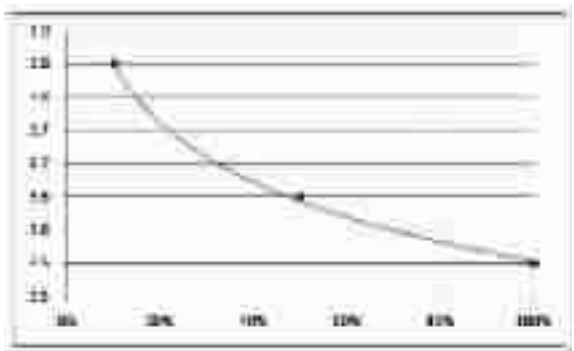


图 7 中间二次风及贴壁风门开度飞灰可燃物的影响

在炉膛截面上形成了三场特性截然不同的中心区与近壁区分布,中心区具有较高的煤粉浓度、较高的温度和相对较高的氧浓度分布,而近壁区具有较低的温度、较低的颗粒浓度和适宜的氧浓度,可同时实现防止结渣及高温腐蚀。一次风在内部形成更小且与炉内主流气相反向的切圆时,更加易于控制煤粉气流冲壁,熔融灰渣更难甩向水冷壁从而达到强防渣的效果。

(2) 加装贴壁风。

增加双尺度燃烧技术特有的附壁射流的贴壁风喷口能有效提高近壁区域的氧化性气氛,提高灰熔点,大大缓解炉膛的结渣。同时,作为水平断面分级燃烧中后期掺混的一部分,贴壁风可作为控制炉内 NO_x 的生成的有效手段。

(3) 纵向空气分级。

由于实现纵向空气分级,相对地燃烧器区域有所扩大,燃烧器区域热负荷降低,炉内温度峰值降低,可以有效防止燃烧器区域附所壁面结渣。

2 运行调整方法

机组正常负荷运行情况下,全部 4 层燃尽风二次风门应保持 100%的开度,也就是全开状态;主燃烧区域的第一层(也就是最下面一层、AA 层)二次风门的开度应保持 100%的开度,也就是全开。在 5 台磨煤机同时运行的情况下,CD 层二次风门应保持在 60%的开度,其它负荷情况下,该风门的开度应在 5%至 20%之间进行调节。一般要求是负荷较大时,开度就大些,反之就小些。在机组正常负荷运行情况下,5 台主燃烧器的周界风门的开度应以机组的负荷状况来确定,一般建议开度保持在 10%至 30%之间。若开度太小,则失去对喷口的保护作用,开度过大则会增加风量,不利于控制 NO_x 的产生量。

3 改造效果

为检验低氮燃烧改造后的效果,改造后 2013 年 3 月邀请西安热工院进行了性能试验。部分数据如表 1 所示,通过改造,NO_x 排放浓度脱硝系统入口不超过 350 mg/Nm³。通过试验和计算锅炉燃用实际煤种时,在 BMCR 工况下,燃烧器改造后的炉膛出口烟温(屏式过热器出口烟气温度)比设计值高约 22℃,排烟温度增加不到 2℃。锅炉效率为 92.48%,与设计值 92.57%非常接近。计算结果表明在进行双尺度低 NO_x 燃烧改造后,炉膛出口烟温比改造前略有升高,但不会造成炉膛出口结渣。

4 结束语

(1) 综合采用空气分级和燃料分级相结合的技术,对锅炉燃烧系统进行了改造。改造后 NO_x 排放的质量浓度由改造前的 575 mg/m³ 下降至 322.6 mg/m³。配合新增加的脱硝系统,可使出口 NO_x 含量符合 GB13223-2011《火电厂大气污染物排放标准》排放要求,改造效果明显。

表 1 BMCR 工况部分改造前后锅炉数据

名称	符号	单位	设计煤种 改造前	实际煤种 改造后
锅炉效率	q _l	%	92.57	92.48
燃料消耗量	B	t/h	122.67	142.49
计算燃料消耗量	B _j	t/h	120.89	140.42
理论空气量	V ₀	Nm ³ /kg	5.93	5.28
容积热负荷	q _v	kW/m ³	104.07	105.06
水平断面热负荷	q _{dm}	MW/m ²	4.75	4.8
过热器一级减温水量	D1	t/h	16.2	6.8
过热器二级减温水量	D2	t/h	5.9	1.7
再热器减温水量	Dz	t/h	0	0
炉膛出口过量空气系数	α _l	-	1.25	1.2
空预器出口烟气温度		℃	119.2	121
空气预热器前 水平烟道 NO _x		mg/m ³	575	322.6
屏式过热器出口		℃	1035	1057
高温过热器出口		℃	940	960
高温再热器出口		℃	837	851
低温再热器出口		℃	396	410
低温过热器出口		℃	436	443
省煤器出口		℃	376	370

(2) SOFA 喷口设计成具有上下和水平摆动功能,因此,在降低 NO_x 排放的同时,能可对炉内火焰中心标高进行调整,SOFA 水平摆动还对调节炉膛出口的烟温偏差作用明显。

(3) 贴壁风喷口的加装,有降低 NO_x 和保护水冷壁有积极的作用,在有效冷却冲击的高温灰粒防治炉膛结渣的同时,可抑制水冷壁的高温腐蚀。

参考文献:

[1] 邱广明. 煤粉炉的分级燃烧技术研究 [J]. 热能动力工程, 2000, 15(89): 558-559.

[2] 王 热, 郭春源, 王伍泉. 利用“双尺度”燃烧技术进行燃烧器改造[J]. 华北电力技术, 2011(1): 41-44.

[3] 董 利, 李瑞扬. 炉内空气分级降低 NO_x 燃烧技术[J]. 电站系统工程, 2003, 19(6): 47-49.

[4] 廖勇波. 分级燃烧降低煤粉炉 NO_x 排放的化学机理及影响因素[J]. 四川电力技术, 2004, 27(4): 11- 12, 43.

作者简介:
杨尤平,男,江苏六合人,工程师,从事发电厂集控运行工作。

努力超越 追求卓越

某 660 MW 超超临界锅炉热偏差调整方法

王 凯
(江苏大唐国际吕四港发电有限责任公司,江苏 南通 226246)

摘 要:某 660 MW 超超临界锅炉在投入商业运行的前几年中,多次发生锅炉爆管事故,经检查均与受热面氧化皮脱落堵塞节流孔,管壁超温有关。该厂增加受热面管壁测点加强监视,但发现锅炉蒸汽参数在新增壁温测点不超限的情况下,很难达到额定且左右两侧烟气温度偏差较大,进一步增加了汽温调节难度。现通过对燃烧方式和吹灰的调整,有效的解决此类问题,保证了锅炉在额定参数运行。

关键词:超温;附加风;燃烧器摆角;吹灰

中途分类号:TK229.2 **文献标志码:**B **文章编号:**1009-0665(2014)S1-0013-02

氧化皮脱落问题是制约超超临界锅炉安全运行的主要问题,而氧化皮形成的根本原因是管壁温度超过材料的氧化温度,所以解决氧化皮的关键就是控制管壁温度,但不能以牺牲汽温为手段,而应该通过调节烟气偏差解决局部超温问题,本文以某 660 MW 超超临界锅炉为例,介绍减少锅炉热偏差的方法,希望能给其它电厂提供参考。

1 锅炉型号及燃烧器布置

江苏大唐国际吕四港发电有限公司一期 4×660 MW 超超临界燃煤发电机组,配置哈尔滨锅炉厂有限责任公司生产制造,由三菱重工业株式会社提供技术支持的超超临界参数变压运行直流锅炉。锅炉型号:HG-2000/26.15-YM3。型式为Π型布置、一次中间再热、单炉膛、平衡通风、固态排渣、全钢构架、全悬吊结构,燃用烟煤。锅炉为四墙切圆燃烧方式,采用改进型低 NO_x PM 主燃烧器,整个燃烧器与水冷壁固定连接,并随水冷壁一起向下膨胀,燃烧器共 24 组,布置于四面墙上,形成一个大切圆。燃烧器共 6 层煤粉喷口,每层与 1 台磨煤机相配,每只煤粉喷嘴中间设有隔板,以增强煤粉射流刚性。在主燃燃烧器的上方为 OFA 喷嘴,在距上层煤粉喷嘴上方约 5.0 m 处有四层附加燃尽风 A-A 喷嘴,角式布置,它的作用是补充燃料后期燃烧所需要的空气,同时既有垂直分级又有水平分级燃烧达到降低炉内温度水平,抑制 NO_x 的生成。如图 1。

2 四墙切圆燃烧对锅炉热偏差的影响

四墙切圆燃烧相对于普通四角燃烧,火焰和烟气流场稳定,火焰充满度好,能够最大限度地利用

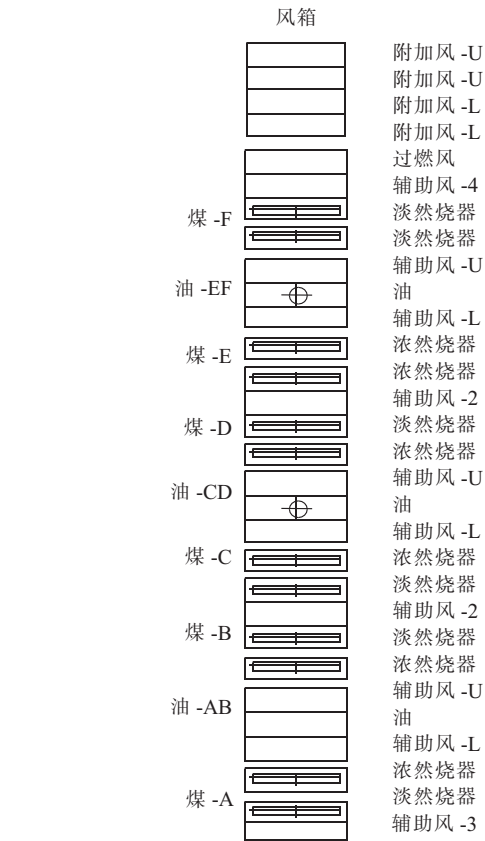


图 1 燃烧器布置结构

炉膛空间,温度分配均匀,偏差只有普通四角燃烧的 75%,具有较强的低负荷稳燃能力。但是从流体力学和实际运行的角度分析,由于高温火焰的粘度大,到达炉膛出口处,残余旋转较强,这将增加炉膛出口烟温分布不均匀程度,锅炉热偏差增大。

为减少烟气气流残余旋转和气流偏斜,在燃烧器顶部有消旋二次风,对减弱气流残余旋转,减轻炉膛烟热气热偏差有一定作用,但还不可能完全消除,仍然有局部超温现象。

3 汽温调节限制因素

3.1 水冷壁温度

炉膛水冷壁采用焊接膜式壁、内螺纹管垂直上升式,水冷壁管共有 1728 根,前后墙各 432 根,两侧墙各 432 根,管材均为 15CrMoG,节距为 44.5 mm,管子间加焊的扁钢宽为 15.9 mm,厚度 6 mm,材质 15CrMo,在上下炉膛之间装设了一圈中间混合集箱以消除下炉膛工质吸热与温度的偏差。

水冷壁温度报警值为 500 ℃,在启停下层制粉系统或燃煤发热量达到 5500 kJ/kg 时,右墙、前墙水冷壁入口壁温点 NO.134,水冷壁出口壁温点 NO.53、NO.74 点易超温(如图 2)。通过燃烧试验,采用不同的配风方式能有效的控制左右侧壁温偏差。例如:采用正塔型配风,炉膛火焰偏右,右墙水冷壁温度高;采用倒塔型配风,炉膛火焰偏左,左侧水冷壁温度高;采用均等型配风,各侧水冷壁温偏差不大。调节燃烧器顶部附加风 -U,附加风 -L 开度也能很好的调节左、右侧水冷壁温度偏差。例如:附加风 -L 开大,附加风 -U 关小,炉膛火焰偏右,右墙水冷壁温度高;附加风 -L 与附加风 -U 开度一致或附加风 L 小于附加风 -U,炉膛火焰偏左,左墙水冷壁温度高。如果水冷壁整体偏高,则要通过改变火焰高度,向上调节燃烧器摆角或者增大送风量,降低炉膛温度的方法控制水冷壁温在正常范围。

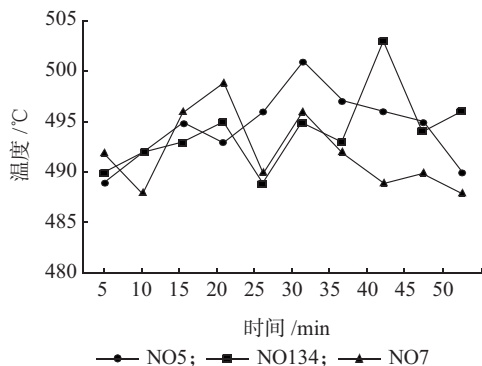


图 2 燃烧高热量煤种时,水冷壁平均温度

3.2 屏式过热器壁温

屏式过热器(三级过热器)蛇形管共有 35 片屏,每片屏由 19 根管组成,横向节距为 534 mm,管子材质为 18Cr 钢以及 TP310,哈锅厂共提供 6 个壁温测点,分别布置在 2、8、15、21、28、34 屏,壁温报警 568 ℃。哈锅厂认为只要这些壁温不超限,屏式过热器内各壁温均正常,但长期运行结果却是:即使这些壁温测点远低于报警值,屏式过热器内的超温现象仍然严重,氧化皮脱落较多,多次发生爆管。

为加强壁温控制监视,防止屏式过热器隐性超温,重新增加了壁温测点,新增壁温测点报警值 630

℃。其中新增右侧屏过壁温 NO.33-11 在运行上层磨时超限,通过调整燃烧器摆角,改变火焰高度能有效降低壁温,但同时会造成汽温的下降,所以只能靠平衡两侧烟气偏差的方法减少局部超温。利用机组检修时,该厂将附加风水平摆动机构反切,降低炉膛出口烟气旋流强度,将 4 个角附加风垂直摆动机构由同步调节改为独立调节。(附加风 -U,附加风 -L 分 4 个风室,布置在炉膛四角,4 个手动的水平摆动机构,绕其内部转轴做左右 10° 的摆动;4 个角垂直外摆动机构,通过压缩空气驱动上下 30° 的摆动。)

通过燃烧试验,1、2 号角附加风向下摆,3、4 号角附加风向上摆,能增加左侧烟气流量,有效降低右侧后屏壁温;1、2 号角附加风向上摆,3、4 号角附加风向下摆,能增加右侧烟气流量,有效降低左侧后屏壁温。通过此法调节,可以很好的解决后屏局部超温问题,汽温不受影响。

3.3 末级再热器壁温

末再蛇形管共 70 片,每片由 11 根管组成,横向节距为 267 mm,其材质为 12Cr1MoVG、18Cr 钢和 TP310,平均壁厚为 3.5~5.5 mm。哈锅厂共提供 10 个壁温测点,分别布置在 2、15、29、42、52、56、69 屏,壁温报警 648 ℃,正常运行时壁温测点最高 625 ℃。末级再热器和后屏过热器存在同样问题,即壁温测点少,隐性超温严重,氧化皮脱落严重。因此重新布置壁温测点,其中新增右侧末再壁温测点 NO.64-11 经常超过报警值,左侧和中部新增末再壁温测点在正常范围。通过调节燃烧器摆角,调整 AA 风摆动机构,调整附加风 -L、附加风 -U,合理选择配风类型能有效减小左右两侧偏差,总的思路与调节屏式过热器一致。但在调节过程中发现,如果消除再热器两侧汽温偏差,势必会造成左侧的屏式过热器管壁超温,譬如屏式过热器原始测点 NO.2 长期超过报警值 568 ℃,新增屏式过热器测点 NO.5-11 易超温,左侧屏式过热器壁温虽然可以通过减温水来控制,但是势必会影响左侧过热器出口汽温。

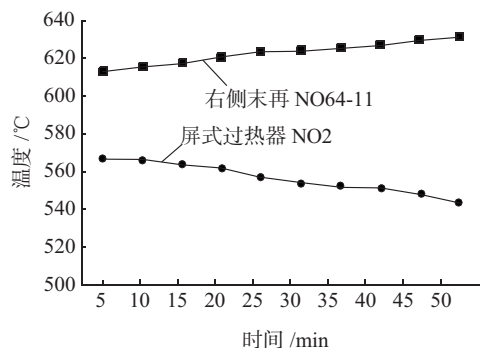


图 3 左侧屏式过热器 NO.2 与右侧末再 NO64-11 平均壁温

百万机组锅炉积灰分析及受热面吹灰方式运行优化

韩 涛

(铜山华润电力有限公司,江苏 徐州 221116)

摘 要:针对影响锅炉经济、安全运行的积灰结垢问题,通过分析锅炉积灰形成的机理,得到影响积灰的因素,可作为实际运行效果中机组的吹灰方式进行优化分析的依据。同时,比较了目前流行的几种吹灰方式的优劣性,提出不同积灰情况下几种吹灰方式优化配置的最佳方案。

关键词:锅炉;积灰机理;优化;吹灰

中图分类号:TK227.3

文献标志码:B

文章编号:1009-0665(2014)S1-0015-03

1 锅炉积灰概况

锅炉运行过程中产生的积灰、结焦使锅炉排烟温度上升,导致受热面传热效率降低,锅炉效率下降,严重的并会引起掉大焦灭火等,影响锅炉的经济性、安全性。

徐州彭城发电厂三期工程 2×1000 MW 超超临界机组锅炉为 3044 t/h 超超临界参数变压运行螺旋管圈直流炉,单炉膛塔式布置、四角切向燃烧、摆动喷嘴调温、平衡通风、全钢架悬吊结构、露天布置、采用机械刮板捞渣机固态排渣的锅炉。锅炉燃用烟煤。炉后尾部布置两台转子直径为 $\phi 16370\text{ mm}$ 的三分仓容克式空气预热器。锅炉制粉系统采用正压直吹式系统,每台锅炉配置 6 台中速磨煤机,BMCR 工况时,5 台投运,1 台备用。

锅炉设置吹灰器是为保持受热面清洁,产生良好的传热效果。蒸汽吹灰系统分锅炉本体受热面吹灰和预热器吹灰两部分,分别有两套吹灰汽源。锅炉本体部分有 48 台炉室吹灰器布置炉膛部分,84 台长伸缩式吹灰器和 12 台半伸缩式吹灰器布置在锅炉上部区域。每台预热器烟气进/出口端各布置 1 台双介质吹灰器。锅炉本体吹灰蒸汽汽源由第一级再热器进口集箱引出,预热器吹灰蒸汽汽源第二级再热器进口集箱接出,管路中设有自动疏水点,蒸汽吹灰疏水共有 5 点,排水到大气式扩容器,锅炉整套吹灰实现过程控制。

锅炉燃用煤质设计煤种为烟煤,校核煤种为徐州混煤,该煤质含灰量、硫量较高,运行中容易引起受热面沾污积灰、结焦、腐蚀和磨损。锅炉的积灰、结焦一方面将降低了锅炉本体受热面传热效率,使炉膛及各级受热面吸热效率减少,导致炉膛出口和各级受热面进出口烟气温度升高,锅炉效率下降;

另一方面使省煤器、空气预热器由于积灰而发生堵塞,以致降低锅炉出力甚至被迫停炉。锅炉积灰、结焦影响受热面的传热效率,使锅炉排烟温度上升,导致锅炉的热效率下降,理论计算和运行经验表明,锅炉排烟温度升高 $20\text{ }^{\circ}\text{C}$,锅炉热效率就会下降 1%,造成经济损失。长期以来,锅炉受热面的除灰问题一直是锅炉运行中特别受关注的问题之一。

燃煤锅炉的炉膛使得水冷壁容易结焦,高温过热器及再热器挂焦,尾部受热面积灰。铜山华润电力有限公司锅炉本体受热面在运行中就出现过一级过热器结焦、省煤器积灰严重等现象。这点在锅炉吹灰过程中或停炉检修期间都可以印证。在水冷壁过热器吹灰期间,大渣的脱落使冷灰斗蓬住无法及时排渣,捞渣机液压出力上限,极易跳停;高温过热器和再热器结焦严重时,使部分受热面间烟气通廊堵死,大块渣块脱落造成炉底水封内渣水外溢、溅落,甚至砸坏冷灰斗水冷壁,给锅炉运行带来极大危险;尾部受热面积灰严重时,会使过热器、省煤器、空预器传热效率降低,锅炉排烟温度升高,锅炉效率降低;受热面结焦、积灰还会引起受热面超温,加剧受热面腐蚀,缩短寿命,严重时会影响锅炉的正常运行。

2 锅炉积灰的形成机理

锅炉积灰结焦是指燃料燃烧时所产生的大量微小灰粒在随烟气流向出口的过程中,由于灰粒子的表面张力、粒子之间及其炉内管壁之间的粘滞力、分子附着力、静电吸引力以及化学亲和力等多方面的作用,在锅炉的炉壁及烟道各部分的换热面上的积聚。积灰最初只是些小颗粒飞灰在受热面外表面的惯性沉积,随着锅炉运行时间的加长,烟气不断冲刷受热面管束外表面,并在管子背面形成涡流区,小飞灰进入涡流区后在涡流扩散力和其他力的综合作用下产生灰沉积,逐步在整个管壁外表面形成疏

松性积灰。

烟气中的灰粒一般都小于 200 μm 其中多数为 10~30 μm 当含灰气流横向冲刷管束时,管子背风面产生漩涡,较大的灰粒由于惯性大不会被卷吸进去,而较小的灰粒则进入漩涡,并沉积到管壁背风面上。灰粒之所以能粘附到管壁表面,是由于金属表面原子的不饱和引力场所引起的,灰粒越小相对表面积越大,当它与管壁接触时就能很容易的被吸附到金属表面上。对流受热面上的积灰,主要集中在管壁的背风面,而迎风面很少,这是因为管子的正面部分从一开始就受到大灰粒的打击,因此只有在烟速很低或飞灰中缺乏大颗粒时才会出现积灰。而管子侧面,由于受到飞灰的强烈磨损,即使在很低的烟气速度下也不会有灰沉积。

另外,灰份中酸性氧化物与碱性氧化物的组成、比例也直接影响到锅炉结焦。在灰份组成中,二氧化硅、三氧化二铝都有增高灰熔点的作用,但影响结焦不同。而一般来讲,如三氧化二铁、氧化钙此类碱性氧化物含量较高时,降低了灰熔点,最终使得锅炉呈现较强的结焦性。

铜山华润 2×1000 MW 电厂的设计煤种与实际煤种在灰份上存在较大的差距。如表 1 其酸性氧化物二氧化硅、三氧化二铝的含量略低于其设计煤种,而碱性氧化物三氧化二铁的含量远远大于设计煤种的含量,这就增大了结焦的几率。

表 1 设计煤种与实际煤种的比较

项 目	设计煤种	校核煤种
铜山华润 2×1000 MW	烟煤(晋中)	烟煤(徐州混煤)
工业分析		
灰分 Aar/%	30.40	29.23
灰熔融温度		
DT(变形温度)/℃	1250	1300
ST(软化温度)/℃	1300	1350
FT(熔化温度)/℃	1400	1450
灰成分		
SiO ₂ /%	49.03	49.33
Fe ₂ O ₃ /%	2.83	5.54
Al ₂ O ₃ /%	37.54	35.65
CaO/%	4.99	4.24

3 铜山华润 2×1000 MW 锅炉受热面积灰现状及分析

(1) 吹灰汽源压力不稳定。负荷高低不同,锅炉负荷从 600 MW 至 1000 MW 变化,吹灰压力波动较大,再加上吹灰器投退时母管压力变化,吹灰压力紧靠供汽调门来调节,调节特性差。

尤其是,为了防止空预器冷端腐蚀,而提高空

预器冷端吹灰压力 (1.6 MPa),这在机组负荷低于 900 MW 时很难保证。

(2) 吹灰控制界面不友好。各吹灰组态切除、投运按钮不完善,与现阶段锅炉吹灰方式调整不一致,给锅炉运行带来极大不便;DCS 画面中无吹灰疏水温度测点显示,冬季时吹灰疏水温度无法较好监视。

(3) 省煤器区域堵灰严重。在对省煤器吹灰时,经常出现锅炉掉灰、火焰电视频闪、负压波动大、烟温剧烈变化等恶性结果。

(4) 锅炉部分吹灰器由于枪管爆裂、过流等设备问题导致无法吹灰。受热面两侧不同时、不对称的吹灰易造成烟温偏斜、受热面超温等后果。长期运行中易形成烟气走廊,加剧受热面的积灰与结焦。

(5) 负荷高低不同,吹灰频率、压力的要求是否一致。从安全上讲,低负荷运行时,积灰量小,掉焦会对锅炉稳燃影响大,吹灰方式与压力是否应当调整;从经济上分析,负荷高低不同,主再热汽温不同,吹灰的次数、位置、压力是否应当调整。吹灰过程中的耗汽量、锅炉补水率也应当是我们考虑的问题。

4 运行中机组吹灰方式的优化

4.1 针对负荷变化,吹灰方式的优化

AGC 升负荷时,锅炉对流换热增加,辐射换热比率相对减少,再热器吸热量明显增大,如果此时再进行再热器吹灰,会进一步增大再热器的吸热量,不仅使得再热汽温、壁温超温,还会带来大量减温水投用,降低机组的整体经济性。因此应尽量避免在此时进行对一级再热器或二级再热器的吹灰,而是对三过、一再及省煤器吹灰。这样,增大了一部分过热器的吸热量,相对的减少了再热器的吸热量,提高了机组的整体运行效率。如图 1。

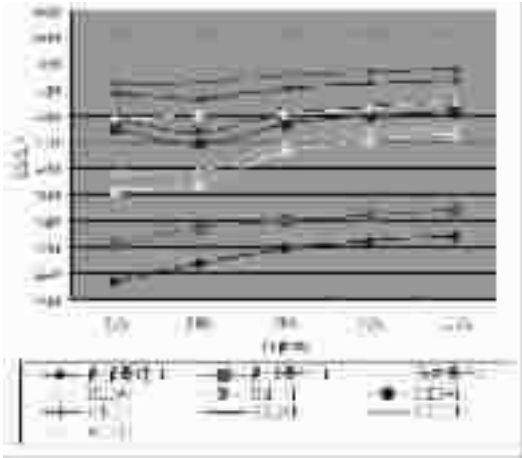


图 1 一次汽侧各级受热面汽温负荷关系曲线

同样在 AGC 降负荷时,锅炉辐射换热增加,对流换热比率相对减少,再热器吸热量明显降低,如果此时再进行过热器吹灰,会进一步降低再热器的吸

热比率,使得再热汽温降低更多,降低机组的整体经济性。而降负荷时,如果正好对再热器吹灰,这样,再热器吸热效率的提高会弥补了一些对流换热量的降低,整体机组的运行效率得以保证。

调度下达电厂发电计划曲线(自动或人工输入),电厂计算机监控 SCADA 系统接收到曲线后,根据各个机组的实际运行工况进行处理转换为各发电机组出力设定值。机组出力之和与调度下达的计划曲线基本相吻合,机组每天的实发功率曲线基本是按照计划曲线变化的,这就给我们值班人员根据负荷变化情况,针对性的对吹灰时间的把握提供了参考。对吹灰节奏的掌控是保证锅炉效率的有效手段。

4.2 针对各受热面的“洁净度”,吹灰方式的优化

根据锅炉各点汽温、壁温等参数,结合锅炉长时间运行工况,判断出锅炉各受热面的清洁程度及吸热量大小。采取有针对性的,不同的吹灰压力、吹灰频率,改变受热面吸热比率,进一步保证锅炉运行效率。

锅炉一直在运行,受热面是在不停的积灰,受热面的吹灰应该根据实际积灰情况的不同而定,也并不是全都积灰一致,干净程度一致最为恰当。在管子表面“灰层”增加时,换热量减少,其他参数维持不变时,管壁温度就会降低,考虑到超温的因素,相对的调整吹灰方式,适当的调整过热器受热面的吹灰次数与时间,“人为”的制造“灰层”,增加热阻。受热面有一定的“沾污系数”一方面会降低壁温超温的可能,另一方面增大了再热器的吸热量,提高再热汽温。为了提高机组的经济性,有时是人为让底部的过热器少量积些灰,减少一些过热器的吸热量,从而增大锅炉的对流换热,来提高再热汽温,当然,是在不结焦,保证锅炉的安全性的前提下。

4.3 针对锅炉制粉系统工况,吹灰方式的优化

锅炉运行提高经济性,一定是要以保证机组运行安全为前提的。因此,根据制粉系统工况的不同,应当采取不同的吹灰方式。

例如,负荷较低时,燃烧不稳定,供汽也不稳定,对锅炉和吹灰器都不利。为保证锅炉运行安全,尽量采取手动单根吹灰器吹灰,减少吹灰时对锅炉稳燃的影响;或者尽量避开在低负荷时,对炉膛、一过等容易结焦的受热面进行吹灰。同样,如果底层的制粉系统隔层运行,为保证燃烧稳定,对吹灰区域、吹灰压力的调整应更加慎重。

再者,制粉系统入炉煤质的不同,如发热量、挥发份的差异,更是对保证锅炉运行效率提出了更高的要求。通过水煤比、氧量、分离器出口温度偏差及

各受热面壁温等参数间接反映出入炉煤质的不同。因为煤质不同,产生的烟气量不同,对流换热与辐射换热的比例不同,直流锅炉汽水系统中“中间点”位置不同。因此,在保证安全、进一步提高锅炉效率的要求下,吹灰压力、吹灰的节奏应及时调整。

4.4 针对省煤器运行工况,吹灰方式作出调整

由图 2、图 3 可知,省煤器受热面积最大、管径布置较密集,有效通流面积最小,且烟气中的尘粒受到自身重力的作用,在此区域流速最低,沉降量增大,故省煤器处积灰量最大。

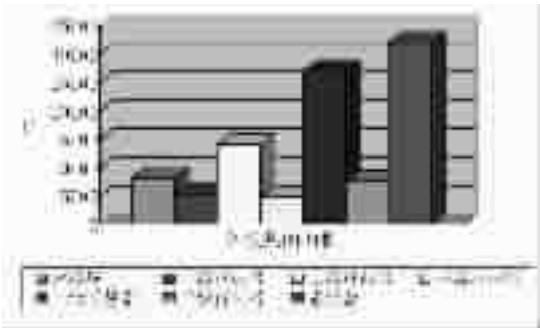


图 2 各受热面面积对比

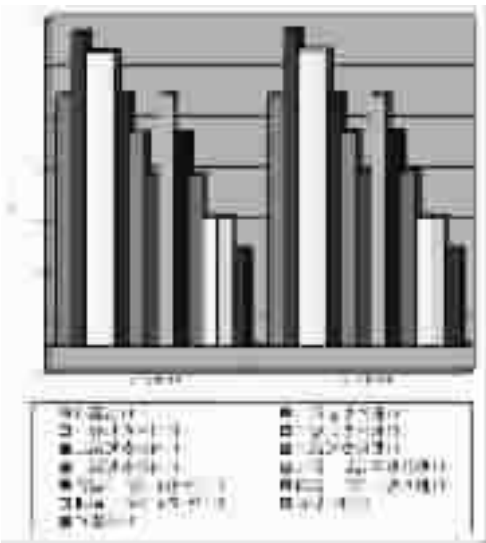


图 3 各受热面烟气温度

还有一级过热器、三级过热器处烟温最高,最为接近灰份的软化温度,给结焦带来可能。因此,建议:

- (1) 在锅炉运行中,对一级过热器、省煤器处应该适当增加吹灰次数,并且保证吹灰压力。
- (2) 在对一级过热器、三级过热器区域进行吹灰工作时,应当尽可能的选择在高负荷时段,尤其避免在机组从高负荷运行突降至低负荷时进行吹灰工作,再者,煤质较差、锅炉制粉系统燃烧不稳定或隔层运行时也不适合在此区域进行吹灰工作。
- (3) 对一级过热器、三级过热器吹灰时,应加强与辅控人员联系,加强对捞渣机、炉底水封等系统的监视。对省煤器区域吹灰时,应对炉膛负压、烟

磨煤机入口一次风量测量系统改造

张 茂, 张建业

(神华国华太仓发电有限公司, 江苏 太仓 215433)

摘 要: 中速磨煤机正压直吹制粉系统对一次风量有严格要求。风煤比的变化对炉膛燃烧的安全、经济性及磨煤机本身安全有较大影响。磨煤机入口风量和磨煤机出口温度通过调整一次热风调节档板和一次冷风调节档板的开度来控制。磨煤机入口风量测量不准, 造成自动投入困难。在冷热风调节过程中, 磨煤机入口风量不随调节档板按比例变化, 因而难以掌握, 甚至导致一次风量低磨煤机跳闸。因此, 磨煤机入口风量测量不准造成锅炉燃料主控无法投入自动控制, 影响机组协调控制系统的正常投运。因此对磨煤机入口风量测量的准确测量已摆到十分重要的位置。

关键词: 风量; 防堵; 安全; 经济运行; 差压; 测量精度

中途分类号: TK223.25

文献标志码: B

文章编号: 1009-0665(2014)S1-0018-04

磨煤机入口风道直管段一般比较短, 管道截面积上的流场很不均匀, 有的部位甚至有回流产生。而且现锅炉大多采用回转式空气预热器, 受热面元件上积灰被加热的热风带到送风里, 当锅炉启、停炉时, 冷、热态的变化所形成的水气与测风装置感压管路中的灰尘会形成硬块, 很难清除。而一般的差压式风量测量装置, 对直管段要求高, 加上对含尘气流的测量时, 灰尘只进不出, 造成感压管路堵塞, 从而造成所测量的风量不准确。

PBS 防堵型阵列风量测量装置本身具备自清灰和防堵塞功能, 可以确保长期测量的准确性, 能及时地反映各风管内风量的大小, 随时调整锅炉运行, 让锅炉始终在较经济的工况下运行, 大大提高了锅炉的自动投入率。而且防堵型阵列风量测量装置压力损失小, 节约送、引风机电量, 可取得良好的经济效应。

1 一次风量测量系统改造提出的背景及必要性

1.1 概述

神华国华太仓电厂 2×630 MW 机组每台锅炉配置六台中速磨直吹式制粉系统。磨煤机采用上海重型机械厂引进美国燃烧公司 CE 技术生产的 HP1003 型中速碗式磨煤机, 每台磨煤机入口配有一次风测量系统, 一次风的作用主要是用来输送煤粉。

一次风测量系统首先由一次风测量取压装置取压, 再通过取压管路接入差压变送器, 然后差压变送器送出的 4-20MA 信号在 DCS 系统中处理后, 进行差压 - 流量计算, 最后进行逻辑控制及显示。磨煤机入口一次风量在控制逻辑中的作用: 首先是

一次风自动的被调量, 风量的偏差会导致热一次风门自动切到手动; 其次风量是磨煤机跳闸本体保护之一(风量低于 60 t/h 且风压低于 4.0 kPa)。

1.2 项目实施必要性

磨煤机入口一次风量是机组安全稳定运行的重要保证, 入口风量过低会导致粉管堵粉或磨煤机堵煤, 甚至引起制粉系统爆炸。入口风量过高会导致煤粉浓度降低, 致使机组低负荷时燃烧不稳定, 同时也会导致粉管弯头严重磨损。因此准确测量磨煤机一次风量对机组安全稳定运行具有重要意义^[1]。

(1) 锅炉磨煤机入口风量在日常维护中缺陷发生率较高, 属于缺陷治理的难点。磨煤机入口一次风量经常会出现测量风量跳变, 测量风量偏低, 测量取样管路堵塞导致风量测量偏差大切热一次风自动。由于磨煤机入口风量是一次风自动调节的被调量, 而一次风自动是用来输送煤粉的。一次风自动投运效果的好坏, 直接影响着锅炉的燃烧效果, 也直接影响着机组的协调系统的运行。2013 年夏季迎峰度夏期间, 发生过 3 次协调系统运行异常, 导致机组中间点温度偏差大, 过热器超温。异常的原因是一次风量测量不准造成, 尤其是在调节挡板部分开度范围内, 风量的变化是反向的。

(2) 锅炉磨煤机入口一次风量测量系统主要存在的问题: 由于管道截面大, 直管段很短, 管内流场分布很不均匀; 测量装置采样点孔径小, 容易堵塞; 测量准确度低; 稳定性差; 日常维护工作量大。

因此, 进行锅炉磨煤机入口风量测量装置改造换型, 对磨煤机的安全稳定运行、一次风自动投运效果及机组协调系统的安全运行有很大的意义^[2]。

2 改造方案的选择及确定

经调查研究, 本省周边电厂面临类似问题, 都正在或即将对磨煤机入口一次风量测量装置进行更换改造, 针对一次风量测量装置改造主要提出的是差压式测量方式。

2.1 风量测量方式

翼型动压管、文丘利智能流量测量装置、阿牛巴或威力巴测量装置、放大型皮托管测量装置, 都属于差压式, 即取差压信号计算出体积流量(需要温度、压力补偿)。这类装置优点是结构简单, 对加工精度要求不高, 工作稳定可靠, 在大于临界雷诺条件下工作时误差小测量精度高。这种装置的缺点是对风道布置要求高; 测量点应多于两点即冷风及热风测点。对于风道分两例布置的大型机组应多于四点; 测量段应为直管段, 长度要足够。这种装置压头损失约为测量值的 10%。

2.2 改造方案的选定

根据我厂现有的风量测量装置及设备的具体情况, 因磨风量风道的截面比较大, 直管段短, 截面上的速度分布可能会相差 1 倍甚至几倍。所以要能够准确地测量出风量, 采用的办法是在大风道截面上采用等截面多点、多组测量点的测量方案。经过调研东南大学研制的自清灰防堵塞磨风量监测装置, 其基本的测量原理是靠背测量装置, 在其基础上增加了自清灰防堵塞元件, 主要是利用管内气体的动能对测量一次元件的探头进行自清灰。实践证明该装置长期使用不堵塞, 并且线性好。对于大风道的风量测量, 采用了等截面多点的测量原理, 测得该截面的平均速度。该套装置是差压式的测量原理, 整套设备简单、可靠、受温度变化影响小、稳定性好, 且无需再现场新增差压变送器。所以从本厂现场实际情况来看, 东南大学研制的磨风量在线监测装置的技术优点是比较重要的, 而且施工量较少, 所以选择该监测装置对我厂现有的风量测量装置进行技术改造。

3 风量测量系统改造的具体实施过程

3.1 现场测绘及设备安装调试

现场测量需要安装的锅炉磨煤机入口风道截面尺寸为 2083×846×4 mm。由于风道大, 直管段短, 截面风速容易分布不均匀。为了确保准确测量风量, 拟在风道截面上按等截面网格法多点测量原理布置 14 个风量测量点, 测得同截面的平均速度, 将 14 个风量测量探头的正压侧与正压侧相互连接、负压侧与负压侧相互连接, 引出一组正、负压信号至差压变送器。测量探头布置方式示意图见图 1。装置型号: PBS-50N846-14。

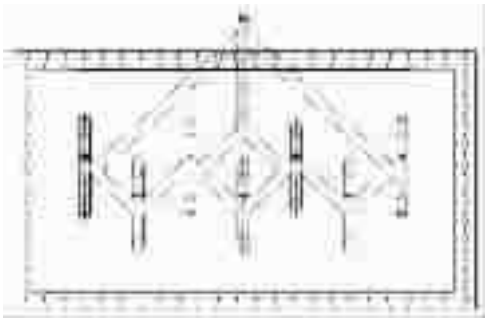


图 1 风量测量装置安装示意图

等截面多点布置磨风量测量装置测量点如图 2 (图中“0”表示测量点)。



图 2 每截面上等截面多点风量测量点布置图

磨风量测量装置的安装要求: 磨风量测量装置安装管道为长方形管道, 首先在垂直方向上部或者侧面(以现场施工方便为主)开长为 1200 mm, 宽为 150 mm 的长方形孔, 将磨风量测量装置从长方形孔运入风道, 施工人员从人孔门进入, 磨风量测量装置引出的一组正、负压信号由风道上部引出。风量测量装置需要用不小于 $\Phi 80$ 的圆钢(或 50×50 以上的角铁)进行加固。

PBS 型防堵型阵列测风装置, 由于在风道截面上严格采用标准的网格多点式布置且测量装置本身具备的自清灰和防堵塞功能, 几乎没有压损, 装置性能可靠, 加上导流板可使冷热风充分混合, 可保证风量显示稳定准确。

3.2 PBS 型防堵型阵列测风装置流量计算

现场校验一般做 2 个工况的校验就可以满足要求。对于燃煤锅炉按照 GB10184—88《电站锅炉性能试验规程》、《磨煤机试验规程》(DL467-92) 或《ASME 试验规程》PTC4.1、PTC4.3 规定及有关测试方法进行试验。

试验中, 所有测点的动压均由 4020C 型数字式电子微压计测量, 在每一个测点对 10-20 个即时测量值进行平均作为该点的测量动压。对于风量监测装置的差压采用同样的方法。在试验工况开始前和结束后分别测量 n 个即时动压的平均值。气流温度采用水银温度计在测点处直接测量。

PBS 型防堵型阵列测风装置计算的数学运算模型为:

$$Q=3600 \cdot A \cdot v \quad (1)$$

其中, A 为风道面积, m^2 。

风道中的气流速度为:

$$v=\sqrt{\frac{2\bar{P}_d}{\rho}} \quad (2)$$

$\bar{P}_d$ 测量截面的平均动压。

其中密度 ρ 可由气流的温度 t ($^{\circ}\text{C}$) 以及风道内的静压 P_s (P_a) 和当地大气压力 P_a (P_a) 求出:

$$\rho=1.293 \times \frac{273}{273+t} \times \frac{P_a+P_s}{101325}$$

风量监测装置的标定系数 k :

$$k=\sqrt{\frac{\bar{P}_d}{P_d}} \quad (3)$$

标定后的风量可以用风量监测装置的差压得到:

$$Q=3600 \cdot A \cdot k \sqrt{\frac{2P_d}{\rho}} \quad (4)$$

现场校验采用符合标准的高精度仪器,在风道的截面上应用网格法测量多点的流速,经计算得到风道截面的平均流速。

3.3 试验应具备的条件

通讯系统调试工作完成,通讯联系畅通;热控 DCS 系统具备在 CRT 上启、停操作设备的条件;DCS 系统有关风压、风温、风量、炉膛负压等参数正常显示;风量测量装置的表管经过风压试验查漏,严格保证从测量装置到变送器沿程的严密性,确保管路畅通;调试单位具备在校验或标定有效期内的合格试验器材;风烟系统所有烟、风道安装完毕,内部杂物清理干净,各管道连接处密封性良好;炉膛、风道、烟道各处人孔门关闭,并用螺栓紧固;与试运有关的热工、电气仪表、相关测点及开关安装校验完毕,可投入正常使用;烟风系统各辅机程序启动、停止逻辑,保护、联锁、报警条件检查、传动完毕,投入正常;空气预热器分部试运结束,试运结果符合要求,具备投运条件;引风机分部试运结束,试运结果符合要求,具备投运条件;送风机分部试运结束,试运结果符合要求,具备投运条件;一次风机分部试运结束,试运结果符合要求,具备投运条件;密封风机分部试运结束,试运结果符合要求,具备投运条件;相关烟风系统、制粉系统挡板的检查、传动完毕,投运正常;

锅炉炉膛内人员已经撤出,人孔门已经关闭,送、引风机运行,MFT 强制复位,制粉系统不投运,燃油系统不投运,一次风机运行,磨煤机出口门打开,磨煤机入口冷风人截止门打开。一次风压维持在额定值,约 6.3-7.5 kPa 左右。

3.4 试验步骤及程序

- (1) 按运行规程启动有关的风机和辅助设备。
- (2) 检查测量装置引压管路严密性。
- (3) 按照正常运行的方式设置各风门、挡板开度,维持炉膛压力在允许范围内。
- (4) 调整到额定运行工况的 90%~100%。
- (5) 维持目前的运行工况,通知试验人员开始测试,测量装置的输出差压和标准测量仪器测量的多组数据。同时记录标准测试设备、DCS 或仪表示值,并记录风机电流。
- (6) 分别将风量调整至额定运行工况的 70%~75%,工况稳定后继续测试,直到试验结束。
- (7) 在试验中如遇特殊情况,立即中断试验,按照运行规程处理。
- (8) 将试验数据进行计算处理,给 DCS 提供数学模型或设定显示仪表的相关参数。

3.5 设备试验数据

图 3 为风量测量装置试验数据进行计算处理后通过数学模型转换成我厂 DCS 内部逻辑程序。其中 RO01 为调试后的风量输出,MEMORY19 为经过试验测量出的标定系数。图 4 为 DCS 内部寄存器参数设置。

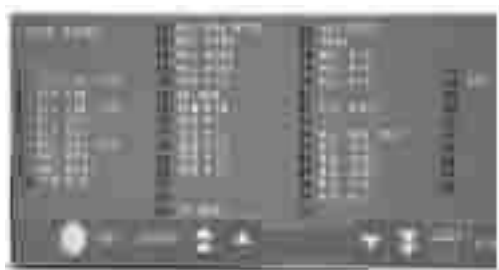


图 3 DCS 内部逻辑



图 4 DCS 内部寄存器参数

经过试验数据计算、计算单位的统一,A 至 F 磨煤机标定系数分别为 0.8、0.8、0.74、0.76、0.81、0.81。得到标定系数后,通过给定数学模型就可准确地算出即时风量。

4 测量系统改造结论

此次风量测量系统改造成果明显,由于该 PBS 型风量测量装置本身具备的自清灰和防堵塞功能。可以确保长期测量的准确性,能及时地反映各风管内风量的大小,随时调整锅炉运行,让锅炉始终在较经济的工况下运行,大大提高了锅炉的自动投入率。

而且防堵型阵列风量测量装置压力损失小,节约送风机、引风机电量,可取得良好的经济效应。风量的准确测量使锅炉配风合理,燃烧稳定,有效地降低排烟温度、降低飞灰含碳量、降低煤粉的机械及化学不完全燃烧热损失,提高了锅炉效率。有效地控制锅炉燃烧火焰中心,防止锅炉局部结焦,同时也能有效地防止火焰偏斜,降低炉堂出口两侧烟温的偏差。防止水冷壁及过热器爆管。

从风量测量系统改造的结果上可以看出,磨煤机入口一次风量测量装置在机组运行过程中测量数据的准确性和稳定性,直接影响到电厂运行设备的

安全性与经济性,所以现场风量测量装置系统数据的准确和稳定十分关键。

参考文献:

- [1] 王 巍,王 勃. 火电厂锅炉一次风量测量问题及处理[C]. 清洁高效燃煤发电技术协作网论文集.2009.
- [2] 王付生. 电厂热工自动控制与保护[M]. 北京:中国电力出版社. 2005.

作者简介:

张 芑(1984),男,内蒙古呼和浩特人,助理工程师,从事火电厂热工检测与控制方面工作;

张建业(1980),男,山西曲沃人,工程师,从事火电厂热工检测与控制方面工作。

(上接第 14 页)

通过机组长期运行观察,主、再热汽温能很好的达到额定值,且并未发现锅炉排烟温度上升或者受热面积灰、结焦现象;利用锅炉检修机会,炉内检查也未发现受热面超温和氧化皮脱落现象。调整效果见图 4。

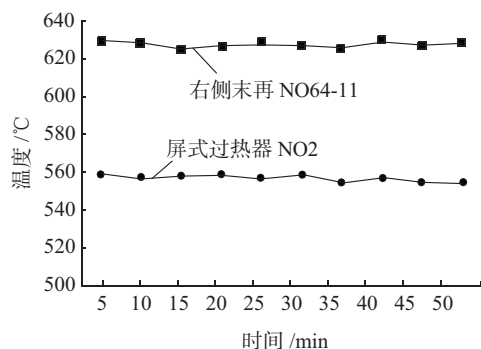


图 4 吹灰优化后,左侧屏式过热器 NO.2 与右侧末再 NO64-11 平均壁温

4 结束语

通过长期燃烧试验,得出以下结论:四墙切圆锅炉烟气向右侧旋转,易造成右侧受热面吸热增加,超温,通过现有的调节手段,可以控制左、右侧汽温偏差,但会造成左侧后屏过热器壁温超限。为解决此问题,该厂采取人为干预后屏受热面吸热量的方法,将左侧后屏过热器的吹灰器 L2、L3、L4 由原来每 6 日吹一次改为每 6 日吹一根,依次循环,这样就能减少左侧后屏受热面的吸热量,防止左侧后屏受热面超温。

参考文献:

- [1] 岑可法,樊建人.燃烧流体力学[M].浙江大学出版社,1990.

作者简介:

王 凯(1985),男,山东禹城人,助理工程师。

(上接第 17 页)

温、汽温格外注意监视。

5 结束语

锅炉吹灰器是用一定量的介质消耗来换取受热面清洁的,蒸汽吹灰的耗汽量一般约占蒸汽总产量的 1%,约相当于锅炉热效率的 0.7%,因此锅炉吹灰控制技术越来越引起国内外电力行业的重视。完善的吹灰控制系统是个复杂的工程系统,通常应包括积灰监测、电站锅炉计算模型、在线灰沉积预测模型、受热面污染监测分析、自动控制操作等几部分,其中受热面污染度的准确监测是吹灰自动控制系统的基础。目前国内锅炉吹灰大多采用依据经验

判断定期吹灰方式,对锅炉吹灰系统的自动闭环控制实践较少,因此有必要对吹灰控制系统继续进行深入研究。

参考文献:

- [1] 李冠华,顾 峻,董务明. 铜山华润 2×1000 MW 运行规程锅炉部分(第一版)徐州华润电力有限公司内部资料[R]. 2010.9.
- [2] 超临界火电机组研究资料汇编[R]. 2003.
- [3] 范浩杰.铜山华润电厂 1000 MW 超超临界锅炉设备及系统培训讲义[R].上海交通大学热能工程研究所,2008.10.

作者简介:

韩 涛(1981),男,山东寿光人,助理工程师,现为徐州/铜山华润电力有限公司集控主值班工程师。

基于实时数据的锅炉尾部受热面清洁因子算法研究

王国红

(铜山华润电力有限公司,江苏 徐州 221116)

摘 要:基于热平衡原理,采用 DCS 监测系统实时运行数据,针对具体低温受热面,进行了清洁因子算法流程的设计,并描绘出其随时间变化的曲线图。分析比较了清洁因子不同算法的优缺点,针对空气流量监测不准、低温受热面结构交错布置、测点数量不多且分布不均等问题,提出了以烟气挡板处烟温为基础,整体处理尾部烟道受热面热平衡的计算方法。

关键词:清洁因子;在线监测;算法设计

中途分类号:TK223.3

文献标志码:B

文章编号:1009-0665(2014)S1-0022-04

从现有研究看,目前对于炉膛受热面的积灰监测主要采用高温热流计,尾部烟道内受热面的积灰监测主要采用烟气-工质热平衡法计算,计算数据采用锅炉实时监测数据。尤其是对锅炉尾部受热面的积灰计算,要求锅炉负荷必须保持稳定,这和实际运行时有很大的差异,实际运行时锅炉负荷往往是变化的,而锅炉负荷对积灰特性的计算影响较大,根据变负荷下的实时监测数据计算的清洁因子并不能准确反映受热面的真实积灰状态。另外,现有的积灰特性计算方法研究,由于缺乏烟气侧温度数据,采用了由工质吸热量,基于烟气-工质热平衡方法,来解算烟气温度,再进行清洁因子计算的方法(如图 1 所示),解算流程是:空预热器-省煤器-低过-低再-高再-高过。然而,对于 300 MW 机组的锅炉来说,省煤器、低过和低再布置在同一个尾部烟道内部,而且低过的受热面和低再受热面管束交错重叠布置,很难明确区分烟气进口和出口,以及烟气流,更不用说计算烟气侧进出口温度了。本文研究者曾经采用上面的解算顺序,进行了尾部受热面积灰特性计算,发现根本无法反映受热面的积灰特性变化规律。

1 彭城电厂 300 MW 燃煤锅炉 DCS 系统测点分布

本文研究的具体对象是彭城电厂一台 1025 t/h 亚临界压力自然循环锅炉。型式是:亚临界压力、一次中间再热、单炉膛、燃烧器布置于炉膛四周、切圆燃烧、尾部双烟道结构、采用烟气挡板调节再热汽温、固态排渣、全钢架悬吊结构、平衡通风、半露天岛式布置。计算数据来自某日 DCS 运行参数数据库,该日锅炉负荷较为稳定,中间有一次吹灰操作,

收稿日期:2014-03-13;修回日期:2014-05-27

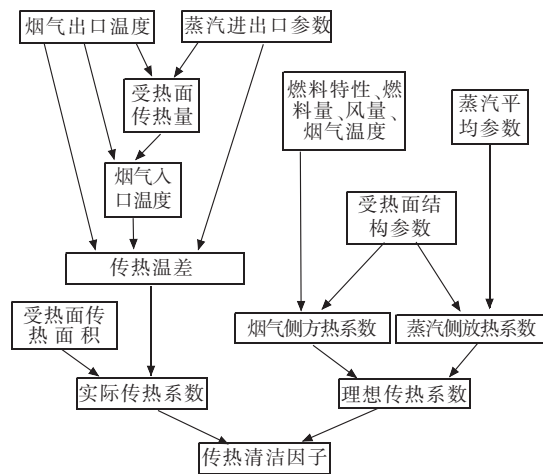


图 1 传统清洁因子计算流程图

符合本文研究条件。该电站锅炉 DCS 数据实时监测系统,在各监测位置有两个测点,同时记录两组数据。本文数据采集的方法是:每隔 30 秒采集一次数据,以五分钟内的平均值为一次记录值。计算中,每个时间点的参数值,为两组数据的平均值。

该电厂 DCS 系统测点在尾部烟道的分布情况为:

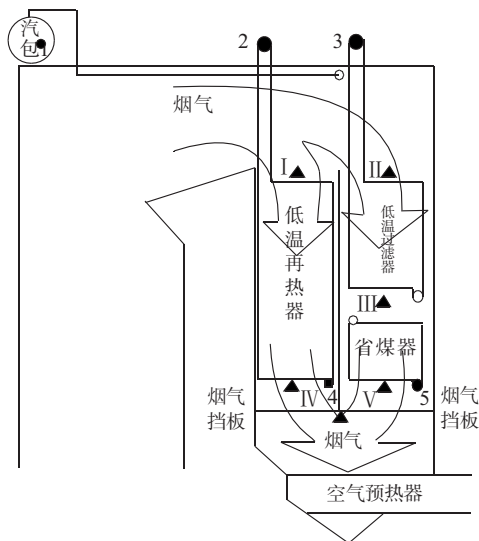
(1) 烟气温度测点。中隔墙上部两侧(即前转向室和后转向室),低过出口(即省煤器入口),省煤器出口,低再出口,烟气挡板处,共六处烟温测点。

(2) 工质热工参数测点。汽包,再热器喷水减温器前(即低再出口),过热器 1# 喷水减温器前(即低过出口),低再事故喷水器后(即低再入口),省煤器入口,共五处工质热工参数测点。

具体分布如图 2 所示。

2 基于电厂 DCS 系统的锅炉受热面积灰在线监测模型

现代锅炉 DCS 系统在锅炉尾部对流受热面中的监测点比较全面,很容易实现在线监测。首先通过



图中:● 为水或蒸汽温度、压力、流量测点,共 5 处;
▲ 为烟气温度测点,共 6 处。

图 2 锅炉尾部烟道 DCS 系统测点分布

物质平衡和能量平衡,先计算出烟气在中隔墙两侧的分流比例,然后再采用热平衡法,根据受热面进、出口烟气或工质的参数,以及锅炉本体的结构尺寸,就可以计算出受热面的热流密度。通过其他的软件和设备将热流密度直接展示在监测屏幕,就可以实时获取受热面灰污状况。清洁因子作为表征受热面积灰程度的参数,被广泛应用于在线监测燃煤锅炉受热面灰污状态的研究领域^[1],本文也采取 CF 监测形式。

$$CF = K_{sj} / K_{tx} \quad (1)$$

$$K_{tx} = \frac{1}{1/h_1 + 1/h_2} \quad (2)$$

$$h_1 = 0.2 C_z C_s \frac{\lambda}{d} \left(\frac{wd}{v} \right)^{0.65} pr^{0.33} \quad (3)$$

$$h_2 = \frac{\lambda}{0.023d} \left(\frac{wd}{v} \right)^{0.8} pr^{0.4} \quad (4)$$

式中: λ 均烟温下的烟气的导热系数; d 管子直径; w 烟气流速, $w = \frac{q}{A}$, q 为单位时间通过的流量; v 烟气运动粘度系数; pr 普朗特准则数, $pr = \eta c_p / \lambda$ 为 η 烟气动力粘度系数, c_p 为烟气定压比容, λ 为烟气的导热系数; c_p 管子沿烟气流程排数的修正系数; c_s 管簇横向与纵向管节距修正系数;

$$k_{sj} = \frac{D(h'' - h')}{A \Delta t} \quad (5)$$

$$\Delta t = \frac{\Delta t_{\max} - \Delta t_{\min}}{\ln \Delta t_{\max} / \Delta t_{\min}} \quad (6)$$

式中: D 蒸汽的流量; A 受热面积; h'' 、 h' 蒸汽进入受热面的出、进口焓。

3 各对流受热面清洁因子计算流程及变化曲线

各对流受热面清洁因子计算中,理想传热系数的计算基本不变,但实际传热系数的计算流程因各受热面测点位置不同而有较大差异,上述传统清洁因子计算流程已不适用。本文根据不同受热面已知参数,分别设计了实际传热系数计算流程。

3.1 省煤器

省煤器清洁因子计算中,首先要确定中隔墙两侧烟气流量。本文采用低温再热器出口、省煤器出口以及烟气挡板处烟温分布确定中隔墙两侧烟气流量,即:

$$\alpha_{dz} + \alpha_{sm} = 1 \quad (7)$$

$$\alpha_{dz} h_{dz} + \alpha_{sm} h_{sm} = h_{db} \quad (8)$$

式中: α_{dz} 、 α_{sm} 低温再热器、省煤器处烟气流量比例; h_{dz} 、 h_{sm} 、 h_{db} 低温再热器、省煤器出口、烟气挡板处烟气焓值。

有相关论文采用省煤器出口、低温再热器出口以及空气预热器进口的烟焓,计算中隔墙两侧烟气流量,这两种方法的比较在下面篇章将做具体分析。

根据 DCS 测点分布,本文的已知条件是进、出口烟温,进口水温为给水温度,出口水温未知,因此,必须根据热平衡原理先计算出出口水焓,才能得到出口水温,进而完成下面的计算。具体流程见图 3、图 4。

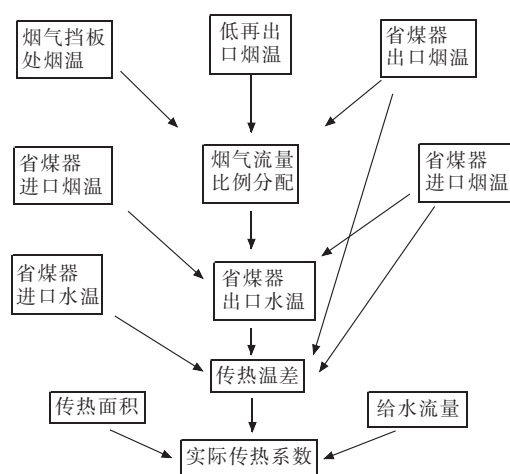


图 3 省煤器实际传热系数计算流程图

计算中,省煤器侧烟道内烟气流量较小,清洁因子计算受其他因素变化较大,因此在锅炉有吹灰动作时,清洁因子变化较为剧烈,个别数据失真。但总体来看,清洁因子的变化趋势能正确反映出省煤器受热面积灰状况,清洁因子随时间增长而逐渐减小,

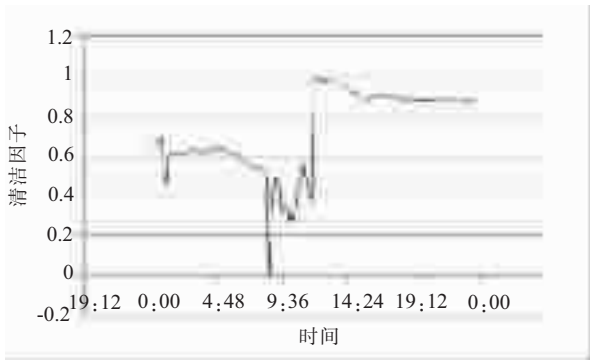


图 4 省煤器清洁因子变化曲线

在锅炉吹灰完成时,又有较大增加,完全符合实际情况。

3.2 低温过热器

蒸汽在低过进口处没有温度、压力测点,采用汽包出口时蒸汽参数。出口蒸汽温度为 1 号喷水减温器前的温度,出口烟温为省煤器进口烟温。计算中,不采用低过进口烟温测点数据(后转向室烟温),具体流程如图 5、图 6。

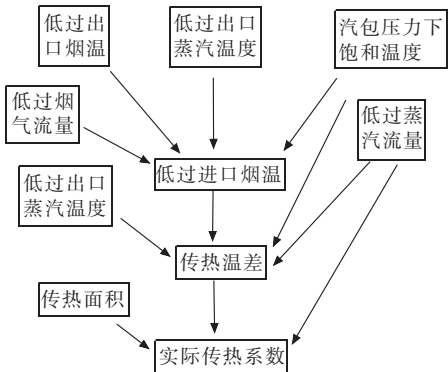


图 5 低过实际传热系数计算流程

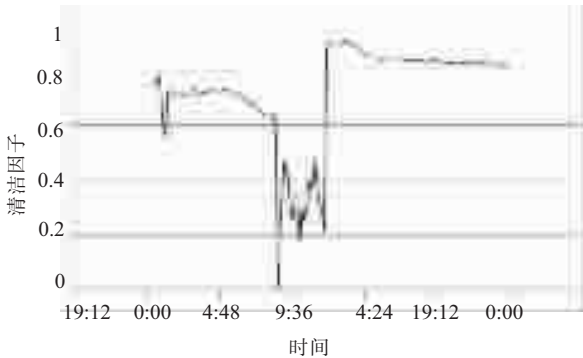


图 6 低过清洁因子变化曲线

省煤器和低温过热器同位于中隔墙后部,烟气流量和积灰状况应相差不大,因此,两者的清洁因子变化规律也相同。由于缺少进口蒸汽参数,低过进口蒸汽采取汽包压力下的饱和蒸汽温度,计算出的进口烟气温度比实际值要大。但是,这种整体计算方法能正确反映清洁因子变化趋势,在锅炉灰污监测计算中,此方法是可取的。

3.3 低温再热器

低温再热器位于中隔墙前部烟道中,此处布置有很多其他受热面,如前墙过热器、侧包墙过热器等等,结构较为复杂,在采用热平衡计算时,低温再热器管道内侧工质吸热并不等于管外烟气放热,因此,在计算低温再热器进口烟温时必须采用尾部烟道整体焓降法。进口蒸汽温度为低再事故喷水减温器后温度;出口蒸汽温度为 1# 再热喷水减温器前的蒸汽温度;出口烟温已知,具体流程如图 7、图 8。

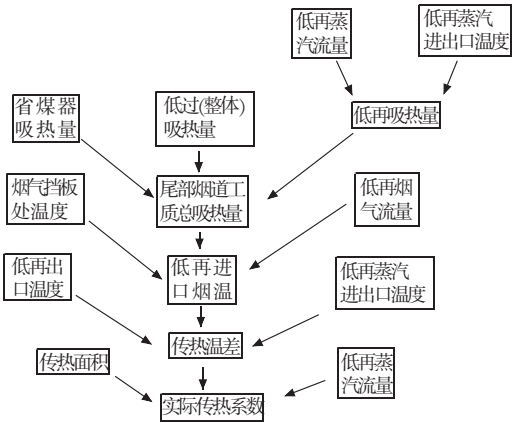


图 7 低再清洁因子计算流程图

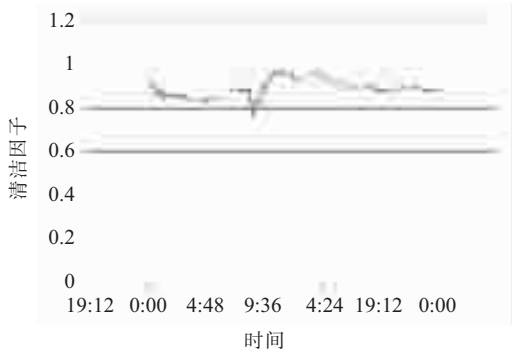


图 8 低再清洁因子变化曲线

低温再热器位于中隔墙的前部,积灰状况与前两者稍有不同。低温再热器处烟气流量较大,对吹灰动作造成的温度变化的反应程度没有前两者剧烈。低温再热器清洁因子变化较为平和,这是由于其受热面积较大,工质和烟气流动较稳定,受其他因素干扰较小,计算结果较为理想。

4 与其它算法的比较

4.1 烟气流量计算

在计算中隔墙两侧烟气流量时,本文采用省煤器出口、低温再热器出口以及烟气挡板处,三者的烟温大小进行计算。有人认为采用烟气挡板温度不太准确,原因是,中隔墙两侧烟气在流经烟气挡板时,并没完全充分混合,其温度不能当作混合后的烟温,应该改用空气预热器进口烟温进行计算,如图 9、图 10。

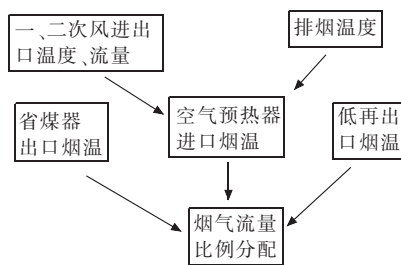


图9 空预器进口烟温计算流程图

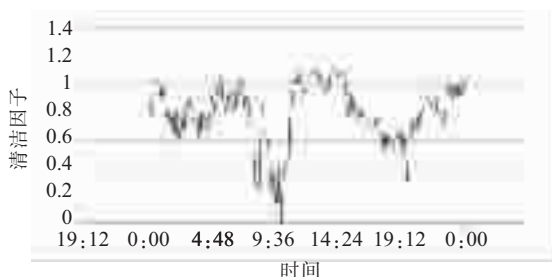


图10 省煤器清洁因子变化曲线图

明显,此方法不适于受热面积灰特性研究。原因:锅炉 DCS 系统监测空预器进出口一、二次风流量偏差较大,漏风系数又进一步增大进口温度偏差。本来三者温度相差不大,计算中,即使某一参数有较小偏差,也会结果造成较大影响。

4.2 前转向室烟温计算法

低热器清洁因子计算中,要采用前转向室温度计算,则低过进口蒸汽温度未知。虽然进口蒸汽焓很容易算出,但是,过热蒸汽焓是关于温度和压力的高次方程,不适用于计算机进行大批量数据的计算。因此,要采用前转向室烟温计算法,只能对进口蒸汽温度进行估算,或者直接采用汽包压力下的饱和温度。图11是采用这种方法计算出的低温过热器清洁因子变化曲线。

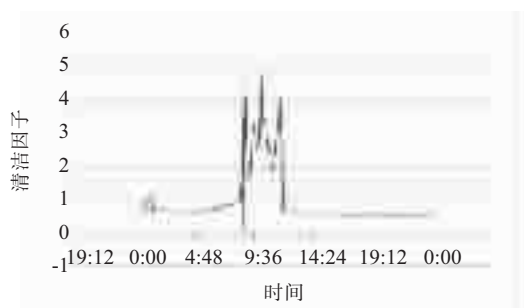


图11 低温过热器清洁因子变化曲线图

此变化曲线明显不符合实际情况。前面提到,锅炉低温受热面结构比较复杂过热蒸汽从汽包出来后经过多个包墙过热器和中隔墙,流程较长。在热平衡计算中,烟气焓降并不能简单地等于单个设备中工质的焓增,蒸汽温度较实际情况有很大差异,单独计算各个设备清洁因子肯定会有很大误差,甚至不能正确反映真实受热面灰污状况。在尾

部低温受热面清洁因子计算中,必须要采用整体法,全局把握受热面传热情况,最大可能地减小计算误差。

4.3 低温再热器进口烟温计算

和低温过热器一样,低温再热器也处于传热较为复杂的尾部烟道,它的清洁因子的计算也要采取整体法,其计算方法的差别是在于进口烟温的确定。本文在计算低温再热器进口烟温时,采用尾部烟道整体焓降间接计算。

另一种方法是,以前转向室烟温为低温再热器进口烟温,按照低温再热器垂直和水平受热面的大小估算低温再热器水平段出口蒸汽温度。图12为该方法的清洁因子计算结果。

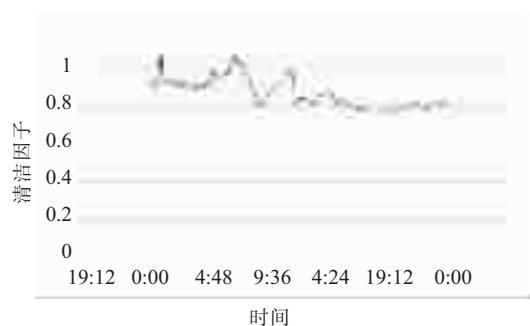


图12 低温再热器清洁因子变化曲线图

从图12可以看出清洁因子逐渐降低,但显示不出中间吹灰过程,显然不是实际灰污状况的真实反映,该方法不能作为尾部受热面灰污特性研究的计算方法。这也同时证明了在研究锅炉低温受热面积灰特性研究中采用整体法计算清洁因子的必要性。

5 结束语

本文提出的以烟气挡板处烟温为基础,采用整体法处理尾部烟道热平衡的解算思路,能准确地反映出清洁因子的变化情况,与其它方法相比较,该解算设计摒弃了尾部受热面结构复杂、气流紊乱、传热对象不单一等情况,避免了系统测点数量不多、分布不均的问题,使计算简单、实用,结果稳定可靠、更贴近实际情况。

参考文献:

- [1] 阎维平,陈宝康.电站锅炉回转式空气预热器积灰监测模型的研究[J].动力工程;2002(04).
- [2] 张逸祥.基于实时数据库的生产优化管理实现策略[J].电力技术;2010.
- [3] 刘海山,沈 军.锅炉受热面吹损原因分析及治理措施[J].华北电力技术;2007(2):42-46.
- [4] 赵清明,孔令君,郭 蓓,等.锅炉智能吹灰优化系统研发与应用[J].中国电力;2007,40(2):36-39

作者简介:

王国红(1972),男,河北井陉人,从事火力发电生产运行管理工作。

低氮燃烧器在氮氧化物脱除中的重要性

邹红宇

(华润电力(常熟)有限公司,江苏 常熟 215536)

摘要:通过公司低氮燃烧器改造,阐述了低氮燃烧器在氮氧化物减排中的重要性,并从投资成本、运行费用等方面论证其为经济、有效的脱氮途径之一。

关键词:低氮燃烧器;氮氧化物;脱除

中图分类号:TK223.23

文献标识码:B

文章编号:1009-0665(2014)S1-0026-02

0 前言

用改变燃烧条件的方法来降低氮氧化物的排放,称为低氮燃烧技术。在各种技术中,低氮燃烧器是采用最广、相对简单、经济和有效的手段。通过特殊设计的燃烧器结构以及通过改变燃烧器的风煤比例,以尽可能地降低着火氧的浓度,适当降低着火区的温度,以达到最大限度地抑制氮氧化物生成的目的,这就是低氮燃烧器。

氮氧化物的生成与温度有密切的关系,一般火焰温度越高,氮氧化物的生成越多,反之亦然。低氮燃烧器一般把一次风分成浓淡两股,浓相在内,更靠近火焰中心,淡相在外,贴近水冷壁。浓相在内着火时,火焰温度相对较高,但是氧气比相对较少,故生成的氮氧化物的几率相对减少,淡相在外,氧气比相对较大,但由于距火焰高温区较远,温度相对较低,故氮氧化物生成也不会很多。

1 改造背景

燃煤燃烧过程中排放的 NO_x 气体是危害大,且较难处理的大气污染物,不仅刺激人的呼吸系统,损害动植物,破坏臭氧层,而且也是引起温室效应、酸雨和光化学反应的主要物质之一,所以,氮氧化物是涉及环境问题最多的污染物。我国是燃煤大国,从氮氧化物排放源看,电厂占40%,所以,开展电力企业 NO_x 减排意义重大。

《火电厂大气污染物排放标准》(GB13223-2011),对氮氧化物的排放限值做了明确规定,自2012年1月1日起,新建火力发电锅炉执行 100 mg/m^3 的排放限值,2014年7月1日起,现有火力发电锅炉执行 100 mg/m^3 的排放限值,新标在原2003标准排放限值上做了大幅度地提高,为推动火电企业氮氧化物减排提供了技术支撑。

2 改造过程

华润电力(常熟)有限公司锅炉燃烧方式为前后墙对冲燃烧,燃烧器为低 NO_x 轴向旋流煤粉燃烧器(LNASB),分四层(从下往上,依次为A、B、C、D层)布置在前后墙上,每层4只,共计32只。其中,最下层8只燃烧器已安装小油枪微油点火装置。在前后墙燃烧器上部布置有燃尽风装置,共14只。燃尽风层距离屏底高度 14.456 m ,最上层煤粉燃烧器距离屏底高度 17.964 m 。每只燃烧器中心配一支油枪。燃烧器在结构上按圆周大小分四层,由内到外分别是中心风、一次风、二次风、三次风。燃烧器风箱为前后墙结构,根据燃烧器前后墙布置的层数,前后墙风箱又各分为四个小的风室,即每层燃烧器一个风室,每层风室从炉膛左右两侧进风。

现改造为:A层为低氮燃烧器:保留原小油枪点火功能,更换一次风、二次风和三次风部件。其余B、C、D层24只燃烧器整体改造为低氮燃烧器。燃尽风燃烧器:保留原有燃尽风,在原燃尽风上方增加一层燃尽风,从而增大燃尽风量,为方便上层燃尽风燃烧器的布置,取消了D层24只炉膛吹灰器。

3 改造后效果

以3号炉(600 MW等级)为例。

图1为随机抽取的低氮燃烧器改造之前的氮氧化物实时排放浓度,密布在 $420\text{--}480 \text{ mg/m}^3$ 之间,平均为 460 mg/m^3 ,通过氧量换算,基本达到《火电厂大气污染物排放标准》(GB13223-2003)400 mg/m^3 的排放限值。

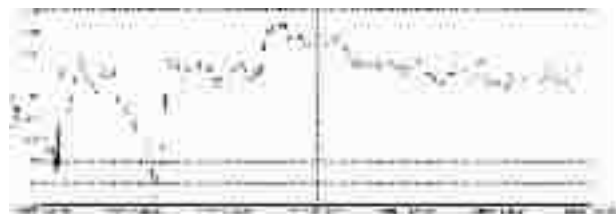


图1 改造前氮氧化物实时排放浓度

图 2 为完成低氮燃烧器改造后脱硝 A、B 侧入口的氮氧化物实时排放浓度。



图 2 改造后氮氧化物实时排放浓度

表 1 转化成表数据 mg/m³

日期	时间	3A 入口 NO _x 浓度	3B 入口 NO _x 浓度
2014-4-22	10:00:00	283	312
2014-4-22	10:20:00	259	289
2014-4-22	10:40:00	262	306
2014-4-22	11:00:00	279	314
2014-4-22	11:20:00	294	332
2014-4-22	11:40:00	300	348
2014-4-22	12:00:00	287	326

脱硝入口 A、B 侧入口氮氧化物浓度,即低氮燃烧器后的氮氧化物浓度,代表着低氮燃烧器改造效果,平均值为 300 mg/m³。可以看出,改造后的低氮燃烧器运行平稳,与图 1 相比,脱除效率为 35%。需要说明的是,改造之前的燃烧器也有一定的脱氮效果,所以,综合对比,本次改造后的低氮燃烧器其脱除效率相当可观。

不仅如此,直观上,因低氮燃烧器的良好运行,还减少了 SCR 脱硝系统液氨的使用量,简化了运行操作,降低了因喷氨量不当而对后续设备如空预器冷段带来的积灰堵塞风险。当然,NO_x 排放浓度除了与燃烧器型式有密切关系外,跟煤质、锅炉机构、运行参数等都有相当大的关系,还是以 3 号机组为例,在负荷 50%-60%出力时,不进行喷氨,只依靠低氮燃烧器的效果,完全可以达到 100 mg/m³ 的排放限值,所以,大胆预测一下,如果控制好煤质、锅炉炉型设计相当、运行中控制好工况,是不是就可以达到低浓度的氮氧化物排放了? 如果再加上合适的低氮燃烧技术包括低氮燃烧器的改造,不进行 SCR 或 SNCR 的改造,是不是也可以达到排放限值呢?

4 结束语

按公司脱硝可行性报告,采用 SCR 装置的脱硝效率为 80%,如不进行低氮燃烧器改造,要达到同样的 NO_x 排放值,则 SCR 脱硝效率需从 80%提升为 85%,SCR 脱硝系统稀释风机及氨区相关设备容量相应增加,SCR 脱硝系统引起的变化主要是催化剂用量大约增加 10%,钢结构及反应器支撑件等重量约增加 5%。综合,1 台炉烟气脱硝系统设备初投资的相应增加费用为 300 万元左右;年运行消耗费用中的液氨相应增加费用为 300 万元,催化剂年折算费用为 180 万元左右。

所以,低氮燃烧技术可以降低 SCR 入口 NO_x 浓度;降低 SCR 设计脱硝率;减少 SCR 催化剂体积;减少还原剂消耗量;降低 SCR 投资和运行成本。对于老机组改造,低氮燃烧技术+SCR 明显比单独采用 SCR 具有优势

低氮燃烧技术相对简单,投资、运行费用较低,是经济、有效的脱氮措施,从技术成熟性和成本节约性的角度来看,低氮燃烧技术更加适合我国电力行业的现状,国家发改委、环保部 536 号文件进一步明确了污染物小时平均排放浓度是作为环保电价考核的唯一条件,因此,笔者认为,以低氮燃烧器为代表之一的低氮燃烧技术必将成为我国火电行业控制氮氧化物排放的主流。

参考文献:

[1] 华润电力(常熟)有限公司脱硝改造工程可行性研究报告[R].
[2] 华润电力(常熟)有限公司低氮燃烧器改造项目可行性研究报告[R].
[3] 环境保护部.环发[2010]10 号.电厂氮氧化物防治技术政策[S].
[4] 王学栋、栾涛、程林.大容量燃煤锅炉性能与氮氧化物排放浓度试验研究[J].发电设备,2008.6.

作者简介:

邹红宇(1975),江苏常熟人,工程师,从事电厂化学和环境保护管理工作。

方天公司积极配合江苏省上半年主要污染减排核查工作

7 月 7 日,国家环保部组织对江苏省 2014 年上半年主要污染物总量减排工作进行核查,方天公司充分发挥监控平台作用,全力配合,促进了此项工作的顺利开展。目前国家实施总量控制污染物包括二氧化硫、氮氧化物、化学需氧量和氨氮四项。减排目标能否完成目前是对地方政府政绩考核的主要内容。为确保此次核查工作的顺利进行,公司启动了“环保部年度核查应急预案”,成立了专项应急小组,加强日常巡检频次,24 小时实时待命,全力确保了“江苏省电力企业锅炉烟气在线监控系统”的安全、可靠、稳定地运行。

摘自《江苏电力信息网》

600 MW 汽轮机组凝汽器真空低故障诊断与处理

陈华桂

(江苏方天电力技术有限公司, 江苏 南京 211102)

摘要:某电厂 600 MW 超超临界汽轮机组检修后启动,发现凝汽器真空偏低,影响机组的安全经济运行。通过相关参数对影响真空的各个因素进行分析,并结合现场试验,诊断出引发机组凝汽器真空低的原因并指明了消缺方向,对故障点进行了处理后,凝汽器真空恢复至正常值,保证了机组运行的经济性和安全性。

关键词:汽轮机;凝汽器;真空;诊断

中图分类号:TK264.1+1

文献标识码:B

文章编号:1009-0665(2014)S1-0028-03

凝汽器是汽轮机组的一个重要附属设备,其作用是使汽轮机排汽受冷却凝结成水,形成高度真空,使汽机内的蒸汽膨胀到低于大气压力从而多做功。凝汽器的真空是表征凝汽器工作特性的主要指标,是影响汽轮机安全经济运行的主要因素之一。真空降低使蒸汽在汽轮机内的有效焓降减少,直接引起汽轮机热耗、汽耗增大。此外,真空降低还能导致排汽缸温度升高、汽轮机轴承中心偏移,严重时会引起汽轮机组振动。

1 系统概述

江苏某电厂 1 号机组装机容量 600 MW,汽轮机是由哈尔滨汽轮机厂与日本三菱公司联合设计生产的 CCLN600-25/600/600 超超临界压力、一次中间再热、单轴、双缸、双排汽凝汽式汽轮机。凝汽器冷却采用闭式循环冷却水,配两台 88LKXB-24 型循环水泵。设计安装 3 台 200EVMA 型水环式真空泵,2 台运行,1 台备用。机组配置 2 台 50% 锅炉最大连续蒸发量的汽动给水泵和 1 台电动给水泵。自机组 B 级检修后启动以来发现真空下降明显,围绕机组真空,电厂开展了大量细致的工作,进行了一次凝汽器水室单侧隔离检查、两次汽侧灌水查漏、并多次利用氦质谱仪进行泄漏部位排查,但收效甚微。B 级检修后运行约半年,机组需运行 3 台真空泵才能维持机组真空。

2 真空分析的理论依据

凝汽器内的真空实际上是凝汽器内汽液共存状态下的饱和压力。凝汽器内的压力由排汽的冷凝温度确定,此温度由热平衡和换热器的端差决定。冷却水由入口温度 t_{w1} 逐渐吸热上升到出口处温度 t_{w2} ,

冷却水温升 $\Delta t = t_{w2} - t_{w1}$ 。蒸汽凝结温度 t_s 与 t_{w2} 的差为传热端差,以 δt 表示, $\delta t = t_s - t_{w2}$,则主凝结区的蒸汽温度 $t_s = t_{w1} + \Delta t + \delta t$ 。凝汽器中蒸汽压力为该温度所对应的饱和压力,由于凝汽器中还存在不凝结气体,根据道尔顿定律,凝汽器总压力实际上是凝汽器中蒸汽分压力 p_s 和不凝结气体分压力 p_a 之和,即:

$$p_c = p_s + p_a。$$

凝汽器真空降低,亦即凝汽器汽侧压力升高,可从蒸汽分压力和不凝结气体分压力两个方面来分析。造成凝汽器内汽侧蒸汽分压力 p_s 增高的主要原因有凝汽器热负荷增加及换热效果变差。造成凝汽器汽侧空气分压力 p_a 增高的原因有真空系统不严密漏入空气或抽气系统性能下降不能将积聚的空气及时抽出。综合起来影响凝汽器运行性能的因素主要有附加热负荷、凝汽器水位、冷却水流量、冷却水温度、冷却管清洁度、抽气设备性能、真空严密性等。

3 凝汽器真空低的诊断分析

3.1 附加热负荷

凝汽器附加热负荷主要是因为阀门泄漏或误开引起高温、高压的蒸汽或热水直接进入凝汽器造成的。对几何条件一定的在役凝汽器,热负荷增加时,冷却水温升增加,凝汽器端差也增加,最后引起饱和温度上升,凝汽器真空降低。利用红外测温仪逐一检测进入与凝汽器相连的疏水阀后管壁温度,未见异常。可以排除因凝汽器存在附加热负荷引发的真空降低。

3.2 凝汽器水位

凝汽器水位过高会淹没部分冷却管,减小换热面积,从而使低压缸排汽温度升高,凝汽器真空降低。另外,凝汽器水位过高,还会造成凝结水过冷,降低机组的经济性。凝汽器水位过高主要是由于冷却

管破裂或凝结水泵工作异常造成的。真空降低后的凝结水水质化验分析结果显示硬度、电导率指标正常,凝泵运行参数正常,实地查看并比较凝汽器就地水位与变送器远传水位,发现两者指示一致且均在正常水位范围内。可以排除因凝汽器水位过高造成的真空降低。

3.3 冷却水流量

循环冷却水流量变化同热负荷变化一样,使得冷却水温升和凝汽器端差发生变化,从而影响饱和温度及真空。冷却水流量不足主要表现为冷却水温升增加,主凝结区的蒸汽温度凝结温度提高,真空降低。为分析冷却水流量变化对真空的影响,通过增开一台循环水泵进行改变循环水流量的试验,两台循环水泵运行后,A 侧循环水温升由 12.1℃降至 8.1℃,B 侧循环水温升由 13.6℃降至 9.8℃,但凝汽器端差增大,1 号机组的真空中无明显升高,可见,循环冷却水流量不是造成机组真空低的主要因素。

3.4 冷却水温度

凝汽器循环冷却水进水温度主要取决于电站所在地的气候和季节,同时也与冷却塔的冷却效果密切相关。冷却水塔的工作状况直接影响机组的真空,通过测试冷却水塔的进水温度 30.1℃、出水温度 20.5℃、温差 9.6℃,符合冷却水塔进出水温差不小于 8℃的设计要求,工作状况良好。

3.5 冷却水管清洁度

凝汽器冷却管清洁度降低引起的凝汽器端差、循环水温升的变化一般是渐变过程,通常是凝汽器端差缓慢增加的同时循环水温升缓慢下降,导致机组真空缓慢变差,与 1 号机组 B 级修后启动即出现真空低的事实不符。在机组低负荷运行期间对凝汽器水室进行了单侧隔离检查,亦未发现冷却管有明显的结垢和脏污。

3.6 抽气设备性能

真空泵出力的大小表示了真空泵抽吸空气和其他不凝结气体的能力,出力越大,抽吸能力越强,使凝汽器能够维持的真空也就越高,反之,能够维持的真空也就越低。对影响真空泵出力的因素进行了逐一检查,现场并没有出现工作水温度高、补水不足、排气受阻等可能造成真空泵性能下降的情况。机组运行期间,真空泵未发生明显的设备故障,三台真空泵同时出现出力不足的概率极其微小。基本可以排除抽气设备性能下降造成的真空降低。

3.7 真空系统严密性

排除以上六种真空影响因素后,可以进一步明确真空系统严密性是影响机组真空的主要原因。考虑到电厂已进行过两次灌水查漏,均未发现漏点,

且已经检查确认低压缸中分面、低压缸防爆门严密无泄漏,从汽机轴封系统漏入空气的可能性加大。轴封系统结构如图 1 所示。

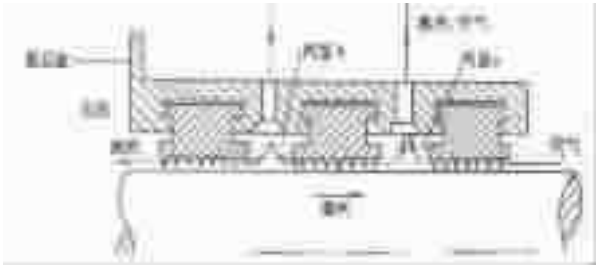


图 1 轴封系统结构示意图

为掌握汽轮机轴封系统的工作状况,了解其对机组真空的影响,进行了 4 项轴封系统的现场试验,分别是改变轴封供汽压力试验、改变轴加负压试验、隔离小机 1A 轴封回汽试验和隔离小机 1B 轴封回汽试验,以取得轴封加热器负压、轴封供汽压力及主机真空之间的相互关系,详见表 1。

表 1 轴封系统现场试验

序号	试验项目	试验方法	试验结果
1	改变轴封供汽压力	由 0.07 MPa 提高至 0.10 MPa	保持 5 分钟后,机组真空中无变化
2	改变轴封加热器负压	停运轴加风机	真空升高,20 分钟后稳定,真空升高 1.3 kPa
3	隔离小机 1A 轴封回汽	关闭 1A 轴封回汽阀	小机 1A 轴封压力下降,机组真空下降 0.3 kPa
4	隔离小机 1B 轴封回汽	关闭 1B 轴封回汽阀	小机 1B 轴封压力升高,机组真空提高 0.6 kPa

通常情况下,提高轴封供汽压力,机组真空中无变化足以表明低压段轴封内腔室中轴封汽量已富裕,低压段轴封密封良好。改变轴加负压试验又证实低压段内腔室轴封供汽量确实不足,影响机组真空。结合试验 1 和试验 2 的结果,只能怀疑轴封母管内的轴封供汽不能有效地抵达低压段轴封内腔室。结合轴封系统图,分析认为:轴封滤网阻力偏大,或低压段轴封供汽系统存在其它异常。为进一步明确原因,又分别进行了隔离小机 1A 和小机 1B 轴封回汽试验。

隔离轴封 1A 回汽,轴封外腔室因不抽汽而转正压,1A 轴封压力应该上升,机组真空不应下降。而试验 3 的结果恰恰相反。合理的解释为:内腔室根本没有蒸汽外流至外腔室或外腔室的压力低于轴加压力,外腔室可以从回汽母管上抢得部分汽气混合物,来辅助密封轴封。出现此情况有两种可能原因:一是内腔室轴封供汽在负压区开裂,导致轴封供汽不能有效抵达低压段轴封内腔室,内腔室中严重缺汽,内腔室压力比外腔室还低;二是外腔室轴封回汽管在负压区开裂,外腔室直通凝汽器,总是能从轴封回汽

母管上抢得部分汽气混合物。

隔离 1B 轴封回汽,1B 低压段轴封内腔室蒸汽外流至外腔室,轴封压力上升,属于正常现象,但是,机组真空提高 0.6 kPa,说明 1B 低压段轴封内腔室供汽量不足,或供汽不均匀,导致轴封供汽不能有效形成密封。

4 诊断结论

通过对影响凝汽器真空因素的逐一分析,可以确定,真空系统不严密,负压区漏入空气是造成该机组凝汽器真空低的主要原因。从凝汽器 A 侧循环水温升低于 B 侧循环水温升,可以推断漏入空气恶化部件的接口主要在凝汽器 A 侧。轴封系统试验结果分析表明:大小机低压段轴封内腔室中汽量不足,未能有效地形成密封;特别应重点关注小机 1A,因小机 1A 表现为轴封严重缺汽,很可能存在低压段轴封管路在负压区开裂的情况。因此,重点排查与凝汽器 A 侧存在接口的系统设备漏空状况;适时检查小机 1A 低压段轴封管路在负压区是否开裂。

5 检查处理

1 号机组小机 1A 的后轴封供汽及回汽管道,均通过小机排汽气管内部。1A 小汽轮机停运后,检查发现 1A 小机排汽缸内的小机轴封回汽管道,管路弯头焊接片脱落,运行中轴封回汽由此进入凝汽器,影响机组的真空严密性。

对泄漏部位进行了补焊处理后,机组真空系统恢复正常状态运行。在凝汽器循环水进口温度 26℃,机组满负荷情况下,仅运行一台真空泵,凝汽器绝对压力即可达到 6.1 kPa。真空严密性试验结果良好,数值为每分钟下降 60 Pa,远远高于每分钟下降小于 270 Pa 的合格标准,大大地提高了机组运行的经济性和安全性。

6 结束语

造成凝汽器真空低故障的原因是多方面的,其中真空系统不严密是一种较为常见又较难解决的故障。凝汽器真空系统组成复杂结构庞大,导致凝汽器真空严密性降低的因素较多,并且泄漏原因与部位和严密性不足所引发的现象之间不是一一对应的确定关系,应结合机组运行参数逐一分析排除。

采用真空灌水试验是查找泄漏点是较为常用的检漏方法,但也应注意到由于设备的原因,灌水高度最高只能到汽缸的最低轴封注窝处,轴封注窝以上的部位因为水上不去而不易发现,特别是与汽轮机汽缸相连接的管道系统。

采用利用氦质谱仪进行真空系统查漏时,成立专门的查漏工作小组,编制全面系统的查漏计划,并按计划逐一进行排查,这样才能避免在真空查漏过程中出现遗漏。

在机组运行过程中应根据实际情况,结合现场试验来分析排查原因,从而减少工作的盲目性,缩小查找范围,明确消缺整改的方向,做到有的放矢,事半功倍。使机组的真空达到设计要求,从而保证汽轮机组的安全、经济运行。

参考文献:

- [1] 翦天聪. 汽轮机原理[M]. 北京:中国电力出版社,1992.
- [2] 国家发展和改革委员会. DL932-2005 凝汽器与真空系统运行维护导则[S].
- [3] 赵常兴. 汽轮机组技术手册 [M]. 北京:中国电力出版社,2006.

作者简介:

陈华桂(1978),男,江苏姜堰人,高级工程师,从事火电机组的节能及运行优化工作。

中国能建承建全国首个离岸海岛电厂投产发电

2014 年 7 月 10 日,由中国能建集团浙江省火电建设公司承建的全国首个离岸海岛电厂—六横电厂首台(1 号)百万千瓦机组通过 168 小时满负荷试运行考核,高标准移交商业运行,各项技术指标均为优良。为保证该机组今夏投产发电,承担工程建设任务的浙江火电千名建设者争分夺秒,攻坚克难,期间还与业主方、设备厂家共同签署了六横电厂精品工程项目主题实践活动实施方案,以倡导精细化管理理念,努力建设百万机组的标杆电厂,保证了工程电气倒送电、锅炉水压、汽机扣缸、锅炉冲管、汽机冲转、并网发电、通过 168 考核运行等重大节点目标的“一次”成功实现。1 号机组的顺利建成,为当前电网“迎峰度夏”送上了及时雨,对促进浙江以及长三角地区经济发展将发挥积极的作用。六横电厂位于浙江省舟山市普陀区六横镇,是国内首座超低排放百万千瓦火电厂,也是国内首个“海上煤矿”与“坑口电厂”联动的煤电一体化项目。该工程规划建设 4 台 100 万千瓦火电机组并留有扩建余地。一期工程投资 78.9 亿元,建设两台 100 万千瓦国产超超临界燃煤发电机组,同步建设脱硫、脱硝和电除尘等环保设施。

摘自《江苏电力信息网》

某 660 MW 超超临界机组汽轮机内效率提升的技术措施

吴 伟
(江苏大唐国际吕四港发电有限责任公司,江苏 南通 226246)

摘 要:针对江苏大唐国际吕四港发电有限责任公司 660 MW 超超临界汽轮机本体存在的问题以及热耗偏高、振动超标等问题,结合现场检修和测量数据分析了产生问题的原因,介绍了具体的解决措施,重点介绍车削法直轴,论证了该直轴方法不影响安全性,并通过检修前后的试验数据比较说明了所用技术措施能提高机组运行经济性和安全性。
关键词:汽轮机内效率;大轴弯曲校直;汽封改造
中图分类号:TK26**文献标识码:**B**文章编号:**1009-0665(2014)S1-0031-04

江苏大唐国际吕四港发电有限公司一期工程 4×660 MW 为哈尔滨汽轮机厂引进日本三菱技术生产的超超临界凝汽式汽轮机,机组型号为 CCLN660-25/600/600,其主要部件基本全部国产化。1 号机组于 2010 年 3 月通过 168 试运并投入商业运行,2012 年 11 月开始对该机组进行 A 级检修。本次检修主要是通过消除机组本体缺陷,诸如转子大轴弯曲校直,叶顶及隔板汽封间隙在车轴的基础上按照新的通流间隙标准重新调整,从而能够提高汽轮机缸效,达到节能降耗的目的。

1 运行中主要问题

1.1 缸效低、热耗大

(1) 2010 年 6 月华北电力科学研究院完成 THA 工况下的试验报告结果如表 1 所示。

表 1 投产后 THA 工况下性能试验结果

1 号机组	标准	试验结果	偏差
高压缸效率	88.86%	83.00%	-5.86%
中压缸效率	94.31%	93.75%	-0.56%
汽轮机热耗率	7352.7 kJ/(kW·h)	7741.44 kJ/(kW·h)	388.74 kJ/(kW·h)

(2) 2012 年 11 月 7 日机组 A 级检修前,江苏方天电力技术有限公司受江苏大唐国际吕四港发电有限责任公司委托,对 1 号机进行修前性能试验,THA 工况下试验报告结果如表 2 所示。

说明:通过表 1 与表 2 数据对比,认为 2012 年高中压缸效率比机组投运时高,但变化不大,主要原因是:一方面,2011 年 5 月 1 号机组进行 B 修时对高中压转子进行了高速动平衡处理,解决了 #1、#2 瓦振动大的问题,汽缸通流进行了重新调整;另

收稿日期:2014-03-13;修回日期:2014-05-27

表 2 修前 THA 工况下性能试验结果

1 号机组	标准	试验结果	偏差
高压缸效率	88.86%	82.77%	-6.09%
中压缸效率	94.31%	92.30%	-2.01%
汽轮机热耗率	7352.7 kJ/(kW·h)	7554.066 kJ/(kW·h)	201.366 kJ/(kW·h)

一方面,不同单位做试验的结果有一定的差异。两次测量结果均显示高、中压缸效率较标准值偏低,高中压缸存在较大提升内效率的空间,需要进一步挖掘。此外,依据江苏方天测量结果,过桥汽封处漏汽量较大,可以得出结论:中压缸缸效是虚高。从热耗量大幅度增加可分析出,高中压缸内效率应当在下降。

1.2 偏心超标、振动超标,影响机组正常启停机

1 号机组过临界振动异常。2011 年 B 修停机过临界转速 1406 r/min 时,#1 瓦轴振动最大值 1X:446 μm,#2 瓦轴振最大值 2X:298 μm,严重超出跳机保护值 250 μm,影响机组正常启停,威胁机组安全运行,转速及振动情况如图 1 所示。

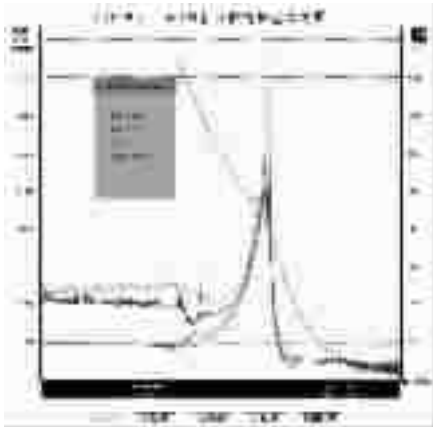


图 1 转速、振动趋势图

1.3 调节级超压,抽汽超温

1号机高排温度超设计值约 12°C ,调节级超设计压力约 1.5 MPa ,一抽、二抽温度较设计值分别高 19.1°C 、 12°C ,五抽、六抽、七抽温度较设计值分别高约 21.5°C 、 45°C 、 38.1°C 。

以上现象说明了高中压缸级间漏汽量大,造成级间漏汽量大的原因有两方面:一方面是隔板及叶顶汽封径向间隙偏大;另一方面是隔板及内缸中分面有间隙,造成级间漏汽。

2 检修中发现的主要问题

2.1 转子弯曲严重

根据汽轮机检修规程,主轴弯曲度应不大于 0.03 mm 。2011年5月,1号机组B级检修揭缸,高中压转子过桥汽封处弯曲值为 0.115 mm (弯曲位置见图2中测点5),返回制造厂时由于转子彻底冷却,测得最大弯曲值为 0.055 mm (弯曲曲线如图3所示)。

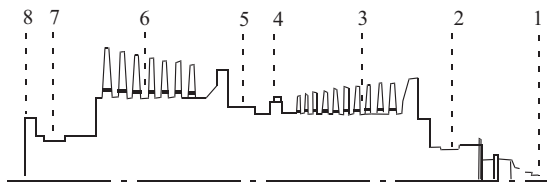


图2 弯曲测点位置示意图

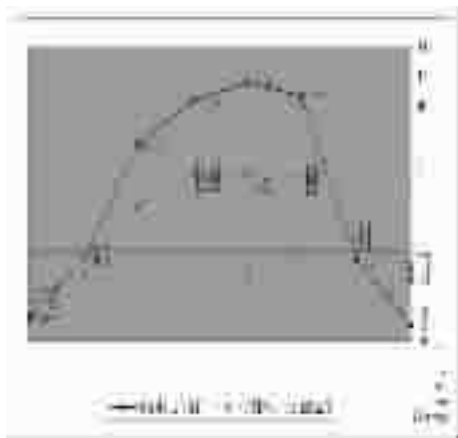


图3 2011年5月测量高中压转子弯曲图

高中压转子在制造厂进行了局部车削,并将转子所有配重块拆掉,重新做高速动平衡。

导致大轴弯曲的主要原因可归纳为以下几个方面:

(1) 动静部分摩擦使转子局部过热(动静摩擦产生的机理可参考图4)。

(2) 停机后在汽缸温度较高时,由于某种原因使冷水进入汽缸,引起高温状态下的转子下侧接触到冷水,局部骤然冷却,出现很大的上下温差而产生热变形,造成大轴弯曲。

(3) 转子的原材料存在过大的内应力,在较高

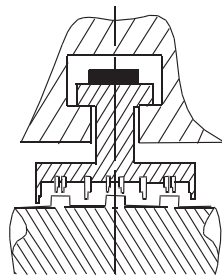


图4 汽封与转子位置示意图

的工作温度下经过一段时间的运转后,内应力逐渐得到释放,从而使转子产生弯曲变形。

大轴弯曲通常分为热弹性弯曲和永久性弯曲。热弹性弯曲是指转子内部温度分布不均匀,转子受热后膨胀而造成转子弯曲,即转子一侧的温度高于另一侧,温度高的一侧的热膨胀大于另一侧,从而产生热弯曲。这时温度高的一侧为凸面,温度低的一侧为凹面,凸凹两面互为作用,凸面受到压应力,凹面受到拉应力,由于这时的应力一般未超过转子材料的屈服极限,因而当转子内部温度均匀后,这种热弯曲会自然消失。永久性弯曲则不同,当转子局部受到急剧加热(或冷却),该区域与其它部位产生很大的温度偏差,受热部位热膨胀(冷收缩)受到压缩(拉阻),产生高的压应力(拉应力),当其应力超过转子材料的屈服极限时,转子局部便产生压缩塑性变形。当转子内部温度均匀后,该部位将有残余拉应力(压应力),塑性变形不消失,从而造成转子的永久弯曲。

根据运行规程,汽缸调节级温度低于 120°C 停止盘车,开始揭缸,因此在汽缸刚揭开时转子未完全冷却,从弯曲测量图可知此时转子存在热弹性弯曲。当转子返厂后,通过长途运输,得到充分冷却,热弹性弯曲消失,转子最大弯曲值为 0.055 mm (大于汽机检修规程 0.03 mm)。由此可判定转子的确存在永久性弯曲。

通过与制造厂、方天公司多次沟通,并查阅运行记录,发现偏心数据随着启停机次数增加而逐渐增加,可以得出,该厂高中压转子弯曲的原因如下:(1) 转子锻件为国内生产,锻造工艺与进口材料有一定差异,导致热弯曲明显;(2) 由于交货时间紧张,转子材料的时效性不够,内部应力释放不完全。

2.2 隔板、汽缸变形较大

检修期间发现隔板、内缸均有不同程度变形,特别是高压内缸内张口严重,冷紧 $1/3$ 中分面螺栓,测得内张口最大间隙为 2.76 mm ,无法消除。

2.3 喷嘴焊缝吹损

2011年5月,1号机组B修揭缸发现高压喷嘴室内部焊缝吹损严重,返厂后铣掉缺陷部位并重新

焊接。由于焊缝间隙太大,又受到喷嘴结构不规则限制,焊接后喷嘴不但变形严重,而且内部焊缝成形粗糙,喷嘴重新加工后喷嘴节圆尺寸发生变化,直径缩小约 5 mm。

3 大轴弯曲治理

3.1 大轴弯曲对径向通流间隙的影响

为有效的减少蒸汽泄漏量,保证其密封性能,通常隔板径向间隙、叶顶径向间隙较小。该机组高中压隔板与叶顶汽封间隙最小设计值为 0.35 mm~0.45 mm。理论上转子与隔板汽封在运行时应四周均匀,按照设计施工,不会发生碰磨,但是由于汽封齿本身不会是完全规则以及安装时存在一定偏差,必然导致四周间隙有或多或少的偏差,特别是在机组启动和停机时,由于受到金属膨胀和轴系振动影响,动静部分容易发生碰磨。如果转子发生了永久性弯曲,不平衡离心力加大,变相也减少了动静部件的安全距离,恶性循环的结果是:汽封齿磨损加剧,动静部分摩擦使转子局部过热,加剧转子弯曲,既影响机组运行安全,也增加了蒸汽泄漏量,导致汽缸内效率降低,热耗增加。因此要提高缸效,首先得治理转子大轴弯曲。

3.2 直轴方式选择

汽轮机转子大轴热弯曲是火电厂汽轮机运行中遇到的一个重要问题,多年来时有发生。大轴热弯曲事故严重影响了机组寿命和安全运行,大轴弯曲后通常要进行校直,而目前采用较多的校直方法是松弛蠕变直轴法。我国早期采用的直轴方法还有捻打法和局部加热法。这些方法对于校直中小型机组的碳钢转子曾收到过一定的效果,但对于校直高参数大容量机组的合金转子则不适用。用松弛蠕变直轴法直轴,所加的力较小,在轴内产生的应力(不包括残余应力)小于该材料在该温度下的短时屈服极限,因而短期内不会产生变形,一般是加压几小时或十几小时才达到变形的目的。此后,随着加热加压时间的增加,轴会产生变形而被校直。此种直轴方法的优点是残余应力很小。目前国内用松弛蠕变直轴法直轴具有很大的经验性,凭借专业技术人员以往的经验来确定温度范围、升温速率和加载的持续时间,往往要经过几次加温加载方可。这样,直轴花费的时间长,人力、物力也会有浪费。

通过对松弛蠕变直轴法直轴工艺的了解,此方法主要是针对大轴弯曲非常严重的情况,对专业人员经验要求也非常高。

鉴于吕四港电厂 660 MW 机组的高中压转子非事故导致弯曲,转子冷却后的最大弯曲为 0.055

mm 的现状,通过哈尔滨汽轮机设计院对转子强度的核算,此转子在直径缩小 0.15 mm 以内能满足安全运行要求。

3.3 机械加工直轴工艺

(1) 转子清理:为保证测量的准确性,高中压转子放到车床上,转动转子,用砂皮打磨测点位置,清除凹凸不平的水垢和围带上存在的毛刺。

(2) 弯曲度测量:为了测量准确性,必须找到弯曲最大纵截面。首先应当将表针指在弯曲最大位置过桥汽封处,连续盘动 1 周,记录盘动 1 周百分表的最大读数和最小读数。再次缓慢盘动转子,当百分表读数到达最大位置和最小位置时做好记号。以百分表读数最小位置为起点,按照螺栓孔编号逆向等分。等分完毕后,开始测量转子从前到后各点跳动值,根据跳动值计算转子弯曲度,测量结果如表 3 所示。

表 3 2012.12 月转子返厂加工前测量数据节选

测点等分点 A	1	2	3	4	5	6	7	8
1-5	0	0	0	0	0	0	0	0
2-6	-1	0	1	1	0	0	0	-1
3-7	1.5	0	-1	-2	-3.5	-3.5	0	-2
4-8	4	0	-4	-6	-8	-7.5	-1	-0.5
5-1	5	0	-6	-10	-9	-10	-2	0
6-2	6	0	-07	-12	-12.5	-10	-2	1
7-3	6	1	-3	-8	-8	-7	-1	0
8-4	4	1	-1	-3	-4	-2.5	0	-1
晃动 B=(A0-A180)max	-7	-1	8	13	12.5	10	2	-3
最大弯曲值 C=B/2	-3.5	-0.5	4	6.5	6.3	5	1	-1.5

由记录的数据可知:高中压转子最大弯曲横截面在过桥汽封与调节级位置,最大弯曲纵截面处于 2-6 位置(对应螺栓孔 3-12),3# 螺栓孔为高点,12# 螺栓孔为低点。

(3) 转子加工:沿着纵截面,以横截面最低点为 O 点将各横截面归圆(包括叶片围带和转子大轴表面)。重新加工后,测得转子弯曲度为 0.015 mm<0.03 mm。

(4) 高中压转子动平衡:由于转子加工后产生新的质量不平衡,故必须取掉转子上原有平衡块,重新做动平衡,并配制新的平衡块,直至合格。

4 汽封间隙的调整

4.1 汽封径向间隙标准制定

由表 1 可知:新机组刚投产时缸效与热耗均未达到设计标准,根据哈汽改造经验,将汽封径向间隙基准值最小下调 0.05mm,最大下调 0.20mm,绝大部分基准值下调 0.10mm。检修实施时只允许向设计

下限调整,上限为基准值。

对于低压缸,原设计上下间隙在冷态时要求一致,运行时考虑凝汽器自重、凝汽器中水的重量、真空作用在汽缸上的下坠力可以平衡金属受热膨胀对汽缸的上顶力,而实际运行时汽缸下坠大,上顶小。为弥补下坠量,根据改造经验,制造厂提出低压缸通流调整完毕后,将低压内缸整体上抬 0.20 mm。这样有利于动静喷嘴对正,提高蒸汽做功效率,但是由于低压内缸下连接 #5、#6、#7、#8 抽汽管道,不便于上抬,故将上抬 0.20 mm 变更为,将底部径向间隙缩小 0.20 mm,顶部径向间隙放大 0.20 mm。

4.2 汽封齿高度的确定

汽封齿的高度是根据汽封径向间隙标准和转子与围带直径确定。因此当转子处理完毕后,第一步:汽机厂对转子直径和叶片围带直径进行测量。第二步:汽机厂将围带死汽封片全部拔除;第三步:根据汽封间隙标准和围带直径加工汽封片内径,最终确保汽封片高度符合改造要求。

对于活汽封块,现场背弧有一定余量的采用修刮背弧的方法,使得汽封间隙达到改造要求。对于汽封背弧较薄,不适合修刮的汽封块进行更换。调整隔板汽封块时,严禁在背弧上冲点,如果采用冲点会增加蒸汽的损失,见图 5 与图 6 对比。

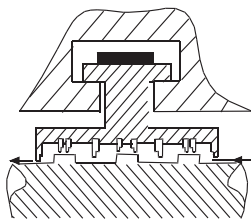


图 5 背弧不冲点

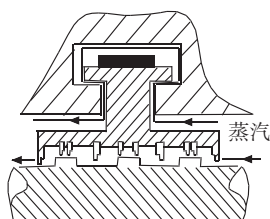


图 6 背弧冲点

5 其它防止蒸汽泄漏措施

鉴于汽缸解体后测得内缸、隔板中分面均存在内张口现象,隔板已不平整,轴向密封面也有间隙,故将内缸及所有隔板返制造厂,将其水平中分面重新加工平整,并将隔板径向筋槽密封面加工平整,保证结合面自由组合状态下 0.05 mm 塞尺不入,防止漏汽;轴向密封面的加工或导致通流轴向间隙变化,即影响高低齿的对正,也影响发电机磁场中心,根据经验,轴向加工量应该控制在 0.30 mm 以内。隔板过大的变形不适合直接加工,否则可能会影响机组安全运行。

更换新喷嘴,检查进汽口、抽汽口密封圈,发现喷嘴密封圈与套管径向间隙为 0.20 mm>设计值 0.03~0.07 mm,中压进汽密封圈与套管间隙 2 mm>设计值 0.25~0.35 mm,现场进行更换,使其达到设

计值。

对动静叶片进行喷丸清洗除垢,减少蒸汽运行阻力。

6 机组启动出现问题的处理

由于径向通流间隙变小,根据改造方案,低压内缸在通流调整完毕后整体上抬 0.20 mm,即上下径向通流间隙偏差值为 0.40 mm,当时考虑原设计未做此要求,而且真空对低压缸到底能影响多少下坠量不清楚,现场讨论后,决定先采用保守的方法,对低压内缸上抬 0.12 mm。机组启动时,低压缸通流对真空反应明显,说明低压内缸上抬不够。经过仔细分析和讨论,安排运行逐步加大真空度,让汽封齿与转子进行一定程度的碰磨,将径向通流不符合要求部分磨去,最终使机组冲转成功。

7 通流改造后效果

7.1 修后缸效及热耗

2013 年 3 月 12 日,方天公司对 1 号机组进行了修后 THA 工况下性能试验,报告结果如表 4 所示。

表 4 修后 THA 工况下性能试验结果

1 号机组	设计值	2010.6 投产时	2012.11 检修前	2013.3 检修后
高压缸效率 /%	88.86	82.77	83.00	85.35
中压缸效率 /%	94.31	92.30	93.75	90.17
汽轮机热耗率 /kJ(kW·h) ⁻¹	7352.7	7554.07	7741.44	7554.37
调节级压力 /MPa	18.895	18.91	18.908	18.043

由以上数据可知:通过对通流进行改造,把机组存在的问题进行了处理,机组缸效、热耗虽然未能达到设计标准值,但基本恢复到新机组安装时的状态。修前与修后对比,热耗下降 187.07 kJ/(kW·h),整个机组节约煤耗约 7.17 g/(kW·h)。因低压缸未做内缸效率试验,通过高中压缸内缸效率的变化,本次改造汽机本体降低煤耗保守计算为 1.07 g/(kW·h)。

7.2 机组振动良好

通过修前与修后振动情况对比(如表 5 所示),可以看出,吕四港发电公司 1 号机组轴系未因汽缸通流间隙减小而使得振动加剧。此外,通过 #3 瓦逆转向 40° 加平衡块 398.96 g, #4 瓦逆转向 220° 加平衡块 400.76 g 后,整个轴系振动基本处于优良水平(该机组从机头方向看为顺时针旋转)。

8 结束语

汽轮机内缸效率的提高仅仅是汽轮发电机组效

EH 油质裂化的原因分析和防止措施

王大伟,吴寅琛
(江苏华电戚墅堰发电有限公司,江苏 常州 213000)

摘 要:江苏华电戚墅堰发电有限公司热电机组由东方汽轮机厂制造,自投产以来,两台汽轮机 EH 油质逐渐出现电阻率超标、酸值超标、水分超标及油质颜色发黑变暗等各种劣化现象,对 EH 油控制系统各部件造成不良影响,妨碍机组安全可靠运行。检修人员针对两台机组此现象做出各项检查分析和防止措施,经过一系列改造换型工作后,目前已将油质各项指标控制在合格范围内。

关键词:EH 油;电阻率;水分;酸值;呼吸器;过热点;树脂滤芯

中图分类号:TK263.7⁺2 **文献标识码:**B **文章编号:**1009-0665(2014)S1-0035-03

为消除 EH 油质劣化的现象,对汽轮机组 EH 油劣化问题进行判断成因和确定改进措施,从 EH 油箱部件、EH 管道布置、再循环装置的配置等角度入手,判定了劣化原因和针对性处理措施,解决了 EH 油质劣化问题,使得油质保持在标准范围内。

1 机组抗燃油的运行情况

1.1 EH 系统运行后油质情况

#6、#8 两台汽轮机组于投产以来,对其 EH 油质进行日常油分析发现其电阻率和酸值等重要指标超标并趋于恶劣。投入油箱再生装置后,短期内该两项指标有所回升,但始终未能达标,而水分和颗粒度依赖外接真空滤油机得以保障在合格范围内。以 #8 机组为例,其油样分析结果具体见表 1。

表 1 #8 机组 EH 油样分析结果汇总表

时间	电阻率 / (20℃),Ω·cm	酸值 /mgKOH/g	水分 /mg/L	颗粒度 / (NAS1638 等级)
标准	≥6.0× 109	≤0.15	≤1000	≤6
2012.5.2	3.58×109	0.137	603.6	5 级
2012.12.4	5.93×109	0.192	—	—
2013.2.20	—	0.22	496.3	3 级
2013.4.19	6.1×109	0.25	376.3	3 级
2013.6.24	2.59×109	0.18	716.1	7 级
2013.7.24	1.93×109	0.18	473.6	3 级
2013.8.28	3.05×109	0.09	657.9	2 级
2013.9.25	2.88×109	0.12	680.9	2 级

除了上述油分析指标不达标项,EH 油品外观检查时还发现油质发黑变深甚至成黑褐色,判断油系统管路上有过热点或其它对油品加热的现象。

1.2 针对油品指标超标的分析

1.2.1 电阻率超标的分析

汽机 EH 系统出厂配置有循环泵两台,并配套

油再生装置有纤维滤芯和硅藻土滤芯一组各一只。发生油质劣化后,初期便投用再生装置和循环泵,但经过取样分析,发现对电阻率和酸值,再生装置投运后效果不佳(如表 1 显示)。

电阻率是抗燃油的一个重要指标,当电阻率偏低时会引起伺服阀等液压元件发生电化学腐蚀。伺服阀阀芯阀套之间的间隙为 1 μm,阀芯的位移也只有 0.4 mm。如果伺服阀长期工作在电阻率低的抗燃油中,其阀芯上的尖角很容易被腐蚀,一旦该处被腐蚀掉 0.1 mm 的尖角,伺服阀的内泄漏量就会从 1 L/min 增加到 10~20 L/min。如果系统中有多個伺服阀发生电化学腐蚀,EH 系统的工作压力就无法维持,会造成系统失效。

影响抗燃油电阻最直接的因素有水分、酸值和金属离子,而硅藻土再生装置中硅藻土是矿物质,水洗、干燥后活化处理,矿物质元素复杂,含 Ca、Mg、Na,和劣化产生羧酸大分子,并絮凝成块状皂化物,容易造成滤网和伺服阀堵塞,在投产初期可以较好的处理高压抗燃油酸值指标,但对体积电阻率的处理效果较差。即使是酸值也仅在 0.1 mgKOH/g 以下有延缓作用,但由于劣化产物中有弱极性的羧酸,硅藻土不能去除,所以硅藻土抑制不住酸值的持续升高,当酸值继续升高硅藻土基本失去处理效果,实际应用 在 0.14 mgKOH/g 左右时就没有效果了,再运行硅藻土滤芯反而会引起金属离子超标,使电阻率下降。

1.2.2 酸值超标的分析

抗燃油高温氧化和水解都会产生酸,酸值升高时会引起抗燃油产生沉淀、起泡和空气间隔等问题,会引起电阻率降低,所以在运行中应保证抗燃油的酸值低于 0.1 mgKOH/g。当酸值指标接近 0.1 时就需要滤油处理。酸值升高,说明油已变质,油中有劣化产物生成,这些劣化产物会不同程度的影响油的电

阻率、颗粒度、泡沫和空气释放值等性能。

酸值升高,说明油已变质,油中有劣化产物生成,这些劣化产物会不同程度的影响油的电阻率、颗粒度、泡沫和空气释放值等性能。抗燃油中随着水分的增加,酸值也会骤增。因为在有机酸的存在下,水解反应得以加速,生成更多的有机酸进而又促进水解反应。高压抗燃油在运行时基本上为密封状态,除呼吸器外没有和外界含水湿空气接触的部位。

2 抗燃油的劣化的原因确定和防止措施

2.1 对 EH 油箱呼吸器的检查

抗燃油中随着水分的增加,酸值也会骤增。因为在有机酸的存在下,水解反应得以加速,生成更多的有机酸进而又促进水解反应,水分超标可影响酸值和电阻率,综合分析水分超标是造成一系列油质恶化的最大原因。为此,检修人员检查油箱顶部呼吸器,发现东汽采用 EATON VICKERS 制 BR110 型呼吸器,过滤精度 $3\text{ }\mu\text{m}$ (效率 99.7%),滤材为 PP 棉,为不可重复使用材质,当顶部可视窗口显示红色,则须更换。检查时发现其顶部已变色失效。咨询东汽配套厂家该型呼吸器在南方湿度高多雨地区使用基本周期为六个月,而机组投产至今早已超过一年,该呼吸器未进行更换。另外,该备品国内无生产,需国外进口且供货期较长。

综合上述不利因素,检修人员提出将其改型为硅胶式呼吸器,其内充变色硅胶在吸湿后颜色会产生变化,便于观察油箱水分的吸收情况。根据其下部注油口接头尺寸(1-1/2" 16UN),使用同型接口 PALL PFD-12 硅胶型呼吸器(接口尺寸相同),过滤精度 $1\text{ }\mu\text{m}$ (1 Micron)。东汽供应 EH 油泵最大流量 140 L/min,额定压力 11.8 MPa,油箱容积 1300 L。经核算使用 PALL PFD-12 型硅胶呼吸器其通流充足满足 EH 系统运行及启动要求。更换后持续观察呼吸器颜色,未见变色,说明改造对禁止水分进入 EH 油箱起到实际效果。

2.2 对 EH 油系统的过热点检查

运行中 EH 油箱一般控制温度在 $40\sim 55\text{ }^{\circ}\text{C}$ 。油箱温度一般能在控制标准之内,但系统中可能存在局部超温过热现象。热量产生的原因一是热辐射,二是系统间隙正常泄漏和阀件不严内漏扩容产生的热量造成局部过热。因除危急遮断和高中压主汽门 AST 油管有大概 20 L/min 的流量外,高压抗燃油系统管路中油量很小,主要为间隙泄油,一般油管路中 OPC 管流量几乎为零,管道内高压抗燃油无流动;HP 油量在负荷稳定时每个门正常一般仅为

2L/min 左右,油流速度仅 0.38 m/h,相当缓慢,因此造成高压抗燃油在 OPC、HP 管道内被充分加热,这么低的流速肯定会使高压抗燃油温度达到与管壁温度接近的温度。这种局部热点的存在可使抗燃油劣化加剧。

汽机 EH 油除了水分、电阻率、酸值等指标超标以外,劣化的另一个特征是油品颜色发黑变褐,据此分析 EH 系统存在局部过热点。检修人员对 EH 油系统设备和管道进行测温排查,在运转层发现 EH 油管道在 A 高压调门(CV1)和 B 高压调门(CV2)处超温。其原管道布置过于靠近调门基础支架和阀门外壁保温(间距最小处 $<20\text{ cm}$),测温时虽然远离支架及保温侧油管温度不高,大约 $55\text{ }^{\circ}\text{C}$,但靠近保温侧 EH 管道局部受热,温度最高处接近 $78\text{ }^{\circ}\text{C}$ 。长期运行后,此处 EH 油管超温会造成 EH 油质劣化、电阻率、酸值超标等不良后果。

为消除上述不利影响,检修人员对运转层高压调门侧 EH 油管进行平移改造,改造管路有 EH 油进油管、EH 油排油管和超速限制安全油管,主要目的是保障油管和热源的直线距离,消除热辐射影响。经过改造,EH 油管间距调门各处 $>50\text{ cm}$,机组运行时再测调门附近油管表面温度下降至 $50\text{ }^{\circ}\text{C}$ 左右,彻底消除了管道局部受热点。

2.3 机组 EH 油系统滤油

机组 EH 油系统油质劣化后,检修人员先期投入真空脱水机和 EH 油箱循环装置对油进行过滤,但未达到各项指标达标。后使用西安热工研究院 KZTZ-2 抗燃油在线再生装置,EH 油电阻率和酸值有所下降但不稳定。

据上分析可知,硅藻土滤芯在酸值 0.1 mgKOH/g 以下有延缓作用,实际应用在 $0.14\sim 0.16\text{ mgKOH/g}$ 左右时就失效。再运行硅藻土滤芯反而会引入金属离子超标,使电阻率下降,这样硅藻土滤芯即无法继续投用。检修人员分析电阻率是由酸值、金属离子引起的,使用离子交换树脂过滤器代替硅藻土滤芯可以提高抗燃油的电阻率。首先,离子交换树脂具有极强的除酸性能,其除酸能力是硅藻土的七倍,可以保持抗燃油的酸值指标在 0.1 以下。其次,离子交换树脂不会释放金属离子,还可以吸收抗燃油中原有的金属离子,保持抗燃油的金属离子含量低于 10 ppm。另外,离子交换树脂可以对抗燃油中的凝胶和沉淀物进行分解,将它们转化成酸后被吸收。

通过市场寻找替代滤芯及使用效果比对,检修人员于 2014 年 1 月使用 HDTECH 公司生产的离子交换树脂滤芯,型号 HP508L879,该型号过滤器

为东汽机组配套，其规格符合原硅藻土滤芯装置，检修时直接将硅藻土滤芯取出替换为该滤芯即可，但要注意在树脂滤芯更换投用的初期，滤芯作用后 EH 油箱会产生少量的水分，检修人员再外接真空滤油机对水分和颗粒度进行处理，目前机组 EH 油水分、电阻值、酸值等重要指标均合格。

3 抗燃油的运行现状和后续维护

目前汽机 EH 油油质指标均已合格，以 #6 机组为例：

表 2 #6 机组 EH 油样分析结果汇总表

时间	电阻率 / (20℃),Ω·cm	酸值 /mgKOH/g	水分 /mg/L	颗粒度 / (NAS1638 等级)
标准	≥6.0× 109	≤0.15	≤1000	≤6
2014.1.29	6.73×109	0.16	576.3	5 级
2014.2.8	1.67×109	0.13	603.6	5 级

为满足机组长期运行需求，一是在日常检修中注意观察油箱顶部呼吸器是否变色，变色后进行替换；二是原硅藻土滤芯以离子交换树脂滤芯替代成为常态。目前制造厂提供该树脂滤芯可替换装，用以树脂滤芯失效后的内部树脂灌装更新，也进一步降低了运行维护费用。

另外，根据机组目前油质分析结果周期，检修制订更为紧凑的油质分析频率，如每周一次。当电

阻率和酸值再度上升时，可考虑将再生装置中的纤维滤芯也更换为树脂滤芯，由于该纤维滤芯与树脂滤芯串联分布，可对 EH 油质提供更加稳妥的滤油效果和安全保障。

4 结束语

该两台汽轮机 EH 油劣化和处理，主要集中在酸值和电阻率的问题上，通过对油箱呼吸器改型、EH 系统管道局部过热点处理和油循环装置改型等方面工作，在可能产生指标劣化的各个方面进行了不间断分析和改进，最终将 EH 油各项指标处理在合格范围内，保障了机组安全稳定运行。

参考文献：

[1] 杨顺虎. 燃气—蒸汽联合循环发电设备及运行[M].北京：中国电力出版社,2003.
[2] 焦树建,孙守林,张艳春,等. 燃气轮机与燃气—蒸汽联合循环装置[M].北京：中国电力出版社,2007.
[3] 蔡缪云. 抗燃油进水的原因、危害及不停机情况下的处理方法.http://wenku.baidu.com/
[4] 周义乐. EH 抗燃油系统日常维护和常见故障分析[J].湖北电力,2011.

作者简介：

王大伟(1983),男,江苏常州人,助理工程师,燃机汽机检修专业；
吴寅琛(1974),女,江苏无锡人,工程师,燃机汽机专业。

(上接第 34 页)

表 5 #1 机组修前修后振动对比

项目	单位	2012.11.7 修前			2013.03.12 修后		
负荷	MW	660.7			660.3		
轴承		X 向	Y 向	瓦振	X 向	Y 向	瓦振
1 号	μm	60.1	41.4	10.15	32.3	24.2	8.49
2 号	μm	35.4	39.4	9.334	37	30.3	8.85
3 号	μm	39.1	46.8	27.84	31.3	40.1	16.20
4 号	μm	96.1	100.3	17.13	62.8	60	8.16
5 号	μm	58	73.7	13.41	72.4	76.5	28.31
6 号	μm	70.6	77.5	34.17	74.6	68.8	23.64
7 号	μm	40.1	40.9	14.87	20.9	21.3	15.90
8 号	μm	55	87	20.44	64.3	51.8	7.84
9 号	μm	18.6	64.3	6.352	33.8	31.1	3.84

率提高的一部分，通过消除已有缺陷，减少蒸汽泄漏损失，降低蒸汽流动阻力，提高蒸汽的做功能力，

既有利于提高内缸效率，降低热耗，也有利于消除调节级超压、抽排汽超温的缺陷，改善机组运行环境，延长机组使用寿命。对于非事故的大轴弯曲，在变形量不太大的情况下，采用机械车削直轴的方法省时、省力、高效可行。通流间隙在原设计基础上适当缩小，不但不会威胁机组安全，反而有利于提高汽轮机内效率，降低热耗。

参考文献：

[1] 周连和. 汽轮机用松弛法直轴的践实与经验[J].电力建设, 1980,03:34-40.
[2] 沈士一,庄贺庆,康 松,等.汽轮机原理[M].中国电力出版社,1992.

作者简介：

吴 伟(1987),男,江苏泰州人,助理工程师,从事汽轮机本体检修工作。

本质安全汽水品质控制在超(超)临界机组应用

王金宝
(江苏阌山发电有限公司,江苏 徐州 221134)

摘 要:文中针对超(超)临界机组高参数、快速启停、定滑定运行和水汽品质要求高的特点,提出了几点从机组启动至正常运行有效的热力系统净化方法。并结合当前国内几台超(超)临界机组的启动及运行特点,逐步完善了监控指标与过程控制。经实践证明此汽水品质过程控制可以提高热力系统净化水平、提高机组正常运行水汽品质、降低氧化皮脱落的风险,保证机组安全与经济性。

关键词:指标;启动;OT 协调

中图分类号:TK267 **文献标识码:**B **文章编号:**1009-0665(2014)S1-0038-05

目前国内超(超)临界机组面临锅炉结垢速率高、汽轮机叶片腐蚀和氧化皮大量生成等问题,严重影响机组安全、经济运行。究其原因,与水汽质量、监控操作有很大的关系。因此,优化监控操作、降低水汽铁及阴离子含量、本质安全加氧等方面是当前超(超)临界机组急需解决的问题。作者调研几台超(超)临界机组运行数据及实践经验,得出了从机组启动、精处理控制、给水加氧协调处理等优化监控方法来提高汽水质量汽水品质是解决上述问题的有效途径,取得了令人满意的结果。

1 超(超)临界机组汽水品质安全指标

当前超(超)临界机组汽水品质大多都能控制在 GB-T12145-2008《火力发电机组蒸汽动力设备水汽质量》范围内,但为什么热力系统仍旧发生结垢、腐蚀,甚至会导致过热器、再热器氧化皮大量生成。笔者通过实践及理论分析,得出如下结论:主要企业汽水质量指标监控不得当,过份依赖国标、行标,甚至还忽视了其指标,没有制定适合本企业更严格的汽水品质标准,经验证明超(超)临界水汽过程控制的主要安全指标应为表 1,可保证大容量、高参数机组安全可靠运行。

2 机组启动前冲洗

2.1 机组启动前冲洗原因与目的

- (1) 机组在启动阶段水质指标通常比较差,如果不加以严格控制将对热力系统造成腐蚀与结垢;
- (2) 因直流炉没有汽包的连排及定排,机组正常运行时无法将汽水盐类及杂质排走,故启动过程中进行有效冲洗,可将检修带进系统的杂质及停机

表 1 超(超)临界机组水汽品质制标准

主要控制项目	标准
凝结水氢电导率(25℃)/(μS·cm ⁻¹)	<0.10
给水及蒸汽氢电导率(25℃)/(μS·cm ⁻¹)	<0.075
精处理以后各汽水样品含 Na/(μg·L ⁻¹)	<0.5
精处理以后各汽水样品含 Cl ⁻ /(μg·L ⁻¹)	<0.5
精处理以后各汽水样品含 SO ₄ ²⁻ /(μg·L ⁻¹)	<0.5
精处理以后各汽水样品含 SiO ₂ /(μg·L ⁻¹)	<1.2
精处理以后各汽水样品含 Fe/(μg·L ⁻¹)	<1
精处理以后各汽水样品含 Cu/(μg·L ⁻¹)	<1
除氧器入口溶解氧/(μg·L ⁻¹)	30~90
给水溶解氧/(μg·L ⁻¹)	10~50
蒸汽氢含量/(μg·L ⁻¹)	<4

时产生的腐蚀产物排出系统。

(3) 由于超(超)临界机组温度及压力高,当水质不良的情况下,根据汽水中离子沉积规律,可得出随着温度升高,热力锅炉及汽轮机结垢速率大大提高;如启动时没有严格冲洗,会降低机组正常运行时汽水合格率。

2.2 冷态冲洗

控制要点:水质 PH、YD、浊度、全铁。

2.2.1 凝结水系统冲洗

冲洗流程:

除盐水

→

至凝汽器补水管

→

凝汽器热井

→

凝泵

↓

精处理(旁路)

←

轴加

←

#7、8 低加

←

#6 低加

↓

#5 低加

→

启动放水

→

辅汽疏水扩容器

启动凝结水输送泵向凝汽器进水并保持正常水位,启动凝泵向凝结水系统进水冲洗。先进行直流排放冲洗,由 #5 低加启动放水排放,在水冲洗时先进行低加给水旁路的水冲洗,待排放水合格

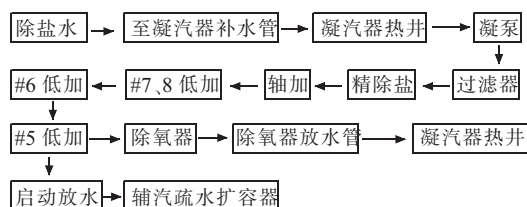
时冲洗结束。

控制标准:YD $\approx$ 0、pH=9.2~9.6

当#5低加排放水含量小于200 $\mu\text{g/L}$ 、浊度小于3NTU时,凝结水系统冲洗结束。

2.2.2 低压给水系统的冲洗

冲洗流程:



除氧器上水,开除氧器放水门至凝汽器热井进行循环冲洗,不合格水质通过#5低加排出。

控制标准:除氧器出水水质YD $\approx$ 0、pH=9.2~9.6。

当凝泵出口铁含量大于500 $\mu\text{g/L}$ 时,将冲洗水直接排放。

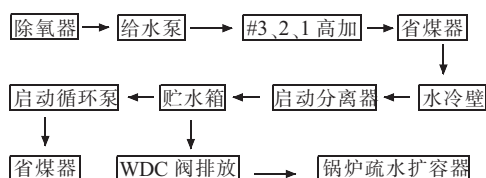
当凝泵出口铁含量小于500 $\mu\text{g/L}$ 时,投前置过滤器,循环冲洗。

当凝泵出口水铁含量小于200 $\mu\text{g/L}$ 时,投精除盐系统。

当除氧器出口铁含量小于100 $\mu\text{g/L}$ 、浊度小于3NTU时,冲洗结束。

2.2.3 锅炉上水及冷态冲洗

冲洗流程:



除氧器冲洗水质合格后,给水先通过高加旁路,后投主路的方法,向锅炉进水至启动分离器正常水位,然后通过启动分离器贮水箱WDC阀排放

控制标准:pH=9.2~9.6,启动分离器出口水铁含量小于50 $\mu\text{g/L}$ 、硅小于30 $\mu\text{g/L}$ 、浊度小于3NTU时,冲洗结束,准备点火。

2.2.4 锅炉点火及热态冲洗

冲洗流程同冷态冲洗流程,蒸汽走大旁路进凝汽器热井。

控制标准:炉水pH=9.2~9.6,给水溶氧小于30 $\mu\text{g/L}$ 。

当启动分离器贮水箱出水铁小于50 $\mu\text{g/L}$ 、硅小于30 $\mu\text{g/L}$ 时,热态冲洗结束。

2.2.5 机组冲转

控制标准:

当主蒸汽铁小于30 $\mu\text{g/L}$ 、硅小于20 $\mu\text{g/L}$ 、钠小于10 $\mu\text{g/L}$ 、凝结水铁含量小于100 $\mu\text{g/L}$ 时,汽轮机方可冲转。

控制凝结水铁含量的原因:锅炉启动阶段,因锅炉受热面受热冲击引起管子汽侧氧化铁剥离并形成固体颗粒,如不能将固体颗粒排至凝汽器就会使汽轮机调节级和高、中压缸第1级叶片产生侵蚀。经验证明汽轮机冲转前凝结水铁含量小于100 $\mu\text{g/L}$ 时说明固体颗粒完全排至凝汽器内,可有效预防固体颗粒对汽轮机叶片打击。

2.2.6 湿态转干态

控制标准:

当炉水铁小于10 $\mu\text{g/L}$ 、硅小于5 $\mu\text{g/L}$ 时,湿态转为干态。

2.2.7 高加疏水回收至除氧器

控制标准:

当高加疏水铁小于10 $\mu\text{g/L}$ 、硅小于5 $\mu\text{g/L}$ 时,高加疏水可回收至除氧器。当铁大于200 $\mu\text{g/L}$ 可直接排掉,当铁小于200 $\mu\text{g/L}$ 可回收至凝汽器

2.3 启动期间应采取的措施

(1) 测量水质含铁量,应在取样架过滤器处取,经过样品过滤器的水样只能测离子态铁,不能真实反映水中全铁量,就会降低冷态冲洗效率,延长热态冲洗时间。

(2) 锅炉进水前必须100%投运精处理,精处理高速混床必须处于氢型,能够缩短机组启动时间。如澜山电厂一般在30分钟内水汽质量就能合格。

(3) 当炉水温度升到150~170 $^{\circ}\text{C}$ 时为热态冲洗,此时铁氧化物在水中溶解度较大,会增加水质含铁量,约冲洗0.5h视具体情况而定;当水质达到要求,可继续升温。目前多数超(超)临界机组,此时水样在取样架取不到样,建议在启动分离器储水箱出口安装取样装置,便于及时正确分析水样。

(4) 当汽温达到360~400 $^{\circ}\text{C}$ 及汽压达到8.53 MPa时“符合冲转要求”,此时要分析蒸汽品质及凝结水水质,当符合要求时,才可冲转,否则走一级大旁路。

(5) 当转干态之前,汽水分离器炉水温度达290~320 $^{\circ}\text{C}$,此时铁氧化物、硅化合物在水中溶解度很大,务必要保证洗铁、洗硅的效果。澜山电厂在此阶段控制很好,机组并网后20分钟内各项指标达到正常运行标准。

(6) 不断总结机组启动时,锅炉运行工况及蒸汽品质的参数曲线,以消除化验时间长影响机组正常启动。

3 机组正常运行(定滑定运行)

3.1 给水 pH 值控制

加药控制点:机组正常运行,可只启凝水加氨来调整水质 pH 值,不用启动给水加氨泵,经阚山电厂三年多运行证明是可行。优点启动设备少、负荷波动时便于实施自动加药。

自动加药控制参数为除氧器入口比电导。一般来说,测量超纯水的 pH 值是比较困难的,因为超纯水的电阻很大,几乎是一个绝缘体,在线 pH 表不能够真实反应水质 pH 值,为此根据 pH 与水质比电导函数关系,通过比电导来控制加氨量,经实践证明,控制除氧器入口比电导 SC 来控制加氨量,其函数关系是 $\text{pH}=8.57+\log \text{SC}$ 。

3.2 AVT(O)转 OT

OT 原理:在给水加氧方式下,由于不断向金属表面均匀地供氧,金属的表面保持一层稳定、完整的 Fe_3O_4 内伸层,而由 Fe_3O_4 微孔通道中扩散出来进入水相的 Fe^{2+} 则被氧化,生成三氧化二铁的水合物(FeOOH)或三氧化二铁(Fe_2O_3),沉积在外延层的微孔或颗粒的空隙中,从而封闭了孔口,降低了扩散和氧化速度,使金属表面形成致密的“双层保护膜”,该膜具有很低的溶解度,从而阻止流动加速腐蚀。从电化学角度从电化学的角度看,在流动的高纯水中添加适量氧,可以提高钢的自然腐蚀电位数百毫伏,使金属表面发生极化或使金属的自然腐蚀电位超过钝化电位,金属表面因而生成致密而稳定的氧化性保护膜,从而起到了抑制钢铁腐蚀的作用。目前国外已经投运的超超临界机组的给水处理均采用加氧处理,该方法可以使省煤器入口的铁含量小于 $1\text{ }\mu\text{g/L}$ 。国内超临界机组大多采用了给水加氧处理工艺,均取得了良好的效果。因此,可以说加氧处理是超超临界机组正常运行工况下唯一合适的给水处理工艺。

3.2.1 转换条件

凝结水、给水和蒸汽的氢导 $\leq 0.10\text{ }\mu\text{S/cm}$ 、机组正常运行(新建机组正常运行 2 个月)、化学仪表达达到加氧工艺所要求的分析能力。

3.2.2 控制标准

加氧期间给水控制标准为:溶氧 $10\sim 50\text{ }\mu\text{g/L}$ (高负荷时为 20)、 $\text{pH}8.6\sim 9.1$ 、氢导 $\text{DDH}<0.10\text{ }\mu\text{S/cm}$;除氧器排汽门微开。

3.3 给水加氧优化处理——给水加氧协调处理

当前有的电厂实施给水加氧以后不到三个月就出现过热器、再热器氧化皮脱落爆管^[1],不得不停止加氧,停止加氧后,结垢速率又明显上升,增加了运行能耗及锅炉清洗次数。通过笔者的研究,认为只有采取正确加氧处理即给水加氧协调处理,才能

抑制流动加速腐蚀且不会造成过热器、再热器爆管。给水加氧协调处理可应用于不同运行周期、不同垢量的机组,包括汽包炉;锅炉不进行化学清洗完全直接应用于此技术,只是加氧转换控制不同而已,能达到同样的目的。阚山电厂在不酸洗情况下直接实施给水加氧协调处理,各水汽指标都远远低于国标的期望值,机组安全运行 900 多天没发生一次爆管和氧化皮脱落事故。

3.3.1 机组加氧与机组运行年限的协调

机组的运行年限不同,其金属表面成分与晶间结构是不同的,根据化学动力学理论可知,生成溶解度很低而且致密的 $\alpha\text{-Fe}_2\text{O}_3$ 和 FeOOH 所需氧量是不同的,故不同机组,给水加氧量是不同的,控制要点是主蒸汽溶解氧不能超过过热器、再热器所需氧的浓度。如何才能控制,需建立给水加氧协调处理的临界区模型,按照化学反应速率—温度规律,一级反应的反应速度 k 随温度每升高 $10\text{ }^\circ\text{C}$,则增加 2-3 倍。由于凝结水、给水、炉水温度不同,其水中溶解氧的反应速度差别很大,故可以计算出此机组的加氧浓度,使溶解氧耗尽于沿流程某一设备中,形成了三个典型部位即钝化区、过渡区、未反应区,此三个区域与机组运行年限紧密相关。

3.3.2 机组加氧与 pH 之间协调处理

根据铁—水体系电位 pH 图与氧化性水工况的腐蚀控制可知不同的溶解氧应对应不同 pH 值,才能确保水铁工况处于钝化或稳定体系,它能够克服给水 pH 或溶解氧波动带来的金属腐蚀及消除水汽中的二氧化碳酸腐蚀。

3.3.3 机组加氧与机组运行参数之间的协调处理

根据氧的化学反应速率及溶解度,机组参数发生变化,给水溶解氧变化很大,依阚山发电公司为例,机组在 580 MW 负荷下,给水溶解氧 $35\text{ }\mu\text{g/L}$;当负荷降至 480 MW 时,给水溶解氧就能高达 $120\text{ }\mu\text{g/L}$,如果不能有效控制,很容易造成过渡区后移,发生氧腐蚀,故应制定不同参数下,给水溶解氧的控制标准,制定标准应依据机组参数与给水溶解氧数学模型(不同机组是不同的)。

3.3.4 机组加氧与加氧时间协调处理

因机组加氧时间长短其机组的钝化区流程长度、温度范围是不同,加氧协调处理主要控制点是钝化区流程长度,因温度升高, Fe_3O_4 愈加稳定,不再被溶氧进一步氧化的沿程设备相应部位,钝化末区表面同为 $\text{Fe}_3\text{O}_4/\text{Fe}_2\text{O}_3$ 。如控制不好钝化区流程长度易导致系统铁离子含量过高及主蒸汽氢导超标,并促进过热器、再热器氧化皮的生面。故不同时期给水溶解氧控制量不是恒定不变的,这需要根据机组的

水汽指标监测来决定给水溶解氧量的多少,才能有效保证系统的安全。

3.3.5 给水加氧与精处理出水水质之间的协调

给水加氧对给水水质相求相当高,水质的好坏精处理起到关键性的作用当精处理运行不当,失放阴离子时,在有氧工况下会加聚金属的腐蚀。以氯离子为例进行分析:金属机体氧化膜的完整性与氯离子的浓度、氧的浓度和 pH 有关。在锅炉的高温区,过去常见的腐蚀损坏形式有沉积物下腐蚀、氢脆爆管等。这些现象都与给水带人的有害杂质有关,直流炉高热负荷区氧化膜主要遭受水中的阴离子如氯离子的破坏,如氯离子达到了破坏氧化膜的某一临界浓度,则有氧存在的情况下会加剧氯离子的破坏程度。英国实验室的动态试验提出了氧浓度和氯离子浓度乘积的关系式,表明氧和氯离子浓度联合作用时触发金属腐蚀的临界值^[3]:

$$[\text{O}_2] \times [\text{NaCl}] = 0.4(\text{mg/L})$$

即在 300-360 °C 条件下,水中的含氧量和 NaCl 含量的乘积不超过 0.4 时,锅炉金属在短时间内不会发生腐蚀。另一方面,在锅炉水冷壁高热负荷区,由于汽液两相分配系数的关系,炉水中氧全部进入汽相,进入炉水中的微量氧不会引起锅炉金属的腐蚀。闽山发电公司在给水加氧工况下,精处理出水水质要求:氯离子含量小于 0.3 μg/L、硫酸根离子含量小于 0.5 μg/L。大多数电厂对此数据要求不是多严格,加氧后容易使给水、主蒸汽氢导超标。当出现阴离子含量超标时应降低给水溶解氧至 7 μg/L,迅速投运备用高速混床,退出阴离子超标的高速混床,待水质合格后加氧量调到正常范围内。

3.3.6 实施给水加氧协调处理效果

本厂加氧前汽水系统铁含量 3.5 μg/L~10.8 μg/L,平均值 6.89 μg/L,合格率为 85.7%,造成水冷壁节流孔圈污堵,引起水冷壁超温爆管;采取给水加氧协调处理,有效抑制了流动加速腐蚀,汽水系统铁含量均降至 1 μg/L 以下,消除了节流孔圈污堵。水冷壁结垢速率已从加氧 42.92 g/m²·a 下降至 6.57 g/m²·a,没有促进过热器、再热器氧化皮的生成,汽轮机无积盐、无腐蚀。

3.4 蒸汽含氢量的监控

主蒸汽和再热器出口的取样点上安装氢表,通过监测系统内不同取样点的氢气含量的变化来推测过热器和再热器内金属材料发生高温氧化的情况,来指导集控人优化操作,防止超温。闽山电厂蒸汽含氢量一般在 1~4 μg/L,当机组超温时,氢含量明显升高。故要求运行人员实时准确地监测受热面的温度和蒸汽的氢含量是及时把握高温氧化和氧

化皮问题的有效手段。

3.5 水汽品质中阴离子的监控

由于超临界和超超临界机组中奥氏体钢的使用量比亚临界机组有较大的提高,与相同再热蒸汽温度的亚临界机组相比,低压缸末几级叶片的湿度增加,为了防止发生奥氏体钢的晶间腐蚀和汽机末几级叶片的腐蚀,对超(超)临界机组水汽品质中阴离子的监测和控制是十分必需的。建议有条件的单位通过采用离子色谱仪加强对阴离子的监测,当系统存在泄漏或不明原因的汽水品质恶化时更要及时进行阴离子的分类监测,以方便问题原因的查找。

4 机组非正常运行

(1) 采用 OT 方式运行机组发生 MFT 时,应闷炉,抽真空。

(2) 补水水质不良或凝汽器泄露严重影响水质,应由 OT 转换 AVT(O),加大除氧器、高低压加热器排汽门开度。

(3) 机组停运前 2 小时,应由 OT 转换 AVT(O),并提高给水 pH 值,

5 精处理优化控制

(1) 机组启动时投运就保持高速混床是氢氧氢型,能对铁的去除率达 90%以上,故大大缩短机组启动时间。也更好防止了氯离子等其它阴离子泄露。

(2) 精处理氨化运行。

条件:精处理有良好再生度、良好的转型水质、凝汽器严密性好。

优点:延长精处理使用时间,减少高整混床再生次数,节约加药量。

控制点:出水比电导、氢导、阴离子、处理水量(运行总结数据)。

(3) 机组正常运行,水质稳定,可退出精处理运行。

条件:机组稳定运行、凝汽器不泄露、补水水质良好。

高速混床树脂长期投运存在问题及危害:在凝结水 45~55 °C 温度作用下,使用超过 5 年阳树脂易降解释放聚苯烯磺酸盐低聚物,这些聚苯烯磺酸盐直接泄漏到锅炉中,在锅炉的高温高压下全部变成硫酸根,专家分析在超(超)临界机组水汽系统对硫酸根的控制非常重要,硫酸根的存在会对蒸汽发生器及汽轮机叶片会产生腐蚀作用,如图 1。

因为系统中可能存在的微量 H₂O₂ 以及微量腐



图 1 汽轮机低压缸腐蚀叶片

蚀产物铁的存在起到进一步的催化作用,严重恶化系统水汽品质。如高速混床阴树脂去除硫酸根的动力学性能变差,阳树脂释放低聚物会污染阴树脂。故性能质量不佳的树脂,精处理投运能够对水质造成二次污染;为防止树脂降解释放聚苯烯磺酸盐低聚物,要定期测定产水的 TOC 含量及树脂交联度(DVB)含量,当树脂交联度(DVB)含量小于 16%及产水 TOC 小于 $58\text{ }\mu\text{g/L}$ 时,树脂不会释放聚苯烯磺酸盐低聚物。

运行管理:当凝结水氢导 $\text{DDH}<0.08\text{ }\mu\text{s/cm}$ 、铁小于 $1.0\text{ }\mu\text{g/L}$ 时精处理可退出,退出后可定期投运。目前阚山电厂已试验,每退出 72 小时后再运行 4 小时精处理,完全不影响水质。这需要密切关注在线凝汽器检漏装置氢导、钠离子,若异常立即 100% 投运精处理。注运行值班质量较差的单位慎用。

6 机组停运保养

停用腐蚀的控制对减少沉积物是非常必要的。机组的停炉保养是确保机组水汽品质的一个重要保证,对于超临界和超超临界机组来讲,停炉保养方法可根据停运时间的长短,依据 DL/T956-2005《火力发电厂停(备)用热力设备防锈蚀导则》中所提到的方法进行。建议锅炉、汽机采用热炉放水碱性烘干+抽真空法保养、除氧器、高低加、凝汽器采用干燥剂法保养。目前江苏几台超(超)临界机组均采用热炉放水碱性烘干法保养,从阚山电厂来看此法能最大限度地抑制热力系统腐蚀。

7 结束语

以上观点主要从运行过程控制及相关技术原理角度来分析的,超(超)临界机组的关键监测指标是氢电导率、氧含量、氢含量、钠含量及痕量阴离子控制,要想控制好超(超)临界机组水汽品质就要加强化学监督,重视分析样品的取样代表性和样品测量的准确性,并开展全过程化学监督管理,确保机组在从设计到正常运行的全过程都在化学监督之下,保证机组一直处于较好的水化学工况之中;制定严格的水质异常时的三级处理标准、处理措施和相应处理预案;机组启动时严格按照要求进行水侧和蒸汽侧的冲洗,严格按标准控制点火和冲转的水汽品质;对精处理运用要从机组运行安全、经济性充分考虑,加强对树脂溶出物分析;给水加氧处理要从其协调性去控制,加氧控制指标不是固定不变的,应不断调整其控制标准的;在机组检修或停备用时应选择合适的停用保护措施,确保停运阶段热力系统不发生腐蚀。只有这样才能确保机组长期安全、稳定、经济运行。我们要不断总结和研究国内超临界机组水汽控制技术的基础上,吸收借鉴国外近年来成功的水汽品质控制经验和技術,发展中国特色的超超临界机组的水汽品质控制技术,不断提高我国超超临界机组的运行水平。

参考文献

- [1] 徐 洪. 给水加氧处理引发蒸汽通道氧化皮剥落的机理[J]. 动力工程学报,2011,31(9).
- [2] Cycle Chemistry Guidelines for Fossil Plants: Phosphate Continuum and Aautic Treatment[S].2003.8.
- [3] 李志刚,陈 戎.火电厂锅炉给水加氧处理技术的研究[J].中国电力,2004(11).

作者简介:

王金宝(1975),男,山东人,工程师,江苏阚山电厂化学主管,主要从事超超临界机组防腐处理技术研究和化学技术质量管理工作。

大唐集团哈密东南部风电场六十七台风机全部并网成功

随着大唐哈密东南部风电场最后一台风机成功并网,标志着该风电场 67 台风机已全部并网,开始全面跨入新的生产阶段。大唐哈密东南部风电场是集团公司在疆第一个 201 兆瓦整装风电场,安装 67 台轮毂高度 90 米单机容量 3 兆瓦的发电机组。大唐哈密东南部风电场位于新疆哈密市东南约 160 千米,地处戈壁荒漠区域,风能储量丰富,具有很强的开发潜力。项目投产后,每年可为电网提供上网电量约为 44490.5 万千瓦时,与同等规模的火电厂相比,每年可节约标准煤约 14 万吨,减少烟尘排放量约 1926 吨,减少二氧化硫排放量 1594 吨,并可减少一氧化碳等多种有害气体排放。该风电场的建设历程中的教训和经验将为即将开工建设的后续 201 兆瓦整装风电项目提供经验。全部风机并网成功后,该风电场将发扬“务实,奉献,创新,奋进”的大唐精神,进一步加强风机安全稳定运行,提高风机可利用率,确保在有效风时抢电量,力争完成电场年度发电任务,为企业盈利攻坚贡献力量。

摘自《江苏电力信息网》

脱硫浆液循环泵气蚀振动故障诊断与处理

蔡其斌¹, 刘晓锋², 卢修连²

(1.中国能源建设集团江苏省电力建设第一工程公司; 2.江苏方天电力技术有限公司)

摘要:介绍了 1000 MW 超超临界机组脱硫系统浆液循环泵异常振动故障分析处理的全过程。通过振动分析, 确定了汽蚀是诱发浆液泵异常振动的主要原因。在增加浆液泵有效气蚀余量未能治理异常振动的情况下, 重点分析了浆液泵必须气蚀余量增大的原因, 发现浆液泵叶轮轮盖与蜗壳间隙严重超标导致浆液泵必须气蚀余量增加诱发异常振动, 将间隙值调整为标准范围, 浆液泵异常振动彻底消除。

关键词:循环浆液泵; 振动; 气蚀; 有效气蚀余量; 必须气蚀余量

中图分类号: TK268.1

文献标识码: B

文章编号: 1009-0665(2014)S1-0043-04

某电厂 1000 MW 超超临界 #1 机组大修后运行 2 个月左右, 脱硫系统浆液泵 1A、1C 出现异常振动。检修发现浆液泵入口滤网堵塞严重并且蜗壳防腐涂层大面积剥落。清理滤网并重新刷镀涂层后启动, 浆液泵振动并未好转, 且逐步增大, 泵组无法投运。由于浆液泵 1A、1C 的停运, #1 机组脱硫效率降至 90% 以下, 无法达到环保脱硫监管系统的要求, 迫使 #1 机组无法带满负荷运行, 影响了电力生产经济性和稳定性。

通过振动测试、分析, 诊断循环浆液泵的异常振动故障是汽蚀所致。最终通过降低泵组必需汽蚀余量, 使浆液泵振动水平达到优良。

1 设备概况

1.1 浆液泵特点

该电厂 #1 机组脱硫系统配置四台(A~D)德国 KSB 公司生产的 KWPKC8002883 型浆液循环泵。浆液循环泵为非自吸、卧式, 径向部分、单级、单吸、泵体背抽设计, 多叶片叶轮, 吸入侧泵体上装有吸入盖板, 滚动轴承、单端面自润滑集装式机械密封, 室内布置。浆液是固液两相流介质, 浆液中的固体成分为石灰石和石膏。浆液泵由上海电机厂异步电机驱动, 工作转速为 594 r/min。

1.2 故障特征

#1 机组脱硫系统 1A、1C 浆液循环泵异常振动主要表现为: 循环浆液泵蜗壳和入口、出口管道间歇性剧烈振动, 轴承箱振动达 120 μm 左右, 管道最大振幅将近 1 mm。利用检修机会对 1C 循环浆液泵进行检查。泵轴承箱解体检查未发现滚动轴承异常; 浆液泵机械密封工作面未发现磨痕, 能排除机械密封与泵轴磨擦的可能; 叶轮拆卸过程未发现叶轮锁紧螺帽松动的现象; 检查入口管道、吸入滤网、浆液泵

叶轮发现吸入滤网结垢堵塞, 蜗壳碳化硅防腐层剥落严重; 叶轮叶片外缘有明显气蚀痕迹(图 1)。



图 1 叶片出口处气蚀

检修中清理了吸入滤网, 蜗壳碳化硅防腐层重新喷涂, 叶轮未作处理。系统恢复后 1C 循环浆液泵启动, 振动依然如故。为此对 1C 循环浆液泵进行振动测试、分析。为了数据分析对比, 同时对 #1 机组 1A、1B、1D 循环浆液泵也进行了振动监测分析。

2 振动分析

2.1 测试设备

浆液泵外貌和振动测点布置如图 2 所示。#1 测点为泵入口管道水平振动(膨胀节后); #2 测点为入口端蜗壳垂直振动; #3 测点为泵轴承箱垂直振动; #4 测点为出口管道水平振动。测试、分析采用 Bently 公司 9200 速度传感器和 DAU-208P 数据采集仪。



图 2 浆液泵外貌和测点布置

2.2 振动特征

对 #1 脱硫系统四台浆液循环泵振动测试发现,1A、1C 浆液泵振动严重超标,1B 浆液泵振动偏高,1D 浆液泵振动正常。

1A、1B、1C 浆液泵振动特征相似。轴承箱振动幅值不稳定,波动较大;浆液泵入口管道、出口管道振动剧烈波动。下面主要以 1A 浆液泵为例进行分析。

如图 3 各测点振动趋势图所示,1A 浆液泵起振间隔时间短(平均 20~30 秒),起振时能听到强烈的爆破噪音。起振时各测点的振动频谱范围较宽,在 0~70Hz 范围内,频率分布非常密集,工频(10Hz)振动分量很小,低频和高频振动分量较多,如图 4~图 9 频谱和瀑布图所示。

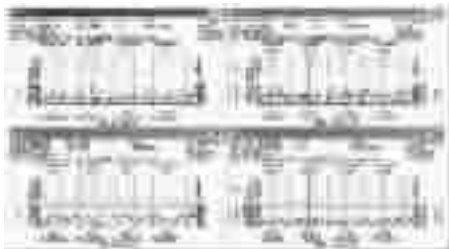


图 3 1A 浆液泵 #1~#4 测点振动趋势图

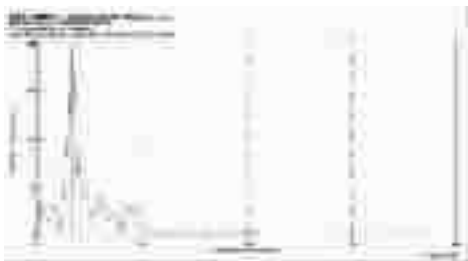


图 4 1A 浆液泵入口管道水平振动频谱图(#1 测点)

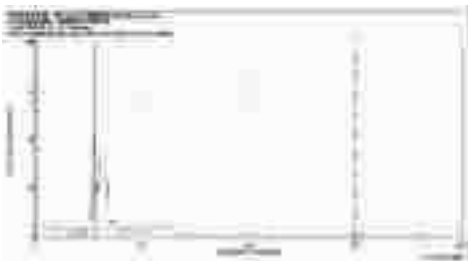


图 5 1A 浆液泵轴承箱垂直振动频谱图(#3 测点)



图 6 1A 浆液泵出口管道水平振动频谱图(#4 测点)

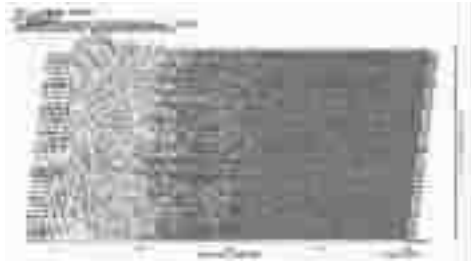


图 7 1A 浆液泵入口管道水平振动瀑布图(#1 测点)

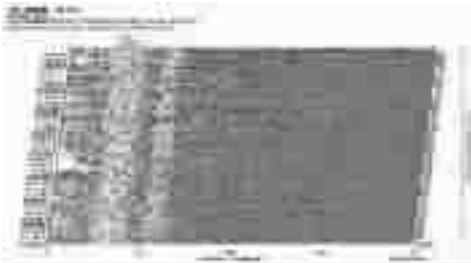


图 8 1A 浆液泵轴承箱垂直振动瀑布图(#3 测点)

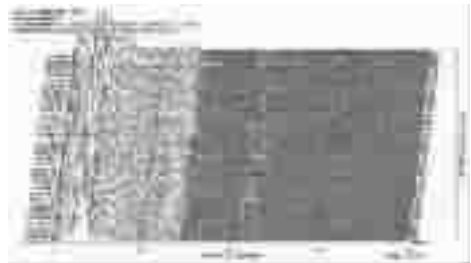


图 9 1A 浆液泵出口管道水平振动瀑布图(#4 测点)

起振时,当 1A 浆液泵入口管道(膨胀节后)振动 834 μm 、泵轴承箱振动 132 μm 时,振动仪器频谱图显示 100 Hz~10000 Hz(测试仪器最大分析频率为 10000 Hz)没有振动频率成分出现,而振动频率分量主要集中在 70 Hz 以内的频率范围内。

1A、1B、1C 浆液泵基础框架和轴承箱支架振动偏高达到 30 μm ~75 μm ,1D 浆液泵基础框架振动小于 30 μm 。四台浆液泵电机驱动端轴承垂直振动小于 16 μm ,水平振动小于 35 μm 。

起振时,观察 1A 浆液泵进、出口压力和电机电流。1A 浆液泵入口压力稳定;出口压力未有异常波动(0.2~0.208 MPa);电机电流(69~72.9 A)较稳定。

2.3 振动分析

依据振动激振力的来源不同,可将循环浆液泵振动分为流体激振、机械振动和电磁振动等三大类。

振动测试表明 1A、1B、1C、1D 四台浆液泵电机驱动端轴承垂直振动小于 16 μm ,水平振动小于 35 μm ,振动状态良好,因此电机侧存在机械振动和电磁振动的可能性不大。浆液泵振动的原因还是由泵本身的机械缺陷或流体激振引起的。

(1) 关于浆液泵本身的机械故障。

振动频谱工频分量小,可以排除泵转子存在质量不平衡的缺陷;可以排除联轴器对泵振动的影响;泵轴承箱解体检查未发现滚动轴承有异常;叶轮拆卸过程未发现叶轮锁紧螺帽松动的现象;浆液泵机械密封工作面未发现磨痕可以排除机械密封与泵轴磨擦的可能;振动频谱中不存在与叶片数成正比的振动频率成分,叶片磨损引发振动的可能不大。

(2) 关于基础框架和轴承箱支架振动。

#1A 基础框架垂直振动在(47~75 μm),轴承箱支架水平振动(68~124 μm),轴向振动(128~264 μm),振动偏高,不稳定,幅值波动剧烈。频谱分布密集,工频分量很小,主要是 10 Hz 以下的低频分量。基础框架和轴承箱支架振动偏高,主要还是由于来自于泵体的激振力较大,同时基础框架和轴承箱支架的结构刚度偏低,因此振动响应偏高。基础框架和轴承箱支架发生共振的可能性不大。

(3) 关于浆液泵管道振动。

从起振时振动频谱分布较宽且较为密集,可以排除管道的结构共振的可能;另外现场管道的连接均采用膨胀节,可以排除应力集中的可能;关于管道结构刚度薄弱或连接松动,现场四台循环浆液的管线布置安装方式相同,#1D 浆液泵振动正常,因此管道的安装布置方式,不应该是引起振动的主要原因。但现场的检查情况发现吸收塔与泵入口之间的管道支撑刚度差,且固定不牢,容易在较小的激振力下产生高的振动响应。

(4) 流体激振诱发浆液泵异常振动。

① 关于喘振。起振时浆液泵的出口压力基本保持稳定,没有出现大幅下降的现象,浆液泵发生喘振的可能性不大。

② 关于汽蚀。泵起振时伴有连续强烈的爆破噪音,泵解体检查发现叶片流道出口处汽蚀较为严重,符合汽蚀振动特征。汽蚀的发生与浆液入口压力偏低或温度过高有关,因此发生气蚀可能与滤网入口阻力大、吸收塔液位偏低有关或浆液温度偏高有关。

③ 浆液循环系统的其它缺陷:浆液中挟带空气,空气在泵内的反复压缩膨胀,会引起压力脉动和泵的吸浆能力降低;多台泵运行若存在“抢流量”现象,会造成某些泵吸入不足;吸收塔浆液搅拌不均,局部浆液浓度过高造成某些浆液泵流动不畅。

上述三种系统设计缺陷会导致流体激振问题,但一般这类缺陷在脱硫系统开始投运时就会诱发浆液泵振动故障,这与浆液泵振动故障是在脱硫系

统投运一年后发生不符。

3 汽蚀机理

泵的吸入压力最低不得小于所吸液体的饱和蒸汽压(汽化压力),否则发生汽蚀现象。主要发生在叶轮外缘叶片及盖板、涡壳或导轮处,不会发生在叶片进口处。危害:① 产生 600~25 000 Hz 的噪音和振动;② 流量、扬程、效率降低;③ 金属疲劳破坏;④ 气泡凝结放热引起化学腐蚀(出口压力升高使气泡溶解,所以泵出口液体不会带气泡)。

预防和治理汽蚀必须明确汽蚀余量、有效汽蚀余量和必需汽蚀余量的含义。

汽蚀余量 D_h :是指泵入口处液体所具有的总水头与液体汽化时的压力头($P_v/\rho g$)之差。国外称净正吸上水头 NPSH。

有效汽蚀余量 D_{ha} :是泵工作时实际具有的汽蚀余量,取决于吸入条件和液体饱和压力,与泵无关。它表示液体在泵进口处水头超过汽化压头的富裕能量。

必需汽蚀余量 D_{hr} :是指泵为了避免汽蚀所必需的汽蚀余量。取决于泵进口部分的几何形状、转速和流量,反映液体进泵后压力进一步降低的程度,与吸入条件及所吸液体的 P_v 值无关。 D_{hr} 越小,泵的汽蚀性能越好。

治理汽蚀的指导思想是:① 提高 D_{ha} ;② 减小 D_{hr} ;③ 用抗汽蚀材料制造叶轮,提高光洁度。

泵运行时的管理措施是:① 降低流体温度;② 减小吸高或增加流注高度;③ 减小吸入阻力(清洗滤器);④ 关小排出阀(不能关小吸入阀)或降低转速减小流量。

4 振动处理

4.1 提高有效气蚀余量

通过 #1C 汽泵的解体检查,发现的主要问题是叶轮叶片存在较严重的汽蚀,没有发现其它明显的机械缺陷。其它 #1A、#1B 循环浆液泵没有解体检查,但根据基本相同的振动特征看,应该存在同样的问题。

#1 脱硫系统烟气再热器(GGH)故障未投运,因此浆液温度会升高,怀疑导致浆液泵汽蚀,但是这无法解释 1D 浆液泵振动为何未受影响。

另外将浆液提高 2 m 左右,汽蚀未见好转。提高吸收塔液位,降低循环浆液温度,对减小气蚀有益,但并不是导致汽蚀的根本原因。

利用检修机会再次清理浆液泵入口滤网,减小泵的吸入阻力;同时检查吸收塔内是否有杂物、结

垢、或浆液搅拌死区造成物料沉积结渣,导致滤网容易堵塞。

检查发现进口滤网没有堵塞,进口管道光滑、没有异物或沉积垢,因此其压力进口管道沿程损失没有增大,在浆液罐液位正常的情况下,叶轮进口压力也应正常。观察 1A、1C 进口压力,分别与 2A、2C 进口压力相同,1A、1C 进口管道布置分别与 2A、2C 泵完全相同。但 2A、2C 泵目前振动正常,1A、1C 泵原来振动也正常。

根据上述情况分析,汽蚀的产生并不是由于有效汽蚀余量降低引起的。

4.2 降低必须气蚀余量

在增加有效气蚀余量未能改善浆液泵气蚀的情况下。采取相应手段降低泵组必要汽蚀余量。

首先电厂在泵制造厂的建议在浆液泵出口管道加装节流孔板,减少流量。加装节流孔板后,1A 浆液泵振动未见好转,甚至恶化,不得不将节流孔板拆除。

节流孔板的两个主要作用:一是降低汽水压力;二是减小汽水流量。流量减小后流体流动阻力减小,必须汽蚀余量降低。

流体在通过节流元件时会发生压力变化,压力变化的幅度与节流元件节流作用的强弱有关,也与节流元件后相应设备内的压力有关,这些压力之间的大小关系决定了具体流过孔板时热力学状态的变化^[1]。因此,如果节流孔板选用不当,这些状态的变化导致闪蒸、甚至空化等现象产生,从而导致相应管路的汽蚀与振动。

电厂将振动正常的 #2 脱硫系统 2C 泵转子调换至 1C 运行,汽蚀振动依然存在,据此分析能排除叶轮几何形状、结构、流动表面粗糙,导致必须气蚀余量增大而诱发气蚀的可能性。

实际上叶轮出口处的流体由于能量增加,压力

升高,将沿着叶轮轮盖与蜗壳的间隙回流到叶轮入口。如果间隙较大,回流的流量较多,由于回流的流体与入口流体速度大小、方向均不同,因此会在入口处形成漩涡,导致漩涡内压力下降,压力可能会低于流体相应的饱和蒸气压力,形成气泡,气泡运动到高压区破裂,造成气蚀。

叶轮轮盖与蜗壳间隙增大的可能性是存在的。流体从出口回流到入口过程中,由于蜗壳壁面的作用也能在回流时在蜗壳和叶轮轮盖间隙中出现涡旋,形成间隙气蚀。当泵运行中由于轻微气蚀、腐蚀等原因造成蜗壳壁面涂层脱落、或叶轮轮盖金属剥落,造成叶轮与蜗壳间隙增大。

在制造厂的配合下,连夜对 1A 泵的轮盖间隙进行测量,间隙 6 mm,远远超出了 1.7 mm 的标准要求,调整后再次启动,泵振动水平达到优良,进出口管道最大振动低于 100 μm,泵体振动小于 30 μm。因该台泵的投运一号机组脱硫效率升至 96% 以上。1C 泵按照此方法处理后也正常投运。

5 结束语

通过振动监测分析,诊断导致浆液泵异常振动的根本原因是汽蚀。对于汽蚀振动处理应从提高有效汽蚀余量和降低必须汽蚀余量着手。对于该型浆液泵,叶轮轮盖与蜗壳间隙超标导致汽蚀振动的现象较为普遍。因此检修装配时应严格控制间隙标准;另外在蜗壳防腐涂层重新刷镀后应复核蜗壳与叶轮轮盖间隙,必要时进行调整。

参考文献:

[1] 刘志昌. 工程流体力学[M]. 天津:天津大学出版社,1996.

作者简介:

蔡其斌(1968),男,江苏南京人,工程师,长期从事电力建设工程项目管理,机组控制系统调试和技术服务工作。

国电电力上半年发电量同比上涨 3.78%

2014 年 7 月 12 日,国电电力发布 2014 年上半年发电量情况公告:截至 6 月 30 日,公司全资及控股各运行发电企业 2014 年上半年累计完成发电量 878.97 亿千瓦时,上网电量 832.83 亿千瓦时,较去年同期分别上涨了 3.78% 和 3.89%。2014 年,国电电力深入开展“提升管理、提升效益”活动,以火电、煤炭板块为引领,并引申至风电、水电等其他业务板块,实现了“双提升”活动全覆盖。深入实施火电三年对标规划,优化火电、水电对标管理,强化月度指标对标分析,主要经济技术指标全部纳入对标管理,对各单位指标进行优劣排序,及时跟踪解决短板问题,多家新能源企业发电量同比大幅提升。加强精细化管理,扎实开展“争电量、控煤价、降费用、增效益”竞赛活动,全力争取电量计划,坚持从年初抢发电量,积极开拓大用户直供市场,取得了较好成绩。加强燃料管理,准确研判电力煤炭市场形势,稳步推进燃料智能化建设,在 7 家火电单位推行燃料阳光采购,有效降低了燃料成本。加强成本管控,加强预算刚性管理,严格费用管理。加强经济运行管理,完善生产系统指标对标体系,优化机组经济运行方式,机组节能降耗水平有效提升。

摘自《江苏电力信息网》

核电站海水循环水泵电机绕组温度偏高原因分析及改造

马建明,王 勇,孙士睿,刘 奎,佟小明,王亚东
(中国核电江苏核电有限公司,江苏 连云港 222042)

摘 要:本文对田湾核电站海水循环泵电机绕组温度偏高及电机空气冷却器传热管腐蚀渗漏问题进行了原因分析,利用机组大修窗口对其进行了国产化替代改造,并对改造后的运行参数进行了评估,为核电站类似问题的处理提供参考方案。

关键词:海水循环泵;电机绕组温度偏高;空气冷却器传热管腐蚀;国产化替代

中图分类号:TM623.7 **文献标识码:**B **文章编号:**1009-0665(2014)S1-0047-04

田湾核电站单台机组采用四台俄罗斯动力机械厂生产的 4A B Д -215/89-20-24M3 海水循环泵,分别布置在两组凝汽器中,在机组正常运行时循环冷却水系统运行并保证在汽机启动准备、启动、加载、额定功率各阶段向凝汽器供应冷却水。当一组凝汽器中一台循环冷却水泵跳泵,机组降功率到 80%,当两组凝汽器中各一台循环冷却水泵跳泵,机组降功率到 60%。其运行状态的优劣直接关系到核电站 WANO 指标的机组能力因子、非计划能力损失因子、强迫能力损失率等指标。

1 缺陷描述

通过对运行期间设备主要运行参数(如表 1 所示)进行监测发现海水循环泵电机在运行期间线圈温度偏高,且多次出现报警,温度最高达到 125℃;同时电机空冷器传热管多次出现渗漏,导致机组降功率。

表 1 海水循环泵电机(系统代码用“PAC”表示)主要运行参数

KKS 1	PAC21	1PAC22	1PAC31	1PAC32	2PAC21	2PAC31
功率/kW	2460	2270	2360	2356	2475	2473
电流/A	322	315	313	312	328	325
电压/kV	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0
铁心温度/℃	89.17	93.82	96.66	84.96	100.21	87.68
绕组温度/℃	97.67	101.11	100.46	100.17	113.92	93.24
空冷器风入口/℃	65.29	70.56	73.86	62.94	72.25	67.0
空冷器风出口/℃	31.5	32.9	32.9	30.7	34.0	35.4
海水温度/℃	22	21	24	23	23.2	23.61

注:以上运行参数表明,海水循环泵电机定子绕组温度偏高属于共性问题。

2 原因分析

2.1 电机绕组温度高原因分析

收稿日期:2014-03-13;修回日期:2014-05-27

2.1.1 电机电气性能的分析

1 号机组四台海水循环泵电机安装、调试工作均由江苏电建三公司完成,电机分别进行了定子绕组的绝缘电阻、定子绕组的直流电阻(温度 13℃)、定子绕组的交流耐压、轴承导瓦的绝缘电阻的测量或试验,结果全部合格。

从运行参数可以看出,电机运行功率和电流均在额定范围之内,可以排除泵组机械阻力和泵流量过限,以及电机过负荷引起电动机绕组的温度偏高。经测量,电机的运行功率因数偏低,详见表 2。

表 2 电机功率因数

KKS 1	PAC21 (I 速)	1PAC22 (II 速)	1PAC32 (I 速)	1PAC31 (II 速)
COSφ	0.53	0.67	0.504	0.677

经分析,电机运行时功率因数的变化过程是:在空载时,定子电流基本上用来产生主磁通,有功功率很小,功率因数很低,随着负荷的增大,负荷电流增大,输入电流的有功分量也增大,功率因数逐渐提高,并在额定功率附近达到最大值。目前海水循环泵电机的运行工况为:I 速(以 PAC21 为例)的功率为 1403 kW,额定功率为 1600 kW,目前的运行功率占总功率的百分比为:1403/(1600/0.93)=81.5%,II 速(以 PAC22 为例)功率为 2301 kW,额定轴功率为 2500 kW,目前的运行功率占总功率的百分比为:2301/(2500/0.94)=86.5%,通过计算海水循环泵电机目前运行功率因数低于额定值,按照典型功率曲线,为正常现象。且目前电机的总运行电流低于额定值,故认为电机的发热量计算仍在设计的范围内。电机功率因数偏低的问题不是引起电机铁芯温度偏高的原因。

但从电机的设计角度,以及保证 6 kV 电网系统的电压质量看,海水循环泵的设计功率因数是偏低的,同等功率和转速情况下,国内电机的标准功率因

数为 0.86,相应的励磁空载电流显著减小,其可有效降低能耗。扩建项目可考虑电机选用高功率因数电机,降低能耗,以及减小对 6 kV 电网电压的影响。

2.1.2 冷却器冷却性能分析

从海水温度看尽管有变化,但均未达到最高 30℃的俄供技术规范书的要求限值,属于正常范围。从空冷器出、入口风温看,在入口温度达到最高 67℃(以 2006 年 6 月 5 日 1PAC31CT018/019 为例 1PAC22CT018/019 是 66℃)时,空冷器出口温度最高也只有 32.9℃,该温度远低于运行说明书的 45℃的限值要求;这说明,该空冷器的热交换器效率是正常的,尽管入口风温较高,达到 WARNING 限值,但出口风温仍完全满足定值要求。

从冷却水流量看,无论 I 速还是 II 速均显示相对稳定的流量,由于冷却水取自独立的 PCB 系统,流量相对变化不受 PAC 泵运行状况影响,这也是符合工艺特性的。空冷器冷却水各支路管线流量现场测量数据如表 3。

表 3 空冷器各支路冷却流量测量				m³/h
KKS	一支路管线	二支路管线	空冷器冷却水流量	电机总冷却水流量
1PAC21	39.7±2	39.4±2	79.1±2	115
1PAC32	44.0±2.2	39.6±2	83.6±2	110

按照厂家手册要求,电机总冷却水流量最小为 80 m³/h,实测结果表明电机总冷却水流量和空冷器冷却水流量是完全满足要求的。

此外,作为保守考虑,空冷器冷却水管道的脏污或堵塞也会直接降低空冷器的效率,为此,于 2006 年 6 月 20 日对 1PAC21 空冷器、风道及冷却水管道进行了检查,检查结果未发现脏污结垢堵塞和风道异常现象,基本排除了冷却器冷却性能方面的影响因素。

2.1.3 电机通风量的分析和检测

由于电动机在 II 速工况下运行条件更为恶劣,因此以下分析基于电动机在 II 速工况下进行。

2.1.3.1 电动机的总损耗

电动机的损耗包含定子铜损、转子铜损、定子铁损、轴承损耗及通风损耗等,是电动机发热的根本原因,其中除轴承损耗外,全部损耗热量由电动机的空气冷却器带走。根据厂家提供的电动机效率 94%,计算可知运行工况下的总损耗为:

2269*(1-94%)=136.14 kW

此损耗包括轴承损耗及由机壳向环境散去的少量损耗。

2.1.3.2 循环冷却空气的温升

该电动机的通风系统为密闭自循环双路径向

通风系统,从空气冷却器出来的冷风在转子支架,磁轭及离心风扇产生的压力作用下,分上下两路入转子。每一路又分为两部分,一部分通过转子支架入口,转子铁芯风沟进入气隙,再由气隙进入定子通风沟至铁芯背部;另一部分经由径向风扇、定子线圈端部、定子机座至铁芯背部。两部分混合后一起经冷却器散去带走的损耗至冷却器出口,完成一冷却循环。如表所示,从已运行的测试数据,可以看出在 II 速工况下,冷却器进出口风温差为:67-32.9=34.1 K。

2.1.3.3 冷却空气带走的损耗

电动机内的密闭循环空气为一次冷却介质,电动机除轴承损耗外的全部损耗使一次冷却介质 - 空气升温,升温后的空气带走了电动机内除轴承损耗外的全部损耗。一次冷却介质空气经冷却器与二次冷却介质(冷却器内的海水)进行热交换,将电动机内的损耗带至机外。整个冷却系统以二次冷却介质(海水)的进口温度为基准,最终使电动机的定子线圈、定子铁芯的温度稳定在其平衡点上。从运行的记录看,在 II 速工况下,冷却器的出风温度与冷却器的进水(海水)温度温差为 10 K 左右,(如果给出冷却器的传热性能曲线及需带走的损耗值,此温差可计算出),在 II 速工况下,电动机的总损耗已确定,其由冷却器带走的损耗即已确定,其通风量也已确定,此时电动机内一次冷却介质的温升即已确定,它们符合如下关系式:

W=CQΔt (1)

式中:C 为空气的定容比热,为 1.1;

Q 为通风量,实测为,3.54 m³/s;

Δt 为冷却空气气体温升,34.1 K;

因此 W=CQΔt=132.76 kW;

这样,轴承损耗(包括电动机向环境的散热)约为:136.14-132.76 =3.38 kW。

2.1.3.4 海水温度为 30℃时的预测

在目前的电动机负荷下,当海水温度为 30℃时,冷却器出风温度将达到 40℃,冷却器进风温度约为 74.1℃,电动机线圈及铁芯温度,较海水温度为 21℃时,将上升 9 K 以上。

2.1.3.5 通风量的计算

常规电动机通风测量设计准则为,在电动机通风系统设计时,为保证机组的长期安全可靠运行,一般气体温升(冷热空气温差)按 20~26 K 设计。而 PAC 电动机气体温升为 34.1 K,相对偏高,对电动机的长期安全可靠运行不利。

如果冷却气体温升按 23 K 左右设计,这样当海水温度为 30℃时,冷却器出风温度将达到 40℃,冷却器进风温度约为 63℃,需要的通风量为:

$$Q=W/C\Delta t=132.76/(1.1\times 23)=5.25\text{ m}^3/\text{s}$$

2006年7月20日电厂及哈大电机研究所人员在现场联合对电动机的通风量进行了测试,在Ⅱ速工况下实测风量为 $12740\text{ m}^3/\text{h}=3.54\text{ m}^3/\text{s}$ 。

由上可知该电机的通风量偏小,海水循环水泵电机的绕组温度偏高的根本原因是:电动机的冷却通风量不足。

2.2 空冷器泄漏原因分析

2006年12月27号晚上,一号机组循环水泵电机的空气冷却器出现泄漏,经检查为空气冷却器进水侧最外面一排的第三根传热管穿孔,渗漏点位于管板及铝翼之间的部位,具体在管板以外 1.5 mm 左右处。而后两台机组8台循环水泵电机陆续出现空冷器传热管穿孔泄漏,见图1、图2。

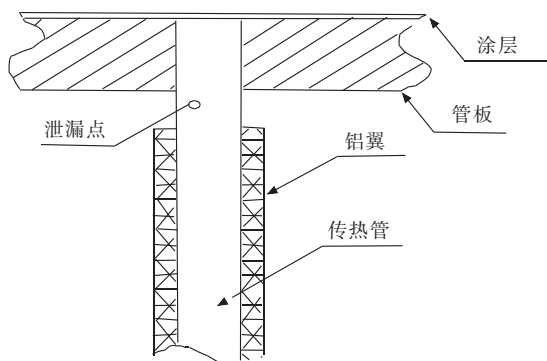


图1 海水循环泵电机空冷器传热管管口
泄漏点位置示意图

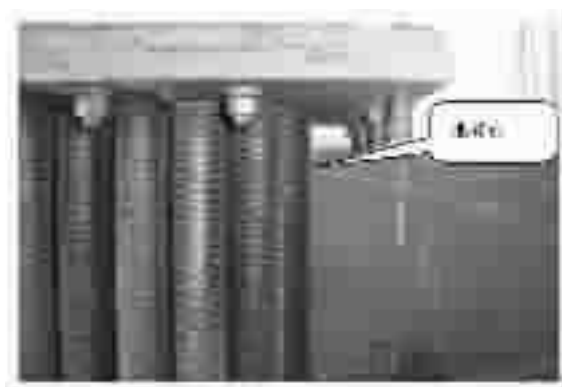


图2 海水循环泵电机空冷器泄漏点位置

通过对内窥镜相片的分析可以看出:传热管内壁为马蹄坑状形貌,密集处为鱼鳞坑状形貌,坑内铜基体明亮光滑,此为典型的水流冲蚀作用蚀坑形貌,见图3。

传热管基体材料为白铜(俄产牌号为:MHЖМЦ 30-1-1,国产牌号为:BF30-1-1),即铜镍合金(Cu-Ni),管子内壁原涂有茶褐色致密亚铁离子钝化膜,该膜为国际上对铜合金做耐海水腐蚀通用处理方法,一般此膜为几十个微米,致密,光滑,电阻率高,对耐海水腐蚀及电化学腐蚀有很好的效



图3 海水循环泵电机空冷器泄漏点内窥镜照片

果,但是对冲蚀效果不明显。

在冲击过程中,发生紊流,加速了冲击的作用,首先破坏掉钝化膜,然后开始冲击新鲜基体,形成蚀坑,由于水流速度快,破坏处不能重新建立起钝化膜,从而表面露出光亮的金属本色。而基体材料白铜在流动海水中的抗冲击腐蚀比较弱,一般允许设计流速为 1.5 m/s ,所以在使用上受到限制,即便在低流速下效果也不令人满意。而本空气冷却器的设计流速大约在 1.3 m/s 左右,本来能够满足要求,但是在实际运作过程中,由于海水中含有大量杂物,经常会堵塞部分进水管,如图4所示。那么剩下的进水管的水流速度无疑成倍增加,超过发生冲蚀的临界速度。在流速低于 $3\sim 4\text{ m/s}$ 时,铜镍合金会有点蚀敏感性,这种点蚀实际上就是脱成分腐蚀,即脱镍腐蚀,这应该是坑底出现小孔的原因。最后特别值得提出的是铜镍合金对海水的含砂量非常敏感。



图4 海水循环泵电机空气冷却器入水口脏物堵塞情况

由此可见,传热管泄漏是由于电化学腐蚀和水流冲蚀作用相结合,互相促进,形成恶性循环,加速了传热管的破坏。

3 缺陷处理

通过原因分析及大修期间的检查结果,制定如下处理方案:

(1) 更换空冷器传热管材料选用比白铜管更耐海水腐蚀的管材作传热管,本次改造采用双金属轧制复合翅片管,其基管为 0.8 厚TA2钛管,翅片

管为铝管。

(2) 更换空冷器关板和水室材料 (俄产牌号为:Б P A ЖМЦ 10-3-1.5),采用 TA2 钛板。

(3) 改进水室结构,改善水流分布不均匀。

从原有空冷器水室结构分析,其冷却海水入口到管板的距离太近,约 70 mm 左右,入口处冷却海水直接冲击管板和管端,对管板和管端造成冲刷腐蚀;管束内海水流速也不均匀,使部分管内海水流速远远超过设计流速(1.5 m/s),使传热管受到冲刷腐蚀。因此,适当增加进水水室尺寸,并在入口处增设导流挡板,使冷却水流尽可能均匀扩散,减少海水对管板和传热管进口端的冲刷作用。

(4) 增大换热面积。

原空气冷却器传热管材料为双金属翅片管,其基管为白铜,翅片管为铝,外径为 $\phi 42$ mm,节距约为 3.0 mm,每米长翅片数为 333 片,翅根直径为 $\phi 20.2$ mm,翅片高度 10.9 mm,传热管数为 52 根,有效长度为 901 mm,总换热面积约 35.6 m²。

改造后的空气冷却器传热管材料为双金属翅片管,其基管为 TA2 钛管,翅片管为铝,外径为 $\phi 44$ mm,节距约为 3.0 mm,每米长翅片数为 433 片,翅根直径为 $\phi 20.2$ mm,翅片高度 11.8 mm,传热管数为 62 根,有效长度为 901 mm,在不改变原有尺寸条件下,总换热面积约 59.7 m²。

(5) 减小空气流动阻力。

原空气冷却器传热管采用双金属翅片管,对翅片端部进行处理,将其部分进行扭曲,这样虽然强化了空气扰动,但却增大了空气流动阻力,不利于热交换。本次采用直翅片管,有利于空气流动,利于热交换。

为验证改造效果,利用机组大修窗口选取了两台电机(PAC21,PAC32)的空冷器进行了国产化改造,主要改造项目如下:

(1) 将空气冷却器更换为 TA2 钛材传热管,并增加钛管数量为 62 根。

(2) 将空气冷却器外罩的厚度加大,并增加导流板,改变翅片管形状,增加冷却器换热面积,减小空气回流的阻力。

从表中可以看出,目前改造后的 PAC21 电机的定子线圈、铁心温度、空冷器出口风温有 5℃左右的降低;而没有改造的 PAC22/31 电机的定子线圈、铁心温度、空冷器出口风温没有降低;另一改造的 PAC32 去年夏天基本低速运行,但从表中也可以看出同海水温度下目前改造后电机高速时的温度与该电机低速时的温度值相当。

横向比较,可以看出改造后的 PAC21 和

表 4 改造前后同海水温度下的电机温度测点对比

KKS	PAC21		PAC22		PAC31		PAC32	
	I 速	II 速	I 速	II 速	I 速	II 速	I 速	II 速
线圈温度 /℃	104	99	90	95.5	92.8	93	90	83
铁心温度 /℃	96.3	91	85	91	92	90	81	82
冷却器入口风温 /℃	73.5	68	66.5	72	70.5	71	64	63
冷却器出口风温 /℃	37	32.8	38.5	39.8	38	38.8	37.5	33
冷却水流量 / (kg·s ⁻¹)	33.4	28.6	30.2	28	32.4	27.8	32	29.3
海水温度 /℃	26							

PAC32 电机空冷器出口风温较没有改造的 PAC22 和 PAC31 电机空冷器出口风温低 6℃左右,风阻明显减小(PAC21 实测为 6.4 m³/s),说明空冷器的冷却效果有明显改善。

表 5 改造前后一个燃料循环周期内四台循环泵电机最高温度值 ℃

KKS 码	定子线圈温度最大值		定子铁心温度最大值	
	改造前	改造后	改造前	改造后
PAC21	125.37	120	111.08	105.84
PAC22	113.94	106.83	121.88	101.05
PAC31	112.25	104.29	101.52	98.55
PAC32	109.98	95.78	99.43	89.57

通过分析可得以下结论:

(1) 空冷器替代后,冷却效果有明显改善,新型空冷器的运行参数符合设计要求。

(2) 改造后的一个完成燃料循环周期内 PAC21 电机定子线圈最高温度为 120℃(同期海水温度为 31℃时),持续时间仅为 1 min,与改造前最高 125℃相比,下降了 5℃,从空冷器替代后电机的运行情况来看,电机的冷却通风量不足是电机线圈温度普遍偏高的主要原因。

(3) 空冷器国产化替代后,钛金属传热管抗海水冲蚀的效果,在改造后的大修期间进行内窥镜检查,检查发现传热管状态良好,满足设备安全可靠运行的要求。

4 结束语

通过原因分析及改造后的效果评价,找到了田湾核电站俄供海水循环泵电机温度高的根本原因,并通过对电机空冷器的改造得到了彻底解决,通过在机组大修期间对其它电机空冷器的改造替代,不仅提高了设备的运行可靠性,同时保证了机组的能力因子,也给同型电站泵组类似问题的解决方案。

高压厂用电快速切换控制回路分析及改进

唐鹏程

(国华太仓发电有限公司,江苏 太仓 215433)

摘 要:通过对某发电厂高压厂用电正常切换过程中,快速切换装置(型号:MFC2000-2)未跳开工作电源开关问题的分析,提出了对高压厂用电快速切换控制回路的改进措施。

关键词:厂用电;快速切换装置;闭锁;并列运行

中图分类号:TM621.7+1

文献标识码:B

文章编号:1009-0665(2014)S1-0051-02

目前,6 kV 高压厂用电切换一般有“并联切换”和“串联切换”两种方式,工作、备用电源开关的互相切换工作主要由微机厂用电快速切换装置完成。“并联切换”指先合备用(工作)电源开关再断开工作(备用)电源开关,母线在切换过程中不失电,一般用于正常启停机过程中。“串联切换”先断开工作电源开关后合备用电源开关,母线在切换过程中瞬时失电,但因切换动作快,母线残压高,母线电压恢复快,一般用于事故情况下。机组正常运行中的快速切换装置投入方式为串联切换,可以在机组事故情况下防止工作电源和备用电源非同期并列¹。

6 kV 高压厂用电系统正常的电源切换操作是在运行中经常碰到的,这项操作看起来比较简单,实际操作中可能有一些异常情况发生。厂用电切换过程中,因接入快速切换装置的开关状态辅助接点接触不良导致快速切换装置检测不到信号,从而造成工作、备用电源长时间并列运行。两电源长时间并列产生环流,时间过长便会导致事故的发生。

本文针对某发电厂 6 kV 厂用电切换不成功事件进行分析,提出电源开关快速切换控制回路的改进措施,解决电源切换不成功问题。

1 6 kV 厂用电快速切换控制回路介绍

某发电厂 6KV 快切装置型号为 MFC2000-2 型,进线电源开关快速切换控制回路接线图,如图 1 所示。

以备用电源切向工作电源为例(并联自动、手动启动),机组正常启动进行厂用电切换时,合工作电源开关,图中接入快速切换装置的 17 与 18 接点闭合,此时快速切换装置检测开关正常动作。并联切换条件满足后,经一定延时,再自动跳开备用电源开关,如在这段延时时内刚合上的工作电源开关被

跳开,则装置不再自动跳备用,工作电源开关若启动后并联切换条件不满足装置将闭锁发信并进入等待复归状态。

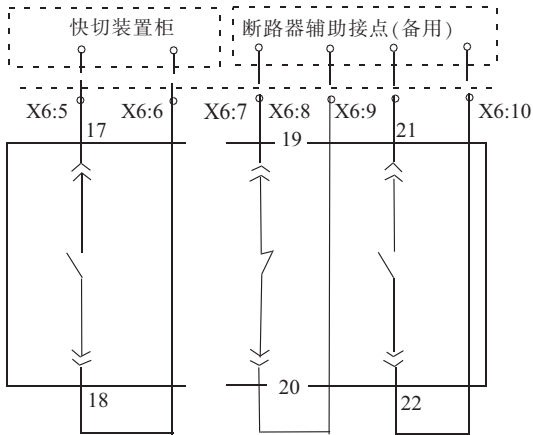


图 1 进线电源开关快速切换控制回路接线图

2 回路中存在的问题及分析

2.1 存在的问题

某发电厂在启机过程中,6 kV B 段备用电源开关合闸位置,运行操作 6 kV B 段工作电源开关合闸,就地显示工作电源开关合闸正常,但备用电源开关并未跳开,仍处于合闸状态,从而出现机组 6 kV B 段工作电源开关和备用电源开关同时处于合闸状态,使 220 kV 系统与 500 kV 系统并列运行,进线电流成倍升高,对机组安全运行造成极大的威胁。下图为工作电源开关与备用电源开关并列前后进线二次侧相电流的录波图,并列前电流约 1600 A,并列后电流升高至 6000 A,并列前后进线电流值录波图如图 2、图 3 所示。

2.2 问题的分析

事件发生后,运行人员采用 DCS 操作断开工作电源开关。工作电源开关分闸后,电流恢复正常,通知检修人员现场处理。就地检查快速切换装置画面,

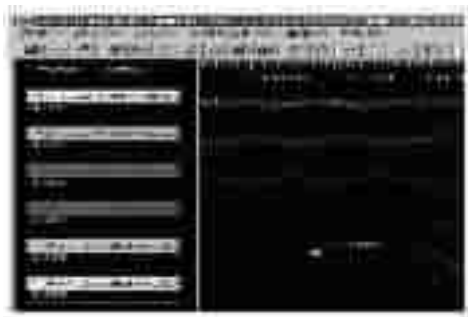


图 2 并列前二次侧相电流的录波图



图 3 并列后二次侧相电流的录波图

显示工作电源开关合闸不成功，快速切换装置闭锁。

导致此次事故的原因初步判断为接入快速切换装置的开关状态辅助接点不通,从而使快速切换装置误认为工作电源开关未合闸,故快速切换装置闭锁未跳开备用电源开关。为了确认原因,对工作电源开关进行了检查。

将工作电源开关拉至试验位置，断开控制电源，测量接入快速切换装置的开关状态辅助接点(图 1 中开关 17-18 接点),接点断开位,接点正常。送上控制回路电源,将开关合闸,再次测量开关状态辅助接点,此接点阻值较大,接触不良好,说明此接点存在不稳定情况。将开关拉至检修位置,观察此接点表面有氧化痕迹,进行打磨处理后,测量接点通断情况,接点良好。试验位置再次进行开关分合,接点通断正常。

为防止再次出现类似接点接触不良情况,对原快速切换控制回路进行改进,详见下面改进方案。

3 改进方案

工作电源开关回路中通过一副开关辅助接点接入快速切换装置柜来判断开关状态,需要开关机构及接点有完好的特性。若开关随着使用年限的增长,机构机械磨损及接点氧化等问题,势必会出现开关接点接触不良等不可靠情况。针对上述不可靠事件的分析,特提出将引入快切装置柜的开关状态辅助接点再并联一副常开接点,从而提高回路的可

靠性,确保快速切换装置能够正确动作。

确定此事件发生的原因后，厂内决定将所有高压厂用电电源开关切换控制回路进行检查改进。在原开关 17-18 接点处并联 21-22 接点，通过两副接点的动作情况来反映开关状态，达到提高回路可靠性的目的,同时可防止两电源长期并列形成环流^[1]。(辅助接点选择按照厂家说明书要求;开关状态的辅助接点应采用硬接点直接接入到快速切换装置中,不应经过中间继电器转换。采用中间继电器会影响快速切换装置切换的快速性)^[2]。改进后的图纸如图 4 所示。

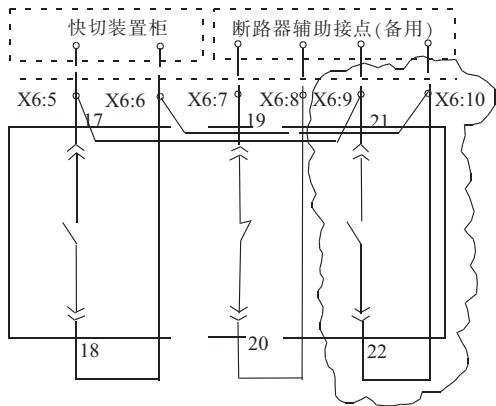


图 4 改进后的电源开关快速切换控制回路接线图

4 回路改进可行性分析及运行效果

本文中,快速切换装置(型号:MFC2000-2),并联切换(工作电源切至备用电源或备用电源切至工作电源)、事故串联切换、不正常串联切换切换逻辑图中均利用接点 17-18 作为逻辑判断依据。故针对快切装置控制回路的改进,并联开关内部 21-22 接点不影响快切装置的整体功能。

依此改进方案,优化了电源开关快速切换控制回路,最重要的是通过改进提高了回路动作可靠性。改进后,电源开关、备用开关运行正常,且在多次启停机切换操作过程中,快切装置均可靠动作,避免了切换不可靠事件的再次发生。

5 结束语

针对上述事件分析,也总结了几点体会,以供同行参考。

(1) 厂用电切换前,注意调整启备变分接头位置,避免并列后 6 kV 侧压差大、环流大。同时加强 6 kV 厂用电系统切换操作的培训,确保出现故障时能够选择正确的处理方式,避免事件的扩大。

(2) 加强投产设备的运行管理,定期对设备及

热电联产供热网络实时信息系统的集成与研发

顾建国

(江苏华电戚墅堰热电有限公司,江苏 常州 213011)

摘 要:针对供热网络用户实时数据采集、外网与内网实时数据传输、内网数据处理发布、系统安全防护等环节,进行分析研究与实践,构建了“供热网络实时信息系统”,为热网运行监视、经济调度以及规范管理提供了手段和依据,取得了良好的社会效益和经济效益。

关键词:供热;实时数据;数据采集;系统

中图分类号:TM621.2

文献标识码:B

文章编号:1009-0665(2014)S1-0053-04

热电联产供热对于社会一次能源总量节约,减少污染排放,改善环境,提高人民生活水平和发电效益有着重要的意义。随着江苏华电戚墅堰热电有限公司 E 级燃机(2×220 MW)热电联产项目顺利投产,热网用户逐渐增多。如何实时、高效地对热用户进行实时数据采集汇总并处理,成为热电联产项目必不可少的重要课题之一。

1 系统实现过程

根据热用户分散的特点,前端采用无线方式,用户供热参数传感器和 GPRS 终端通过总线控制通信,采集到的数据经无线网络传输,在指定的公网(固定 IP)机器进行数据收集存储和简单处理,再通过通信程序,将数据传输至内网服务器,进行数据处理二次开发,供 MIS 用户监视、查询、分析应用。系统实现过程如图 1 所示。

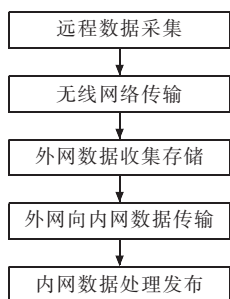


图 1 系统实现过程

2 远程数据采集

2.1 数据采集设备

每个热用户需要采集的供热参数为压力、温度、瞬时流量、累计流量,每个参数长度定义为 4 个字节,采集周期 30 秒。

现在智能流量结算仪应用已经普遍成熟。根据工质、参数特性,选择 XSF-96P 智能流量结算仪作为热用户数据采集设备。该设备和涡街流量计、压力变送器、热电阻输出信号分别对接,采集瞬时流量、压力、温度参数,并对流量自动累结计算,具有补偿、断电参数自动保存等功能。一个设备完成 4 个数据的采集,集成度高、可靠性好、易于维护。

2.2 数据通信

热网用户分布范围广、位置分散,有的离热电厂比较远。因此,选择合适的通信手段是决定系统可靠性和性价比的关键因素。采用有线专网需要铺设大量通信光缆,建设成本和维护成本很高,也没有必要。近些年来,GPRS 技术为实时数据采集提供了成熟的通信应用方式,该方式具有实时性好、简单可靠、投资少、扩展能力强、维护方便、运行成本低等优点。

2.2.1 GPRS 终端数据采集原理

GPRS 终端与数据采集仪表通过总线组成现场数据采集系统;数据中心根据数据采集任务,通过 GPRS 网络向 GPRS 终端发送采集命令;GPRS 终端将命令转发给目标仪表,仪表响应并返回结果数据给 GPRS 终端。

GPRS 终端把采集到的数据,通过 GPRS 无线网卡发射到基站,GPRS 分组从基站发送到 SGSN 节点,SGSN 与网关支持节点 GGSN 进行通信,GGSN 对分组数据进行相应的处理。

GPRS 网络处理好的数据,再通过 internet 网络,外网数据中心服务器发送存储数据,完成实时数据的远程采集。如图 2 所示。

2.2.2 GPRS 终端功能特点

GPRS 无线数据终端允许用户在端到端分组转移模式下发送和接收数据。

数据传输理论带宽可达 171.2 Kbps,实际应用



图 3 建立数据绑定表



图 4 网络通信连接传输数据

```
UID=sa;PWD=xxxxx;APP=Draw
WSID=RWXT_SERVER
DATABASE=RWDB");
插入数据:SQLInsert (ConnectID,"HistData",
"BD002");
更新数据:SQLUpdate (ConnectID,"RealData",
"BD002","userSN='U001'");.....
断开数据库连接:SQLDisconnect(ConnectID).
```

4.4 网络连接日志

为了更好地监控网络连接、数据传输状况,在本地建立一张日志表 (Logrecord), 将客户端程序 (NetClient)运行的网络连接状态、时间等信息进行记录,方便故障查询和分析。

4.5 通信中断后的数据补充

网络发生故障,会造成数据传输中断、内网数据不全的情况。对此,系统设计开发时规划了数据补充功能,可以对某用户、某时段以某时间周期进行数据补充传输。最大限度地保证传输到内网服务器的数据完整、准确。

通过数据传输方案分析研究和实践,解决了实时数据跨数据库平台、跨网络区域的传输问题,填补了 MIS 数据库供热数据的空白,也为实时数据传输存储积累了经验。

5 二次开发

为了方便生产运行人员和管理人员的监视、浏览,满足更多的应用需求,充分发挥出数据资源和系统的作用,有必要进行二次开发。

5.1 开发应用平台

采用 Microsoft NET Framework 4.0 框架结构,客户端 Web 浏览, 数据显示使用 Silverlight 控件, 自动从服务器下载安装,IE6.0 及以上版本都能正确浏览。

5.2 模块设计及功能

系统设计有数据显示、趋势曲线、报表、设置 4 个模块。

5.2.1 数据显示模块

主要有定时器处理、搜索实时数据两个子模块组成。定时器通过 wcf 的服务接口,将数据从后台加载过来, 由 MVVM 的 INotifyPropertyChanged 接口来通知界面自动刷新需要更改的显示界面部分。该技术使界面与数据分离控制, 有效地减少了界面与数据操作逻辑的耦合, 层次清晰。在实时数据刷新时,不会看到明显的界面刷新切换,提高了浏览舒适性。

供热实时画面,提供运行人员操作依据,保持供热工况稳定,实施经济调度。实时数据和通信状态,帮助消缺维护人员及时发现故障和分析判断原因,第一时间跟进故障排除工作。

5.2.2 趋势曲线模块

由曲线显示、线路与用户显示两个子模块组成。可以显示出用户温度、压力、瞬时流量、累计流量指标数据与时间的关系曲线。趋势曲线显示分实时曲线与历史曲线两种。

趋势曲线能让运行人员更有针对性地经济调度。尤其在冬季天然气紧缺的情况下,参考历史供汽曲线情况,按时段计划控制好用气量,使较少的天然气量发挥出更大的供热效能和社会效益。

5.2.3 报表模块

统计用户和管线日、月、年供热流量,以月为单位组织页面显示,根据管线进行分组,计算出各管线和总管线的管损量、管损率。供热管损率是生产组织管理监控的重要指标之一。

报表功能使得热网统计、管理更加快捷方便,为供热情况分析、用户结算提供了依据。同时提高时效、减少人为错误,助推供热管理水平迈上新台阶。

5.2.4 设置模块

提供数据维护功能,在用户或者管线更换仪表、数据传输补充、数据手动输入等情况下使用。

5.3 接口设计

Wcf 服务是系统调用最频繁的一个服务。根据

面向对象的理念,将变化的部分进行封装,公用的部分封装到公共的文件中进行使用。接口有: DbControl 类用于 Sql 数据库的操作; StoreProcedure 类用于存储过程的操作; RDService 类用于 wcf 服务的接口。

5.4 优化处理

通过使用表联合查询的方案,尽量使用 SQL 本身的统计函数,将存储过程的执行时间缩短到 3-5 秒,有效提高了存储过程的执行效率。

5.5 系统出错处理

由于本系统是基于 Web 浏览发布,网络有时会短时间出现拥塞等情况,会使系统通过 wcf 加载网络数据的时候出现超时。此时,系统会提示“数据加载失败”,可对页面进行重新刷新,再次尝试加载。

6 安全防护策略

系统数据采集基于 Internet 网络传输,并提供外网 Web 访问,同时向内网传输数据。如何防止攻击,保证网络、系统安全,是系统可靠运行的首要条件。

6.1 网络安全防护策略

6.1.1 网络结构设计

在外网至外网数据服务器入口架设防火墙,为外网数据服务器筑起第一到保护屏障,同时防火墙连接至内网数据服务器,为数据传输通信提供通道。内网数据服务器与原 MIS 入口防火墙连接,提供 MIS 浏览访问通道。具体网络拓扑结构如图 5 所示。

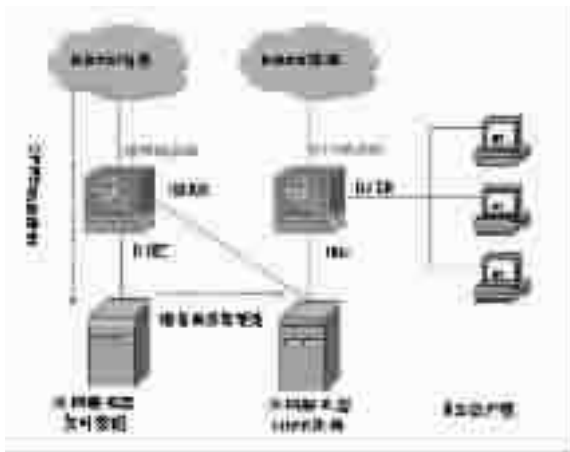


图 5 网络拓扑结构

6.1.2 防火墙策略设计

防火墙上设立 inside、outside、DMZ 三个区域,其中 inside 的安全性级别最高,DMZ 安全级别居中,outside 安全级别最低。

防火墙级别设计,高安全级别访问低安全级别区域限制少或者无。反之低安全级别访问高安全级别不允许,除非放开相应的策略。

外网服务器开通 WEB 访问。少量 MIS 用户访问外网服务器的防护策略归并入原 MIS 防火墙对外访问策略。

内网服务器,需要采集外网服务器的实时数据,相对外网服务器而言安全级别高,同时内网服务器需要对 MIS 网机器提供 WEB 发布,所以相对 MIS 网,内网服务器为 DMZ 级别,MIS 网机器为高安全级别。

两台防火墙上,均需要分别设置相应的安全策略,只开放 80 等几个应用端口,通过 NAT 映射方式实现访问服务器应用。

6.2 服务器安全防护策略

对服务器采取的安全防护策略为:操作系统和数据库进行补丁更新,减少潜在风险;关闭不用的端口和服务;用户权限合理设置,密码强度中等以上,定期更改密码;安装 Symantec Endpoint Protection 12 专业杀毒、网络防护软件,对日常运行进行监视并记录;硬盘采取阵列 5+热备(冗余)配置方式,一旦硬盘故障,可以不中断运行在线热插拔更换;制定系统、数据备份策略,做好备份介质校验和保管(异机保存)等。

系统针对内外网络的应用需要和特点,通过防火墙分区、安全防护策略的设计和本地服务器安全防护策略的配套实施,实现了系统有效安全防护。

7 经济效益显著

根据系统提供的功能,通过运行人员合理经济调度;设备维护人员及时处理缺陷,尤其是计量表的故障迅速恢复;整改完善供热管网;检查热用户合规使用等一系列配套措施,直接、间接经济效益显著。2013 年追回 1750 吨蒸汽,合价 35.5 万元。2013 年供热总管损率由年初的 18%下降到年底的 4%。

8 结束语

系统基于 GPRS 移动通信技术,成熟稳定、实时性好、扩展能力强,特别适合分散点实时数据采集应用,具有普遍的工程意义和推广价值。通过二次开发和安全防护,满足了热网安全经济运行和科学规范管理要求,效益显著。系统应用是“两化融合”和“管理、效益”双提升的典型实例。同时,供热实时数据传输至 MIS 平台后,为今后热电联产数据的进一步整合挖掘和深度应用创造了条件。

参考文献:

[1] 张 健,李冬玲,马爱龙,等.基于 GPRS 的集中供热数据采集系统[J].辽宁工程技术大学学报,2007,26(6).
[2] 韩 冰,李芬华.GPRS 技术在数据采集与监控系统中的应用(下转第 60 页)

660 MW 超超临界机组引风机 RB 功能优化实例

张荣发,徐建中

(江苏射阳港发电有限责任公司,江苏 射阳 224345)

摘 要: RUNBACK 功能是机组协调控制的重要组成部分, RB 功能能够使机组在重要辅机跳闸的特殊工况下, 通过自动降低负荷, 维持机组稳定运行, 防止发生“非停”和重大设备损坏事件。本文介绍了江苏射阳港发电公司 #5 机组 660 MW 超超临界机组, 在引风机增容改造后的 RB 试验过程, 以及试验过程中出现的问题, 并针对性进行逻辑修改和完善, 对同类型机组 RB 的设计、优化有一定借鉴意义。

关键词: RB; 超驰; 跟踪; 优化

中图分类号: TK323

文献标识码: B

文章编号: 1009-0665(2014)S1-0057-04

RB 功能是发电机组在主要辅机跳闸, 出力达不到设定负荷要求时, 自动将机组负荷快速降低到综合能力允许的负荷设定点上, 从而使机组在一个较低的负荷点维持安全稳定运行, 避免停机或设备损坏。RB 负荷返回的速率以及所应返回到的新的负荷水平与发生故障的辅机有关。

机组正常运行中, 送、引、一次风机及空预器等重要辅机全程运行, 而在实际情况中, 这些辅机由于各种原因, 发生故障无法避免, 而当这些辅机一旦跳闸时, 运行人员将难以及时进行调节(特别是对大型机组), 机组炉膛压力、主汽压力、主汽温度等重要参数可能严重越限, 从而引起机组跳闸, 甚至导致重大设备损坏事故。

综上所述, 机组 RB 功能是机组协调控制系统重要组成部分, 是在特殊工况下减少机组非停, 防止设备损坏的重要措施, 因而研究发电机组 RB 功能具有重大的现实意义。

根据国家相关规程和规范, 火电机组正式投产发电前、重要辅机设备改造后, 以及机组大修后, 都必须进行 RB 试验^[1]。

1 机组概况

江苏射阳港发电有限责任公司 #5 机组为 660MW 超超临界机组, 其中锅炉为东方锅炉厂生产的一次再热, 强制循环, 平衡通风, 露天煤粉炉。锅炉配备三层共 36 支油枪, 其中 C、D 两层采用了微油点火方式。锅炉共配备 6 台直吹式中速磨。

单元机组控制采用 Emerson 公司生产的 Ovation 分散控制系统, 设计包含 DAS、BMS、MCS、SCS、DEH、MEH 等分系统, 为了提高机组稳定性,

减少动态状况下主汽压力、主汽温度及再热温度的波动, 提高机组 AGC 速率和精度, 通过技改, 增加了一套 INFIT 控制优化系统, 该系统投入后, 机组调节功能显著提高。

#5 机组于 2011 年 8 月投产发电, 2013 年 9 月底, 开始首次大修。大修过程中, 根据国家新的环保政策, 取消脱硫系统旁路挡板, 为提高系统安全性, 取消原有的单台增压风机, 同时将两台引风机增容改造, 实现“增引合一”。

为验证改造后的引风机 RB 功能, #5 机组大修启动后, 2013 年 12 月 11 日, 进行本次引风机 RB 试验。

2 RB 试验目的

(1) 当机组主要辅机故障跳闸造成机组实发功率受到限制时, 为适应设备出力, 协调控制系统强制将机组负荷减到尚在运行的辅机所能承受的负荷目标值^[2]。

(2) 通过 RB 试验检验机组控制功能、逻辑、时序等设计的合理性, 当 RB 发生时, 能否在运行人员不干预的情况下完成自动减负荷, 满足机组稳定运行的要求。

(3) 考验机组整体的适应能力, 在现有设计的控制模式下(联跳其他辅机、降低燃料和给水、油枪投入等), 当一台主要辅机跳闸时机组能否平稳地从大负荷过渡到低负荷状态, 保证机组安全运行^[3]。

(4) 通过 RB 试验取得机组正常运行时不易取得的工况数据, 对机组安全运行具有指导意义。

(5) 机组 RB 试验时, 由于工况的急剧变化, 机组重要参数波动范围以不危及机组安全和不起引起机组保护动作跳闸为原则, 满足要求即 RB 试验为合格^[4]。

3 引风机 RB 逻辑

本机组引风机 RB 逻辑设计:

(1) 机组负荷大于 360 MW 时,单台引风机跳闸时,联跳同侧的送风机和一次风机,并以 5s 的时间间隔,按照 A→F→B 的顺序联停磨煤机(最终剩 3 台磨);

(2) RB 发生时,联锁投入 C、D 两台磨煤机中运行磨的 1、3、5 号微油油枪,延时 10 s 后投入 2、4、6 号微油,进行稳燃;

(3) 机组 RB 后切除减温水自动,超驰关闭所有减温水门,5 s 后恢复正常,运行人员可根据实际情况,选择手动调节或重新投入自动;

(4) 机组 RB 后,锅炉目标煤量指令立即自动设定为 150 t/h。

#5 机组运行后,考虑到上述引风机 RB 逻辑中存在如下问题:

(1) 机组正常调峰范围在 300 MW~660 MW,机组负荷低于 360 MW,一旦发生锅炉辅机跳闸,RB 将因负荷条件不满足而拒动,最终导致机组非停;

(2) 机组负荷较低时,煤量可能仅有 130 t/h 左右。如此时发生 RB,按照原逻辑,目标煤量指令为 150 t/h,此时减温水全关,同时加了 20 吨煤,锅炉可能会超温;

(3) 根据实际运行经验,RB 动作后,原逻辑的 150 t/h 总煤量指令偏高,需要手动减煤,加大异常情况下人工操作调整工作量,对机组安全运行不利。

因此,我们对机组 RB 逻辑进行如下完善,主要逻辑修改有:

(1) 送风机、引风机、一次风机、空预器跳闸 RB 负荷触发条件下限值由 360 MW 改为 300 MW,保证在机组在正常调峰范围内,RB 负荷条件全程满足;

(2) 当 RB 动作前瞬间锅炉总煤量<140 t/h 时,RB 动作后保持锅炉原总煤量不变;

(3) RB 动作前锅炉总煤量>140 t/h,将其减少至 140t/h。

4 试验过程

4.1 单侧风机最大出力试验

为防止引风机 RB 后,另外一侧引风机导叶超驰导致其电机超电流跳闸,故在 RB 试验正式开始前,必须进行风机最大出力试验。2013 年 12 月 11 日上午,#5 机组 RB 前进行了相关准备工作,即停

B 侧引风机,进行单侧风机最大出力试验,通过试验,确定引风机 RB 发生后,另一引风机导叶超驰值为 63%,调节上限为 67%;送风机停止时,另一送风机导叶超驰值为 50%,调节上限为 62%;一次风机停止时,另一风机导叶超驰值为 80%,调节上限为 90%。

4.2 引风机 RB 试验

2013 年 12 月 11 日下午,在进行充分逻辑讨论,并进行事故预想后,对 #5 机组进行了引风机 RB 试验。

4.2.1 试验过程

试验前运行工况:机组运行在协调控制方式下,INFIT 控制系统 CCS 及主、再汽温均投入自动,AGC 切除,五台磨运行,负荷稳定在 600 MW 左右,机前压力稳定在 25 MPa 左右,主汽温、再热汽温均在 600 ℃左右。

试验过程:在 DCS 中手动停止 B 引风机,联锁跳闸 B 一次风机和 B 送风机。A 引风机导叶超驰开至 63%,A 送风机导叶超驰开至 50%,A 一次风机导叶超驰开至 80%,RB 发生后,以 5s 的间隔联跳两台磨煤机。INFIT 控制自动退出,机组机组立即由协调控制方式以 TF 方式运行进行机调压,压力调节器定值从 RB 发生时跟踪实际机前压力以滑压运行,并在达到压力目标值后转为定压运行。锅炉煤量指令快速减至 140 t/h。引风机 RB 工况发生后,协调控制系统自动切换到相应的 RB 工作模式,RB 结束后手动复位 RB。机组 RB 发生后的主要参数变化见图 1。



图 1 引风机 RB 试验曲线

引风机 RB 过程中,机组主要参数变化如表 1。

表 1 机组主要参数变化

主要参数	起始值	过程最大值	过程最小值	稳定值
机组负荷 /MW	602	602	362	362
主汽压力 /MPa	25	25	14.8	14.5
给煤量 /(t·h ⁻¹)	242	140	140	140
炉膛压力 /Pa	-110	975	-260	-113
氧量 /%	4.0	7.9	4	6.5
主汽温度 /℃	596	596	565	580
再热汽温度 /℃	600	600	535	540

由表 1 可以看出,引风机 RB 发生后,各风机导叶超驰动作正确,过程中炉膛压力稳定,但在 RB 超驰结束瞬间,一次风压因 A 一次风机导叶关闭而快速下降,(数值变化见图 2),运行人员手动切除 A 一次风机导叶自动,手动进行调整后,维持机组一次风压稳定。



图 2 RB 过程一次风压下降

一次风压下降原因分析:调阅历史曲线,发现:B 一次风机停止后,A 一次风机导叶立即按照既定逻辑超驰开到 80%,此后该导叶不断自动关闭,导致一次风压不正常下降。检查一次风机自动逻辑发现自动关闭原因,系由于一次风压调节 PID 设定值 STPT 进线至面板定值设定值均为跟踪线(虚线),当 RB 发生时,一次风机 A 导叶快速超驰至 80%,由于 B 一次风机停止,一次风压下降,在跟踪作用下,一次风压定值不断下降,由于 A 一次风机导叶在自动状态,于是就导致 A 一次风机导叶由 80%不断下降,从而导致一次风压下降较多。其控制逻辑图如图 3 所示。

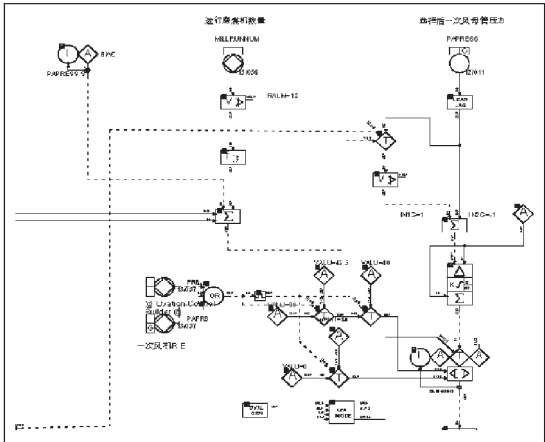


图 3 优化前的一次风压闭环逻辑图

5 逻辑优化

针对引风机 RB 过程中出现上述一次风压不正常下降,热控专业在分析认证的基础上决定对 #5 机组一次风压调节闭环逻辑进行优化,优化后的闭环逻辑图如图 4 所示。

在图 4 中,将一次风压调节 PID 进口跟踪线

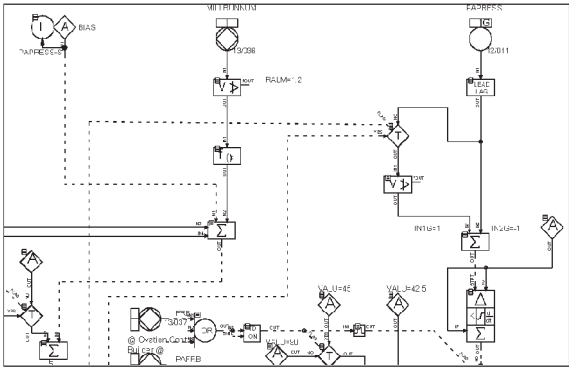


图 4 优化后的一次风压闭环逻辑图

(虚线)改为实线,即取消跟踪功能,修改后一次风压自动设定值不再跟踪实际值。逻辑修改后,RB 动作后,A 一次风机导叶超驰后,不再发生因一次风压定值跟踪实际风压值,从而导致导叶关闭的异常情况,因而解决了上述 RB 过程中出现的一次风压非正常下降问题。

为进一步减少 RB 过程中运行人员调整过程,防止出现主汽温度超温或跌汽温等不正常现象,本次逻辑修改同时对 RB 过程中主汽温度自动进行优化。优化前后逻辑图分别如下图 5、图 6 所示(以过热器一级 A 喷水调节阀为例)。

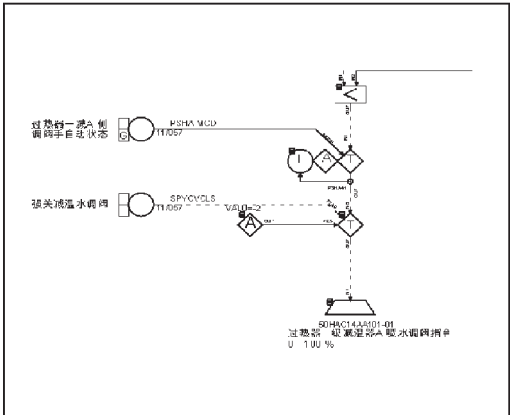


图 5 优化前的一级减温水 A 汽温调节逻辑



图 6 优化后的一级减温水 A 汽温调节逻辑

优化前,当RB发生时,自动将减温水自动切换到手动(脉冲),同时RB信号作为“强关减温水调阀”的条件之一,强关减温水(脉冲),5 s后强关信号消失,此时需运行人员手动开关减温水们控制汽温;修改后,取消RB信号切除减温水自动逻辑,同时输出60 s关闭减温水调门的脉冲,整个RB过程中,减温水调门均处于“自动”状态,无需人员干预。

6 结束语

#5 机组引风机RB发生后,RB逻辑动作正确,相关设备按照既定的方案联锁动作。RB过程中炉膛压力、主汽温度、再热汽温等参数波动不大,但引风机一次风压因逻辑中跟踪原因,不正常下降,经过逻辑修改,上述问题已得到较好地解决,目前机

组RB功能能够正常投入。

参考文献:

[1] 闫乃明,崔 猛.600 MW 超临界机组 RB 策略及试验[J].电力技术,2009(2).
[2] 周君芬,杜永春,胡方明,等.辅机故障快速降负荷功能的设计及试验验证[J].华东电力,2000(7).
[3] 杨志强,陈祖斌,杨建军.优化 RB 功能及试验方法的探索研究[J].山西电力,2002(S1).
[4] 苏国莉,段秋刚.提高协调控制系统 RB 功能实现过程可靠性、准确性的若干措施[J].山西电力,2004(02).

作者简介:

张荣发(1965),男,江苏盐城人,工程师,主要从事火电基建及技术管理工作;
徐建中(1971),男,江苏建湖人,工程师,高级技师,国家机电一级建造师,长期从事火电厂热控技术管理工作。

(上接第 50 页)

参考文献:

[1] RU-0809 4A B Д -215/89-20-24M3 海水循环泵运行和维修说明书[S].
[2] DL/T 596-1996 电力设备预防性试验规程[S].

作者简介

马建明(1979),男,本科,工程师,从事核电厂大修计划管理工作;
王 勇(1982),男,本科,工程师,从事核电厂运行及运行管理

工作;

孙士睿(1980),男,本科,工程师,从事核电厂发电计划管理工作;
刘 奎(1981),男,本科,工程师,从事核电厂高压电气设备维修管理工作;
佟小明(1978),男,本科,工程师,从事核电厂高压电气设备维修管理工作;
王亚东(1976),男,本科,高级工程师,从事核电厂电气维修管理工作。

(上接第 52 页)

保护进行试验和检查,检查设备及保护是否有误动、拒动现象,防止因元器件功能不正常而导致电气事件的发生。

(3) 加强投产设备的维护管理,主要电气设备的控制回路和保护回路一定要对照厂家说明书、设计要求、反措要求并结合现场实际情况进行研究分析,不要盲目认为设计院、厂家图纸不存在瑕疵。特别对保护回路,尤其要重点检查,对不满足要求的问题应立即进行整改。

(4) 加强基建期设备的管理。一些厂家在设计时状态监视接点只有一副,这就要求技术人员在审图时要多加注意,对类似回路以及其他重要回路一

定要要求厂家多配一付接点来保证功能的可靠实现,从根本上消除隐患。

参考文献:

[1] 国家发展和改革委员会. 电厂厂用电源快速切换装置通用技术条件(dl/t1073-2007)[S].北京:中国电力出版社,2008:2-5.
[2] 南京东大金智电气自动化有限公司.MFC2000-2 型微机厂用电快速切换装置技术说明书[S].南京:南京东大金智电气自动化有限公司,2010.

作者简介:

唐鹏程(1984),男,河北张家口人,助理工程师,从事发电厂电气设备检修工作。

(上接第 56 页)

用[J].电子技术,2008(8):27-29.
[3] 王淑蓉,李耀君,赵晋松.实时数据库与关系数据库在电厂中的集成应用[J].热力发电,2006(06):10-13
[4] 谭云杰.大象(Thinking in UML 第 2 版)[M].北京:中国水利水电出版社,2012.

[5] 微软.Msdn Silverlight 4.0[R].2010.

作者简介:

顾建国(1960),男,江苏常熟人,工程师,从事电厂信息化管理工作。

某超超临界 660 MW 机组协调控制特点

王亚顺, 于国强

(江苏方天电力技术有限公司, 江苏 南京 211100)

摘 要: 简要介绍了超(超)临界直流炉的控制特点, 并以国信射阳港电厂 6# 机组 660MW 超(超)临界直流机组为例, 分析了其控制系统的现状及难点。在机组整套启动试运期间, 对控制参数进行优化, 负荷变动试验取得了很好的控制效果, 并为同类超超临界机组控制策略提供了一定的参考作用。

关键词: 超超临界直流锅炉; 协调控制; 燃水比; 控制策略

中图分类号: TK227

文献标志码: B

文章编号: 1009-0665(2014)S1-0061-04

超(超)临界火电机组是常规蒸汽动力火电机组的自然发展和延伸。提高蒸汽的初参数(蒸汽压力和蒸汽温度)一直是提高这类火电厂效率的主要措施。与同容量亚临界火电机组的热效率相比, 在理论上采用超临界参数可提高效率 2%~2.5%, 采用超(超)临界参数可提高 4%~5%。目前, 世界上先进的超临界机组效率已达到 47%~49%。

江苏射阳港发电厂工程 2×660 MW 超(超)临界燃煤机组锅炉选用的是东方锅炉(集团)股份有限公司引进技术制造的超临界一次中间再热变压运行螺旋管圈燃煤直流锅炉, 汽机选用的是东方汽轮机有限公司制造的超超临界、一次中间再热、单轴、四缸四排汽、双背压、凝汽式汽轮机。DCS 系统采用了艾默生过程管理有限公司的 OVATION 分散控制系统。#5、#6 机组分别于 2011 年 8 月、2013 年 8 月投产发电。

1 超(超)临界机组特性

1.1 超(超)临界直流炉的静态特性

热力学理论上认为, 在定压下对水进行加热, 汽化(相变)过程将发生。在某压力下水被加热到某温度时, 水瞬间全部汽化, 若再继续加热, 就变成过热蒸汽了。在 22.129 MPa、温度 374 ℃时, 水的汽化会在一瞬间完成, 即在临界点时饱和水和饱和蒸汽之间不再有汽、水共存的二相区存在, 二者的参数不再有区别。由于在临界参数下汽水密度相等, 因此在超临界压力下无法维持自然循环, 故不再能采用汽包锅炉, 直流锅炉成为唯一型式。

为了估计燃料量与给水量对过热汽温(或焓 h_{gs})的影响, 可采用一次工质在稳定工况下的热平衡

方程式:

$$h_{gr} = h_{gs} + \frac{Q_1}{W_{gs}} \quad (1)$$

式中: h_{gr} —过热蒸汽焓值;

h_{gs} —给水焓值;

W_{gs} —给水流量;

Q_1 —一次工质的有效吸热量。

假定一次工质的吸热量 Q_1 占锅炉内工质的有效吸热量的份额为 Ψ_1 , 其余的份额为二次工质(如果锅炉没有再热器, 则 $\Psi_1=1$), 由此可得:

$$Q_1 = B Q_{dr, net} \eta_{gl} \Psi_1 \quad (2)$$

式中: B —燃烧量;

$Q_{dr, net}$ —燃料应用基的低位发热量;

η_{gl} —锅炉的热效率。

综合以上两式, 得:

$$(h_{gr} - h_{gs}) = \frac{B}{W_{gs}} Q_{dr, net} \eta_{gl} \Psi_1 \quad (3)$$

当锅炉正常运行和工况变动不大时, η_{gl} 和 Ψ_1 可近似看作常数。此外, h_{gs} 可假定不变。因此, 对于直流锅炉, 从静态角度来讲, 要保证过热气温为额定值, 首先保持燃料量与给水量之间比之值($\frac{B}{W_{gs}}$)不变。

1.2 超(超)临界直流锅炉的动态特性

从控制的角度分析, 超临界机组可视为一个多输入、多输出对象, 其输入为给水量 W 、燃料量 B 和汽轮机调节阀开度 μ_r , 输出为发电量 N_E 、主蒸汽压力 P_t 和主蒸汽温度 t_m 。

在所有参数控制中, 主蒸汽温度 t 的控制最为困难, 因为燃烧率和给水流量的比例对它有严重影

响。超(超)临界直流锅炉在运行过程中经常受到各种扰动,如燃料量增大,负荷、压力、温度均增大;调门开度增大,负荷增大,压力、温度降低;给水流量增大,负荷、压力增大,温度降低。

2 超(超)临界直流锅炉控制中的问题

2.1 多变量相关对象之间的耦合

超(超)临界直流锅炉属多变量被控对象,其主要输入量是给水量、燃料量和送风量,主要输出量是主蒸汽温度、主蒸汽压力和主蒸汽流量,锅炉的任何输入量变化都会引起输出量的变化。所以超临界直流锅炉不能象汽包炉那样,将燃料、给水、汽温简单地分为三个控制系统,而是将燃料量与给水量的控制与一次汽温控制紧密地联系在一起,这是直流锅炉控制最突出的特点。

2.2 强烈的非线性特性

超(超)临界锅炉是被控特性复杂多变的对象,随着负荷的变化,锅炉的动态特性参数亦随之大幅度变化。而且锅炉控制存在不确定时滞,如燃料量的变化对蒸汽温度、压力等的影响有不同的滞后,减温水量的变化对过热器出口温度的影响有较大滞后,这些时滞的大小同样随着负荷状况的改变而改变。此外,超(超)临界机组普遍采用变压方式运行,当工质温度处于对应压力下的大比热区范围时,随着工质吸热量增加,工质温度变化不大,而工质比容急剧增大,温导系数急剧减小,容易引起水动力不稳定或流量分配不均。

2.3 燃水比控制

在超(超)临界直流锅炉中,是以调整燃料量/给水量(燃水比)作为对主蒸汽温度的主要调整手段。因此在运行过程中必须随时严格保证燃水比。

为提高燃水比的调节速度和精度,广大工作者作了大量研究工作,提出了多种燃水比的调节的反馈信号。目前用超(超)临界机组使用最多的信号是微过热汽温(中间点温度)、微过热蒸汽焓值信号。

采用微过热汽温(中间点温度)作为校正信号的优点是:在燃料量或给水流量扰动情况下,微过热汽温变化的迟延远小于过热汽温。同时,微过热点前包括有各种类型的受热面,工质在该点前的焓增占总焓增的 3/4 左右,此比例在燃水比及其他工况发生较大变化时变化并不大。而且中间点温度比较直观,有利于现场操作人员的控制。

3 射阳港 660MW 超(超)临界机组协调控制策略

协调控制系统是将锅炉和汽轮发电机作为一

个整体来进行控制,协调锅炉控制系统与汽轮机控制系统的工作,以消除锅炉和汽轮机在动态特性方面的差异,使机组既能适应电网负荷变化的需要,又能保证机组的安全稳定经济运行。对于超(超)临界直流锅炉机组的协调控制系统,热量平衡仍是机炉协调的控制关键。射阳港 660MW 超(超)临界机组协调控制策略采用以机组负荷指令为核心的并行前馈控制法,以炉跟机协调为基础,汽机调门控制负荷为主、锅炉控制主蒸汽压力的控制策,具体协调控制原理如图 1 所示。

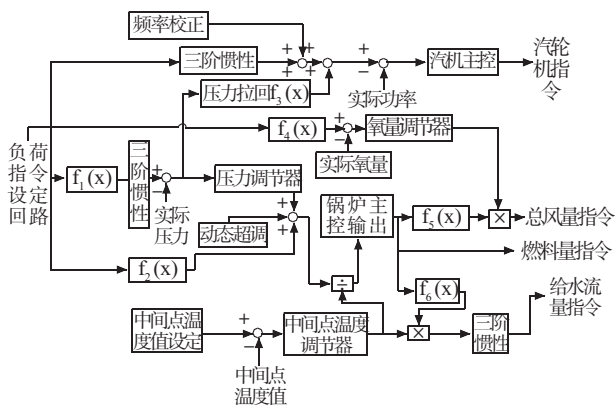


图 1 射阳港 660MW 超超临界机组协调控制框图

3.1 锅炉主控

在 CCS 方式下,锅炉主指令由以下几部分组成:

(1) 基本部分:负荷指令通过折线函数使燃料量快速调整到新平衡点附近。该指令作为锅炉主指令的基本部分去控制燃料量,亦是锅炉主控制器的静态前馈部分。

(2) 压力调节器的输出部分。与亚临界机组类似,超(超)临界机组的机前压力的变化也代表了机、炉能量的不平衡,因此需要根据机前压力的变化相应改变燃料量以达到机炉新的能量平衡。

(3) 机组负荷指令的动态补偿信号(动态前馈):主要是在机组负荷变动时补偿机组蓄热的变化。

(4) 机前压力对锅炉的动态补偿信号:由机前压力设定值的微分和机前压力偏差的微分组成,可加快动态调节,以保证机组在滑压时能有较好的机前压力跟随。

(5) 燃水中间点温度控制器输出校正系数(0.8~1.2),对锅炉主控指令进行修正(相除),从而调整燃料量,有效调整燃水比,保证锅炉过热蒸汽温度稳定。

3.2 汽机主控

相对汽包炉而言,直流炉蓄热较少,大幅度负荷变动时,势必对压力造成很大的影响。汽机主控相当于机组主控系统和 DEH 之间的接口,通过控制 DEH 去改变汽机调门开度,以保证进入汽机的蒸汽

量与机组的负荷指令相适应,从而协调机炉间的能量平衡。在协调控制模式下被调量为实际功率,给定值由 3 部分构成:

(1) 机组负荷指令及其动态补偿。由于锅炉侧对负荷指令的响应远慢于汽轮机侧,在负荷指令后加入了三阶惯性环节模拟从负荷指令变化到工质进入水冷壁吸热、汽化到压力、温度变化的过程,以协调汽机和锅炉动态特性的差异,进一步减小主蒸汽压力波动。

(2) 频差信号。

(3) 汽机压力拉回。当主汽压力偏差较大时,仅靠锅炉主控调节,稳定时间较长。此时让汽机协助锅炉以共同稳定主汽压力,可短时间牺牲负荷兼顾下压力,这样两者共同作用下使机前压力达到定值,加快整个调节的动态过程。

3.3 燃料主控

(1) 燃料主控指令由两部分组成:稳态的负荷-燃料对应函数+变负荷时的超调。

(2) 燃料-风量限制回路。风煤交叉限制是锅炉实际需要的风量对应一定的给煤量,取小值的作用是确保增负荷时先增风后增燃料,减负荷时先减燃料后减风,使机组在任何工况下运行都能保证锅炉的富氧燃烧,避免锅炉熄火。

(3) 同时针对煤质不稳的缺点,在燃料调节器的设计中,要增加煤质校正环节,尽量减少煤质不稳所造成的不良影响。

3.4 直流阶段给水指令形成逻辑

锅炉转直流运行后,在未投 CC 条件下,其给水控制是基于中间点温度校正、控制动态燃水比值的给水自动控制。此时,给水控制包括给水基本指令形成回路和中间点温度校正回路两部分:

(1) 基本指令经过三阶惯性环节后的锅炉主控指令经燃水比函数转换作为给水流量的基本指令。三阶惯性环节的作用是使快速的给水流量变化与慢速的燃烧过程相适应,保证负荷动态响应过程的匹配。

(2) 中间点温度控制器输出给水流量校正系数(0.8~1.2),对给水流量指令进行修正(相乘)。从而调整给水量,有效调整燃水比,保证锅炉过热汽温稳定。

(3) 在投 CCS 条件下,切换到燃水中间点温度控制器输出校正系数(0.8~1.2),对锅炉主控指令进行修正。

4 调试过程所遇到的问题及优化方法

机组调试期间发现的问题主要有:

(1) 机组锅炉蓄热量很小,不同的负荷段蓄热能力也不一样,给水量对机组参数和稳定性影响明显。直吹式制粉系统的大滞后特性不利于锅炉和汽机之间的协调。

(2) 机组正常运行过程中,由于锅炉蓄热小和纯迟延惯性大的强耦合性特点,使机组负荷大范围变化时负荷响应速度较快,而负荷小范围变化时响应速度较慢。如果小范围变化满足响应速度快的要求,那么大范围变化时会出现负荷超调过大,机组的安全稳定性能受到一定影响。

(3) 机组对给水量和煤量的变化反应灵敏,给水量或煤量的变化对机组参数会产生较大影响,燃水比在不同工况和负荷段的匹配是机组安全稳定运行的关键因素之一。

(4) 负荷变化初始响应慢,如果单纯加大燃料主控动态前馈量,可能使机组负荷变化时超调,主要参数不稳定。基于以上情况,在 CCS 策略设计和参数整定时,必须考虑燃水比的协调,保证燃烧率和给水量之间的平衡关系;另外一方面要考虑到机组蓄热小及纯迟延和大惯性强耦合性的特点,使协调控制系统能满足机组安全稳定要求的同时,满足 AGC 大、小负荷变化的快速响应要求。

根据 #6 机组的首次投运 CCS 曲线(图 2 所示),对 6# 机组协调控制进行如下优化。

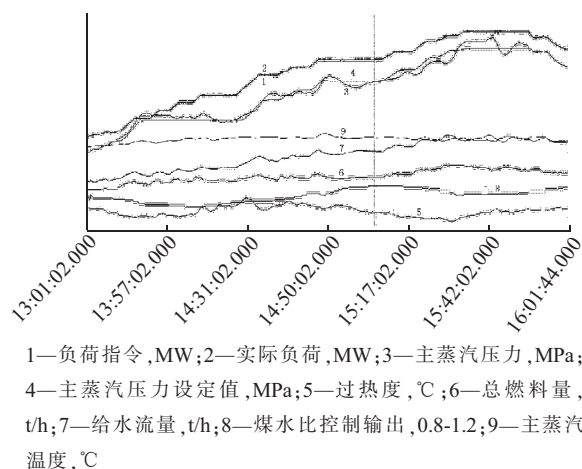


图 2 首次投 CCS 变负荷曲线

(1) 煤种变化。

由于现有煤种发生了变化,根据 5# 机组运行状况,6# 机组重新设置基准线。根据常用煤种和发热量准确定位出几个基本负荷点的煤量,从而确定该机组的煤量基准线,可以保证负荷的实际响应,同时减少锅炉主控的调节量,防止锅炉主控对主蒸汽压力过分修正带来的内扰。

(2) 修正给煤超调量。

给煤超调分为两部分:第一部分用于补偿锅炉

蓄热及压力的变化消耗的能量,采用锅炉指令微分环节,煤水同步变化。第二部分用于补偿蒸汽温度变化消耗的能量,使中间点温度恢复到其定值。变负荷试验过程中,将原来 LEAD 时间由 56 秒改为 60 秒,同时将 LAG 时间由 12 秒改为 8 秒。增加燃料动态前馈量及初始梯度,保证良好的调节效果。

考虑机组在不同负荷段锅炉热负荷响应特性有所差异,增加不同负荷段对动态前馈修正的回路。高负荷段时适当减少动态前馈量,保证机组参数稳定。

(3) 减弱中间点控制的修正作用。

在动态过程中,中间点温度控制的调节对负荷响应是负作用的,必须减弱其控制强度。变负荷试验时,做了如下改进:

① 将中间点温度设定值中加入三阶惯性环节。② 减小比例作用、增加积分时间。③ 将“负荷变化中”条件适当延时(TDON 表示),以减小滑压过程中的煤量修正。优化逻辑如图 3 所示。

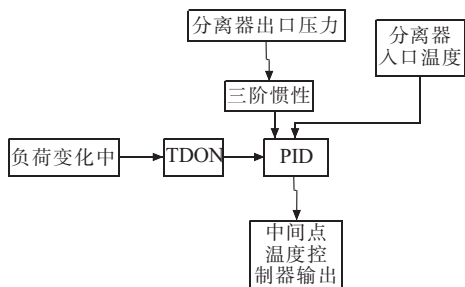


图 3 中间点温度控制修正逻辑

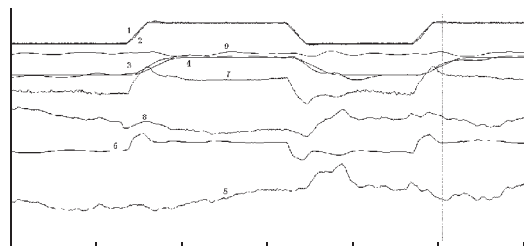
(4) 锅炉主控 PID 参数调整。

在动态过程中,增加积分时间,进一步削弱 PID 调节量在变负荷时的扰动。

5 应用效果

490~540 MW 之间进行负荷扰动试验,设定负荷变化率为 13.2 MW/min,压力设定变化率为 0.3 MPa/min,试验曲线如图 4 所示。

由试验曲线分析可知,机组控制效果得到很大改善,机组负荷初始响应较快,过程变化平稳,动态偏差在 1.5% 以内,实际负荷变化率接近 12 MW/min;燃料与给水超前量的幅值与时序匹配良好,煤水全过程动态平衡,过热度变化平缓。压力最大超调量为 0.4 MPa,主汽温度的最大动态偏差在 $\pm 5^{\circ}\text{C}$ 范



17:17:40 17:34:20 17:51:00 18:07:40 18:24:20 18:41:00 18:57:40

1—负荷指令,MW;2—实际负荷,MW;3—主蒸汽压力,MPa;
4—主蒸汽压力设定值,MPa;5—过热度, $^{\circ}\text{C}$;6—总燃料量,
t/h;7—给水流量,t/h;8—煤水比控制输出,0.8-1.2;9—主蒸汽
温度, $^{\circ}\text{C}$

图 4 优化后变负荷曲线

围内,过热度变化平缓。

6 结束语

超(超)临界机组是非常复杂的控制对象,其生产过程的动态特性是属于强多变量、大惯性、非线性和时变的,而且给水、燃烧、汽温等子系统间的耦合性较强。因此,在协调控制系统设计过程中应统筹全局,根据控制对象的实际情况采用合理方法。同时要兼顾燃烧、给水动态响应时间相差较大的特点,采用先进、合适的控制策略,设计合理的补偿方法,保证机组长期安全、稳定、经济运行。本文设计的协调控制系统,已在江苏射阳港电厂成功应用,并取得了良好的控制效果,保证了机组的稳定运行,并为同类机组提供了很好的借鉴作用。

参考文献:

- [1] 张法文. 直流单元机组自动调节系统[M]. 北京:水利电力出版社,1984.
- [2] 于达仁,徐志强. 超临界机组控制技术及发展[J]. 热能动力工程,2001,16(2):115-121.
- [3] 尹峰,朱北恒,李泉. 超(超)临界机组协调控制特性与控制策略[J]. 中国电力,2008,41(3):66-69.
- [4] 张朝阳,李卫华,宋兆星. 600 MW 超临界直流炉机组协调控制系统策略[J]. 华北电力技术,2007(1):24-28.
- [5] 姚峻,高磊,陈维和,等. 900 MW 超临界机组协调控制及 AGC 策略的研究与应用[J]. 中国电力,2005,38(8):62-65.

作者简介:

王亚顺(1982),男,河北唐山人,工程师,从事火电厂热控调试及自动控制系统研究工作;

于国强(1979),男,江苏常熟人,硕士,高级工程师,从事火电厂热控调试及自动控制系统研究工作。

欢迎投稿 欢迎订阅

发电机断水保护系统测量信号回路改造

杨洪武

(国电泰州发电有限公司,江苏 泰州 225327)

摘 要:汽轮发电机断水保护是发电厂发电机重要保护之一,本文介绍了国电泰州电厂汽轮发电机定子冷却水断水保护系统的构成,并对其存在的问题进行了解析,针对保护系统构成中存在的问题进行的技术改造方案进行了详细阐述,简要总结了保护系统在改造后试验情况。

关键词:断水保护;GACP 盘;逻辑组态;定子冷却水

中图分类号:TM31

文献标识码:B

文章编号:1009-0665(2014)S1-0065-02

目前各发电厂汽轮发电机采用的冷却方式主要有空冷、氢冷和水冷等,就超超临界机组而言,主要以水-氢-氢冷却方式为主,即定子绕组冷却为水内冷方式、定子铁芯、转子绕组为氢表冷的冷却方式,当出现定子冷却水断水情况时,定子线圈温度就会持续上升,危及发电机的安全,因此,必须降低发电机负荷,尽快解列停机。这就需要定子冷却水和定子线圈的温度信号参与发电机的保护,以使保护及时动作,而冷却水压力或流量以及反映定子线圈的温度信号的可靠性就尤为重要。

1 断水保护系统构成

国电泰州发电有限公司 2×1000 MW 超超临界燃煤发电机组汽轮发电机冷却方式为水-氢-氢方式,其中定子绕组的冷却水由定子冷却水泵强制循环。为保证冷却水的及时供应,设置两台冷却水泵,一台运行另一台备用,冷却水泵布置于汽机房零米。考虑到发电机在定子线圈冷却水突然中断后能够较短时间内维持运行,因此在断水保护设置中对不同负荷段范围内进行适当延时(250 MW-750 MW 设 60 s,750 MW 以上设 180 s 的延时),保护信号条件主要由发电机定冷水入口压力信号和发电机定子线圈出水温度组成。定冷水入口压力信号取样点在发电机下方两米冷却水母管上,为单点取样,在变送器柜内分开布置。压力变送器柜位于零米,三个压力信号送至发电机系统的辅助控制柜 GACP 盘柜。GACP 盘柜内部控制回路主要由密封油泵启停、定子冷却水泵启停、冷却水和氢监测系统等组成,盘柜上安装报警显示牌。其中断水保护信号回路大部分在控制柜中以硬回路方式实现。如图 1 所示。

从图 1 可以看出,三台压力变送器信号送至

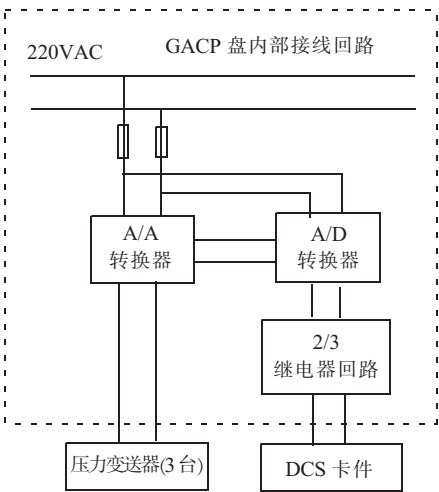


图 1 冷却水压力信号传递流程示意图

GACP 盘柜内部经过模拟量信号转换器将无源 4-20mA 信号转换为有源模拟量信号,模/数转换器再将模拟量信号转换为开关量信号输出,模/数转换器可以对输出限值进行设定,低值达限值后输出开关量,三个开关量信号再经过继电器节点搭接成三选二回路信号输出至 DCS。

发电机定子线圈出水温度高信号为两支电接点温度表输出节点组成,温度高于 95℃时节点信号送至 GACP 盘柜,在盘柜内每个温度高信号带一个中间继电器,两个中间继电器输出节点信号以硬接线形式实现串联后送至 DCS 机柜参与保护逻辑组态,DCS 保护逻辑组态如图 2 所示。

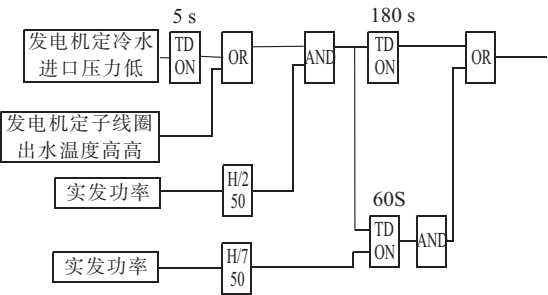


图 2 汽轮发电机断水保护逻辑图

机组负荷高于 250 MW 低于 750 MW 时,发电机定冷水入口压力低信号触发 5 s 或发电机定子线圈出水温度高信号触发延时 180 s 后保护条件满足,停机信号发出;机组负荷高于 750 MW 时,发电机定冷水入口压力低触发 5 s 或发电机定子线圈出水温度高信号触发延时 60 s 后保护条件满足,停机信号发出,机组解列。

2 系统构成存在的问题

在实际应用中,利用机组停机检修期间对发电机断水保护信号回路进行检查,发现在 GACP 盘柜内接线回路存在接线端子松动现象,由于是开关量节点信号的接线,松动后不能及时注意到,一旦定冷水压力确实低时,信号却不能正确发出至 DCS 系统,致使保护系统存在拒动的可能,影响发电机组的安全。对整个保护信号回路构成仔细推敲分析后可以发现,保护系统信号的回路设计方式存在一些不足之处,主要有以下几点。

(1) 电源系统薄弱。

模拟量转换器和模 / 数转换器均需 220VAC 电源供电,当电源失去时,转换模块就会停止工作,致使信号输出异常,从而导致断水保护失效。

(2) 接线回路复杂。

定冷水入口压力信号流程经过多次转换和转接,一旦接线端子松动或短路都会造成信号拒发或误发,从而导致断水保护的拒动或误动。硬接线回路大部分在 GACP 盘柜内部,容易和其他控制回路混淆或将强电引入 DCS,造成 DCS 卡件损伤。

(3) 涉及电子元件多。

由于中间环节采用的电子元件较多,而电子元件受环境等因素的影响较大,元件的故障率也就相应增多,从而造成保护的不准确性增强。

(4) 取样管未能彻底分开。

三个定冷水入口压力变送器在变送器柜内取样点是分开的,但在变送器柜外至发电机附近都是合用一根取样管,这样没有真正做到三选的目的,取样管任一处渗漏或排污阀打开都会造成三个冷却水压力值同时下降,进而造成保护误动。

3 断水保护系统优化方案

针对保护系统回路存在的问题,制定了一个详尽可靠的优化方案,既能消除系统测量回路存在的缺陷又要确保与原保护系统原则上的统一。首先是对硬接线回路进行的优化,取消定冷水入口压力变送器信号及发电机定子线圈出水温度高信号在发电机系统的辅助控制柜 GACP 盘柜内的转换逻辑

回路,将定冷水入口压力变送器信号通过硬接线方式直接从压力变送器引入 DCS 系统,并将三个压力信号布置在不同的卡件上,做到分散布置,优化后的信号流程如图 3 所示。发电机定子线圈出水温度信号也参照压力信号进行优化改造。这样,整个信号回路不再经过就地的 GACP 盘柜转换,跨越了中间环节,解决了盘柜内电源薄弱和参与回路电子元件较多等不利因素,使测量回路简洁明了。

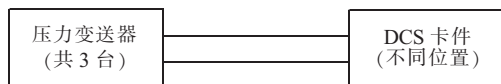


图 3 改造后压力信号传递流程图

模 / 数转换及逻辑组态在 DCS 上组态完成,优化后的逻辑如图 4,三个定冷水入口压力信号为三选二逻辑,两个定子线圈出水温度高信号为二选二逻辑,保证了信号动作的可靠性。压力定值的确定是根据原 GACP 盘柜内的模 / 数转换器的定值设定,并对取样位置与变送器间高度差产生的静压差进行折算,保护定值为低于 0.283 MPa。同时为了防止有干扰源造成模拟量信号波动,将三选二后触发信号由延时 5 s 延长为 10 s。

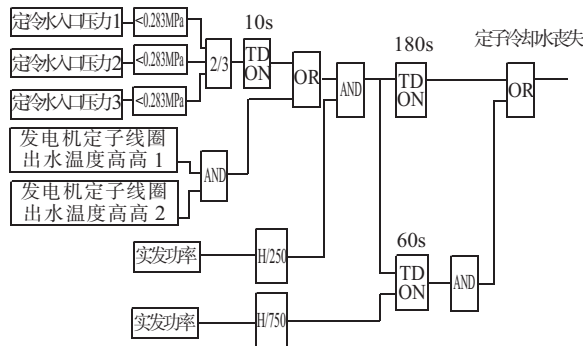


图 4 优化后的断水保护逻辑图

为了保证发电机断水系统的可靠性,对大屏幕光字牌报警同时进行了完善。报警逻辑如图 5 所示,三个压力信号和两个温度信号均采用“或”逻辑,即任一定冷水入口压力低或任一定子线圈出水温度高信号达到限值,均会在大屏幕中光字牌报警,以便及时提醒监盘人员注意。

同时,对三个定冷水入口压力变送器的取样管也进行了整改,将在压力变送器柜外部由一根取样管分为三根,每台变送器对应一根取样管,取样位置在发电机下方 2 m 处定冷水管路上,有效地防止了某一压力测点渗漏导致将三个压力拉下来而造成保护误动的可能。

4 优化后的保护联锁试验

就地定子冷却水压力变送器及发电机定子线圈

超临界锅炉低氮燃烧及 SCR 喷氨自动联合控制及优化

曹 鹏,冯晓萍

(国华太仓发电有限公司,江苏 太仓 215433)

摘 要:简述某超临界机组低氮燃烧器加 SCR 的联合脱硝自动控制系统的设计思路及控制逻辑,并提出固定出口 NO_x 值控制及 SOFA 风量函数分段控制的改进策略。经过电厂实践,满足环保指标,节约能源消耗,减轻操作强度,可为燃煤锅炉脱硝联合控制系统的典型设计提供参考。

关键词:低氮燃烧;SOFA;SCR;喷氨自动;分段控制;优化

中图分类号:TK227

文献标识码:B

文章编号:1009-0665(2014)S1-0067-03

“十二五”时期,长三角等重点区域将加快燃煤机组低氮燃烧技术改造及脱硝设施建设,运用环保电价和运行监管等价格杠杆的激励和约束作用,确保电厂脱硝设施高效稳定运行。

国华太仓电厂作为首批国内采用低氮燃烧器+SCR 脱硝工艺的 $2 \times 630 \text{ MW}$ 超临界机组,技术成熟,脱硝综合效率达 $80\% \sim 90\%$ 。

面临更为严格的环保标准,由于炉内低氮燃烧技术的局限性,液氨喷淋至反应稳定后测量 NO_x 值的时滞性,特别是氨逃逸控制的不稳定性,如何安全而经济地控制脱硝系统的喷氨量,对电厂 NO_x 排放闭环 DCS 控制的设计思路和控制逻辑提出了更高要求。

1 脱硝 SCR 自动控制

SCR 法烟气脱硝系统主要分为还原剂制备系统 NH_3 区和反应塔系统 SCR 区。

1.1 液氨蒸发器温度控制

该单回路控制系统任务为使液氨蒸发器内水温恒定。液氨蒸发器内水温为被调量,进口蒸汽调节阀开度为调节量。

自动时,液氨蒸发器内水温测量值与给定值偏差比较后送入 PID 调节器,其输出经 A/M 切换器后送到执行器,改变进口蒸汽调节阀开度,控制过热蒸汽流量,消除 PID 调节器入口偏差,使液氨蒸发器内水温保持恒定。

手动时,运行人员手动控制进口蒸汽调节阀开度,改变过热蒸汽流量,使液氨蒸发器内水温保持恒定,此时 PID 调节器输出跟踪 A/M 切换器的输出。

当液氨蒸发器水温测量值故障或液氨蒸发器水温测量值与给定值的偏差超过允许值时,系统自动切为手动;当液氨蒸发器水温高过定值时,系统

自动切为手动,联锁关闭进口蒸汽调节阀,并在 DCS 光字报警。

1.2 氨气缓冲罐压力控制

该单回路控制系统任务为使氨气缓冲罐氨气压力保持恒定。氨气缓冲罐氨气压力为被调量,液氨蒸发器进口液氨调节阀开度为调节量。

自动时,氨气缓冲罐氨气压力测量值与给定值偏差比较后送入 PID 调节器,其输出经 A/M 切换器后送到执行器,改变液氨蒸发器进口液氨调节阀开度,控制液氨蒸发流量,消除 PID 调节器入口偏差,使氨气缓冲罐氨气压力等于给定值。

手动时,运行人员通过操作器直接控制液氨蒸发器进口液氨调节阀开度,改变液氨蒸发流量,此时 PI 调节器输出跟踪自动/手动切换器的输出。

当氨气缓冲罐氨气压力测量值故障或氨气缓冲罐氨气压力测量值与给定值偏差超过允许值时,系统自动切为手动。

1.3 SCR 喷氨流量控制(固定摩尔比)

当 SCR 反应器中烟气温在 $300 \sim 410 \text{ }^\circ\text{C}$ 时,可投入喷氨控制。SCR 烟气脱硝控制系统利用固定的 NH_3/NO_x 摩尔比来提供所需要的氨气流量,进口 NO_x 浓度和烟气流量的乘积产生 NO_x 流量信号,此信号乘上所需 NH_3/NO_x 摩尔比就是基本氨气流量信号,作为给定值送入 PID 控制器与实测氨气流量信号比较,由 PID 控制器经运算后发出调节信号控制 SCR 入口氨气流量调节阀的开度以调节氨气流量。

计算出的 NO_x 流量乘以摩尔比是所需的氨气流量。摩尔比是根据系统设计的脱硝效率计算得出的,在固定摩尔比控制方法中为预设常数。净氨气的质量流量由在氨气喷射母管测得的体积流量通过温度和压力修正后取得。

2 低氮燃烧器分级控制

2.1 系统结构及控制方式

国华太仓电厂采用低 NO_x 同轴燃烧系统(LNCFS)及分级燃烧技术,主风箱位于主燃烧器区两侧墙外侧,SOFA 风箱位于主风箱上部 7.6 m 处。燃烧器采用带有燃料风(周界风)的 EI 型燃烧器。在每相邻两层煤粉喷嘴之间布置有 1 层辅助风喷嘴,包括上下 2 只偏置的 CFS 喷嘴、1 只直吹风喷嘴。在主风箱上部设有 2 层紧凑燃尽风(CCOFA)喷嘴,在主风箱下部设有 1 层火下风(UFA)喷嘴和 5 层可水平摆动($\pm 15^\circ$)的分离燃尽风(SOFA)燃烧器。

一般控制方式为:在机组负荷 60% BMCR 时开始投用下层 SOFA 风喷嘴,至 75% BMCR 全开;在 75% BMCR 时开始投用上层 SOFA 风喷嘴,至 90% BMCR 全开。

2.2 SOFA 开度控制逻辑

低氮燃烧系统分级风挡板采用层操控制,根据制造厂提供的负荷—SOFA 挡板开度经验函数进行 NO_x 排放控制。该区域风量的选择需确保 NO_x 减排效果外,还要兼顾燃烧的经济性和安全性。

自动方式下每个角的分级风单独控制,其控制指令是总分级风指令的 1/4,反馈信号为每个角对应的分级风风量,构成闭环控制。

每个角的分级风挡板控制原则是风量指令与实际风量偏差 PID 输出 $\leq 50\%$ 时,用下层挡板控制分级风风量; $>50\%$ 时下层挡板全开,分级风风量信号,保证投运的喷口风速在设计值附近。。

分级风风门自动方式解除时,1~4 号角分级风挡板跟踪解除自动前一刻自己的开度输出,并可以手动调节各自风门挡板开度。

锅炉 MFT 后,分级风风门开度保持不变;发生 RB 时,上层分级风风门关闭。

3 联合控制策略优化

3.1 改进后 SCR 固定出口 NO_x 值控制

3.1.1 方式比较

固定摩尔比控制基于脱硝效率和催化剂脱硝的固有能力和,在该控制方式下系统按照固定的氨氮摩尔比脱除烟气中 NO_x 。这种控制方式是设定值可调的单回路,优点是简单易于调试和整定,缺点会过度脱氮,增加运行成本,氨逃逸偏高还会导致空预器的堵塞。

固定出口 NO_x 值控制保持 SCR 出口 NO_x 恒定,按照实时工况需求脱除烟气中 NO_x ,可以降低电厂脱硝运行成本,提高设备使用寿命。

3.1.2 具体逻辑

改进控制主要体现在氨氮摩尔比设定值的计

算,固定摩尔比控制中氨氮摩尔比是一个定值,固定出口 NO_x 值控制中氨氮摩尔比是一个变值,引入了 SCR 出口 NO_x 浓度。氨气流量通过压力和温度进行密度修正后作为控制回路的测量值,氨氮摩尔比是脱硝效率的函数。

根据入口 NO_x 实际测量值以及出口 NO_x 设定值计算出预置摩尔比,预置摩尔比作为摩尔比控制器的基准来输出,出口 NO_x 实际测量值与出口 NO_x 设定值进行比较后通过 PID 调节器的输出作为修正,最终确定控制系统当前需要的摩尔比值。

自动方式,经过反应器进口氧气浓度计算后的反应器进口 NO_x 浓度和烟气流量的乘积产生 NO_x 流量信号,此信号乘上所需 NH_3/NO_x 摩尔比就基本氨气流量信号,至氨气流量调节器(副调),与喷氨流量测量值进行比值调节(粗调),调节过程结束后,若反应器出口 NO_x 浓度与其设定值不相等,则反应器出口 NO_x 浓度调节器(主调)根据其入口偏差进一步修正 NH_3/NO_x 摩尔比(细调),改变喷氨流量,使反应器出口 NO_x 浓度等于给定值,保证脱硝效率。

手动方式,运行人员通过操作器直接控制氨气流量调节阀开度,改变喷氨流量,使反应器出口 NO_x 浓度等于给定值,保证脱硝效率,此时自动系统处于跟踪状态,氨气流量调节器(副调)的输出跟踪自动/手动切换器的输出,反应器出口 NO_x 浓度调节器(主调)的输出跟踪氨气流量测量值与基本氨气流量信号的差。

3.2 改进后 SOFA 风量函数分段控制

3.2.1 方式比较

SOFA 开度控制是简单的开环回路,单一的经验参数不能适应多时变、多参数的耦合复杂工况。

将 NO_x 排放纳入闭环控制,可以克服脱硝系统存在明显的 NO_x 反应器催化剂反馈迟延和 NO_x 分析仪响应滞后,作为联合控制系统的前馈,进一步增强变负荷系统调节的及时性。

3.2.1 具体逻辑

逻辑设计优化方案是将 NO_x 实时值与基准值(负荷指令— NO_x 基准浓度函数形式,需通过试验确定)比较,其偏差(设置死区)通过 PID 调节后作为乘法修正因子叠加到“负荷指令—SOFA 风量函数”上。考虑实际运行工况,需增加锅炉减温水流量、飞灰含碳量作为闭环修正量。国华太仓电厂送风量自动控制采用“负荷指令—总风量函数”及炉膛风箱差压控制的方式,低氮燃烧器区域风量无法直接计量。

根据锅炉性能试验和 NO_x 排放优化调整试验的结果,可以设计出“负荷指令—SOFA 风量函数”。根据 NO_x 生成及抑制机理,对采用中速磨直吹制粉

系统的锅炉,磨煤机运行方式对 NO_x 排放具有重要影响,所以“负荷指令—SOFA 风量函数”包含两组数据,通过磨煤机运行方式自动切换选用分段控制。

根据锅炉性能试验及低氮燃烧系统优化调整结果,运行人员可以对风量函数和上下层 SOFA 风门挡板开度设置偏置。如图 2 所示。

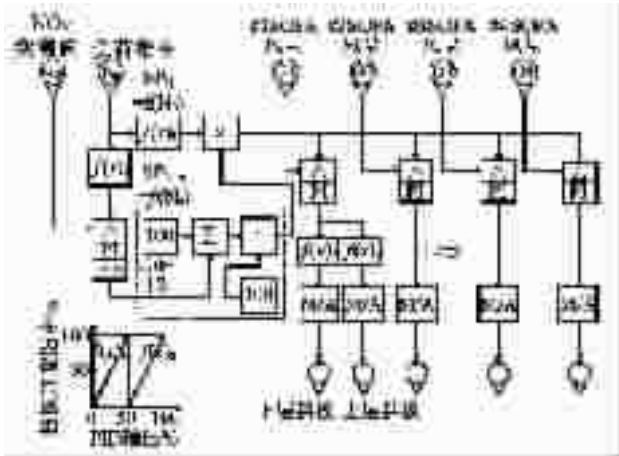


图 2 改进后 SOFA 风量函数分段控制

(上接第 66 页)

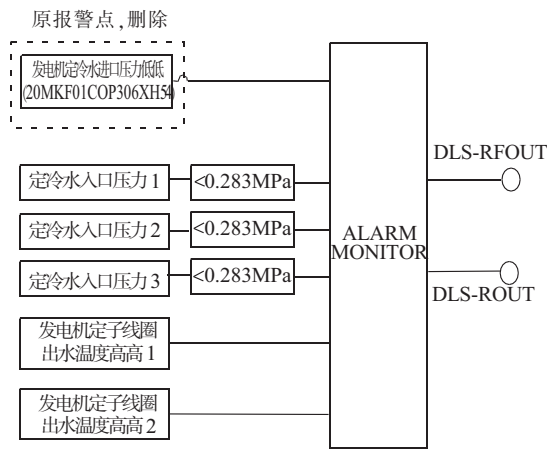


图 5 光字牌报警逻辑

出水温度信号接线调试完成及 DCS 组态工作完成后,对保护系统进行了整体联锁试验。首先对机组负荷进行了仿真(分别在 250 MW 至 750 MW 之间和大于 750 MW 两个负荷段),在压力变送器上直接加 4-20 mA 信号模拟实际压力值,直至压力低信号触发(三个压力信号中任两个信号同时模拟),发

4 结束语

脱硝控制系统的优化措施,一是为脱硝反应创造合适条件即来改善设备结构和运行方式为反应提供适宜的温度场、流场和浓度场,二是提高喷氨量的控制精度。通过大量性能试验和实际工况的摸索,掌握关键的控制工艺点,相应的过程自动控制就能实现烟气脱硝排放的目标。

参考文献:

[1] 赵 毅,朱洪涛,安晓玲,等. 燃煤锅炉 SCR 法烟气脱硝技术[J]. 锅炉技术,2009,40(2):76-80.
[2] 严 峻,吕晓东. 300 MW 燃煤锅炉低氮燃烧闭环控制设计及运行[J]. 华东电力,2007,35(12).

作者简介:

曹 鹏(1979),男,江苏姜堰人,工程师,任职国华太仓电厂热工专业;
冯晓萍(1980),女,浙江临安人,工程师,任职太仓港协鑫电厂热工专业。

电机断水保护跳闸条件触发正常,将电接点温度表设定值进行调整,使其低于当前环境温度值,模拟温度高值动作,发电机断水保护跳闸条件触发正常。

5 结束语

国电泰州发电有限公司汽轮发电机断水保护系统优化工作均在机组检修期间完成,优化后的保护系统大大提高了保护动作的准确性,避免了各种不确定因素造成的断水保护拒动或误动的可能性,进而提高了机组的安全性和保护的可靠性。

参考文献:

[1] 孙国彬. QFQS(QFS)系列水冷发电机断水保护的探讨[J]. 上海大中型电机,2005(04):38-41.
[2] 肖 勇. 发电机断水保护实施方案的探讨[C]. 全国火电大机组(300 MW 级)竞赛第 37 届年会论文集. 北京:中国电力企业联合会科技开发服务中心. 2008,500-508.

作者简介:

杨洪武(1975),男,江苏泰州人,工程师,从事火电热控专业工作。

方天公司三项工程获评中国电力优质工程

2014 年 8 月 19 日,从中国电力建设企业协会传来喜讯,由江苏方天电力技术有限公司调试的三项工程获得 2013 年度“中国电力优质工程奖”。“中国电力优质工程奖”是我国电力建设行业工程质量的最高奖,此次评选全国共有 53 项工程获奖,由方天公司调试的国电谏壁发电厂 2×1000 MW 扩建工程、国华陈家港发电厂 2×660 MW 超超临界机组工程和华电戚墅堰热电厂 2×220 MW 燃机热电联产工程榜上有名。

摘自《江苏电力信息网》

· 环保专业 ·

1030 MW 超超临界机组氮氧化物排放控制技术研究

徐洪良¹, 周林海²

(1. 华能南京金陵发电有限公司, 江苏 南京 210034;

2. 浙江菲达环保科技股份有限公司, 浙江 诸暨 311800)

摘要: 综述了火电厂氮氧化物的生成机理、排放控制技术, 并对几种脱硝技术进行了比较, 重点介绍了低氮燃烧技术+SCR 烟气脱硝系统在 1030 MW 超超临界机组的应用, 为我国大型燃煤机组的脱硝工程提供参考。

关键词: 氮氧化物; 选择性催化还原; 研究

中图分类号: X773

文献标识码: B

文章编号: 1009-0665(2014)S1-0070-05

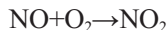
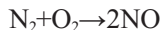
氮氧化物活性高、氧化性强, 是造成我国复合型大气污染的关键污染物。随着国民经济持续快速发展和能源消费总量大幅攀升, 我国氮氧化物排放量迅速增长, 据有关部门估算 2010 年, 我国的 NO_x 排放量已达到 2194 万吨, 其中近 70% 来自于煤炭的直接燃烧, 以燃煤为主的电力生产是 NO_x 排放的主要来源。鉴于我国的能源消耗量今后将随经济的发展不断增长, NO_x 排放量也将持续增加, 如不加强控制 NO_x 的排放量, NO_x 将对我国大气环境造成严重的污染。《火电厂大气污染物排放标准》(GB13223-2011) 要求自 2014 年 7 月 1 日起燃煤电厂锅炉 NO_x 排放浓度将控制在 100 mg/Nm^3 以内。这就要求火电厂必须对锅炉烟气进行脱硝处理, 提高氮氧化物减排能力。

1 燃煤锅炉 NO_x 的生成机理

煤燃烧过程中产生的氮氧化物主要是一氧化氮(NO)和二氧化氮(NO_2), 在煤燃烧过程中氮氧化物的生成量和排放量与煤的燃烧方式, 特别是燃烧温度和过量空气系数等燃烧条件有关。研究表明, 在煤的燃烧过程中生成 NO_x 的主要途径有三个:

1.1 热力型 NO_x

热力型 NO_x 是空气中的氧(O_2)和氮(N_2)在燃料燃烧时所形成的高温环境下生成的 NO 和 NO_2 的总和, 其总反应式为:



当燃烧区域的温度低于 1000°C 时, NO 的生成量很小, 而温度在 $1300\sim 1500^\circ\text{C}$ 时, NO 的浓度大约为 $500\sim 1000 \text{ mg/L}$, 而且随着温度的升高, NO_x 的生成速度按指数规律增加。因此, 温度对热力型 NO_x 的生成具有决定作用。

1.2 快速型 NO_x

快速型 NO_x 主要是指燃料中的碳氢化合物在燃料浓度较高区域燃烧时所产生的烃与燃烧空气中的 N_2 分子发生反应, 形成的 CN 、 HCN , 继续氧化而生成的 NO_x 。

1.3 燃料型 NO_x

燃料型 NO_x 的生成是燃料中的氮化合物在燃烧过程中氧化反应而生成的 NO_x , 称为燃料型 NO_x 。

2 氮氧化物排放控制技术

目前控制 NO_x 排放的措施大致分为三类, 一类是低 NO_x 燃烧技术, 通过各种技术手段, 抑制或还原燃烧过程中生成的 NO_x , 来降低 NO_x 排放; 另一类是炉膛喷射脱硝技术; 第三类是烟气脱硝技术。

2.1 低 NO_x 燃烧技术

由 NO_x 的形成条件可知, 对 NO_x 的形成起决定作用的是燃烧区域的温度和过量空气量。因此, 低 NO_x 燃烧技术就是通过控制燃烧区域的温度和空气量, 以达到阻止 NO_x 生成及降低其排放的目的。对低 NO_x 燃烧技术的要求是, 在降低 NO_x 的同时, 使锅炉燃烧稳定, 且灰灰含碳量不能超标。目前常用的低 NO_x 燃烧技术有如下几种:

2.1.1 燃烧优化

燃烧优化是通过调整锅炉燃烧配风, 控制 NO_x 排放的一种实用方法。它采取的措施是通过控制燃烧空气量、保持每只燃烧器的风粉(煤粉)比相对平衡即进行燃烧调整, 使燃料型 NO_x 的生成降到最低, 从而达到控制 NO_x 排放的目的。

2.1.2 空气分级燃烧技术

空气分级燃烧技术是目前应用较为广泛的低 NO_x 燃烧技术, 它的主要原理是将燃料的燃烧过程分段进行。该技术是将燃烧用风分为一、二次风, 减少煤粉燃烧区域的空气量(一次风), 提高燃烧区域

的煤粉浓度,推迟一、二次风混合时间,这样煤粉进入炉膛时就形成了一个富燃料区,使燃料在富燃料区进行缺氧燃烧,以降低燃料型 NO_x 的生成。缺氧燃烧产生的烟气再与二次风混合,使燃料完全燃烧。

2.1.3 燃料分级燃烧技术

该技术是将锅炉的燃烧分为两个区域进行,将 85%左右的燃料送入第一级燃烧区进行富氧燃烧,生成大量的 NO_x ,在第二级燃烧区送入 15%的燃料,进行缺氧燃烧,将第一区生成的 NO_x 进行还原,同时抑制 NO_x 的生成,可降低 NO_x 的排放。

2.1.4 烟气再循环技术

该技术是将锅炉尾部的低温烟气直接送入炉膛或与一次风、二次风混合后送入炉内,降低了燃烧区域的温度,同时降低了燃烧区域的氧的浓度,所以降低了 NO_x 的生成量。该技术的关键是烟气再循环率的选择和煤种的变化。

2.1.5 低 NO_x 燃烧器

将前述的空气分级及燃料分级的原理应用于燃烧器的设计,尽可能的降低着火区的氧浓度和温度,从而达到控制 NO_x 生成量的目的,这类特殊设计的燃烧器就是低 NO_x 燃烧器,一般可以降低 NO_x 排放浓度的 30%~60%。

2.1.5.1 空气分级型低 NO_x 燃烧器

设计原则类似于炉膛空气分级燃烧,使燃烧器喷口附近着火区形成过量空气系数小于 1 的富燃料区,设计要点在于燃烧器二次风与一次风粉气流的混合位置,使喷口附近最早的煤粉着火区形成强烈的还原性气氛,以大幅度降低 NO_x 的生成量。

2.1.5.2 燃料分级型低 NO_x 燃烧器

该燃烧器基于燃料分级原理,旨在提高着火过程稳定性和进一步降低 NO_x 浓度,由德国 Steinmuller 公司开发而成,型号为 MSM 型。

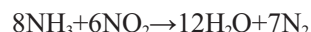
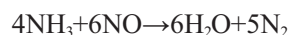
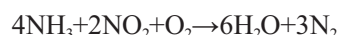
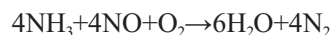
2.1.5.3 烟气再循环型低 NO_x 燃烧器

其原理是再循环烟气不经过混合直接引入到一次风外面的区域,用以降低火焰温度峰值和冲淡火焰中心的氧浓度,以抑制热力和燃料型 NO_x 的生成。烟气区外的内二次风起着控制空气和燃料的混合以及调节火焰的形状及 NO_x 浓度的作用。

2.2 炉膛喷射脱硝技术

炉膛喷射脱硝实际上是在炉膛上部喷射某种物质,使其在一定的温度条件下还原已生成的 NO_x ,以降低 NO_x 的排放量。它包括喷水、喷二次燃料和喷氨等。但喷水和二次燃料的方法,尚存在着如何将 NO 氧化为 NO_2 和解决非选择性反应的问题,因此,目前还不成熟。下面着重介绍喷氨(或尿素)法。喷氨法是一种选择性降低 NO_x 排放量的方法(因喷

入的氨只与烟气中的 NO_x 发生反应,而不与烟气中的其他成分反应),当不采用催化剂时, NH_3 还原 NO_x 的反应只能在 950~1050 °C 这一狭窄的温度范围内进行。因此这种方法又称为非选择性催化脱硝法。氨的喷入地点一般在炉膛上部烟气温度在 950~1050 °C 范围内的区域。当氨和烟气中 NO_x 接触时,会发生下面的还原反应:



采用该方法要解决好两个问题:一是氨的喷射点选择,要保证在锅炉负荷变动的情况下,喷入的氨均能在 950~1050 °C 范围内与烟气反应。因此,一般在炉墙上开设多层氨喷射口。二是喷氨量的选择要适当,少则无法达到预期的脱除 NO_x 的效果,但氨量过大,将在尾部受热产生硫酸铵,从而堵塞并腐蚀空气预热器,因此要求尾部烟气中允许的氨的泄露量应小于 5 ppm,在这一条件限制下,非催化烟气喷氨脱硝法的 NO_x 降低率为 30%~70%。

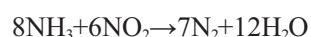
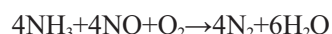
非催化烟气喷氨脱硝法投资少,运行费用也低,但反应温度范围狭窄,目前在欧洲和美国的 330 MW 燃煤电站锅炉上已有采用该法运行经验,但市场占有率非常低。

2.3 烟气脱硝技术

由于低 NO_x 燃烧技术降低 NO_x 的排放是比较低的(一般在 50%以下),因此,当 NO_x 的排放标准要求比较严格时,就必须考虑采用燃烧后的烟气处理技术来降低 NO_x 的排放量。应用在燃煤电站锅炉上的成熟烟气脱硝技术主要有选择性催化还原技术(Selective Catalytic Reduction,简称 SCR)、选择性非催化还原技术(Selective Non-Catalytic Reduction,简称 SNCR)以及 SNCR/SCR 混合烟气脱硝技术。

2.3.1 选择性催化脱硝法(SCR)

选择性催化还原(SCR)技术是目前应用最多而且最有成效的烟气脱硝技术。SCR 技术是在金属催化剂作用下,以 NH_3 作为还原剂,将 NO_x 还原成 N_2 和 H_2O 。 NH_3 不和烟气中的残余的 O_2 反应,而如果采用 H_2 、 CO 、 CH_4 等还原剂,它们在还原 NO_x 的同时会与 O_2 作用,因此称这种方法为“选择性”。工作原理如图 1 所示,主要反应方程式为:



选择适当的催化剂上述反应可以在 200 °C~400 °C 的温度范围内有效进行。在 $\text{NH}_3/\text{NO}_x=1$ 的条件下,可以得到 80%~90%的 NO_x 脱除率。

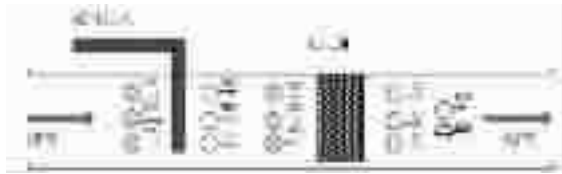


图 1 SCR 工作原理图

采用该法脱硝的反应温度取决于催化剂的种类,因此,催化剂室应布置在尾部烟道中相应的位置。该方法能达到 80%~90%的 NO_x 降低率,因此,对于环保要求日益严格的地区,有相当好的应用前景。选择性催化剂脱硝法的系统主要由催化剂反应器、催化剂和氨储存和喷射系统所组成。催化剂反应器在锅炉烟道中的布置有三种可能方案:

(1) 锅炉省煤器后、空气预热器前温度约为 350℃左右的位置(以下简称前置式布置)

优点:温度范围适合于大多数催化剂的工作温度。

缺点:催化剂宜中毒,催化剂反应器宜受飞灰磨损,反应器蜂窝状通道宜堵塞,催化剂宜烧结,不适合于高活性催化剂。

(2) 布置在静电除尘器和空气预热器之间。

该法由于静电除尘器无法在 300~400℃温度下正常工作,因此很少采用。

(3) 布置在 FGD 之后(以下简称后置式布置)。

当锅炉尾部烟道装有湿法脱硫装置(FGD)时,可将催化剂反应器装于 FGD 之后,使催化剂工作在全无、

SO_2 的烟气中,故可采用高活性催化剂,并使反应器布置紧凑,但由于烟气温度低(50~60℃),难以达到催化剂的工作温度,因此,须在烟道内加装燃油或燃气的燃烧器,或蒸汽加热器来加热烟气,从而增加了能源消耗和运行费用。

典型的前置式 SCR 装置(高温高尘布置)如图 2 所示,装于炉后与空气预热器之间的烟道。主要包括三部分,即空气系统、供氨系统及催化反应器。烟气与来自氨/空气混合器的氨在催化剂的作用下反应, NO_x 转化为 N_2 和 H_2O ,处理后的烟气进入空气预热器。

由于高温高尘布置时,烟气温度满足脱硝化学反应的要求,氨则被喷射于省煤器与 SCR 反应器间烟道内的适当位置,使其与烟气充分混合后在反应器内与氮氧化物反应,SCR 系统商业运行业绩的脱硝效率约为 80%~90%。同时不需要额外设备,国外工程多采用这种布置方式,国内已有嵩屿、国华太仓、国电铜陵、外高桥三期、国电北仑三期等电厂燃煤锅炉机组上成功运行,新建的机组也多采用 SCR

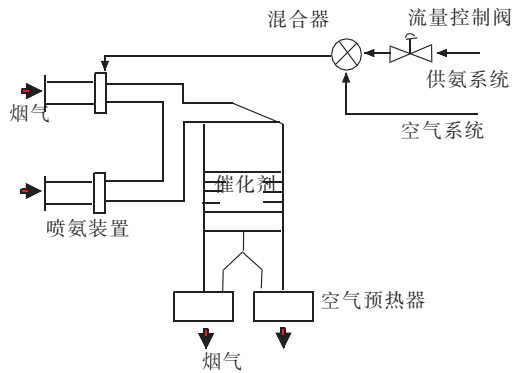


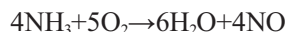
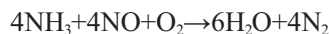
图 2 典型 SCR 高温高尘布置示意图

技术。

SCR 技术对锅炉烟气 NO_x 控制效果十分显著,占地面积小、技术成熟、易于操作。同时 SCR 技术消耗 NH_3 和催化剂,也存在运行费用高,设备投资大的缺点。

2.3.2 选择性非催化脱硝法(SNCR)

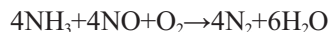
SNCR 法又称高热脱硝法,它是利用注入的 NH_3 与 NO 反应生成 N_2 和 H_2O ,该反应必需在高温下进行,反应式如下:



反应式(1)发生的反应温度为 1070~1270K,反应式(2)发生的反应温度为 1370K 以上,因此 SNCR 法的反应温度必须控制在 1200~1400K 之间。

该技术是用 NH_3 、尿素等还原剂喷入炉内与 NO_x 进行选择反应,不用催化剂。还原剂喷入炉膛温度为 850~1100℃的区域,该还原剂(尿素)迅速热分解成 NH_3 并与烟气中的 NO_x 进行 SNCR 反应生成 N_2 ,该方法是以炉膛为反应器。

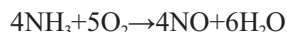
NH_3 为还原剂的主要反应为:



尿素为还原剂的主要反应为:



当温度高于 1100℃时, NH_3 则会被氧化为 NO ,即



不同还原剂有不同的反应温度范围。 NH_3 的反应最佳温度区为 850~1100℃。当反应温度过高时,由于氨的分解会使 NO_x 还原率降低,另一方面,反应温度过低时,氨的逃逸增加,也会使 NO_x 还原率降低。 NH_3 是高挥发性和有毒物质,氨的逃逸会造成新的环境污染。

SNCR 烟气脱硝技术的脱硝效率一般为 25%~50%,受锅炉结构尺寸影响很大,多用作低 NO_x 燃烧

技术的补充处理手段。采用 SNCR 技术,目前的趋势是用尿素代替氨作为还原剂,值得注意的是,近年的研究表明,用尿素作为还原剂时,NO_x 会转化为 N₂O,N₂O 会破坏大气平流层中的臭氧,除此之外,N₂O 还被认为会产生温室效应,因此产生 N₂O 问题已引起人们的重视。

2.3.3 SNCR/SCR 混合烟气脱硝技术

SNCR/SCR 混合烟气脱硝技术是把 SNCR 工艺的还原剂喷入炉膛技术同 SCR 工艺利用逃逸氨进行催化反应的技术结合起来,进一步脱除 NO_x。它是把 SNCR 工艺的低费用特点同 SCR 工艺的高效率及低的氨逃逸率进行有效结合。SNCR/SCR 混合工艺的运行特性参数可以达到 40%~80%的脱硝效率,氨的逃逸小于 3~10 ppm。

2.3.4 几种烟气脱硝技术的比较分析

对上述几种不同的烟气脱硝技术进行比较分析,比较结果见表 1。

表 1 烟气脱硝技术参数比较

项目	SCR	SNCR/SCR 混合型	SNCR
还原剂	以 NH ₃ 为主	可使用NH ₃ 或尿素	用 NH ₃ 或尿素
反应温度	320~400℃	前段:850~1100℃,后段:320~400℃	850~1100℃
催化剂	成份主要为 TiO ₂ , V ₂ O ₅ , WO ₃	后段加装少量催化剂(成份主要为 TiO ₂ , V ₂ O ₅ , WO ₃)	不使用催化剂
脱硝效率	70%~90%	40%~80%	25%~50%
还原剂喷射位置	多选择于省煤器与 SCR 反应器间烟道内	锅炉负荷不同喷射位置也不同,通常位于一次过热器或二次过热器后端	通常在炉膛内喷射,但需与锅炉厂家配合
SO ₂ /SO ₃ 氧化	会导致 SO ₂ /SO ₃ 氧化	SO ₂ /SO ₃ 氧化较 SCR 低	不导致 SO ₂ /SO ₃ 氧化
NH ₃ 逃逸	3~5 ppm	3~10 ppm	10~15 ppm
对空气预热器影响	NH ₃ 与 SO ₃ 易形成 NH ₄ HSO ₄ 造成堵塞或腐蚀	SO ₂ /SO ₃ 氧化率较 SCR 低,造成堵塞或腐蚀的机会较 SCR 低	不导致 SO ₂ /SO ₃ 的氧化,造成堵塞或腐蚀的机会为三者最低
系统压力损失	催化剂会造成压力损失	催化剂用量较 SCR 小,产生的压力损失相对较低	没有压力损失
燃料的影响	高灰分会磨损催化剂,碱金属氧化物会使催化剂钝化	影响与 SCR 相同	无影响
锅炉的影响	受省煤器出口烟气温度的影响	受炉膛内烟气流速及温度分布的影响	与 SNCR/SCR 混合系统影响相同

3 脱硝工艺的方案选择原则

针对 1030 MW 燃煤机组,脱硝工艺方案的选择应考虑以下几方面因素:

- (1) NO_x 排放浓度和排放量必须满足国家和当地政府环保要求;
- (2) 脱硝工艺要适用于工程已确定的煤种条件,并考虑燃煤来源的变化可能性;
- (3) 脱硝工艺要做到技术成熟、设备运行可靠,并有较多成功的运行业绩;
- (4) 根据工程的实际情况尽量减少脱硝装置的建设投资;
- (5) 脱硝装置应布置合理;
- (6) 脱硝还原剂要有稳定可靠的来源;
- (7) 脱硝工艺还原剂、水和能源等消耗少,尽量减少运行费用;
- (8) 检修和维护费用小。

根据上述因素,结合表 1 的脱硝工艺分析,如采用选择性非催化烟气喷氨脱硝法(SNCR)投资少,运行费用也低,但此方法反应温度范围狭窄,对炉膛温度要求比较高,对于煤种和负荷变化的适应性很差,运行困难,在全世界范围内采用此方法的也很少,选择性非催化烟气喷氨脱硝法(SNCR)的脱硝效率较低,难以满足国家环保政策要求。

针对 1030 MW 燃煤机组的特点,华能金陵发电有限公司采用了低氮燃烧技术+选择性催化还原法(SCR)脱硝工艺,目前低氮燃烧技术已比较成熟,脱硝效率达 50%以上,选择性催化还原法(SCR)脱硝效率可以达到 90%以上,工艺成熟,在全世界脱硝方法中占主导地位。布置方式为前置布置方式,即反应器布置在锅炉省煤器和空气预热器之间。

3 脱硝系统脱硝效率的确定

根据《火电厂大气污染物排放标准》(GB13223-2011)规定的要求,电厂氮氧化物排放浓度为小于 100 mg/Nm³。

一般情况下,1030 MW 燃煤机组锅炉在没有采用低氮燃烧技术时省煤器出口 NO_x 浓度为 600 mg/Nm³ 左右,最高时可达 700 mg/Nm³,采用低氮燃烧技术脱硝效率可达 50%,即出口 NO_x 浓度为 350 mg/Nm³ 左右。

在锅炉采用低氮燃烧技术后,省煤器出口 NO_x 浓度为 350 mg/Nm³ 左右,考虑锅炉燃烧工况的变化会引起省煤器出口 NO_x 浓度的波动,SCR 脱硝装置的入口 NO_x 设计浓度可以取为 400 mg/Nm³,SCR 脱硝装置出口 NO_x 排放浓度为 100 mg/Nm³,SCR 脱硝效率为 75%;能够满足《火电厂大气污染物排放标准》(GB13223-2011)的环保要求。考虑到燃煤来源变化的可能性,为了留有适当的适应空间,1030 MW 燃煤机组在 SCR 入口 NO_x 设计浓度为

400 mg/Nm³, 脱硝效率应该按不小于 80%设计, SCR 脱硝装置出口 NO_x 排放浓度为 80 mg/Nm³, 能够满足环保标准。

4 工程实践

4.1 电厂概况

华能南京金陵发电有限公司建设两台 1030 MW 超超临界燃煤发电机组, 1 号、2 号机组分别于 2009 年 12 月、2011 年 1 月分别投入商业运行。1 号、2 号机组锅炉由哈尔滨锅炉厂制造、汽轮机及发电机由上海电气集团制造。

4.2 SCR 脱硝系统介绍

1 号、2 号机组脱硝系统由哈尔滨锅炉厂设计制造, 脱硝工艺采取低氮燃烧技术 + 选择性催化还原(SCR)法。SCR 反应器采用高灰型工艺布置(即反应器布置在锅炉省煤器与空预器之间)。奥地利 GmbH 公司提供脱硝催化剂。

4.3 SCR 脱硝系统主要参数

表 2 主要参数

项目	单位	参数
数量	组 / 炉	2
催化剂数量	层 / 组	3
催化剂类型	--	蜂窝式
催化剂模块(长宽高)	Mmm	1342×1910×970
催化剂模块数 / 层	个	75(5×15)
烟气流量	Nm ³ /h	2828158
烟气流速	m/s	4.87
烟气温度	℃	300~450
烟气温度	℃	378
反应器入口 SO ₂ 浓度	mg/Nm ³	2231
烟气参数 NO _x 浓度	mg/Nm ³	400
烟尘浓度	g/Nm ³	12.5
反应器出口 NO _x	mg/Nm ³	≤90
烟气参数 NH ₃	mg/L	≤3
脱硝效率	%	80~90
烟气压降	Pa	980
每炉氨消耗量	kg/h	340
还原剂	--	液氨

4.4 测试结果

中国环境监测总站分别于 2010 年 3 月 2 日和 2011 年 3 月 23 日对 1 号、2 号机组脱硝装置进行了环保“三同时”验收测试。结果见表 3。

表 3 脱硝系统测试结果

机组 编号	负荷 /MW	反应器	入口氮氧 化物浓度 / (mg·Nm ⁻³)	出口氮氧 化物浓度 / (mg·Nm ⁻³)	氨逃逸率 /ppm	脱硝 效率 /%
1 号	898	A	498	87	2.1	82.53
		B	506	89	1.8	82.41
2 号	997	A	301	47	1.7	84.39
		B	282	45	1.5	84.04

表 3 数据表明, 1 号、2 号机组 A、B 反应器出口氮氧化物浓度均低于 100 mg/m³, 可以满足环保排放要求, 脱硝效率和氨逃逸率也能够满足设计值。

5 结束语

新的火电厂大气污染物排放标准已经开始实施, “十二五”期间, 燃煤电厂氮氧化物的控制将成为电力环保的重中之重, 必将掀起脱硝设施建设的高潮。在电厂现有条件的约束下, 合理采用先进成熟的低氮燃烧技术和选择性催化还原法(SCR)脱硝技术, 可以满足氮氧化物排放标准, 同时可以实现经济效益和社会效益最大化。

参考文献:

[1] 中国电力企业联合会. 中国电力行业年度发展报告[M]. 北京: 中国电力出版社, 2010.

[2] 朱法华, 刘大钧, 王 圣. 火电厂 NO_x 排放及控制对策审视[J]. 环境保护, 2009(21): 40-41.

[3] 王志轩. 我国燃煤电厂烟气脱硝产业化发展的思考[J]. 中国电力, 2009, 42(Suppl.1): 1-6.

[4] 孙克勤, 钟 秦. 火电厂烟气脱硝技术及工程运用[M]. 北京: 化学工业出版社, 2007.

作者简介:

徐洪良(1970), 男, 江苏宜兴人, 助理工程师, 长期从事火电厂环境保护技术监督及环境管理;

周林海(1976), 男, 浙江诸暨人, 工程师, 长期从事火电厂环保工程及环境治理工作。

中国成为风电机组新兴出口国

短短十几年前风电设备仍基本依赖进口的中国, 如今已成为新兴的风电机组出口国。2013 年, 中国七家风电设备制造企业共实现出口 341 台, 装机容量 69.2 万千瓦, 分别比上一年大幅增长 51.1% 和 60.8%, 创造了 2008 年有风电机组出口纪录以来的最好水平。据中国可再生能源学会风能专业委员会统计, 从 2008 年至 2013 年, 中国累计向 27 个国家和地区出口风电机组 748 台、总装机容量 139.2 万千瓦, 出口市场包括美国、澳大利亚、埃塞俄比亚、意大利、土耳其、巴基斯坦、保加利亚、智利等。经过近十年自主研发能力培育, 中国风电机组制造企业推出了一系列适应不同运行环境需求的产品, 包括低温、湿热、台风和高海拔等环境下运行的机组, 特别是满足低风速区域要求的产品, 有望进一步提升“中国制造”的国际竞争力。

摘自《江苏电力信息网》

排污权有偿使用和交易对发电公司的影响分析

郝海华

(江苏常熟发电有限公司,江苏 常熟 215536)

摘 要:在简单介绍国内排污权有偿分配和交易实施的基础上,以某全国性发电公司为案例,针对该公司现有机组规模和 2020 年机组规模,预测二氧化硫和氮氧化物排放量将大幅增加,通过数据计算分析了排污权有偿分配和交易对该公司今后数年发展将带来较大的经济影响,强调该公司今后还需通过技术进步进一步提高脱硫脱硝投运率和效率,降低二氧化硫和氮氧化物排放量。

关键词:排污权;有偿使用;交易

中图分类号:X773

文献标识码:B

文章编号:1009-0665(2014)S1-0075-02

排污权,本质上是对环境容量的占用权,在法理上属于用益物权范畴。是指排放者在环境保护监督管理部门允许的额度内,并在确保该权利的行使不损害其他公众环境权益的前提下,依法享有的向环境排放污染物的权利。1968 年,美国经济学家戴尔斯首先提出排污权概念,其内涵是政府作为社会的代表及环境资源的拥有者,把排放某污染物的权利以某种形式分配给排污者。

在我国环境管理实践中,排污权与总量控制相配套,以排污许可证的形式体现。随着管理制度的创新与发展,相关法规的逐步健全,排污权概念的内涵也在渐渐扩大。如今排污权不仅仅指向环境排放污染物的权力,江苏省排污权电子竞拍交易规则中这样定义排污权:依法取得的排污指标并对该指标占有、使用、收益和处分的权力。

本文针对某全国性发电公司到 2020 年火电机组规模变化,分析计算了排污权有偿分配和交易对公司的经济影响。

1 排污权有偿使用

排污权有偿使用和交易,是指排污单位主要污染物在总量控制前提下,依法取得排污许可证,有偿获污染物排污指标,并可将赋予指标依法进行转让^[1]。

在实施排污权交易前,我国各地排污指标一般根据环评批复或者生产规模无偿分配。从 1990 年开始,国内逐步开展排污权有偿分配及交易试点工作。由于火电行业环境管理相对规范,排放污染物因子简单易计量,所以各地试点工作首先在电力行业开展。从试点情况看排污权有偿分配主要两大类型:

1.1 新老企业差别化管理

现有存量企业排污权按现有总量指标无偿取得,新建、扩建、改建项目新增总量必须通过排污权交易有偿取得。比较典型的是山西省,《山西省人民政府关于在全省开展排污权有偿使用和交易工作的指导意见》明确“本着尊重历史、推进改革的精神,坚持总量控制的前提下,对现有排污单位和新建、扩建项目,在排污权有偿使用和交易上实行差别化的政策。对实行排污权交易以前已经合法审批存在的企业,其排污权核定充分尊重其历史数据,统一方法,无偿使用。新建、改建、扩建项目按照排污权有偿使用原则,通过排污权交易取得排污权。”^[2]

1.2 所有企业同等对待

所有企业均需要有偿取得排污权指标。如江苏省在《江苏省二氧化硫排污权有偿使用和交易管理办法(试行)》中明确:“坚持公平、公正、公开的原则,实行统一政策、分级管理……^[3]。”按该办法,环保部门对存量企业综合考虑环境容量、行业排放绩效和环评批复核定排污指标,企业按分指标申购排污权。新扩改企业新增排污量的,应当通过排污权交易有偿获得排污指标。

以上两类分配方案中,总量指标均有时限性,一般时限为五年,五年后中总量指标将重新分配和购买,原则上是指标额度只降不升。

2 公司总量指标及排放情况

某全国性发电公司下属各发电厂地域分布较广,各地总量分配和排污许可证制度执行差异较大,作为一项新的环境经济政策,各地对排污权有偿使用的推进力度、进展情况也各不相同。随着环境管理日趋严格,仍应总结该公司排污情况,分析排污权有偿使用政策对该公司经营的影响,提出应对措施。

2.1 近年二氧化硫和氮氧化物排放情况

统计该公司各火电厂二氧化硫和氮氧化物排放总量,见表 1。

表 1 近年二氧化硫和氮氧化物排放量					万吨
	2010 年	2011 年	2012 年	2013 年 预计	2014 年 预计
二氧化硫	3.11	2.67	2.32	2.27	2.34
氮氧化物	9.30	9.69	9.11	7.57	4.61

从上表可以看出,由于目前已经实现全烟气脱硫,运行正常,二氧化硫排放已经趋于稳定。从去年开始,该公司烟气脱硝设施逐步投运,氮氧化物排放正处于快速下降通道。

2.2 预测今后几年的排放情况

根据发展规划,到 2020 年该公司火电规模将由目前的 1730 万 kW 增加到 3435 万 kW,按 5000 h 利用小时计算,年发电量将达到 1717 亿度。考虑今后几年,脱硫设施平稳运行,公司平均二氧化硫排放绩效将稳定在 0.3 g/(kW·h)左右;脱硝设施大规模投运,氮氧化物排放水平可以控制在 0.4 (g/kW·h)以下,则 2014 年至 2020 年二氧化硫和氮氧化物排放量见表 2。

表 2 火电装机及排放预测				
	2015 年	2016 年	2017 年	2020 年
火电装机 /MW	20 570	21 860	26 320	34 350
发电量 / 亿度	1028	1093	1316	1717
二氧化硫 / 万 t	3.39	3.61	4.34	5.67
氮氧化物 / 万 t	4.11	4.37	5.26	6.87

3 实施排污权有偿分配后的经济影响

随着火电装机容量的增加,在现有排放强度情况下,到 2020 年二氧化硫排放总量将达到 5.67 万 t,该公司目前各厂排污许可总量是 8.64 万 t,大于 2020 年预测排放量。氮氧化物在多数地方没有进入总量控制指标,无可比性。

根据既定原则,总量指标一般五年分配一次,分配时充分考虑减排要求及存量机组的运行状况,预计“十三五”指标分配额度将大幅度降低,同时各地氮氧化物将进入总量控制指标。乐观估计,“十三五”排污权原始分配与“十二五”末排放量相当,则二氧化硫和氮氧化物分别为 3.39 万 t 和 4.11 万 t,与 2020 年的测算排放量有 2.28 万 t 和 2.76 万 t 的差额,需要根据排放量变化逐年通过排污权交易市场购买。从已经开展排污权有偿使用和交易的浙江、江苏、湖北和山西等地区看,各地排污权价格差异较大;从趋势看,环境容量作为一项紧缺资源,已

经成为制约地方发展的一个重要因素,因此交易价格呈上涨行情。比如,浙江省部分地区 2005 年二氧化硫排污权原始分配推出时价格只有 200 元 /t·年,到 2013 年二氧化硫五年使用权最高竞价为 20000 元 /t,折合年使用费为 4000 元 /t,上涨二十倍。江苏省物价局规定,二氧化硫有偿使用费为 2240 元 /t·年,由于交易活动较少,价格相对平稳,呈小幅上涨趋势。山西省也规定二氧化硫和氮氧化物交易基准价为 17000 元 /t 和 18000 元 /t,折算成年使用费为 3400 元 /t 和 3600 元 /t,从已经开展交易的案例看,交易价格与基准价相近。

由表 2 数据可以计算出各年排放增量,作为计算排污权有偿使用的基础,见表 3。

表 3 各年污染物排放增量			万吨
	2016	2017	2020
二氧化硫	0.21	0.74	1.32
氮氧化物	0.26	0.89	1.61

注:规划中无 2018 年、2019 年数据,两年增量全部加到 2020 年

根据污染物增量,分别按低费、中费、高费方案计算排污权有偿使用费。原始分配有偿使用费按 2240 元 /t·年计算,计费年限为 5 年,2006 年、2007 年、2020 年排污增量按表 3 确定,计费年限分别为 5 年、4 年和 1 年;低费方案依照江苏省二氧化硫有偿使用价格 2240 元 /t·年计算;中费方案按浙江省 2013 年竞拍价格确定,为 4000 元 /t·年;按目前趋势交易价格还将有一定涨幅,高费方案暂定在 5000 元 /t·年,则计算每年支出排污权有偿使用费。

表 4 二氧化硫有偿使用费				万元
	原始分配有偿使用费	2016	2017	2020
低费	38013.36	2383.92	6593.664	2967.888
中费	67881	4257	11774.4	5299.8
高费	84851.25	5321.25	14718	6624.75

表 5 氮氧化物有偿使用费				万元
	原始分配有偿使用费	2016	2017	2020
低费	46076.8	2889.6	7992.32	3597.44
中费	82280	5160	14272	6424
高费	102850	6450	17840	8030

注:氮氧化物交易价格一般比二氧化硫略高,上表参照二氧化硫价格计算。

表 6 二氧化硫、氮氧化物有偿使用费合计				万元
	原始分配有偿使用费	2016	2017	2020
低费	84090.16	5273.52	14585.98	6565.328
中费	150161	9417	26046.4	11723.8
高费	187701.3	11771.25	32558	14654.75

浆液循环泵进口滤网的设计选型与维护

田 赣 兰

(盐城发电有限公司,江苏 盐城 224003)

摘 要:在脱硫吸收塔浆液循环泵入口设置滤网,能有效地防止浆液中的杂物进入浆液循环泵,但滤网选择不当也会导致浆液循环泵振动甚至损坏,造成喷淋层喷嘴堵塞。文章详细介绍了滤网的设计要求、安装位置、网孔尺寸的选择和滤网材料的选择,并说明了滤网的安装工艺和运行维护注意事项。316L 不锈钢滤网(网孔直径 $\Phi 21$)的设计能保证脱硫设备连续稳定运行。

关键词:浆液循环泵;滤网;FRP;不锈钢

中图分类号:TM628

文献标识码:B

文章编号:1009-0665(2014)S1-0077-02

某公司脱硫系统 2006 年投产时吸收塔浆液循环泵进口未安装滤网,2009 年因除雾器堵塞坍塌使吸收塔喷淋层喷嘴严重堵塞,脱硫系统停运检修,超成几十万的经济损失。2009 年 9 月该公司在脱硫吸收塔浆液循环泵的进口设计安装了 FRP 滤网,该滤网运行至 2013 年 1 月 24 日因一年未清理堵塞严重被吸坏,损坏的滤网被搅拌器搅碎后使喷淋层和超过 50%的喷嘴堵塞,再次造成几十万元经济损失。由此可见,浆液循环泵进口滤网的设计选型与维护是非常重要的。

浆液循环泵滤网的损坏原因主要是因为石膏垢堵塞网孔,导致浆液循环泵入口负压,当滤网受吸力大于滤网的承受能力时,滤网会被吸坏(如 FRP 滤网)或变形(如金属滤网),造成脱硫停运。FRP 滤网堵塞情况如图 1 所示。



图 1 FRP 滤网堵塞情况

1 滤网的设计与选择

设计滤网时应考虑以下几点:①具有足够大的通流能力,压力损失小;②过滤精度应满足设计要求;③有足够的强度;④抗腐蚀性好,能在 pH 值 4-6

的石膏浆液中长期工作。⑤滤网的更换、清洗及维护方便。

通常情况下,设计浆液循环泵滤网时,必须考虑到滤网在运行过程中会逐步堵塞,因此滤网的通流面积必须留有安全系数,在安装场地许可的情况下,安全系数越大滤网运行越可靠。通常安全系数最小选 4,即滤网的通流面积不小于浆液循环泵进口管道面积的 4 倍。

发电厂脱硫浆液循环泵通常有三到四台,滤网安装位置多数电厂选在吸收塔内部浆液循环泵吸口处,且是一台泵对应一个滤网的型式,如图 2 所示。

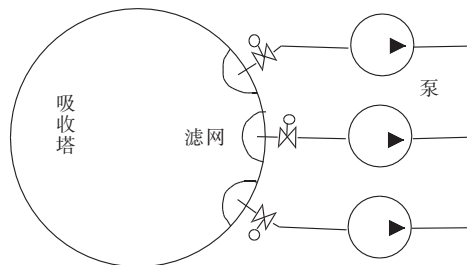


图 2 发电厂脱硫浆液循环泵滤网的一般布置形式

因每台浆液循环的安装位置都比较紧凑,这种设计方案的滤网只能做成半圆柱形,每个滤网之间必须留有检修空间,所以这种滤网的通流面积的安全系数比较小,定期清理的周期较短。为了尽量增加通流能力,在设计滤网时,可以将三台浆液循环泵一起考虑,做成一个整体式的滤网,使通流面积的安全系数达 7 倍多。其方案如图 3 所示。

该公司脱硫吸收塔直径为 12 m,三台浆液循环泵的进口管为 DN900,吸入口高度 1650 mm,两泵之间的中心距为 2800 mm,根据现场位置情况,用方管(80×80 mm)制作滤网骨架,骨架制作完后所有钢结构外表做玻璃鳞片防腐,骨架与吸收塔塔底焊接 1.4529 角铁后用不锈钢螺栓连接。如图 4 所示。

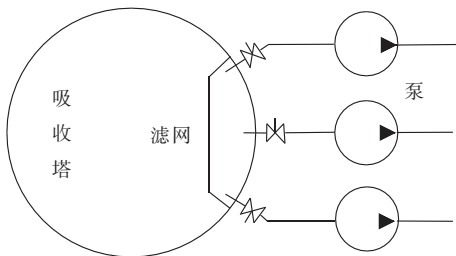


图 3 改进后的脱硫浆液循环泵滤网的布置形式

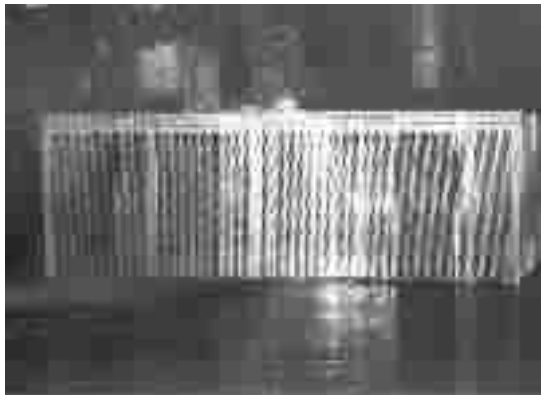


图 4 滤网骨架和钢结构外表玻璃磷片防腐

在安装位置许可的情况下也可使用外置式滤网,即在吸收塔外部浆液循环泵进口阀与浆液循环泵的入口之间安装过滤器(如图 5 所示)。

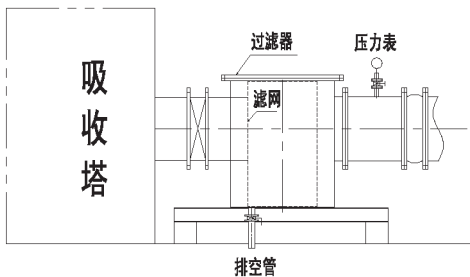


图 5 外置式滤网

当浆液循环泵与吸收塔之间的距离过短时,只能使用内置式滤网。内置式滤网的优点是现场看不到设备,缺点是必须停运脱硫才能清理网孔。如果浆液循环泵进口阀与浆液循环泵吸口之间的空间足够,可以安装外置式滤网,外置式滤网的优点是运行中随时可以清洗滤网(切换备用泵),缺点是现场设备多,需配起吊设施且现场要有足够的起吊空间。

脱硫吸收塔喷淋层如果使用的是三匝螺旋喷嘴,则喷嘴每匝之间的尺寸约为 23 mm,因此制作不锈钢滤网时,网孔选择 $\Phi 18\text{--}\Phi 21\text{ mm}$ 较为合适,网孔直径越大,开孔率越大。比如在 $1000\times 1000\text{ mm}$ 的钢板上开孔,网孔直径与开孔率的关系见下表:

实际计算中,还需减去钢架对通流面积的影响。

表 1

网孔直径	孔中心距/mm	开孔率/%
$\Phi 18$	24	49
$\Phi 19$	25	49.7
$\Phi 20$	26	51.8
$\Phi 21$	27	52.3

脱硫浆液循环泵进口滤网常用材质主要有:FRP、2205 双向合金不锈钢、316L、1.4529。其中 FRP 价格最低,1.4529 价格最高。2205 双向不锈钢价格高于 316L。几种材料的性能比较:FRP 重量轻,易于安装,但易老化,使用寿命短。2205 双向合金具有高的屈服强度、优异的耐腐蚀性能,低的线膨胀系数、高的能量吸收能力。316L 的耐腐蚀性能,特别是耐点蚀性能优秀。因脱硫吸收塔浆液的 pH 值一般在 4-6 之间,属于弱酸,316L 价格适中,其防腐性能可以满足使用要求。

该公司公司于 2009 年 9 月首次设计安装浆液循环泵进口整体 FRP 滤网,安装后于 2010 年的 3 月和 10 月、2011 年的 3 月和 9 月、2012 年 3 月分别对滤网进行了清理,2012 年 7 月因机构变动脱硫设备重新划分,下半年未安排滤网清理工作,在 2013 年 1 月 FRP 滤网就因堵塞严重被吸坏。上述事实说明 FPR 滤网虽然价格便宜,安装方便(重量轻),但其强度较弱,易结垢,维护周期短。

2013 年 5 月 29 日—6 月 4 日脱硫停运检修期间,该公司将吸收塔内的浆液循环泵进口 FRP 滤网更换成 316L 不锈钢滤网(网孔直径 $\Phi 21$),2013 年 6 月 4 日安全运行至 2014 年 5 月滤网未进行过清理,该公司准备在 2014 年 7 月份脱硫系统大修时维护清理。据此说明不锈钢滤网虽然价格偏高,但在同样安装面积的情况下,其通流面积和机械强度都比 FRP 滤网大,维护周期也较 FPR 滤网长。不锈钢滤网比 FRP 滤网更安全可靠。

2 滤网安装和维护要注意的问题

(1) 不锈钢滤网最好采用拼装工艺,尽量不用焊接工艺(焊接处会降低防腐效果),为了增加滤网强度,每块滤网可以折边,边与边之间用螺栓连接,滤网与骨架之间用 U 型螺栓连接,便于拆下清理。

(2) 滤网与吸收塔壁之间的安装间隙应小于 3 mm,以防止掉下的除雾器碎片通过间隙进入滤网。

(3) 脱硫停运检修时,需将滤网折下一块,清理滤网内部浆液循环泵入口处沉积的石膏,同时还需将滤网网孔内表面的石膏垢清理干净。

(4) 脱硫吸收塔浆液循环泵进口安装滤网已成

吕四港发电公司电除尘器电控提效节能改造技术

董志江,刘效东,范玉军

(江苏大唐国际吕四港发电公司,江苏 启东 226246)

摘 要:针对吕四港电厂 3、4 号机组电除尘器除尘排放量低于“十二五”环保要求的排放标准的问题,介绍了现场电除尘器电控提效节能的改造技术,并利用改造前、后的试验数据说明了改造技术的有效性。文中所介绍的改造技术和应用设备或系统,对其它电厂除尘器及其控制的改造有参考作用。

关键词:电除尘器;高频电源;IPEC 控制系统;提效节能

中图分类号:TK223.27

文献标识码:B

文章编号:1009-0665(2014)S1-0079-04

吕四港电厂 #3、4 机组成装机容量为 660 MW 国产超超临界燃煤机组,除尘设备本体为静电除尘器,电控配套 20 台高压设备、4 台振打/加热控制设备及 1 套上位机系统,阴阳极采用侧部电机振打,保温箱和灰斗采用恒温控制电加热。运行性能正常,2013 年初委托江苏方天电力技术有限公司进行电除尘器性能测试,出口烟尘排放浓度为 55.1 mg/m^3 ,基本符合安装时的设计标准要求,但无法满足“十二五”环保要求的排放标准。为了 #3、4 炉电除尘器稳定达标排放,就必须进行技术升级改造,通过多方调研考察,参考各种可研改造方案,最终选择高频电源等提效节能改造方案。

1 提效节能型电控系统简介

在电除尘器运行过程中,除尘效率与电晕功率有着直接的关系,一般情况下,电晕功率越高,除尘效率越高,吕四港发电公司的入炉煤种较为稳定,灰份比电阻较适宜捕集,在合适的供电方式下,适当增加电晕功率,可有效降低除尘器出口排放,理论和实践证明高频电源具有提效节能的优越性能。

高频电源输出二次电压接近工频电源电压峰值,高频电源能提供约为工频电源 1.3 倍的二次电压和约为 2 倍输出的二次电流,特殊设计的火花检测技术,对高频条件下的火花检测十分有效,对微弱火花也捕捉无遗,采用串并联混和谐振变换器,具有恒流特性,可以有效抑制电场火花的冲击,30 μs 内迅速熄灭火花。火花熄灭后快速恢复电场能量,电场电压恢复很快,损失极小。图 1 为高频源与工频电源输出对比图。

经过多年理论研究和应用实践,福建龙净环保股份有限公司研发的工况特性分析诊断的数学模型,基于该模型可以准确地判断电场工况,量化电

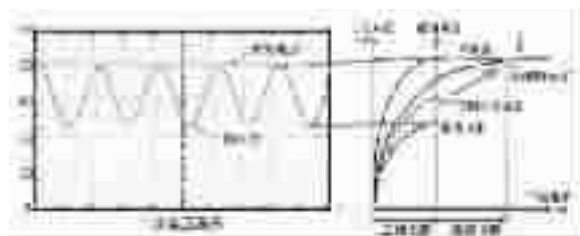


图 1 高频源与工频电源输出对比图

场电晕的状况^[1-3]。同时结合电控最佳运行方式实验研究和工业应用经验总结,根据高压电气参数映射出电除尘内部工况变化,以现场工况分析为基础,辅以锅炉负荷、烟气温度、排放浓度多种信号反馈,开发出 IPEC 电除尘器节能优化控制系统。该 IPEC 控制系统将高频电源、EIVC-3200 型工频电源、DDJX 低压控制系统等有机融合在一起,可根据电除尘工况自动调整高频电源、EIVC-3200 工频电源、DDJX 低压系统运行参数,快速找到一个高效节能运行模式,并逐渐趋于稳定运行模式,实现提效节能。

传统的电除尘电控系统,将电除尘器的高压供电、低压设备单独控制,人为割裂各台高压设备的控制和低压设备之间的内在联系,制约了除尘效率的提升。IPEC 控制系统,根据同一除尘室不同电场对除尘效率不同贡献度,划分不同供电权限,根据加权配置不同运行参数,并结合先进的“复合功率振打策略”,将除尘器除尘室的各电场高压供电和振打控制有机结合起来,统一调度高压供电参数和振打工作时序,统筹优化各电场高压设备运行参数和振打时序、复合功率振打频度、工作时长,将电除尘运行在最佳状态,有效提高除尘效率,提升电除尘系统对特殊复杂工况的适应能力。

同时 IPEC 系统为系统节能提供数据管理、分析,并优化高低压设备、振打设备、电加热设备运行参数,并对大量高、低压设备采集数据进行分析处理长期存储,具有友好的人机界面,操作简单、方便。

2 吕四港发电公司 #4 炉电除尘器提效节能改造应用

由于吕四港发电公司 #3、4 炉机组电除尘出口排放偏高,无法满足国家日益严格的环保要求。为了实现达标排放目标,利用 #3、4 炉机组检修机会,吕四港发电公司将 #3、4 机组电除尘电控系统的升级改造作为 2013 年的提效节能技改项目,改造后除尘器出口排放目标为低于 30 mg/m³。

表 1、表 2、表 3 为吕四港发电公司 #4 炉改造前所做测试的情况^[4]:

表 1 #4 除尘器除尘效率计算表							
位置	采样灰量	烟道截面积	烟尘流量	标准状态烟气流	实态烟气含尘浓度	标态烟气含尘浓度	除尘器效率
符号	G	F	G	Q	C	C	η
单位	g	m ²	kg/h	Nm ³ /h	mg/m ³	mg/Nm ³	%
第一遍	A1 进	5.1302	17.64	12803.0	616193	13087.020777.6	99.71
	A1 出	0.0149	17.64	37.2	620541	37.8 59.9	
	A2 进	5.0333	17.64	12561.2	603888	13104.120800.6	99.73
	A2 出	0.0136	17.64	33.9	608283	35.2 55.8	
	B1 进	4.9952	17.64	12466.1	600409	13110.820762.8	99.73
	B1 出	0.0137	17.64	34.2	604776	35.7 56.5	
	B2 进	5.1415	17.64	12831.2	617006	13133.120796.0	99.76
	B2 出	0.0124	17.64	30.9	619170	31.6 50.0	
	A1 进	5.1661	17.64	12892.6	622316	13050.220717.2	99.72
	A1 出	0.0145	17.64	36.2	626627	36.4 57.7	
第二遍	A2 进	4.9005	17.64	12229.8	593355	12983.520611.3	99.72
	A2 出	0.0139	17.64	34.7	597818	36.6 58.0	
	B1 进	5.0727	17.64	12659.5	606674	13176.720867.1	99.74
	B1 出	0.0133	17.64	33.2	611031	34.3 54.3	
	B2 进	5.0965	17.64	12718.9	610815	13148.820822.9	99.76
	B2 出	0.0121	17.64	30.2	615114	31.0 49.1	

由以上测试结果可看出,改造前吕四港电厂 #4 炉的除尘效率在 99.73%左右,整炉的烟尘排放浓度在 51 mg/m³ 左右。针对以上试验检查情况,制定出了对应的高频电源改造的方案并实施。具体如下:

2.1 改造方案

经过跟踪 4 台机组电除尘设备的各种运行工况,结合福建龙净环保股份有限公司电除尘控制系统的优越性能^[1,5-6],制定如下改造方案:

(1) 一、二电场 8 台高频电源改造:拆除除尘器顶部的 8 台工频变压器,升级改造为 8 台绿色环保节能的高频电源,保留原有的高压隔离开关柜,实现高频电源与本体的无缝连接;

(2) 将配电室内一、二电场 8 工频控制柜改造成高频电源配电柜(二相变成三相),满足高频电源配电要求;

表 2 #4 除尘器阻力及漏风率计算表

位置	平均 动压	平均 静压	除尘 器阻力	烟气中 氧含量	除尘器 漏风率	
符号	P	P	ΔP	O	Δα	
单位	Pa	Pa	Pa	%	%	
第一遍	A1 进	106.5	-3090	158.6	4.85	1.45
	A1 出	108.0	-3250		5.08	
	A2 进	102.3	-3070	168.6	4.89	0.82
	A2 出	103.7	-3240		5.02	
	B1 进	100.9	-3090	188.6	4.87	0.88
	B1 出	102.3	-3280		5.01	
	B2 进	106.5	-3280	209.3	4.88	0.82
	B2 出	107.4	-3290		5.01	
第二遍	A1 进	108.7	-3080	158.6	4.83	1.39
	A1 出	110.1	-3240		5.05	
	A2 进	98.8	-3080	168.6	4.90	0.82
	A2 出	100.2	-3250		5.03	
	B1 进	103.0	-3090	178.6	4.88	0.88
	B1 出	104.4	-3270		5.02	
	B2 进	104.4	-3090	188.6	4.88	0.95
	B2 出	105.8	-3280		5.03	

表 3 #4 炉主要测试结果

序号	参数名称	符号	单位	A 侧	B 侧	整炉
1	除尘器效率	η	%	99.72	99.75	99.73
2	除尘器阻力	ΔP	Pa	163.6	191.3	177.4
3	除尘器漏风率	Δα	%	1.12	0.88	1.00
4	烟尘排放量	G	kg/h	71.0	64.3	135.3
5	烟尘排放浓度	C	mg/Nm ³	57.9	52.5	55.2
6	烟尘排放浓度(标干,6%O ₂)	C	mg/Nm ³	54.4	49.2	51.8

(3) 将三、四、五电场 12 套原工频高压控制系统升级改造为福建龙净环保股份有限公司新型节能型 EIVC-3200 型电控系统;

(4) 低压控制系统改造:将原有的低压控制系统升级为福建龙净环保股份有限公司最新 DDJX 系统,优化电加热恒温控制、增加复合功率振打功能;

(5) 敷设高频电源柜、EIVC-3200 系统和低压控制柜之间复合功率振打联动控制信号电缆,高频电源柜、EIVC-3200 系统与智能前端机之间的通讯电缆,DDJX 系统与智能前端机之间的通讯电缆;

(6) 从 DCS 电子间敷设机组负荷信号(4~20 mA)电缆至智能前端机箱,给 IPEC 系统提供负荷控制信号源;

(7) 敷设 IPEC 网络,增加智能前端机箱,实现智能节能;

(8) 图 2 为改造后的 IPEC 系统结构图。

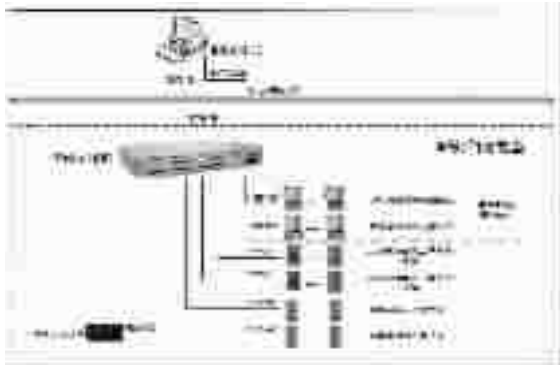


图 2 改造后的 IPEC 系统结构图

改造于 2013 年 5 月 1 日开始至 5 月 28 日调试完毕,历经 28 天的时间。

2.2 改造后的运行情况

#4 炉机组电除尘器经过严格的安装和精细的调试,改造工作已经顺利完成。#4 机组电除尘器重新投运后,调试人员参考脱硫入口在线检测仪粉尘信号,结合高频电源、节能型工频电源和 IPEC 系统强大的数据采集、分析功能和 DDJX 低压控制系统的“复合功率振打策略”、结合振打正交化试验,优化振打工作时序,IPEC 控制系统工况自动控制数学模型,深入调节不同负荷、不同工况的运行参数,最终确定不同节能等级的节能控制模式,满足不同煤种、不同负荷的高效节能运行参数。通过改造,吕四港发电公司 #4 炉机组电除尘器实现了以机组负荷信号、出口浓度等多参量为闭环反馈,根据机组工况变化自动选择高低压设备的最佳运行参数,避免人为因素对电除尘运行造成的影响,提高了设备运行的可靠性和安全性。同时,IPEC 系统根据不同工况和选择的节能模式自动快速找到最佳的运行参数,较好地实现了能耗小、排放低的最佳效果。

2013 年 7 月,江苏方天电力技术有限公司对 #4 炉电除尘器进行了提效节能改造后的性能测试,在 660 MW 负荷时除尘器出口烟尘排放浓度仅为 29.5 mg/m³,比改造前大幅度下降了 46%,电除尘耗电量 344 kW·h,也比改造前下降了 39 kW·h,同时电除尘系统运行稳定可靠,圆满达到改造的预期目标。

具体参数见表 4、表 5、表 6、表 7。

表 4 主要测试结果

序号	参数名称	符号	单位	A 侧	B 侧	整炉
1	除尘器效率	η	%	99.88	99.85	99.86
2	除尘器阻力	ΔP	Pa	183.6	193.8	188.7
3	除尘器漏风率	$\Delta \alpha$	%	1.10	1.07	1.09
4	烟尘排放量	G	kg/h	33.9	41.2	75.1
5	烟尘排放浓度	C	mg/Nm ³	28.3	34.5	31.4
6	烟尘排放浓度 (标干,6%O ₂)	C	mg/Nm ³	26.7	32.4	29.5

表 5 #4 除尘器阻力及漏风率计算表

	位置	平均动压	平均静压	除尘器阻力	烟气中氧含量	除尘器漏风率
	符号	P	P	ΔP	O	$\Delta\alpha$
	单位	Pa	Pa	Pa	%	%
第一遍	A1 进	109.4	-3470	178.6	4.88	1.20
	A1 出	110.8	-3650		5.07	
	A2 进	103.0	-3450	188.6	4.89	1.01
	A2 出	104.4	-3640		5.05	
	B1 进	102.3	-3470	189.3	4.87	1.01
	B1 出	103.0	-3660		5.03	
	B2 进	108.0	-3460	198.6	4.88	1.07
	B2 出	109.4	-3660		5.05	
第二遍	A1 进	110.1	-3460	178.6	4.86	1.20
	A1 出	111.5	-3640		5.05	
	A2 进	100.2	-3460	188.6	4.90	1.01
	A2 出	101.6	-3650		5.06	
	B1 进	103.0	-3470	188.6	4.88	1.14
	B1 出	104.4	-3660		5.06	
	B2 进	106.5	-3460	198.6	4.88	1.07
	B2 出	108.0	-3660		5.05	

表 6 #4 除尘器除尘效率计算表

位置	采样灰量	烟道截面积	烟尘流量	标准状态烟气量	实态烟气含尘浓度	标态烟气含尘浓度	除尘器效率	
符号	G	F	G	Q	C	C	η	
单位	g	m ²	kg/h	Nm ³ /h	mg/m ³	mg/Nm ³	%	
第一遍	A1 进	5.5345	17.64	13812.0	604984	13503.8	22830.4	99.87
	A1 出	0.0070	17.64	17.5	609042	17.0	28.7	
	A2 进	5.4301	17.64	13551.5	587218	13652.7	23077.4	99.88
	A2 出	0.0066	17.64	16.5	591358	16.5	27.9	
	B1 进	5.3888	17.64	13448.4	585843	13610.4	22955.7	99.85
	B1 出	0.0080	17.64	20.0	587992	20.1	34.0	
	B2 进	5.5467	17.64	13842.5	601818	13638.7	23001.1	99.84
	B2 出	0.0086	17.64	21.5	605844	21.0	35.4	
第二遍	A1 进	5.5732	17.64	13908.6	606964	13555.3	22915.0	99.87
	A1 出	0.0071	17.64	17.7	611010	17.2	29.0	
	A2 进	5.2867	17.64	13193.6	579088	13477.4	22783.4	99.88
	A2 出	0.0065	17.64	16.2	583282	16.5	27.8	
	B1 进	5.4724	17.64	13657.0	587860	13774.1	23231.8	99.85
	B1 出	0.0081	17.64	20.2	592006	20.3	34.1	
	B2 进	5.4981	17.64	13721.2	597872	13608.5	22950.1	99.85
	B2 出	0.0083	17.64	20.7	601923	20.4	34.4	

表 7 改造前后小时电量统计

660MW	3 月 14 日	10:30	11:30	1 小时用电量	总和
	4A 电除尘变	1820257	1820392	135	383
	4B 电除尘变	3525615	3525863	248	
	7 月 2 日	15:00	16:00	1 小时用电量	总和
660MW	4A 电除尘变	133948	134085	137	344
	4B 电除尘变	194346	194553	207	

(以上表格摘自 2013 年 7 月 9 日江苏方天电力技术有限公司对吕四港电厂 #4 炉的测试报告)

由上表可以看出,改造后吕四港发电公司 #4 炉的除尘效率提高到了 99.85%左右,整炉的烟尘排放浓度在 29 mg/m³ 左右,达到了国家的要求,整炉的功耗也比改造前降低了不少,达到了此次改造的目标。

3 结束语

本次改造采用了整套 IPEC 提效节能型电控系统,充分挖掘了电控系统的潜力,节约了电除尘改造费用,降低了电除尘出口排放浓度,降低了电除尘运行电耗,达到了提效节能改造的目的,对今后火电企业采用电控系统实施提效节能改造具有积极的意义。

参考文献:

(上接第 76 页)

从表 4 至表 6 可以看出,一旦“十三五”全面排污权有偿和使用政策全面铺开,二氧化硫和氮氧化物均纳入有偿使用范围,初始排污权有偿使用费按低费方案为 8.41 亿元,中费方案 15.02 亿元,高费方案为 18.77 亿元,总额相当惊人;摊薄到发电成本分别为 1.5 元/(千 kW·h)、2.7 元/(千 kW·h)、3.4 元/(千 kW·h)。“十三五”期间每年新增排污量还需要从排污权交易市场购买,交易费也较高昂,其中 2017 年为购买高峰,按高费方案将支出购买费用 3.26 亿元。

4 结束语

按目前的污染物排放绩效,“十三五”期间排污权有偿使用费将给公司经营带来较大的压力。通过技术进步,继续提高脱硫脱硝设施的投运率和效率,降低二氧化硫和氮氧化物排放量,不但可以减

(上接第 78 页)

趋势,但安装了滤网后还要定期维护清理滤网。因为脱硫运行中,浆液中的石膏会在网孔内表面结垢,也会有结晶块堵塞网孔,当堵塞超过一定界限,滤网易被吸坏。滤网的维护周期与滤网的材料、滤网的通流能力有很大的关系,当选择 FRP 滤网或通流能力较小时,维护周期就短,最好半年清理一次滤网。当选择不锈钢滤网且通流能力较大时,维护周期相对要长点,可以一年清理一次。

3 结束语

发电厂脱硫系统取消旁路挡板门后,脱硫停运

[1] 江苏方天电力技术有限公司,江苏大唐国际吕四港发电有限责任公司 #4 机组除尘器电源改造后性能试验报告[R]. 2013.

[2] 黄炬彩,毛春华,卢刚.高频电源在电除尘器中的应用特点[C].第十四届中国电除尘学术会议论文集. 2011.

[3] 郑国强,等.一种基于最优控制和多参量反馈的节能系统开发与应用[C].第 11 届国际电除尘会议论文集. 2008.

[4] 吴昱,等.静电除尘器高频电源的控制研究[C].浙江大学. 2012.

作者简介:

董志江(1965),男,河北人,高级工程师,从事电力系统及自动化技术研究;

刘效东(1963),男,河北人,高级工程师,从事火力发电厂生产及其技术管理;

范玉军(1972),男,河北人,助理工程师,从事发电厂电气设备点检工作。

少排污费支出,还可以大大降低排污权有偿使用费。如果将二氧化硫和氮氧化物排放绩效降低到目前较为先进的 0.25 g/(kW·h) 以下,减少排污指标购买量,则二氧化硫和氮氧化物有偿使用费将分别降低 17%和 37%,经济效益相当可观。

参考文献:

[1] 胡应得.排污权交易政策下企业环保行为研究[D].杭州:浙江大学,2012.P3.

[2] 山西省人民政府.关于在全省开展排污权有偿使用和交易工作的指导意见[Z].2009.

[3] 江苏省环境保护厅.江苏省二氧化硫排污权有偿使用和交易管理办法(试行)[Z].2013.

作者简介:

郁海华(1968),男,江苏张家港人,高级工程师,从事火电环境保护管理工作。

将会造成发电机组非停,公司的经济损失会很大。因此浆液循环进口滤网的设计选型与维护及其重要,根据该公司的设计运行经验,整体式的滤网优于一(台泵)对一(个)的滤网,材料的选择方面不锈钢材料的安全性能优于 FRP 材料。如有可能,滤网尽量安装在吸收塔外,便于运行中维护清理。

参考文献:

[1] 徐灏.机械设计手册[M].北京:机械工业出版社.

作者简介:

田赣兰(1965),女,江苏海安人,工程师,从事脱硫技术管理工作。

吕四港电厂氧化风机噪声和散热问题解决措施

李冀武

(江苏大唐国际吕四港发电有限责任公司,江苏 南通 226246)

摘 要:通过对氧化风机原隔音房的降噪效果差及通风散热效果差的原因进行分析,得出原风机隔音房存在的问题,有针对性地提出了整改措施,改造通过先声源控制,再途径控制,最后通风散热治理,有效地降低了氧化风机对周边声环境的噪声污染,并较好地解决了隔音房内氧化风机的散热问题。

关键词:电厂;风机;噪声污染;散热;声环境

中图分类号:TM621.7 **文献标识码:**B **文章编号:**1009-0665(2014)S1-0083-03

大唐吕四港电厂装机容量为 4×660 MW 国产超超临界燃煤机组,脱硫装置采用石灰石-石膏湿法脱硫工艺,一炉一塔,每座吸收塔均设置 2 台氧化风机(罗茨风机),1 用 1 备,氧化风机用于将氧化空气鼓入反应池中与浆液反应,最终生成二水石膏(CaSO₄·2H₂O)。工程在 2010 年全部投产运行以来,氧化风机运行时检测,当氧化风机在隔音房检修门打开时,噪声最大可达到 109 分贝;隔音房检修门全部关闭时,噪声可达到 96 分贝,隔声效果很不理想。同时隔音房内部通风散热效果不好,如果隔声门关闭,内部温升迅速,严重影响设备的正常运行。为了保证氧化风机正常运行,隔声门一直处于开启状态,隔音房基本没有降噪效果,对生产现场产生严重的噪声污染,对其改造迫在眉睫。

1 原氧化风机隔音房噪声情况

1.1 噪声测量数据

该厂每台机组脱硫氧化风机房内有两台 BKD-700 型罗茨风机,配有风机厂家制作的隔音房,尺寸为 4×3.8×3.5 m,隔音房外框采用多层隔声阻尼层复合板组装,隔音房内部钢架采用方钢管活接安装,罩壳底部钢管架与混凝土基础采用膨胀螺栓固定。隔声罩的隔声复合板与钢架之间采用自攻螺丝固定。复合板外壳用 2 mm 厚的钢板制作,复合板内层包括玻璃吸声岩棉 80 mm、冲孔板,复合板外粘 50 mm 厚吸音海绵。为防止隔音房内温度过高,隔音房西侧下部开有 2 个 700×740 进风孔,隔音房上部开有 1 个直径 φ370、风量 18700 m³/h 强制通风风机。隔音房在使用时隔声效果不佳,具体测点布置和测量数据见图 1 和表 1。

测量说明:

(1) 测量遵照《声环境质量标准》GB3096-2008 执行;

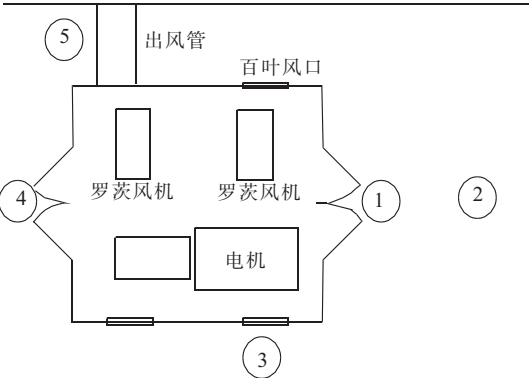


图 1 现场测点布置图

表 1 现场测量数据表

测点	声压级 dB(A)	备注
1	109.7	开门噪声
	96.5	关门噪声
2	94.7	关门噪声
3	95.7	关门噪声
4	106.1	开门噪声
	96.7	关门噪声
5	99.5	关门噪声

(2) 测量仪器采用杭州爱华仪器有限公司 AWA6280 型噪声频谱分析仪,使用前用该公司的 AWA6221 型声级校准器加以校准;

(3) 测量时仪器动态特性为“快响应”,采样时间间隔为 0.01 s。

1.2 声源分析

氧化风机属于罗茨风机,罗茨风机是一种典型的容积式鼓风机,它依靠转子容积的改变,将原动机的机械能转变为气体的压力和动能。与离心式鼓风机相比较,它具有压比小、静压头小、流量受阻力影响小,供风稳定等特点,但使用过程中存在效率低、噪声高的缺点。通过测量数据可知,该风机最高声压级可达 109.7dB(A)左右。现对部分测点进行频谱分析如图 2 所示。

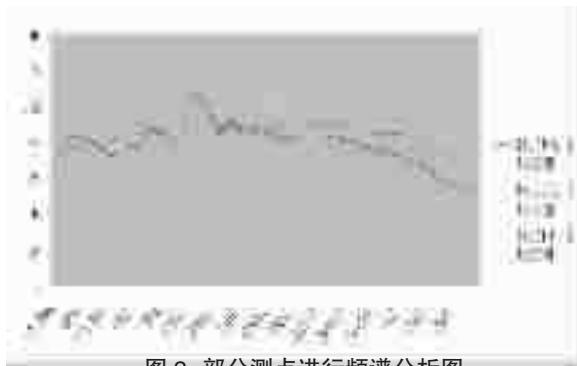


图2 部分测点进行频谱分析图

通过图2频谱分析结论如下:

(1) 氧化风机噪声频率分布于63 Hz~8 kHz频段,频段范围宽。峰值频率在125 Hz左右,低频噪声对人体伤害较大。

(2) 对比测点1开、关门频谱可以看出,氧化风机隔音房关门后对高频噪声效果较好,越趋于低频段隔声效果就越差,在20~80 Hz频率段,隔音房门关闭后噪声没有衰减,相反该部分频率声压级出现增加。

2 原隔音房声学效果差的原因

原风机隔音房降噪效果对于高频噪声有一定的隔声量,但对于低频噪声该隔音房基本上没有降噪效果。主要原因是:

(1) 氧化风机主要频率分布于12.5 Hz~8 kHz频段,频段范围很宽。峰值处在125 Hz的低频段,峰值声压级高达115dB(A)。由于低频噪声具有波长很长,绕射能力大,穿透能力强,不易被阻隔,且在空气中衰减小,传播距离远、危害大,难治理的特点,普通未经过特定设计的隔音房无法满足较好的治理效果。

(2) 隔音房隔声材料厚度较薄,在低频噪声时易引起各个板面的共振,各表面辐射噪声比较均匀,隔音房变化成一个“声源体”。

(3) 为避免隔声罩壁板受声源激发而产生共振,罩的内壁面与机器设备之间应留有较大空间,通常应留设备所占空间的1/3以上^[3],显然原隔音房不符合要求,内壁与设备间距大部分小于10 cm。

(4) 隔音房下部与设备基础硬性连接,设备振动直接传至隔音房,导致隔音房产生共振,物体振动就会产生噪声,这也是隔音房部分频率噪声放大的原因。

(5) 原隔声罩有两个通风百叶进风口,没有设置任何降噪处理措施,隔音房漏声现象严重。

(6) 隔音房在氧化风机运行时,隔音房检修门因室内温度较高无法关闭,设备噪声直接辐射到设

备房内部,形成严重的噪声污染。

3 原隔音房内部换热效果分析

隔音房尺寸为4×3.8×3.5m,内部容积为53.2 m³,隔音房内已有一台18700 m³/h风量的风机可完成每小时罩内换风351.5次,完全可以满足通风要求。而现在关闭隔声门后电机过热,存在的原因有:

(1) 18700 m³/h风量的风机采用直径370 mm的风管排风,如能正常按照70%工况下排风,管道风速可达34 m/s,风阻经计算约为271 Pa,一般20000 m³/h左右轴流风机风压在200~300 Pa,在如此大的阻力作用下,风机的排风能力几乎为零,同时即使能够正常排风换热,34 m/s风速的气流噪声可达112dB(A)左右,也会对隔音房外部环境有较大的影响。

(2) 在隔音房顶部设置排风,只在西侧下部设置进风百叶,可导致隔音房东侧的通风不畅,存在死角无风现象,引起东侧温度过高。

(3) 以上两种情况均可说明原有的排风系统出现了问题,用采用Fluent气流场分析软件模拟内部气流组织也可以说明这个内部气流组织的混乱。

通过模拟分析风速分布图可以明显地看出:改造前的隔音房内部通风阻塞严重,通风量很小,平均只有0.02 m/s。

4 降温、降噪改造措施

4.1 改造措施的目标与原则

针对以上这些情况,若使设备房内噪声降至85dB(A)以下,则需要对隔音房进行改造,根据风机频率特点和散热要求重新设计。设计时需考虑设备隔音房内部空间的局限等因素,尽可能地降低成本和利用原隔声措施等。由此确定改造目标与原则:

- (1) 车间内部噪声声压级达到85dB(A);
- (2) 隔音房具有良好的通风散热功能;
- (3) 改造费用的经济合理性。

4.2 具体改造措施

4.2.1 在原隔音房外部增加阻尼隔声板

由于原隔音房低频隔声效果不佳,设计在原隔音房外部再增加阻尼隔声板,阻尼隔声板结构为2 mm厚橡胶板加10 mm厚石膏板加0.5 mm厚彩钢板。相互之间用1.5~2 mm的阻尼胶相互粘接。运用各种材料不同的阻尼特性来达到改善低频的隔声效果,同时通过阻尼材料和原隔音房的粘接,改变材料的固有频率降低壁板的振幅。

4.2.2 原隔音房减振改造

由于罗茨风机的振动非常大,直接传至隔音房

时会造成隔音房壁板的共振,降低整体隔声量,将隔音房下部型钢与地面连接的膨胀螺栓去除,在型钢与地面接触面增设一层 10 mm 厚橡胶减震垫,降低隔音房结构振动。

4.2.3 原隔声门修整

隔声门要保证较好的隔声量,最重要的环节是门的密封,采用橡胶密封条将门缝密封完好,加装带有压紧功能的把手。

4.3 隔音房通风设计

4.3.1 排风设计

为了最大程度的保证通风散热,在保留原 18700 m³/h 风量的排风机基础上,再增加 1 台 17670 m³/h 风量的防爆、耐高温排风机,避免了原风机的浪费。按风机最低 50% 的工效,则可以保证隔音房内部换风约 338 次/小时,完全可以满足换热要求。由于风机风量较大,排风机本身成为一个噪声源,因此把排风机设置在隔音房的内部,为了防止罗茨风机噪声和排风机噪声通过风道向外辐射,在每个排风口处加装排风消声器,尺寸为 900×900×1500 mm,共计 2 台,排风管道尺寸调整为 900×900 mm 方形风管。

消声器壁板采用 1.2 mm 厚钢板加 50 mm 厚 32K 玻璃棉(外包无碱玻璃丝布)加 0.8 mm 厚铝穿孔板组成,消声片采用两面 0.8 mm 厚铝穿孔板加中间填充 80 mm 厚 32K 玻璃棉(外包无碱玻璃丝布)。

由于通风风量大,内部噪声高,风管用 1.0 mm 镀锌板及外侧粘贴 2 mm 厚橡胶板制成,保证对低频段噪声有一定的隔声量,同时阻尼橡胶板可以有效降低风管的振动影响。

4.3.2 排风消声器各项性能计算

(1) 消声器长 1.5 m,用别洛夫公式计算的消声量为 26.5dB(A),失效频率为 3145 Hz。

(2) 按风机 80% 工况效能计算,本消声器内的气体流速为 9.6 m/s,再生噪声为 78.3dB(A),对于降噪目标 85dB(A)影响很小。

(3) 消声器的空气动力性能是评价消声性能好坏的另一个重要指标。它是指消声器对气流阻力的大小,即指安装消声器后输气是否通畅、对风量有无影响、风压有无变化,通常用阻力损失来表示。

对于采用穿孔板护面结构的消声器,粗糙峰值高度与穿孔板直径有关,消声器长度为 1.5 m,按风机 80% 工况效能计算,流速为 9.6 m/s,计算得摩擦损失为 17.28 Pa。

流速 9.6 m/s 时消声器的局部阻力损失为 13.36 Pa,整个消声器压力损失为 30.64 Pa。选用风机全压

为 271 Pa 压力损失 11%,满足 80% 工况的假设范围。

4.3.3 进风系统改造

原隔音房有两个百叶进风口,由于在单体同一侧,导致进风不畅,再加上未做任何降噪措施,漏声严重,设计将原进风口封堵,封堵板采用与隔音房壁板相同的材料及结构,再在氧化风机电机进风口一侧开启两个进风口,为了防止噪声外泄,在进风口的外部各加装进风消声器一台。尺寸均为 900×900×1500 mm。

消声器壁板采用 1.2 mm 厚钢板加 50 mm 厚 32K 玻璃棉加 0.8 mm 厚铝穿孔板组成,消声片采用两面 0.8 mm 厚铝穿孔板加中间填充 80 mm 厚 32K 玻璃棉(外包无碱玻璃丝布)。

由于采用强制排风,再加上氧化风机电机进风口压头较大,因此进风口无需增加风机强制进风。经计算进风风速为 6.73 m/s,计算得消声量为 27.2dB(A);失效频率为 3425 Hz;气流再生噪声 69.7dB(A);压力损失 13.8 Pa;均可满足设计要求。

4.3.4 通风效果模拟

对于隔音房内部的通风改善情况,可以通过采用 Fluent 气流场分析软件模拟隔音房改造后内部的气流场情况来说明。

通过模拟分析风速分布图可以明显地看出:通过改造后,大大增加隔音房内的通风量,内部平均风量可达到 4.45 m/s,散热效果比改造前改善巨大。

4.4 改造后的效果

氧化风机隔音房经过改造治理后,当设备正常运行时,在设备房内部测得噪声声压级均低于 85dB(A),同时隔音房内温度能保持在 55℃ 以下,设备能够正常运行,达到了预期的改造目的。

5 结束语

通过对氧化风机降噪案例分析得出:在降噪设计的过程中,要充分考虑设备运行产生的低频噪声对外界的影响,防止隔声措施产生共振。同时也要充分考虑设备运行时的散热问题,其中设计上存在的任何缺陷均会导致降噪治理的失败。

参考文献:

- [1] 张弛.噪声污染控制技术[M].北京:中国环境科学出版社,2007,154.
- [2] 马大猷.噪声与振动控制工程手册[M].北京:机械工业出版社,2002,363.

作者简介:

李冀武(1974),男,河北唐山人,工程师,从事电厂设备管理工作。

RAF35.5-20-1 型脱硫升压风机失速的原因分析

姚红梅

(盐城发电有限公司,江苏 盐城 224000)

摘 要: 针对盐城发电有限公司脱硫系统升压风机发生几次失速的情况,在介绍轴流风机失速机理基础上,根据实测数据对升压风机失速原因进行了分析,找出了风机失速的原因:在机组负荷升高时烟气流量增大,升压风机动叶不断开大,由于烟气系统部分设备如 GGH、除雾器堵灰严重,使烟气系统的风道阻力特性变化较大,促使风机进入失速区。根据失速原因提出了升压风机失速的处理、预防措施及运行建议。

关键词: 升压风机;失速;动叶可调

中图分类号: TK621.7+3

文献标识码: B

文章编号: 1009-0665(2014)S1-0086-03

由于动叶可调轴流风机具有驼峰形性能曲线这一特点,理论上决定了风机存在不稳定区,风机并不是在任何工作点都能稳定运行,当风机工作点移至不稳定区时就有可能引发风机失速的情况。

1 两炉一塔脱硫公用升压风机的运行概况

盐城发电有限公司 #10、#11 机组额定容量为 150 MW,脱硫系统采用的是二炉一塔结构,脱硫系统运行流程如下:从引风机来的烟气通过脱硫系统进口挡板进入升压风机,经增压后的烟气通过 GGH 热交换器冷端降温冷却后进入逆流式喷淋吸收塔,与吸收塔上部喷嘴向下喷出的雾状石灰石浆液接触,烟气被吸收塔内循环喷淋的石灰石、石膏浆液洗涤并与浆液中的 CaCO_3 发生反应生成石膏。当脱硫系统停运或发生异常情况时,可快速开启旁路烟道挡板,烟气通过旁路烟道直接进入烟囱。

动叶可调轴流升压风机具有体积小、质量轻、低负荷区域效率较高、调节范围宽广、反应速度快等优点,配有一台型号为 RAF35.5-20-1 的动叶可调轴流式风机,动叶调节范围为 $-30^\circ \sim 30^\circ$ (对应动叶开度 $0\% \sim 100\%$),风机设计参数见表 1。

表 1 风机设计参数

项目	单位	数值
风机型式		RAF35.5-20-1
流量	m^3/s	511.26-464.78
风机全压升	Pa	4260-3550
入口烟温	$^\circ\text{C}$	144
入口空气密度	kg/m^3	0.8673
风机转速	r/min	735
风机轴功率	kW	2443
风机效率	%	87.84
电流	A	300
转速	r/min	745

系统投入运行后,曾几次发生风机失速,严重威胁到了机组和设备的安全运行,经过认真分析和数据比较,认为升压风机失速的主要原因是由于烟气系统部分设备如 GGH、除雾器堵灰严重,使烟气系统的风道阻力特性变化较大,导致了升压风机动叶开度过大、运行在不稳定区所致。

2 脱硫动叶可调轴流风机失速时的征象

脱硫升压风机几次出现失速情况,每次风机出现失速时的征象基本相似:当日下午 #10、#11 机组在加负荷过程中,随着机组负荷的增加,升压风机的动叶开度也逐渐开大,13 时 30 分, #10 机组负荷为 122.6 MW, #11 机组负荷为 117.6 MW,升压风机入口风压约 -0.28 kPa 左右,动叶开度为 76%,风机电流为 280 A,风机振动值一是 1.2 mm/s 、振动值二是 0.7 mm/s ,升压风机出口压力为 4.87 kPa ,GGH 原烟侧差压为 1.64 kPa ,13 时 36 分,运行人员发现升压风机电流突然降至 230 A,振动 1 由 1.2 mm/s 快速升至 3.9 mm/s ,振动 2 由 0.7 mm/s 升至 3.0 mm/s ,风机出口风压下降,炉膛压力变正且波动大,风机入口风压由 -0.28 kPa 波动到 0.29 kPa 左右,在现场检查的人员也明显感觉到风机有嗡鸣声,因此运行人员判断升压风机出现失速,并根据事故预案立即打开 #10 炉旁路挡板门,降低升压风机动叶开度至 55%,此时升压风机出口压力为 3.08 kPa ,GGH 原烟侧差压为 1.04 kPa ,振动 1 下降到 1.2 mm/s ,振动 2 下降到 0.6 mm/s ,风机失速征象消失。

3 风机失速的原因分析

3.1 轴流式升压风机的性能曲线

风机的性能曲线是指在转速和流体的密度、叶片安装角一定时风机的全压、轴功率、效率等随流量变化的一组关系曲线。见图 1。

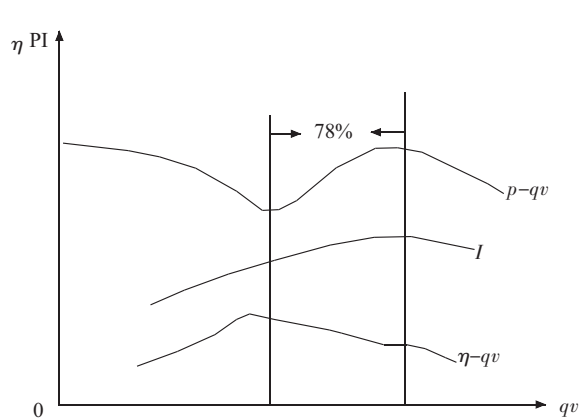


图 1 RAF35.5-20-1 型升压风机的工作性能曲线

轴流风机叶片通常是机翼型的,轴流式风机叶片气流方向如图 2 所示。当空气顺着机翼叶片进口端(冲角 $\alpha=0^\circ$),按图 2(a)所示的流向流入时,它分成上下两股气流贴着翼面流过,叶片背部和腹部的平滑“边界层”处的气流呈流线形。作用于叶片上有两种力,一是垂直于叶面的升力,另一种平行于叶片的阻力,升力 $\geq$ 阻力。当空气流入叶片的方向偏离了叶片的进口角,它与叶片形成正冲角 ($\alpha>0^\circ$),如图 2(b)所示。在接近于某一临界值时(临界值随叶型不同而异),叶背的气流工况开始恶化。当冲角增大至临界值时,叶背的边界层受到破坏,在叶背的尾端出现涡流区,即所谓“失速”现象。随着冲角 α 的增大,气流的分离点向前移动,叶背的涡流区从尾端扩大到叶背部,脱离现象更为严重,甚至出现部分流道阻塞的情况。此时作用于叶片的升力大幅度降低,阻力大幅度增加。



图 2 动叶调节轴流式升压风机叶片气流方向

轴流风机的失速特性是由风机的叶型等特性决定的,同时也受到风道阻力等系统特性的影响,动叶调节轴流式风机的特性曲线如图 3 所示,其中,鞍形曲线 M 为风机不同安装角的失速点连线,工况点落在马鞍形曲线的左上方,均为不稳定工况区,这条线也称为失速线。由图中不难看出:①在同一叶片角度下,管路阻力越大,风机出口风压越高,风机运行越接近于不稳定工况区;②在管路阻力特性不变的情况下,风机动叶开度越大,风机运行点越接近不稳定工况区。

风机的失速现象是风机的一种不稳定运行工况,对于风机失速运行危害较大:(1)失速风机振动明显增高,对风机设备、风道因振动而损坏的可

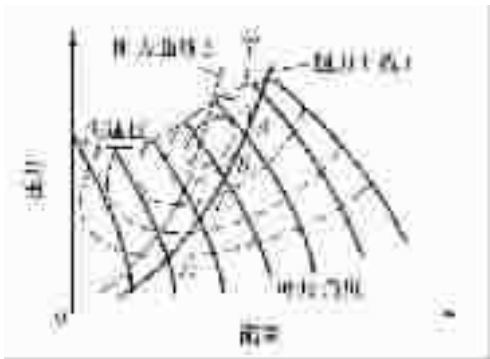


图 3 动叶调节轴流式升压风机特性曲线

能性大大增加;(2)若处理过程不正确,易于引发风机失速而损坏设备;(3)将影响到机组的安全运行。

3.3 轴流式风机失速的现象分析

该电厂脱硫系统于 2006 年 6 月投入运行,曾发生过电除尘除尘效果不好、吸收塔喷嘴堵塞、高压冲洗水泵故障等情况,使 GGH 和除雾器的堵塞情况非常严重,GGH 的差压由系统投运时的 0.51 kPa 上升到 1.64 kPa、除雾器的各级间的压力也由投运时的 0.79 kPa 左右上升到 2.5 kPa 左右,吸收塔入口烟道石膏浆液堆积高度占了整个通道面积的六分之一,堵塞也非常严重,以上情况直接导致了升压风机出口阻力变化过大,风烟系统的运行参数变化明显,表 2 是同负荷状态下 GGH、除雾器堵塞前后的运行参数比较表。

表 2 堵塞前后风机主要运行参数比较表

负荷:112 MW/120 MW	堵塞前	堵塞后
动叶开度 /%	78	78
电流 /A	170	285
出口压力 /kPa	2.6	5.1
原烟侧差压 /kPa	0.5	1.5
振动 1/(mm·s ⁻¹)	1.1	1.3
振动 2/(mm·s ⁻¹)	0.5	1.2

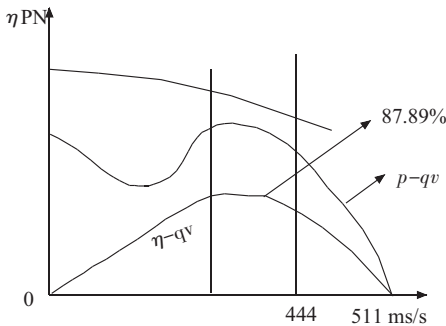


图 4 RAF35.5-20-1 型升压风机失速的参数曲线

根据运行记录及 DCS 历史数据显示,风机出现失速前,当时机组正在升负荷过程中,由于 GGH 等堵灰较为严重,升压风机出口压力、GGH 原烟侧差压较高接近或超出额定值(升压风机出口压力为 3.55 kPa,GGH 原烟侧差压不大于 0.71 kPa),机组

负荷升高使烟气流量增大,这些原因使升压风机动叶不断开大,记录数据显示:发生失速前 15 min 内,风机动叶开度由 60%平缓开至 78%,逐渐逼近风机不稳定工况区,而升压风机出口压力、GGH 原烟侧压差亦随烟气流量增长不断增大,升压风机出口通道阻力特性改变,促使风机进入失速区。据此分析,升压风机出口通道阻力过大、动叶开度过大,落入风机不稳定工况区是发生失速的真正原因。

4 失速状态时运行处理

根据运行经验,当升压风机出现下列情况时,说明风机发生了失速或风机进入失速危险区域:(1) 同样的运行工况下风机的压头、电流大幅降低;(2) 风机噪声明显增加;(3) 风机振动值增加明显,严重时机壳、风道、烟道发生振动;(4) 风机出口压力、GGH 差压过高且超出设计值。风机的失速现象是风机的一种不稳定运行工况,若处理过程不正确,易于引发风机重大设备损坏,也将危及到脱硫系统和主机的安全运行;风机长时间处于失速边缘或失速区内运行,会导致叶片全部断裂。按风机失速的理论分析和操作实践,对于动叶可调风机,关小失速风机的动叶角度,减小气流的冲角,恢复叶片线形绕流,可使风机逐步摆脱失速状态。因此,当风机发生失速时,运行人员应立即减少风机入口烟气量,如打开脱硫系统旁路挡板门分流烟气或快速降低机组负荷,同时收小风机动叶开度直至风机恢复正常运行。

5 升压风机失速的处理措施

限制机组负荷、开启旁路挡板门分流脱硫烟气仅是避免升压风机落入失速区的一个应急的处理方法,只有确保烟气系统风道畅通,减小风道阻力才能彻底预防升压风机失速的发生。针对发生的风机失速情况,进行了一系列设备治理:

(1) 对 GGH 蓄热片进行了高压水冲洗,保持 GGH 换热元件间通道通畅;

(2) 对一二级除雾器进行了高压水冲洗,使除雾器表面无积灰积垢;

(3) 对吸收塔烟道入口的淤泥进行了清除,确保烟气顺利通行;

(4) 为保证运行中 GGH 蓄热片积灰能够及时清除,将原来 GGH 压缩空气吹灰改为高温高压的蒸汽吹灰;

(5) 利用系统停运机会,改造增加一路上层除雾器冲洗水,定期对上层除雾器冲洗,减少上层除雾器积垢。

通过以上的设备整改,使升压风机出口压力、

GGH 原烟侧差压等参数控制在设计值范围内,风机失速现象再未发生。

根据运行实践,要防止升压风机失速情况的发生,在日常的操作、调速中,注意做好下列事项:

(1) 严格监视 GGH 压差和除雾器前后压差,发现压差有问题及时对表计校对,保证运行中的正确判断。

(2) 每次检修后第一次启动时记录风机各负荷工况下对应的风机风压、电流、振动值、差压值,并以此作为基准参照值,供以后运行中对比使用。

(3) 正常运行中,监视动叶开度与风压、差压和风量的关系,检查核对就地动叶开度与 DCS 开度是否相符。如果发现风机出口压力、差压不正常升高或出口通道阻力超过设计值时,则表明风机正进入危险区域,有可能发生失速。

(4) 利用每次停机的机会对 GGH、除雾器等进行检查,发现积灰或杂物堵塞都要及时清理。

(5) 升压风机失速保护装置正常投入。

(6) 每次系统检修时应该对风机动叶进行检查,防止各动叶的开度不一致,风机叶片卡涩,使风机的动叶发生了飘移。

(7) 加强对电除尘器的运行管理,确保电除尘器运行正常和除尘效率,使烟气中的含尘量小于设定值,减少 GGH 受热面的积灰。

(8) 不管是蒸汽吹扫,还是水冲洗,都应该按规范要求,以保证吹扫的效果。

(9) 在实际运行中,控制吸收塔石膏浆液的 PH 值,防止石膏浆液过饱和。

五 结束语

在脱硫系统实际运行中,GGH 受热面积灰严重或除雾器堵塞,都会造成风道阻力增大,促使风机运行在不稳定工况区域,是风机发生失速的主要原因。根据运行经验,一旦发生风机失速,关小失速风机的动叶角度,减小气流的冲角,恢复叶片线形绕流,是使风机快速摆脱失速工况的好的解决办法。可通过对 GGH 受热面和除雾器的治理,以及其它防止风机失速措施的实施,从根本上确保了烟气系统风道畅通,未再次发生风机失速现象。

参考文献

- [1] 段铁城,轴流风机失速特性试验研究与防止[J].东北电力技术,2000(11).
- [2] 郭立君.泵与风机[M].北京:水利电力出版社,1986.

作者简介:

姚红梅(1973),女,江苏盐城人,工程师,从事电厂脱硫、除灰渣运行技术工作。

300 MW 机组电除尘器阴极线断线问题与解决措施

许昌杭,唐 超
(江苏淮阴发电有限责任公司,江苏 淮安 223002)

摘 要:锅炉电除尘器是锅重要的环保设施,十二五期间环保设施管理要求又提升一个层次。电除尘器如果发生故障,严重影响环保设施的投运。电除尘器阴极线断线又是电除尘器常发生的故障,断线后阴、阳极短路,造成电场停运电除尘出口粉尘浓度超标。淮阴电厂电除尘经常发生故障,分析了 #3 机组电除尘故障的原因,综合比较了 3 种改造方案,最终采取方案二,即在电场内部更换有问题的阴极线,所有阴极线焊口打磨后重焊,所有阴极线加装防断装置 L 固定进行了改造。运行结果表明,电除尘效率达到设计值,运行零缺陷。

关键词:锅炉;电除尘;阴极线;断线;改造

中图分类号: TM621.7³ **文献标识码:** B **文章编号:** 1009-0665(2014)S1-0089-02

电除尘器是在两个曲率半径相差较大的金属阳极和阴极上,通过高压直流电,维持一个足以使气体电离的静电场。气体电离后所生成的电子,阴离子和阳离子,吸附在通过电场的粉尘上,而使粉尘获得电荷。荷电粉尘在电场力的作用下,便向电极性相反的电极运行而沉积在电极上,可达到粉尘和气体分离的目的。阴极线断线是电除尘器易发生的故障,断线后阴、阳极短路,造成二次电压为零电场停运,严重影响烟囱出口的烟气排放。因此必须消除阴极线断线,保证机组安全环保运行。

1 设备概述

国信淮阴发电有限公司(简称淮电)#3 机组为 330 MW 国产引进型亚临界参数、自然循环汽包炉,单炉膛、四角切圆燃烧、一次再热、平衡通风、露天布置、全钢构架、燃煤、固态排渣,锅炉呈 II 型布置。

除尘器型号:EE (II)245/4/2, 设计效率: 99.82%,保证效率: 99.8%,本体阻力≤245 Pa,本体漏风率≤3%,室数/电场数 2/4,阳极板型式、材料及总有效面积 C480、SPCC、20579 m²,阴极线型式:鱼骨刺线,烟气流速 0.92 m/sec,阳极板振打装置的类型:机械振打,数量:8 套。

2 运行情况分析

淮阴电厂 #3 锅炉电除尘器,共有四个电场二室,每台除尘器烟气通道二只,共有 16 个电场,在运行中故障频频发生,特别是电场阴极线容易断线,造成个别的电场二次电场为零,个别电场被迫停运,严重影响电除尘的除尘效率,环保指标不能保证,而且现在环保是硬指标,必须要保证。电除尘的除尘效率差,造成脱硫进口粉尘浓度高,脱硫吸

收塔负担加重,造成吸收塔石粉石浆液中毒,脱硫石膏无法脱水,最终导致机组被迫停炉。2010 年 11 月 5 日, #3 炉电除尘 1A1、2A3、1B4、2B2 相继发生故障,四个电场停运,电除尘器出口粉尘浓度高达 210 mg/m³,严重超过 100 mg/m³ 的标准,机组被迫停运检修电除尘,造成 100 多万元的经济损失。每次处理后最长一个月,最短十天时间,电场发生因断线故障的原因同样发生个别电场停运。2010 年 #3 炉电除尘 16 个场的故障次数进行了统计,见表 1。

表 1 电除尘故障次数统计表

电场	故障次数	故障原因
1A1	2	阴极线断线
1A2	0	
1A3	3	
1A4	1	
2A1	0	阴极线断线
2A2	1	
2A3	1	
2A4	0	
1B1	0	阴极线断线
1B2	1	
1B3	3	
1B4	2	
2B1	0	阴极线断线
2B2	0	
2B3	1	
2B4	2	
合计	17	阴极线断线

由表 1 分析可知,电除尘发生故障的原因是阴极线发生断线,电除尘厂家安装质量有问题。

3 阴极线断线的原因分析

阴极线结构经常断线引起静电除尘器本体内部

短路,导致电场停止运行,静电除尘器使用的芒刺线是锯齿线,断线的原因如下:

- (1) 锯齿线采用较低级钢材剪切而成,造成其刚度韧性相对不够,且在长期运行中已产生严重的疲劳和锈蚀现象。
- (2) 制造工艺上,锯齿线剪切加工时可能存在缺陷,增加锯齿线断线的机率。
- (3) 安装工艺上,当锯齿线在安装到阴极小框架上时是靠两端螺母来调整其安装紧力,因锯齿线细小,一方面如紧力过大,则会造成在运行当中受到周期性应力的作用而导致断裂,且在静电除尘器启或停过程中,拉紧的锯齿线与阴极小框架的热胀冷缩量不同,也会造成断线.另一方面,如紧力过小,则锯齿线会在烟气的冲击下产生摆动而断裂,或造成电场局部的强烈放电而烧断. 由于该锯齿线数量极多,且其松紧程度是凭安装人员的经验及手感来控制,因此很难确保所有的锯齿线松紧程度均达到要求。

4 改造方案的选择

为了解决电除尘阴极线断线问题,保证电除尘投用的可靠性,通过与福建龙净环保股份有限公司的设计人员多次沟通,并调同类型组的先进经验。针对淮电电除尘器的实际情况,提出以下 3 种改造方案。

- 方案一:在电场内部更换全部阴极线,阴极线加装防断装置 L 固定件。
- 方案二:在电场内部更换有问题的阴极线,所有阴极线焊口打磨后重焊,所有阴极线加装防断装置 L 固定件。
- 方案三:将所有阴极线吊出后,在平地更换有问题的阴极线,所有阴极线焊口打磨后重焊,所有阴极线加装防断装置 L 固定件。改造方案对比表见表 2。

表 2 改造方案对比表

	方案一	方案二	方案三
内 容	在电场内部更换全部阴极线,阴极线加装防断装置 L 固定件。	在电场内部更换有问题的阴极线,所有阴极线焊口打磨后重焊,所有阴极线加装防断装置 L 固定件。	将所有阴极线吊出后,在平地更换有问题的阴极线,所有阴极线焊口打磨后重焊,所有阴极线加装防断装置 L 固定件。
优 点	彻底处理断线问题	处理有问题阴极线的断线	处理有问题阴极线的断线,保证焊口处不断线
缺 点	检修工期长。改造费用很高,需要 600 万元	费用较低,80 万。工期比较短。没有问题的线可能会断。	现场起吊困难。改造费用高,需要 300 万元。

综合比较,结合 2011 年 10 月 1 日的 #3 机组大修,选择改造方案二。

5 改造方案

5.1 阴极线换线方案

- (1) 施工人员在做好安全措施的情况下,进入电场内部进行换线工作。
- (2) 对电除尘器电场内部进行清灰,保证良好的施工环境和施工质量。
- (3) 将需要更换的阴极线拆除。
- (4) 焊接顺序必须从阴极框架的上端开始焊接,防止极线由于热膨胀而产生变形。焊接阴极线应注意针刺线的方向性,保持方向一致并垂直于阳极板。焊完后,应去除焊渣、毛刺,清除落在阳极板、极线以及框架上的焊渣。
- (5) 调校阴极线,使新更换的阴极线在同一平面上,并且保证各阴极线的张紧力达到技术要求。
- (6) 电极间距调校,保证各极板(线)的同极距在±10 mm 之间。

(7) 调整阴极框架,使同一框架各支撑点在同一平面上,并且调整异极距在±10 mm 之间。

(8) 阴极线在全长上保持平直不得有任何硬性弯曲及裂纹、缺口、毛刺,保证阴极线的刺头在全长上均位于一条直线上。

5.2 阴极线加固方案

- (1)施工人员在做好安全措施的情况下,进入电除尘器内部进行工作。
- (2) 对电除尘器电场内部进行清灰,保证电除尘器良好的施工环境。首先对每根阴极的焊口进行打磨后,重新焊接牢固。
- (3) 阴极线两端各加 1 根“L”型加强筋,加强筋一端与阴极框架横管焊接,另一端与阴极线焊接,每条阴极线连接点的连续焊缝长度至少要达到 35 mm,并采用双面焊,防止阴极线在运行过程中脱焊,造成电场短路。
- (4) 每焊接完一根,都应及时用角向磨光机把焊接处的焊渣、毛刺磨平。
- (5) 在焊接施工过程中,应清除落在阳极板、极线以及框架上的焊渣。
- (6) 材质:加强圆钢为 φ8/Q235A。

阴极线换线及加固方案如图 1 所示。

6 改造效果

2011 年 11 月 18 日锅炉投入运行,电除尘电压、电流在正常范围内。电除尘器出的粉尘浓度小 90 毫克,小于 100 mg/m³ 的标准。连续运行三个多月零缺陷。#3 炉电除尘器除尘效率达到设计值 99.82%,达到设计值。

SNCR+SCR 混合法脱硝技术在 600 MW 机组上的应用

胡浩毅

(江苏利港电力有限公司,江苏 江阴 214444)

摘 要:以尿素为还原剂的 SNCR+SCR 混合法脱硝技术具有运行安全、节省投资、施工周期短等特点,也存在 SCR 区域 NH_3 分布不均、氨逃逸高的问题。利港电厂三期 600 MW 机组在 2007 年投产时已同步建设了 SNCR 脱硝系统。为响应国家的 NO_x 减排政策,在 SNCR 基础上利港电厂三期机组又增加了 SCR 脱硝装置。本文通过分析利港电厂 600 MW 机组 SNCR+SCR 混合法脱硝的工程应用,介绍该技术在实践中遇到的问题和解决方案。对已有 SNCR 脱硝装置的电厂选择合适的脱硝技术路线具有一定的参考意义。

关键词:火电厂;脱硝;尿素;SCR;SNCR

中图分类号:TM621.8

文献标识码:B

文章编号:1009-0665(2014)S1-0091-03

随着新版《火电厂大气污染物排放标准》(GB13223-2011)的出台,国家对火电企业大气污染的排放要求较 10 年前有了进一步的提高,尤其在重点地区火力发电机组的 NO_x 的排放浓度需达到 100 mg/Nm_3 以下。因此,控制氮氧化物的排放成为火电企业大气污染物治理的重点项目。而选择一种经济、高效的脱硝装置成为摆在火电厂面前的一个课题。以尿素为还原剂的 SNCR+SCR 混合法脱硝,是 SNCR 与 SCR 脱硝技术的联合应用。与单纯以液氨为还原剂的 SCR 技术脱硝方法相比,其初投资和运行成本都较低。而且作为脱硝还原剂的尿素在运输和储存环节的安全性及与液氨相比有较大的优势。若合理配置脱硝工艺,SNCR+SCR 混合法脱硝也可以达到最新的火电厂大气污染物排放标准。

1 SNCR+SCR 混合法脱硝工艺的介绍

SNCR+SCR 混合法脱硝主要的工艺流程是在炉膛上部 $900 \sim 1150^\circ\text{C}$ 的高温烟气区域喷入尿素等还原剂,将 NO_x 还原生成 N_2 和 H_2O 。由于该区域温度较高,还原剂与 NO_x 之间有足够的活化能从而使脱硝反应在无需催化剂的条件下就可以快速完成。其后,在温度在 $600 \sim 650^\circ\text{C}$ 的锅炉尾部烟道区域内喷入尿素溶液使之在该温度下分解为 NH_3 。生成的 NH_3 在锅炉省煤器出口约 $300 \sim 420^\circ\text{C}$ 的温度条件下,根据 SCR 原理,通过催化剂将烟气中的 NO_x 进一步脱除。所以,以尿素为还原剂的 SNCR+SCR 混合法工艺流程大致可分为 3 部分,按工艺流程的先后顺序分别为 SNCR 脱硝、尿素在锅炉内的热解以及 SCR 脱硝。

第 1 部分 SNCR 反应。SNCR 是在 $900 \sim 1150^\circ\text{C}$ 的高温烟气区域进行将 NO_x 还原为 N_2 的反应。

其主要反应为:



一般认为,大型锅炉由于受到炉膛尺寸的影响,还原剂无法在炉膛内均匀混合,SNCR 的脱硝效率将低于 40%。在国内,600 MW SNCR 脱硝机组的脱硝效率一般在 25%~30%。

第 2 部分尿素热解反应。尿素热解反应是在锅炉尾部竖井上方,烟气温度在 $600 \sim 650^\circ\text{C}$ 的锅炉烟道内再次喷入尿素,使之分解为 SCR 脱硝反应所需还原剂 NH_3 。其反应方程式如下:



也有文献中提出在 SNCR 脱硝反应时直接投入过量的尿素造成大量逃逸氨的方式进行尿素热解。但从公式(1—4)的氨被氧化的反应可以看出,这样一方面消耗了更多的还原剂另一方面又生成了更多的 NO_x 。所以,直接在炉膛高温区利用 SNCR 生成 NH_3 的方式是不经济的。

第 3 部分 SCR 反应。尿素热解产生的氨气在催化剂的作用下可在 $300 \sim 420^\circ\text{C}$ 的烟气温度范围内将烟气中 NO 分解成为 N_2 和 H_2O 。其主要反应方程为



SCR 是目前应用最广范的一种脱硝技术。在经过 40 多年的应用后,该技术已经相当成熟并且具有脱硝效率高的特点。在混合法中,SCR 脱硝系统在投用初期仅装载一层催化剂就可以使锅炉出口 NO_x 降低至 100 mg/Nm^3 以下。

需要注意的是,SNCR+SCR 烟气脱硝技术并非 是 SCR 工艺与 SNCR 工艺的简单组合,它是结合 了 SCR 脱硝效率高以及 SNCR 基建投资省的特点 孕育而生的一种新工艺。SNCR+SCR 联合脱硝工 艺具有高温(900~1150℃)和低温(300~420℃)两 个反应区,同时还有一个 600~650℃的尿素热解 区。通过布置在锅炉炉膛周围以及尾部烟道上的尿 素喷射系统,完成 SNCR 脱硝反应以及尿素热解生 成 NH₃ 的反应。由于在烟道内尿素已经完全分解成 为 NH₃,所以无需在 SCR 反应器入口的烟道内安装 复杂的喷氨格栅(AIG),也无需考虑因氨气防爆要 求而设置稀释风机系统。

由于前期 SNCR 已脱除部分 NO_x,所以后期的 SCR 系统催化剂可采用 1+1(一层运行一层备用)的 型式。相对常规 2+1 模式的 SCR,混合法脱硝可以 减少 50%催化剂的用量,从而降低了整个脱硝系统 的初投资。而且由于催化剂用量的减少使得整个脱 硝系统压降减少 200~300 Pa,降低了引风机电耗。 下面将以利港电厂 600 MW 燃煤机组的为例对 SNCR+SCR 混合法脱硝进行详细介绍。

2 600 MW 机组混合法脱硝应用实例

利港电厂三期 2×600 MW 燃煤机组锅炉采用 法国阿尔斯通公司的设计技术,上海锅炉厂制造,2 台机组在 2007 投产。该锅炉为Π型布置,利用了炉 膛分级燃烧以及燃尽风的低氮燃烧技术,锅炉出口 烟气 NO_x 的实际排放浓度在 280 mg/Nm³ 左右。根 据当时环境影响评价的要求,该锅炉还配备了以尿 素作为还原剂的 SNCR 脱硝装置。在投入具有 30% 左右的脱硝效率入 SNCR 脱硝装置后,锅炉炉膛出 口 NO_x 可低于 200 mg/Nm³。但根据 2011 版《火电厂 大气污染排放标准》对重点地区 NO_x 的排放要求, 该锅炉出口 200 mg/Nm³ 的排放浓度显然已无法满 足现行的国家环保政策。若要进一步的降低 NO_x 的 浓度无非有两种方案。一种方案为在 SNCR 的基础 上增加一套简易的 SCR 装置,其脱硝效率在 50%以 上即可达到新的大气污染排放标准。另一种方案是 将原有的 SNCR 拆除,新建一套完整的、脱硝效率 在 70%左右的 SCR 装置。第二种方案二意味着利港 电厂原先花巨资建设的 SNCR 脱硝装置将被废弃。 所以电厂选择了第一种方案即在 SNCR 的基础上 增加一套简易的 SCR 装置,即 SNCR+SCR 的混合 法脱硝。

利港电厂 SNCR+SCR 混合法脱硝装置基本保 留了原先的 SNCR 设备。为尿素热解而新设置的尿 素喷枪布置在锅炉尾部烟道 67.2 米标高的左右侧

包覆过热器区域,该处的烟气温度在 650℃左右。 尿素喷枪采用多喷嘴长枪结构,以确保尿素热解产 生的氨气在锅炉炉膛宽度方向均匀分布。经过校核 计算和补强后,在原有电除尘器前烟道钢支架的上 方设置一个简易的 SCR 反应器。

表 1 利港电厂 #6 机组混合法脱硝测试数据

项目	单位	数值
锅炉原始 NO _x 排放浓度	mg /Nm ³	233
SNCR 投运 SCR 进口 NO _x 浓度	mg /Nm ³	200
SNCR 投运 SCR 出口 NO _x 排放浓度	mg /Nm ³	88
SNCR 脱硝效率	%	14
SCR 脱硝效率	%	56
SNCR+SCR 综合效率	%	62
SCR 出口氨逃逸率	mg/Nm ³	3.05

SCR 采用高含尘的布置方式,SCR 反应器布置 在锅炉省煤器出口和空气预热器之间,位于电除尘 入口烟道的上方。每台锅炉设置 2 台 SCR 反应器, 反应器催化剂按 1+1 层的布置方式。为了节省有限 的 SCR 反应器空间,脱硝吹灰采用了布置紧凑的声 波吹灰器。由于混合法所用催化剂较少,逃逸氨与 SO₃ 生成 NH₄HSO₄ 的量也较常规 SCR 少很多,所 以在利港电厂 600 MW 机组在脱硝改造的同时并 未对空预器传热元件进行改造。

表 1 是利港电厂 #6 机组在脱硝改造后满负荷 下的 NO_x 测试数据。从表中可以看出,运用 SNCR+SCR 混合法后锅炉出口 NO_x 排放值为 88 mg/Nm³,混合法综合效率为 62%,达到设计指标并 满足现行环保的要求。由于在 SNCR 反应中有部分 的还原剂可能被氧化成为 NO_x,从而增加了实际投 入的还原剂耗量。因此为提高机组运行的经济性, 在 SNCR+SCR 混合法中并不需单纯地追求前期 SNCR 的脱硝效率。与 SCR 协同运行时,只要能保 证 SNCR 出口 NO_x 的浓度小于 200 mg/Nm³ 即可。 由于 SCR 催化剂用量的减少,SO₂ 的转化率可以有 效控制在 1%以下,所以 3.05 mg/Nm³ 的氨逃逸率对 于混合法是可以接受的。

目前该机组在脱硝改造后已运行一年,空预器 的堵塞情况在可控范围内。由于采用了混合法脱硝 改造,较同类机组 SCR 改造相比,利港电厂单台 600 MW 机组混合法脱硝仅催化剂一项就可节约投 资近 1000 万元。

3 混合法脱硝遇到的实际问题和解决方案

以尿素为还原剂的 SNCR+SCR 混合法脱硝技 术,规避了以液氨为还原剂的 SCR 脱硝技术带来的 不安全因素,减少了脱硝系统的初投资并可满足环

保政策的要求。但由于混合法在反应器入口没有象 SCR 一样的喷氨格栅,缺少 NH_3/NO_x 浓度匹配的调节手段,导致氨气在锅炉尾部烟道的浓度不可控,而该问题在大型锅炉上尤为突出。

在利港电厂混合法投入的初期,由于尿素热解喷枪选择位置不佳,SCR 入口侧烟气中的 NH_3 主要分布在尾部烟道的后包覆侧,浓度分布极其不均。而在 SCR 反应器出口的氨逃逸已超过 NH_3 在线仪表的量程,手工测试达到 11.45 mg/Nm^3 。在通过 CFD 对 NH_3 的浓度场进行模拟(图 2)后,重新选择了尿素喷枪位置并在反应器入口烟道增加烟气/氨气静态混合器,才使得反应器入口 NH_3 的浓度基本均匀。但在运行中氨逃逸还是较 2.29 mg/Nm^3 的设计值高出 0.76 mg/Nm^3 。

4 结束语

以尿素为还原剂的 SNCR+SCR 混合法脱硝技术具有运行安全、节省投资、施工周期短等特点。但尿素溶液喷入锅炉热解生成氨气后,在 SCR 反应器内是依靠烟气/氨气自然混合与 NO_x 进行反应。由于氨浓度分布不可控,可能会造成 SCR 出口氨逃逸偏高并在空预器内形成 NH_4HSO_4 堵塞传热元件,威

胁整个机组的安全运行。而在借助计算机流场模拟等现代化科技手段合理布置尿素热解喷枪的位置并安装足够数量的烟气/氨气静态混合装置的条件,通过 SNCR+SCR 混合法脱硝改造后的锅炉 NO_x 出口排放指标可降低至 100 mg/Nm^3 以下,不仅能满足现行环保政策的要求而且可以保证在机组在一个小修期内安全、平稳的运行。

参考文献:

- [1] 西安热工研究院,火电厂 SCR 烟气脱硝技术 [M],中国电力出版社,2013.
- [2] 段传和,选择性非催化还原法(SNCR)烟气脱硝 [M],中国电力出版社,2012.
- [3] 胡浩毅,以尿素为还原剂的 SNCR 脱硝技术在电厂的应用,电力技术 [J], 2009, 79 (3):22-24.
- [4] 赵冬贤,等.尿素热解制氨技术在 SCR 脱硝中的应用 [J].热力发电,2009,38(8):65-67.
- [5] 蔡小峰 李晓芸,SNCR-SCR 烟气脱硝技术及其应用 [J].电力环境保护,2008,24(6):26-29.
- [6] 中国华电集团公司,中国华电集团公司火电厂烟气脱硝技术导则 [S], 2010.

作者简介:

胡浩毅(1972),男,江苏无锡人,高级工程师,从事火电厂锅炉设备管理以及烟气污染物治理工作。

(上接第 90 页)

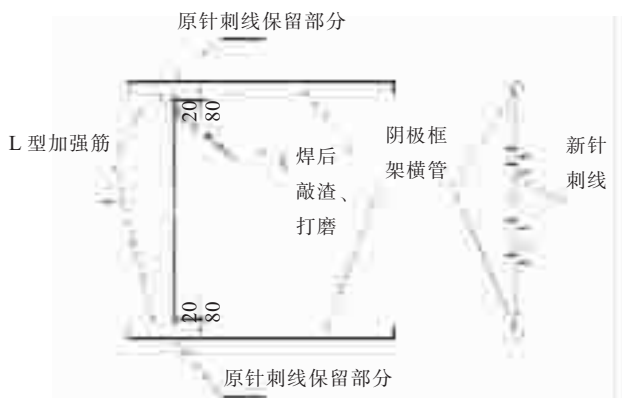


图 1 阴极线换线及加固方案图

7 结束语

方案二比方案一节约 520 万元,方案二比方案三节约 220 万元,直接经济效益至少 220 万元。每

年因电除尘故障停机消缺有用 2 次,每检修时间一周损失有 200 万元,方案二投入 60 万元,间接经济效益 120 万元。有社会效益显著由于解决了电除尘问题,使烟囱烟尘排放达标小于 50 mg/m^3 ,减少了环境污染,为碧水蓝天作贡献。

参考文献

- [1] DL/T 748.6-2001. 火力发电厂锅炉机组检修导则 [S].
- [2] DL/T 461-92. 燃煤电厂电除尘器运行维护管理导则 [S].
- [3] 祁君田. 燃煤电厂电除尘器设计中值得注意的问题 [J]. 热力发电, 2004(09).

作者简介:

许昌杭(1962),男,江苏淮安人,工程师,厂检修副总工程师,从事厂检修管理工作;

唐超(1969),男,江苏淮安人,高级工程师高级技师,淮阴发电有限公司生产技术部主任,从事火电厂锅炉检修运行管理工作。

诚信 责任 创新 奉献

湿法脱硫“石膏雨”原因分析及其治理措施

赵家涛

(华润电力江苏分公司,江苏 南京 210000)

摘要:采用石灰石-石膏湿法烟气脱硫工艺的火电厂,在湿烟囱排放过程中易出现石膏雨现象。针对火力发电厂湿法脱硫工艺出现“石膏雨”现象进行了分析,分析了“石膏雨”现象的形成原因,探讨了“石膏雨”的解决方法。

关键词:火力发电厂;石灰石-石膏湿法;石膏雨;烟气脱硫;除雾器

中图分类号:TM628

文献标识码:B

文章编号:1009-0665(2014)S1-0094-03

目前,国家高度重视环境保护,我国火电厂脱硫系统普遍采用石灰石-石膏湿法脱硫(WFGD)工艺,据统计,全国已投运的烟气脱硫机组中,300MW及以上烟气脱硫机组约占86%。石灰石-石膏湿法脱硫仍是主要脱硫方法,占92%。

石灰石-石膏湿法脱硫系统(无 Gas-gas heater, GGH)吸收塔出口烟气温度在50℃左右,而我国《火力发电厂烟气脱硫设计技术规程》(DL/T5196-2004)规定“设计工况下脱硫后烟囱入口的烟气温度一般应达到80℃以上排放”,所以早期安装的WFGD系统都配套有烟气换热器GGH。石灰石-石膏湿法脱硫系统分为带有或不带有烟气再热器(GGH)2种。GGH主要用于加热脱硫后净烟气,但是在实际运行中,由于其运行环境恶劣,容易发生腐蚀和堵灰现象,导致故障频发,影响WFGD系统的安全稳定运行。鉴于《火力发电厂烟气脱硫设计技术规程》“在满足环保要求且烟囱和烟道有完善的防腐和排水措施并经技术经济比较合理时也可以不设烟气换热器”,所以后期设计的WFGD系统已经不再安装GGH,形成“湿烟囱”排放,原有的WFGD系统也开始取消GGH装置。

2006年以后,许多火电机组的WFGD系统取消了GGH,净烟气直接经烟囱排向大气,目前未设置GGH的WFGD系统比例已超过70%。然而,未设置GGH的WFGD系统投入运行后,在烟囱周围经常会飘落大量的细小液滴,仿佛下了一场雨,待雨点蒸发后,留下白色的固体痕迹,因此将这种现象称之为石膏雨。

“湿烟囱”排放条件下,可察觉的液滴沉降区域通常在烟囱下风向800m的范围。当机组运行负荷高、环境温度降低时,“石膏雨”现象尤为严重。沉降的小液滴呈酸性,含有一定量的SO₂、SO₃及石膏浆液等,会对沉降区域内的设备、设施和建筑物造成一定的损害,对周围居民的生产、生活产生影响。由

于环境问题在公众中的敏感性,“石膏雨”沉降问题已经成为湿法脱硫设施运行的重要隐患。因此脱硫系统在设计和运行过程中采取相应措施来治理“石膏雨”就变得相当重要。

1 石膏雨的形成机理

“石膏雨”是由烟气中夹带的石膏浆液及冷凝水随烟气排放落到地面形成的。脱硫装置净烟气中的石膏浆液主要来源于吸收塔喷淋层喷嘴雾化后的细小液滴,一般湿法脱硫吸收塔出口烟气携带的雾滴性能保证含量低于75 mg/m³(干基)。在经过除雾器后,直径不小于22 μm的雾滴去除率一般为99.99%,直径15~22 μm的液滴去除率为50%。因15 μm以下的雾滴无法有效去除,因此净烟气中必然存在一定的石膏浆液。若除雾器效果不理想或失效,势必会导致烟气夹带的石膏浆液增多。

虽然取消GGH后的烟囱内均设有冷凝液收集装置,但烟囱内的冷凝液也极易被高速流动的烟气带出而形成“雨”落到地面。因此,烟气因温度降低析出冷凝液,高的烟气流速将冷凝液带出是导致无GGH脱硫装置形成“石膏雨”的主要原因。另外,环境因素也是一个重要方面。与无脱硫烟气直排相比,脱硫后特别是无GGH脱硫后净烟气在抬升高度和扩散能力方面相对较差,烟气来不及扩散,烟气中饱和水遇冷成为冷凝液形成了“雨”。在冬季,烟气排放温度与环境温度相差越大,越容易形成雨。

2 “石膏雨”形成的原因

2.1 实际烟气量较大

脱硫系统实际烟气量远大于设计烟气量,导致进入除雾器的烟气流速超过除雾器极限流速,产生了已被去除浆液的“二次携带”,被高速烟气带走的浆液一部分从烟囱排出,随着饱和蒸汽冷凝水滴落,从而造成“石膏雨”现象。

2.2 烟气温度降低

经过湿法烟气脱硫后,吸收塔出口的净烟气主要成分为 H_2O 、 SO_2 、 SO_3 等酸性气体,温度在 $45\sim 55\text{ }^\circ\text{C}$,已达到湿饱和状态。低温净烟气在烟囱出口凝结形成水雾,导致烟气排出后抬升、扩散能力减弱,特别是在温度、气压较低或阴霾天气的情况下,净烟气中携带的脱硫浆液以及酸性溶解物便在烟囱附近区域沉降。

2.3 除雾器问题

除雾器堵塞造成除雾器流通面积减少,进入除雾器的烟气流速超过除雾器极限流速,同样会产生“二次携带”和“石膏雨”。

除雾器设计不合理,除雾效果未满足要求(一般除雾器后烟气含液态水量 75 mg/m^3),经过除雾后的烟气含液量很高,液体中并不仅仅是液态水,还包含石膏浆液。含液量很高的烟气经过烟囱后温度降低,水雾产生凝结,同样会产生“石膏雨”现象。除雾器设计不合理主要包括除雾面积偏小、除雾器叶片间距偏大、除雾器形式不符合要求等。

2.4 烟囱设计不足

处于湿饱和状态的净烟气在流经烟囱的过程中,在烟囱内壁上会产生凝结水,部分凝结水顺烟囱壁向下排除,部分凝结水被烟气带出排入大气,在烟囱的周围形成“石膏雨”现象。烟囱的结构形式是形成“石膏雨”现象的辅助原因,起着推波助澜的作用。主要体现在以下几方面:(1) 烟囱的形状;(2) 烟囱内壁的平整度;(3) 烟囱出口直径。

2.5 环境气象条件

环境气象条件主要指环境温度、相对湿度和大气压力。这些因素是形成“石膏雨”现象的外部原因。主要体现在以下几方面:(1) 环境温度;(2) 相对湿度;(3) 大气压力。

3 脱硫系统“石膏雨”现象的治理措施

3.1 选择合适的烟气流速

烟气流速是造成“石膏雨”的一个重要原因,因此在设计时,塔内烟气流速应该综合多方面因素,设计合适的流速,才能避免“石膏雨”。吸收塔设计烟气流速一般为 $3.5\sim 4.1\text{ m/s}$ 左右,除雾器的设计流速稍高于吸收塔设计流速。吸收塔流速高,烟气中所携带的浆液液滴将增多,除雾器的负荷增大,导致“石膏雨”出现,因此,吸收塔的流速不能设计过高。另外,在吸收塔流速的设计上还应考虑有足够的裕量。通常情况下,机组经过一段时间运行后,系统漏风率将会增加,锅炉的热效率会有所降低而煤耗则会上升或烟温调高,两者的这种变化将使脱

硫装置入口烟气量增大,造成塔内烟气流速提高,因此,在设计上应有足够的裕量。此外,对于无增压风机、无 GGH、无旁路的“三无”脱硫装置,吸收塔烟气流速的设计还应该与之结合起来考虑,由于无旁路,一旦出现“石膏雨”,导致机组停运,降低了脱硫装置的可靠性。因此,“三无”脱硫装置塔内烟气流速不宜设计过高,并应留有足够裕量,一般应低于 3.8 m/s 。

3.2 烟气升温加热

提高湿烟气排烟温度是消除无 GGH 脱硫装置石膏雨的一个有效解决办法。

将脱硫后的净烟气加热至过热状态,且保证烟气在烟囱出口仍适度过热,可以有效减弱尾部烟道和烟囱的腐蚀。提高烟气温度可以增强烟气抬升、扩散效果,使烟气在排出烟囱以后,能够实现充分稀释,从而减弱烟囱周围的“石膏雨”现象。

加热烟气法就是将脱硫后温度为 $45\sim 60\text{ }^\circ\text{C}$ 的烟气加热到 $70\sim 80\text{ }^\circ\text{C}$,使烟气远离水的露点温度,从而避免水蒸气凝结而形成石膏雨。加热烟气法一般有以下几种:(1) 利用锅炉二次风加热净烟气;(2) 利用原烟气加热净烟气;(3) 直接燃烧再热法;(4) 增加电加热装置;(5) 加装热管换热器;(6) 蒸汽加热法;(7) 无泄漏型烟气加热器。

3.3 提高除雾器工作效率

大量雾滴逃逸是湿法烟气脱硫系统净烟气中液滴形成的直接原因,雾滴逃逸与吸收塔内烟气流速、除雾器效率和冲洗效果有着直接关系,所以 WFGD 系统除雾器设计上需要对入口烟气量与设计参数的偏差、烟气流速的大小、除雾器的选型等方面进行充分考虑。

在投资允许的情况下,大机组脱硫装置中尽量采用屋脊式除雾器,提高除雾器的除雾效果,减少烟气中的水雾和浆液携带量。

采用三级除雾器。脱硫塔一般设计为两层除雾器,增加一级除雾器可以改善除雾效果,但是由于第二级除雾器已经是精细除雾,逃逸出来的液滴粒径非常小,第三级除雾器要取得较好的效果,叶片形式、叶片间距、距离第二级除雾器的距离以及冲洗等都要经过特殊设计。

除雾器冲洗应该得到保证,不能因为其他原因长时间停止除雾器冲洗。

在停运或小修期间,仔细检查除雾器堵塞情况,如果出现严重堵塞,需及时清理干净,同时进行原因分析,并采取行之有效的解决措施。

4 某电厂“石膏雨”治理实例

某电厂 1、2 号机组脱硫系统增容及取消旁路

改造工程。电厂全年一般在 45~55℃之间,而且含有大量水蒸气,处于饱和状态,排放此湿烟气,在环境上带来以下几个问题:(1) 湿烟气的温度比较低,抬升高度较小,虽然经过脱硫工艺后,二氧化硫浓度大幅减少,但还是会含有一定量的二氧化硫、三氧化硫等酸性气体,抬升高度的降低,会造成区域地面污染物浓度相对较高;(2) 凝结水和携带水可能造成烟囱下风向的降水,此降水与大气的相对湿度,烟气与环境之间的初始温度差等有关,一旦条件满足后降落,因烟气中携带的粉尘以及石膏浆液积聚在液滴中落到地面形成“石膏雨”,对环境造成污染,腐蚀锅炉钢架及设备与保温,也对周围的居民生活造成影响,居民的汽车玻璃、菜叶上面常会出现白色的斑点。因此,电厂决定通过技术改造来消除“石膏雨”现象,避免发生脱硫装置运行后带来的二次环境污染问题,要想完全彻底消除“石膏雨”现象,唯一的办法是对脱硫系统进行相应的技术改造。

电厂为消除“石膏雨”现象,采取了以下几种治理措施:

(1) 烟气流速是造成“石膏雨”的一个重要原因,因此在设计时,吸收塔设计烟气流速为 3.53 m/s 左右。

(2) 采用两级屋脊式+一级管式除雾器,空塔流速控制在 ≥ 3.5 m/s,杜绝烟囱“石膏雨”现象的发生;

电厂经过综合的技术改造,现已彻底消除“石膏雨”现象,取得了良好的经济、社会和环境效益。

5 结论

“石膏雨”是无 GGH 湿法脱硫系统运行中的出现的亟待解决的重要课题。

从新建机组脱硫设施到脱硫改造项目,在烟囱设计、FGD 系统设计和运行中,通过优化设计、优化设备选型、加强运行操作等,可在很大程度上解决“石膏雨”问题。

“石膏雨”问题对我国众多火电燃煤机组湿法烟气脱硫系统运行产生了不利影响,通过对“石膏雨”形成原因的分析和解决方法的讨论,得到如下

结论:

(1) 脱硫装置塔内烟气流速不宜设计过高,并应留有足够裕量,一般为 3.5~4.1 m/s 左右。“三无”脱硫装置塔内烟气流速不宜设计过高,并应留有足够裕量,一般应低于 3.8 m/s;

(2) 烟气温度较低,烟气中含有大量石灰石浆液雾滴是“石膏雨”形成的根本原因;

(3) 利用锅炉热二次风对低温烟气进行再热具有较高的可行性,操作方便、系统简单、投资少,应用前景广阔;

(4) 通过除雾器改进和烟气流场的优化,提高湿法烟气脱硫系统除雾器工作效率,可以有效减少烟气中的液滴含量;优化烟囱设计可以减少液滴从烟囱排出;

(5) 利用烟气再热装置,可以提高烟囱排烟温度,增强烟气的抬升和扩散,以及采用烟塔合一技术,都可以强化排烟的稀释,有效减弱甚至消除“石膏雨”现象;

(6) 采用综合技术改造,更有利于消除“石膏雨”现象,在技术上是可行的,并且投资费用也较合理。

石膏雨的治理涉及到运行的调整和设备合理改造,运行应从维持除雾器叶片洁净、无结垢堵塞、优化除雾器冲洗程序、调整吸收塔运行参数等角度出发,定期监测调整冲洗水水质,优化运行调整,防止除雾器结垢堵塞,保证除雾效率。在设备的改造方面,应优化吸收塔内部烟气流场,使除雾器处烟气流场分布均匀,提高流速分布的均匀性,减少烟气携带吸收塔浆液量。

参考文献:

- [1] 徐宝东. 烟气脱硫工艺手册 [M]. 北京: 化学工业出版社, 2012.
- [2] 曾庭华. 湿法烟气脱硫系统的安全性及优化 [M]. 北京: 中国电力出版社, 2014.
- [3] 薛建明. 湿法烟气脱硫设计及设备选型手册 [M]. 北京: 中国电力出版社, 2011.

作者简介:

赵家涛(1968),男,江苏南京人,助理工程师,华润电力江苏分公司发展部副部长(主持工作)。

2014 年 6 月份上海能源供需情况

2014 年 6 月份,上海全社会用电量 109.2 亿千瓦时,同比下降 0.4%。其中,第一产业用电 0.6 亿千瓦时,同比增长 9.7%;第二产业用电 65.3 亿千瓦时,同比下降 1.78%;第三产业用电 31.9 亿千瓦时,同比增长 1.7%;城乡居民生活用电 11.4 亿千瓦时,同比增长 1.1%。1-6 月,上海全社会累计用电量 653.1 亿千瓦时,同比增长 1.3%。6 月份,上海电网最高用电负荷 1953 万千瓦,同比下降 18.4%。6 月份,上海燃气集团供应天然气 4.8 亿立方米,同比下降 0.4%。1-6 月,上海燃气集团累计供应天然气 36.2 亿立方米,同比增长 5.8%。

摘自《江苏电力信息网》

神华国华太仓电厂除灰渣控制系统升级改造

张建业¹, 张建伟²

(1.神华国华太仓发电有限公司,江苏 太仓 215433;2.湖南名正电力建设有限公司,湖南 长沙 410002)

摘 要:神华国华太仓电厂 #7、8 机组除灰渣系统 PLC 控制器均采用施耐德公司 Modicon TSX Quantum 系列,主站 PLC 控制器采用双机热备、远程 RIO 网络结构。目前存在着卡件内部元器件老化、可靠性降低的问题,CPU53414A 模块、热备 140CHS11000 模块即将停产,备件采购存在困难、电源 140CPS11420 模块供电电压存在不稳定现象,由于存在上述问题,热控专业人员对除灰渣 PLC 控制系统进行了升级改造。本文就升级改造过程中所涉及到的有关技术问题进行了分析、研究,得出对施耐德硬件平台从 CPU53414A 升级为 CPU67160,软件平台从 CONCEPT 2.6 升级为 UNITY 7.0,以及 140CPU67160 用在 RIO 结构中是可行的结论,并且对一台炉运行、一台炉停运情况下,如何实现控制系统不停运情况下的系统升级,进行了实践研究。

关键词:双机热备;RIO 网络结构;EIO 网络结构;PLC 控制系统

中图分类号:TM621.7³

文献标识码:B

文章编号:1009-0665(2014)S1-0097-03

神华国华太仓电厂 #7、8 机组除灰渣系统 PLC 控制系统于 2014 年 03 月份 7 号炉 D 级检修期间,进行了升级改造。主站硬件平台从 140CPU53414A 升级为 140CPU67160,取消热备模块,编程软件平台从 CONCEPT 2.6 升级为 UNITY 7.0。本文从升级改造必要性、遇到的问题及解决方法进行了研究探讨。

1 除灰渣控制系统升级必要性

神华国华太仓电厂 #7、8 机组除灰渣系统 PLC 控制器均采用施耐德公司 Modicon TSX Quantum 系列。

1.1 除灰系统

主站 PLC 控制器采用双机热备、远程 RIO 网络结构。

主站模块(热备配置)为:电源模块 140CPS11420、CPU 处理器 140CPU53414A、热备模块 140CHS11000、远程通讯处理器 140CRP93200,网络适配器(两块)140NOE77100。

从站模块为:电源模块 140CPS11420、远程通讯处理器 140CRA93200、模拟量 AI 模块 140ACI03000、开关量 DI 模块(若干)140DDI35300、开关量 DO 模块(若干)140DDO35300 及空槽模块等。

1.2 除渣系统

主站 PLC 控制器采用双机热备、远程 RIO 网络结构。

主站模块(热备配置)为:电源模块 140CPS12420、CPU 处理器 140CPU53414A、热备模块 140CHS11000、远程通讯处理器 140CRP93200,网络适配器(两块)140NOE77100。

从站模块为:电源模块 140CPS12420、远程通讯处理器 140CRA93200、模拟量 AI 模块 140ACI03000、开关量 DI 模块(若干)140DDI35300、开关量 DO 模块(若干)140DDO35300 及空槽模块等。

1.3 目前存在问题

(1) 除灰系统和除渣系统 PLC 控制器随机组投产运行至今,面临内部元器件老化、可靠性降低的问题。

(2) PLC 控制器 CPU 模块、热备模块 140CHS11000 已经即将停产,备件采购存在困难。

(3) 除灰、除渣系统 PLC 控制器远程 IO 网络使用同轴电缆作为通讯介质,其抗干扰能力较弱。

(4) PLC 控制器电源模块 140CPS11420 供电电压存在不稳定现象。

基于上述问题,拟对除灰系统和除渣系统 PLC 控制器进行升级。

2 除灰渣控制系统升级技术方案

2.1 除灰系统

(1) 将 PLC 控制器 CPU 模块型号升级为 140CPU67160,其自带热备功能,因此升级后取消原有的热备模块。并为日后将网络架构改为 EIO 架构预留接口。

(2) 将主站电源模块由 140 CPS 114 20 更换为 140 CPS 124 20。

(3) 将主站 140NOE77101 模块升级为 140 NOC78000 模块,提升新系统下以太网传输的兼容性和可靠性,并为今后新增现场设备以太网通信预留接口。

改造后除灰系统网络结构如图 1。

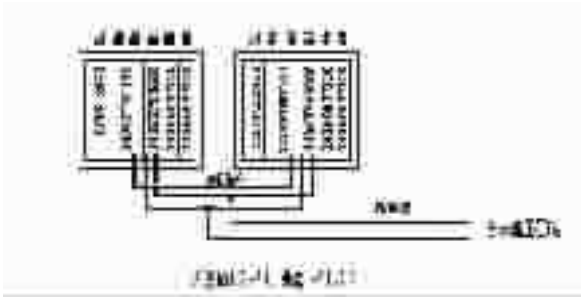


图 1 改造后除灰系统网络结构

2.2 除渣系统

- (1) 将 PLC 控制器 CPU 模块型号升级为 140CPU67160,其自带热备功能,因此升级后取消原有的热备模块。并为日后将网络架构改为 EIO 架构预留接口。
- (2) 将主站电源模块由 140 CPS 114 20 更换为 140 CPS 124 20。
- (3) 将主站 140NOE77101 模块升级为 140 NOC78000 模块,提升新系统下以太网传输的兼容性和可靠性。并为今后新增现场设备以太网通信预留接口。

2.3 主要物资材料

表 1 除灰系统

序号	名称	型号规格	数量
1	CPU 模块	140CPU67160	2 块
2	组态软件	Unity Pro 7.0	1 套
3	光纤电缆	490NOR00003	1 根
4	电源模块	140CPS12420	2 块
5	以太网模块	140NOE77101	4 块

表 2 除渣系统

序号	名称	型号规格	数量
1	CPU 模块	140CPU67160	2 块
2	组态软件	Unity Pro 7.0	1 套
3	光纤电缆	490NOR00003	1 根
4	电源模块	140CPS12420	2 块
5	以太网模块	140NOE77101	4 块

3 除灰渣控制系统升级施工措施

由于基建初期设计时 7、8 号机组除灰系统共用一套控制装置,7、8 号机组除渣系统共用一套控制装置,造成 7、8 号机组的除灰、除渣系统不能单独停运,升级任意一台机组的控制装置都会对另一台机组产生影响。由于 7 号机组已经停运,升级时相对安全,但由于 8 号机组还在运行,为了保证控制系统升级时 8 号机组除灰、除渣系统的稳定运

行,特制定相关措施。(由于除渣系统除渣间隔时间相对较长,所以先对除渣系统进行升级,投运正常后再进行除灰系统升级。)

3.1 7、8 号机组除渣 PLC 系统升级

(1) 升级过程描述。

8 号机组除渣结束,保证 7、8 号机组除渣 PLC 系统主站稳定运行的工况下,对 7、8 号机组除渣 PLC 系统从站离线进行升级。从站升级结束后离线进行调试,将从站投入运行,全系统切换运行 2~3 次无异常后,对主站进行离线升级、调试、投运。当主从站均调试正常后对主从站进行冗余切换试验,试验正常后正式投入运行。

(2) 相关控制措施。

在从站切入运行前,为了保证运行机组的安全可靠,需将 8 号机组除渣系统中如下投入运行的设备切至就地控制,并根据情况投运以下低压泵:

- ① #8A 低压水泵
- ② #8B 低压水泵
- ③ #8C 低压水泵
- ④ 机务接一路消防水至 8 号炉渣斗水封槽,防止低压水泵异常停运,且低压水泵就地均无法投入运行,保证水封槽正常补水;运行人员加强就地监视。

3.2 7、8 号机组除灰 PLC 系统升级

(1) 升级过程描述。

保证 7、8 号机组除灰 PLC 系统主站稳定运行的工况下,对 7、8 号机组除灰 PLC 系统从站离线进行升级。从站升级结束后离线进行调试,将从站投入运行,全系统切换运行 2~3 次无异常后,对主站进行离线升级、调试、投运。当主从站均调试正常后对主从站进行冗余切换试验,试验正常后正式投入运行。

(2) 相关控制措施。

- ① 将除灰空压机、冷干机全部置就地位控制。
- ② 将 7A 灰斗气化风机、7B 灰斗气化风机、8A 灰斗气化风机、8B 灰斗气化风机置就地位控制,灰库 1、2、3、4 号气化风机和电加热置就地位控制,运行人员加强就地监视。

4 编程平台升级

4.1 140CPU67160 硬件平台

140CPU67160 本身自带热备模块,故控制系统升级后不再需要热备 CHS 模块,通讯接口有:一个 MODBUS(RS232)接口、一个 MODBUS PLUS(RS485)接口、一个 USB 接口、一个以太网(光纤接口,用于热备 HSBY 接口)接口。它所需电流

2500mA,内存 1024KB,可外带 PCMCIA 卡。它在地板上占两个槽位。

4.2 EIO 网络结构

EIO 架构是施耐德公司目前最新的网络架构平台,它使用以太网方式进行通讯,即将 RIO 模块型号升级为 140CRP31200 (CPU 主站)和 140CRA31200(IO 子站),通过菊花链回路拓扑管理远程 I/O 网络。EIO 架构不仅使得网络实现冗余,而且使用了双绞线作为通讯介质,使得通讯抗干扰能力得到了提升。

4.3 程序转化过程问题综述

(1) 程序转化后发现程序段丢失现象。例如,程序转化后,发现除渣高压水泵控制逻辑有丢失现象。经过分析发现,CONCEPT 每个编程页面有 20 行、229 列,UNITY 每个编程页面有 11 行、187 列,若转化前程序页面中程序段宽度大于 11 或者长度大于 187,则转化后宽度大于 11 或者长度大于 187 的程序段会消失。于是热控人员在 UNITY 程序段中对丢失的控制逻辑进行了重新修改。

(2) 程序转化后发现程序段错乱现象。例如,在除灰渣控制系统升级前,在 CONCEPT 编程软件中,对除灰空压机的控制逻辑进行了修改,将控制指令从长指令,改为启停单独 2 秒脉冲。但是转化后,发现 UNITY 程序段中,空压机控制仍为长指令控制逻辑。于是热控人员在 UNITY 程序段中对空压机控制逻辑进行了重新修改。

(3) 程序转化后,发现寄存器初始值转化不了。即寄存器初始值转化不成功,需要在 UNITY 程序中对寄存器初始值进行重新设置。

4.4 上位机通讯

施耐德 PLC 与外部通讯、上位机通讯都是以“0X”“1X”“3X”“4X”(六位码)为 IO 点变量名的。除灰渣控制系统未升级前,在 140CPU53414A 中,PLC 内部程序也是“0X”“1X”“3X”“4X”(六位码)为 IO 点变量名。除灰渣控制系统未升级后,在 140CPU67160 中,PLC 内部程序也是“%I”“%M”“%IW”“%MW”为 IO 点变量名。也就是说,除灰渣控制

系统上位机监控系统(IFIX 组态软件),不需要任何变动,只要下位机即 PLC 平台升级后,140NOE77101 的 IP 地址不变化即可。

5 除灰渣控制系统下步升级改造探讨

本次除灰渣控制系统升级改造 CPU 模块升级为 140CPU67160,编程软件升级为 UNITY 平台,但是网络架构仍为 RIO 网络,下一步升级改造计划将网络架构改为 EIO 架构。EIO 架构是施耐德公司目前最新的网络架构平台,它使用以太网方式进行通讯,即将 RIO 模块型号升级为 140CRP31200(CPU 主站)和 140CRA31200(IO 子站),通过菊花链回路拓扑管理远程 I/O 网络。EIO 架构不仅使得网络实现冗余,而且使用了双绞线作为通讯介质,使得通讯抗干扰能力得到了提升。

6 结束语

神华国华太仓电厂 #7、8 机组除灰渣系统 PLC 控制系统升级改造解决了生产现场中面临的问题,达到了预期目的,得出对施耐德硬件平台从 CPU53414A 升级为 CPU67160,软件平台从 CONCEPT 2.6 升级为 UNITY 7.0,以及 140CPU67160 用在 RIO 结构中是可行的结论,并且对一台炉运行、一台炉停运情况下,如何实现控制系统不停运情况下的系统升级。

参考文献:

[1] 国家电力公司. 防止电力生产重大事故的二十五项重点要求[S].北京:中国电力出版社,1996.
[2] 杨义波.热力发电厂[M].北京:中国电力出版社,2005.
[3] 神华国华太仓发电有限公司. 除灰渣控制系统升级改造技术方案[R].2014.
[4] 施耐德电气. Unity Pro 操作手册[R].2005.
[5] 中国机械工业教育协会.可编程序控制器及其应用[M].北京:机械工业出版社,2001.

作者简介:

张建业(1980),男,工程师,技师,从事电厂热控专业工作;
张建伟(1975),男,工程师,从事电气工程自动化专业工作。

“861”项目淮南垃圾发电厂全部并网发电

2014 年 7 月 2 日,由中国能建安徽电建一公司承建的省“861”项目-淮南市西部城区生活垃圾焚烧发电项目 2 号机组并网发电一次成功,这意味着该项目两台机组全部实现并网发电。该项目是淮南市首座生活垃圾焚烧发电厂,项目规划建设两台日处理 500 吨生活垃圾焚烧锅炉和两台 12 兆瓦汽轮发电机组,其中,1 号机组已于今年 1 月 27 日正式投产发电。消耗生活垃圾变废为宝,真正实现垃圾处理的无害化、减量化、资源化。据测算,该项目每年可处理垃圾 36.5 万吨,减少占用土地约 40 亩;每年发电量折合节约标煤 6.257 万吨,并可减少二氧化碳排放量 14 万吨。

摘自《江苏电力信息网》

· 金属专业 ·

1000 MW 机组锅炉监检中发现的主要缺陷及处理

张 禹¹, 孙 雄², 黄 俊¹

(1.中国国电集团公司谏壁发电厂,江苏 镇江 212006;2.江苏方天电力技术有限公司,江苏 南京 211102)

摘 要:介绍了某发电厂 2×1000 MW 机组锅炉监检过程中发现的承压部件典型制造质量问题,并介绍了电厂对这些问题的处理措施。主要制造质量问题包含两方面,即焊缝质量问题和原材料缺陷,产生的原因主要是生产工艺执行不到位。加强基建期间的金属监督对机组安全可靠运行至关重要。

关键词:2×1000 MW 机组;锅炉;监检;制造质量

中图分类号: TG44

文献标识码: B

文章编号: 1009-0665(2014)S1-0100-03

中国国电集团公司谏壁发电厂 2×1000 MW 锅炉是上海锅炉厂引进 ALSTOM-EVT 公司技术生产的超超临界参数塔式锅炉。由于锅炉参数的提高,主要承压部件大量采用新型耐热钢。其中主汽和再热蒸汽管道材料为 P92,水冷壁高温段采用 T23,过热器、再热器高温段材料有 Super304H 和 HR3C 等。这些新型耐热钢的应用,对制造工艺控制提出了更高要求,需加强制造质量检验,以便在安装之前及时发现并处理问题。在此列举出本锅炉监检中承压部件存在的主要制造质量问题及处理措施,并对缺陷产生原因进行了分析。

1 焊缝质量问题

1.1 T91/92 焊口收弧裂纹

一级过热器管 T91/T92 材料手工焊焊口共 1430 只,经磁粉探伤检验发现 914 只焊口存在收弧裂纹,有缺陷焊口占比约 64%。主要原因是焊接收弧时电流过大,焊接速度过快所致。所有裂纹均打磨消除,并对部分低于母材的焊缝进行了补焊和热处理。

1.2 P91 集箱焊缝表面裂纹

部分 P91/P92 集箱对接焊缝表面存在断续纵向裂纹,图 1 所示为 P91 材质二级过热器进口集箱焊缝裂纹,缺陷位于两个焊道之间凹陷处,分析认为是制造厂在焊缝盖面后未及时进行回火热处理,凹陷处受拉应力而产生的冷裂纹。裂纹均打磨消除,最深处约 2 mm。经超声波探伤检验未发现焊缝内部存在超标缺陷。

1.3 气孔及咬边

气孔和咬边缺陷在集箱管座角焊缝处较常见,严重的能引起泄露,一般出现气孔不是偶然的,应联系制造厂,加强焊接材料和操作工艺控制。

1.4 角焊缝裂纹



图 1 集箱对接焊缝表面裂纹



图 2 管座角焊缝气孔

某高压加热器给水进管管座角焊缝容器侧熔合线附近存在整圈断续裂纹,如图 3 所示,应为厚壁大口径管角焊缝的焊接及热处理工艺控制不当所致。厂家对该裂纹进行打磨消除,并进行了补焊处理。



图 3 高压加热器管座裂纹

1.5 管座角焊缝材料错用

二级再热器出口集箱管座角焊缝设计材料为 T92,光谱检验发现有 31 只材质不符,实际材料为 T91,应为焊材管理不当,使用过程中出现混用所致。为彻底消除隐患,对材质错用管座进行了割除重新焊接处理。

1.6 P91 集箱焊缝金相组织异常

图 4 为某 P91 集箱对接焊缝金相组织,为回火马氏体 + 黑色线状组织,为此,锅炉厂进行了模拟试验,对黑色线状异常组织的成因及对性能的影响进行了研究。研究表明此黑色线状物为富 Cr 和 Mo 的碳化物,认为此碳化物的析出与焊接熔池中最后凝固的熔液富 Cr 和 Mo 以及后一道焊缝对前一道焊缝的影响有关。认为在 9Cr 钢的焊缝中,可能普遍存在线状黑色阴影线,对接头的常温性能和产品的长期运行无不利影响。

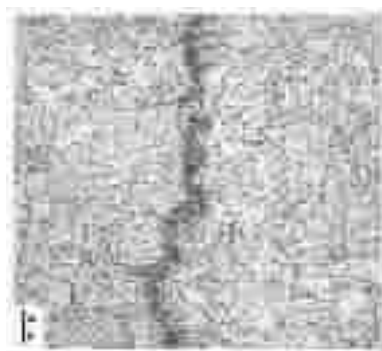


图 4 P91 集箱焊缝金相组织

某电科院受对此进行了跟踪研究,发现制造厂提供的模拟试样中黑色线状组织附近存在微裂纹,如图 5,黑色线状析出物对焊接接头性能的影响的课题研究即将结项。

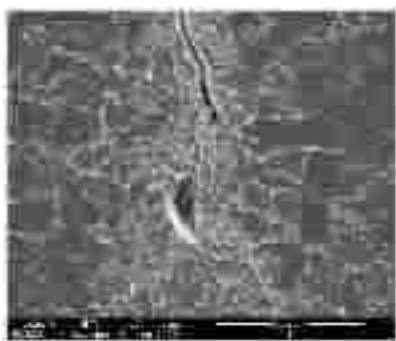


图 5 高倍扫描电镜下析出物形貌

某机械研究院也做了相关试验分析,结论是:焊缝中的黑色条纹是密集的颗粒状和条纹状碳化物偏析及微裂纹所致,对焊缝室温冲击韧性有一定影响^[1]。

2 原材料缺陷

2.1 管子母材纵向裂纹

检验过程中发现受热面管端部存在线性缺陷,该类裂纹产生的根本原因是管道制造过程中胚料杂质含量高或冷拔工艺不当,直接原因是管子冒口切除不够。图 6 所示为 T91 材质二级过热器管端部裂纹。



图 6 二级过热器母材纵向裂纹

2.2 P91/P92 管道母材硬度偏低

对 P91/P92 材质管道进行硬度检验时发现多只管道母材硬度低于标准规定硬度值,是由于制造厂热处理工艺控制不当^[2],热处理温度过高或者保温时间过长所引起的,一般金相组织会出现块状未完全相变组织或者超温老化严重组织。对于硬度为 160 HB~180 HB 的管道,金相检验合格后监督使用,对于金相检验不合格或者硬度低于 160 HB 的管道进行了更换处理。图 7 为某管道母材金相组织(硬度 145 HB),为回火索氏体,马氏体位向完全消除,组织老化严重。

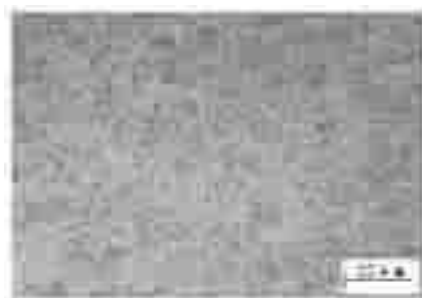


图 7 P91 母材金相显微组织

2.3 阀体表面裂纹

对再热器出口堵阀、主给水止回阀、主给水进口电磁闸阀等多只大尺寸高温高压铸件阀门阀体表面进行了磁粉探伤,发现所有阀门表面均存在裂纹,其中一处如图 8 所示,打磨后深度达到 28 mm。经协商,对 6 只问题比较严重的再热器出口堵阀进行了更换处理,全部更换为锻件阀门。

3 承压部件制造质量金属监督措施

3.1 设计阶段

锅炉设计、选型及设备招标、基建招标过程时,

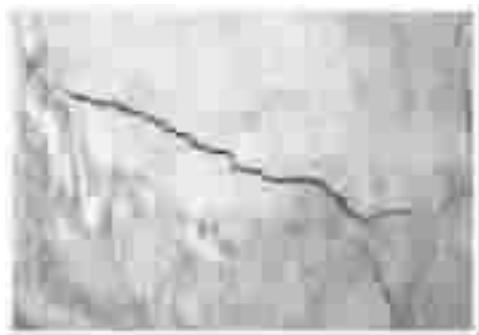


图 8 再热器堵阀裂纹

金属专业人员要从技术角度参与技术协议审查,提出结构与材质的优化意见,对产品的制造标准、制造质量与检验要求进行监督。

3.2 监造阶段

电厂从汽机、锅炉、电气和焊接各专业选派 2 至 3 名人员长期驻制造厂进行监督,严格验收每个见证点。在锅炉监造过程中,监造人员将每天检查验收的情况填写在《锅炉承压部件制造厂检查统计表》上,每周反馈给项目部,使项目部能及时了解设备的质量控制和制造进度。

3.3 安检阶段

锅炉主设备、压力容器及四大管道制造厂出厂前按锅监委(1995)001 号文《电力工业锅炉压力容器安全性能检查大纲》、DL612-1996《电力工业锅炉压力容器监察规程》及 DL647-2004《电力工业锅炉压力容器检验规程》等相关规程要求进行安全性能检验,即“安检”,并按相关其它标准增加检验比例。具体检验工作一般建设单位应委托“锅检中心”实

施。

4 结束语

(1) 加强对重点部件及特殊材料的检验,同时要关注同类型机组中发现过的问题,以及某些制造厂出现过的质量问题。

(2) 产品制造质量检验应尽可能在出厂前完成,并在安装前处理完毕。

(3) 做好质量问题的记录和整理工作,特别是遗留问题的处理记录。

属监督工作涉及到多个管理方、多个专业,金属监督人员必须要加强与之沟通和协作。另外,还要做好各项记录工作,尤其是缺陷的闭环情况,这也是质量监督检查的重点。总之,在基建阶段金属监督人员要为承压部件的制造质量把好关,这对机组安全可靠运行至关重要。

参考文献:

- [1] 杨庆平,张武锋,王利峰,等.电厂锅炉钢集箱分离器焊缝中黑色条纹分析[J].机械制造与研究,2011(06):86-87.
- [2] 杨 富,章应霖,任永宁,等.新型耐热钢焊接[M].北京:中国电力出版社,2007(1):87-103.

作者简介:

- 张 禹(1983),男,江苏镇江人,助理工程师,主要从事电厂无损检测及金属理化分析;
- 孙 雄(1983),男,工程师,主要从事电厂理化检验及失效分析工作;
- 黄 俊(1970),男,助理工程师,高级技师,主要从事电厂锅炉基建及检修管理工作。

6 月用电量发布 火电行业增速超预期

2014 年 7 月 14 日,国家能源局发布 6 月份全社会用电量等数据。6 月份,全社会用电量 4639 亿 kW·h,同比增长 5.9%。1-6 月,全国全社会用电量累计 26276 亿 kW·h,同比增长 5.3%。分产业看,第一产业用电量 435 亿 kW·h,同比下降 4.6%;第二产业用电量 19325 亿 kW·h,同比增长 5.1%;第三产业用电量 3138 亿 kW·h,同比增长 6.9%;城乡居民生活用电量 3378 亿 kW·h,同比增长 6.6%。1-6 月,全国发电设备累计平均利用小时为 2087 h,同比减少 79 小时。其中,水电设备平均利用小时为 1430 h,同比减少 101 h;火电设备平均利用小时为 2375 h,同比减少 26 h。1-6 月,全国电源新增生产能力(正式投产)3670 MW,其中,水电 1301 MW,火电 1503 MW。6 月份以来国际煤价几乎全线下跌。煤价的一路下行,全社会用电量稳步回升,火电行业中报业绩纷纷大幅预喜。而随着动力煤价格下跌在火电燃料成本中的效应逐步显现。最新公布的业绩预告显示,深圳能源预计中报归属净利润 9.5 亿元~11.5 亿元,同比预增 50%-80%,该成绩已相当于去年全年净利润的 65.7%~78.9%。同时二季度净利润环比一季度增加 3 成以上。豫能控股中报预增 74.31%~101.83%,二季度实现同比和环比双双增长。

较早前公布业绩预告的建投能源预增 286.34%,大连热电、东方热电预增均超 100%。华电国际中报预增 55%~65%,二季度增速进一步加大。此外,吉电股份如果不计提 1.67 亿元资产减值损失的话,其主业同比增加了近 7 成以上。总体上看,煤价下行,毛利提升,边际效益突出是火电中报大幅预增的主要原因,2014 年业绩高增长的基础已相当稳固。与此同时,部分燃煤发电企业脱硫设施未正常运行被严厉处罚。对此,国家发改委要求各地价格主管部门下一步要继续采取有力措施,突出检查重点,督促发电企业提高环保设施运行效果,切实减少污染物排放,促进环境进一步好转。同时要按照有法必依、执法必严、违法必究的要求,继续加大处罚力度,对情节严重的价格违法案件,要通过新闻媒体公开曝光。

摘自《江苏电力信息网》