

600MW 机组应对新标准烟气脱硫改造及运行实践

倪迎春

(江苏利港电力有限公司, 江苏 江阴 214444)

摘 要:以江苏利港电厂 4×600MW 燃煤机组湿法烟气脱硫装置为应对新排放标准所做的脱硫提效改造为例,介绍了针对原脱硫装置不同的性能参数采取的不同改造方案,力求达到以最小的改造代价取得最佳的效果;另外对脱硫添加剂的使用情况,如何做好日常运行调整工作、保证脱硫装置始终运行在最佳工况点做了总结,对其它同类型电厂有一定的借鉴意义。

关键词:湿法烟气脱硫; SO₂特别排放限值; 提效改造; 运行优化调整

0 引言

国家环境保护部“十二五”规划明确指出,到 2015 年 SO₂ 排放总量由 2010 年的 2267.8 万 t 降低到 2086.4 万 t, 2015 年比 2010 年降低 8%。而我国是世界第一煤炭消费国, 2013 年消费的煤炭达到了 36.1 亿 t, 其中火力发电用煤占了一半以上, 因此国家对燃煤电厂的污染物总量控制越来越严格。《火电厂大气污染物排放标准》(GB13223-2011) 已经于 2012 年 1 月 1 日起正式实施^[1]。新标准规定, 自 2014 年 7 月 1 日起, 重点地区的火力发电锅炉执行大气污染物特别排放限值, 其中 SO₂ 的限值是 50mg/Nm³, 江苏利港电厂所处地为重点区域, 需要执行特别排放限值, 原有的脱硫装置难以满足此新标准, 提效改造工作显得非常迫切。

1 改造前脱硫系统概况

江苏利港电厂三四期工程共有 4 台 600MW 燃煤机组, 4 台机的主机设备型号均相同, 其中锅炉为上海锅炉厂生产的 SG-1953/25.4-M952 超临界直流炉, 脱硫装置全部采用石灰石-石膏湿法烟气脱硫工艺, 均为一炉一塔配置, 烟气旁路挡板已经于 2012 年全部拆除, 其中三期#5、6 机组的脱硫装置采用原德国 Steinmuller 公司的石灰石-石膏湿法脱硫全套核心技术, 吸收塔型式为逆流喷淋空塔, 氧化方式为搅拌器与空气喷枪组合式。四期#7、8 机组的脱硫装置采用德国鲁奇·能捷斯·比晓夫公司的石灰石-石膏湿法脱硫全套核心技术, 应用脉冲悬浮系统、采用池分离器技术, 氧化方式为固定管网喷雾式。吸收剂制备以及石膏二级脱水系统为全厂公

用。改造前脱硫系统主要性能参数见表 1。

表 1 改造前脱硫系统主要性能参数

项目	单位	数据	
		#5、6 炉	#7、8 炉
设计燃煤硫份	%	0.7	
FGD 入口烟气流量	Nm ³ /h	1992816(标态, 湿基, 6% O ₂)	
FGD 入口 SO ₂ 浓度	mg/Nm ³	1572	
脱硫效率	%	95	
吸收塔型式	/	逆流喷淋空塔	
吸收塔直径	m	16	15.5
浆液循环泵台数	台	3	3
浆液循环泵总流量	m ³ /h	29400	28500
浆池高度	m	11.5	10.5
浆池有效容积	m ³	2311.04	1980.3
吸收塔总高	m	37	35.4
最上层喷淋层与除雾器间距	mm	2700	600

2 脱硫提效总体方案

江苏利港电厂历年燃煤平均硫份在 0.65% 左右, 现有的脱硫装置运行情况良好, 但面对新标准中的 SO₂ 特别排放限值有压力, 特别是燃煤供应紧张时, 会短期出现硫份上升、热值降低等情况, 以现有脱硫装置恐难以应对, 势必要进行脱硫提效改造, 总体方案如下: 根据现有场地情况, 综合考虑三四期脱硫装置原有性能参数, 充分利用现有系统的设计裕量, 提出在三期吸收塔塔体不抬高, 利用原最上层喷淋层与除雾器间的间距, 增加一层喷淋层, 氧化风量相应增加, 其它设备不变。四期抬高吸收塔扩容, 增加两层喷淋层, 氧化风量、石灰石供浆系统、石膏排浆系统同步扩容。两级吸收塔串联工艺适用于烟气量稍微增加或基本不变, 而含硫量大大幅度增加的机组脱硫改造, 吸收塔基础不易通

过加固完成的改造工程^[4]。江苏利港电厂燃煤硫份基本保持不变，且硫份为中、低值，所以本改造工程不考虑两级吸收塔串联工艺。

设备方面提效改造后，结合脱硫添加剂的使用，一方面可以短期提高燃煤硫份的上限，另一方面达到停运浆液循环泵节能的目的。最后面对新标准，在运行方面做好优化调整工作，确保脱硫装置始终运行在最佳工况，通过以上几方面的工作来满足SO₂特别排放限值的要求。

3 脱硫提效改造

3.1 三期#5、6 机组提效改造

3.1.1 改造方案

针对#5、6 炉吸收塔现有浆池容积较大，且最上层喷淋层与除雾器之间的距离大于 2500mm，满足增加一层喷淋层的间距要求，因此改造过程中保持吸收塔直径和高度不变，增加 1 台浆液循环泵，流量为 10200m³/h，相应增加一层喷淋层，新喷淋层布置的高度在 27m。同时将塔内氧化空气管道扩容，氧化风机由原罗茨风机改为高速离心风机，运行中流量可调节范围为 40~100%。增加一层喷淋层后，浆液循环停留时间为 3.5min，根据文献[3]的介绍，石灰石基工艺的浆液循环停留时间一般为 3.5~7min，基本满足要求。石灰石供浆、石膏浆液排出系统以及工艺水系统均没有改动。设计改造后FGD入口SO₂浓度低于 2500 mg/Nm³时，脱硫效率不低于 98.0%，出口排放浓度小于 50mg/Nm³。

本次改造工程吸收塔没有进行抬高，所以整个改造工程的工期较短，总投资也能够控制，系统改造前后的参数对比见表 2。

表 2 #5、6 炉脱硫系统改造前后参数对比

项目	单位	数据	
		改造前	改造后
喷淋层	层	3	4
浆液循环泵总流量	m ³ /h	29400	39600
浆液循环停留时间	min	4.72	3.50
氧化风量	m ³ /h	5500	13400
氧化风机型式	/	罗茨风机	高速离心风机

3.1.2 改造效果

整个改造工程于 2013 年 9 月完成，9.10~9.13 日进行了性能考核试验，经过对浆液pH值、吸收塔液位、氧化风量的调整，试验结果显示在机组平均负荷 610MW时，入口SO₂浓度稳定在 2776.6mg/Nm³

时，出口SO₂浓度为 57.03 mg/Nm³；当入口SO₂浓度在 2488.86mg/Nm³时，出口SO₂浓度为 44.35mg/Nm³，脱硫效率为 98.22%，达到了预期的改造效果。

3.2 四期#7、8 机组提效改造

3.2.1 改造方案

针对#7、8 炉吸收塔现有浆池容积偏小，且最上层喷淋层与除雾器之间的距离仅 600mm左右，无法满足增加一层喷淋层的间距要求，因此对现有吸收塔进行扩容，将原塔的池分离器和脉冲悬浮管道之间以及最上层喷淋层和除雾器之间的塔体切开，利用一套液压顶升装置将浆池和上部塔体分别抬高 3m和 4m，利用原最上层喷淋层和除雾器之间抬升后的空间增加 2 台浆液循环泵，单台泵流量为 7250m³/h，相应增加二层喷淋层，新喷淋层布置的高度在 31.79m和 33.79m。同时将塔内氧化空气管道扩容，氧化风机由原罗茨风机改为高速离心风机，运行中流量可调节范围为 40~100%。

石灰石供浆泵、石膏浆液排出泵，石膏旋流器也进行了扩容，旋流子个数由 6 扩充为 8 个。因吸收塔进出口烟道接口中心均整体抬高，相应的进出口烟道均进行了改动，入口烟道抬高 3.0m，出口烟道抬高 7.0m。因增加 2 层喷淋层，系统阻力增加约 500Pa，原有增压风机的压头无法满足，对增压风机更换叶轮以满足系统阻力的增加。增压风机电机冷却方式改为强迫风冷加水冷的方式进行了扩容。

由于涉及到吸收塔整体顶升，顶升过程中施工难度较大，工期较长达到了 80 天，改造总投资也较#5、6 炉高出了 3 倍，整个系统改造前后的参数对比见表 3。

表 3 #7 炉脱硫系统改造前后参数对比

项目	单位	数据	
		改造前	改造后
吸收塔浆池高度	m	10.5	13.5
吸收塔总高	m	36.2	43.2
浆池有效容积	m ³	1980.3	2451.75
循环泵台数	台	3	5
循环泵总流量	m ³ /h	28500	44000
氧化风量	m ³ /h	8007	13400
氧化风机型式	/	罗茨风机	高速离心风机
石膏排出泵流量	m ³ /h	78	146
石灰石供浆泵流量	m ³ /h	85	140
石膏旋流站旋流子个数	个	6	8

3.2.2 改造效果

#7 炉整个改造工程于 2014 年 6 月完成，6 月

28 日进行了初步性能考核试验, 经过对浆液 pH 值、吸收塔液位、氧化风量的调整, 试验结果显示在机组平均负荷 615MW 时, 入口 SO_2 浓度稳定在 $2811\text{mg}/\text{Nm}^3$ 时, 出口 SO_2 浓度为 $27.9\text{mg}/\text{Nm}^3$, 达到了预期的改造效果。

4 应用脱硫添加剂

在脱硫吸收塔内添加脱硫添加剂, 可以有效促进石灰石的溶解, 提高石灰石活性成分利用率, 强化气液相传质效果, 从而提高脱硫效果, 而且该工艺不需要在原有系统附加新设备, 运行、维护费用低廉, 因而被众多国内外学者关注^[4]。近年来随着环保标准的愈加严格以及燃煤市场的不稳定, 脱硫添加剂在国内电厂也开始推广使用, 并取得了较好的效果。江苏利港电厂在#5 炉上开展了添加二元酸类脱硫添加剂的应用试验, 对实际效果以及影响因素进行了总结, 为后期的使用积累了部分经验。

4.1 应用过程及数据分析

未添加脱硫添加剂前, 在机组额定负荷, 按照燃煤硫份为 1.0%、0.9%、0.7%、0.5% 四个工况进行试验, 得出相关未添加前数据。然后向吸收塔内添加满足初始浓度为 $700\text{mg}/\text{l}$ 的脱硫添加剂, 并根据吸收塔内石膏脱水量和废水排放量定时向吸收塔内补充 $100\sim 150\text{kg}$ 脱硫添加剂, 继续进行机组额定负荷, 燃煤硫份仍为前述四个工况的试验, 对比添加前后的出口 SO_2 浓度情况见图 1。

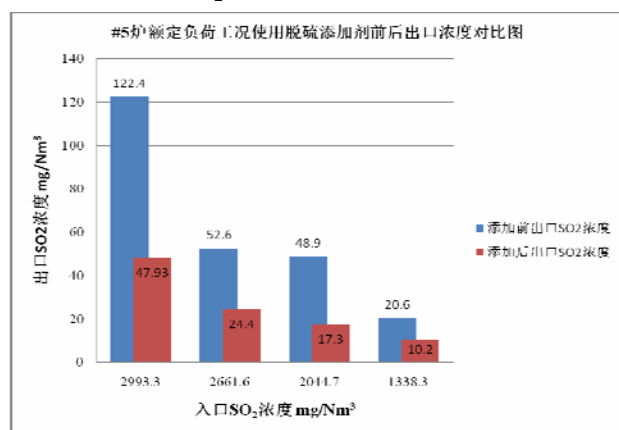


图 1 #5 炉额定负荷工况使用脱硫添加剂前后出口浓度对比图

4.2 应用总结

(1) 脱硫添加剂的提效作用比较明显, 根据燃煤硫份的不同, 一般能提高脱硫效率 $2\sim 4\%$ 左右。

(2) 添加脱硫添加剂, 在相同设备工况条件下, 满足出口 SO_2 浓度低于 $50\text{mg}/\text{Nm}^3$, 能够将入口 SO_2

浓度由低于 $2300\text{mg}/\text{Nm}^3$ 提升到 $3000\text{mg}/\text{Nm}^3$ 左右, 提高燃煤的适应性。

(3) 脱硫添加剂具有一定的经济性。在试验期间的设备工况条件下, 控制出口 SO_2 浓度低于 $50\text{mg}/\text{Nm}^3$, 燃煤硫份低于 0.8% 以内, 脱硫添加剂能够代替一台浆液循环泵运行, 节省厂用电。

(4) 脱硫添加剂的使用, 为浆液循环泵故障检修创造了条件。

5 做好运行调整工作

满足 SO_2 特别排放限值, 光有设备改造是不够的, 特别是燃煤硫份不固定的机组, 还要做好运行调整工作, 监视好重要参数, 发现问题能够及时解决处理, 这样才能使脱硫装置始终运行在最佳工况点, 总结主要有以下几个方面。

5.1 保证液气比

(1) 监视浆液循环泵的电流, 吸收塔内浆液具有较强的腐蚀和磨损性, 浆液循环泵叶轮容易磨损, 运行人员应注意分析相同吸收塔液位和浆液密度时的电机电流, 如发现电流有明显下降且脱硫效率也有下降时, 尽快更换备用浆液循环泵叶轮。

(2) 监视浆液循环泵入口滤网的差压, 当入口滤网有堵塞现象时, 入口压力值会降低。在正常运行过程中停运泵, 在出口管注满水, 打开口门反冲洗一次后再启动会有一定缓解作用。

(3) 重视浆液循环管道衬胶的质量。当浆液循环管内衬胶有损坏时, 由于没有入口滤网的阻拦, 这些脱落的衬胶会进入喷嘴, 导致喷嘴堵塞, 使脱硫效率下降, 且运行中很难处理。

5.2 重视浆液 pH 值的调整

(1) 在低负荷时适当降低 pH 值运行, 利于浆液的氧化, 在高负荷来临前, 适当提高浆液 pH 值运行, 避免机组升负荷过程中, 烟气流量增加很快, 浆液 pH 值难以提高导致出口 SO_2 浓度超标。

(2) 定期校验在线 pH 计的准确性。

(3) 发现有石灰石浆液封闭现象, 大量供浆也无法提高浆液 pH 值时, 适当置换部分浆液, 从烟气侧、水侧、石灰石原料侧查找根源。

5.3 其它

(1) 严格控制入厂的石灰石质量, 保证 CaO 含量, MgO 含量高于 3% 的白云质石灰石尽量不要作为脱硫吸收剂, 此类石灰石不适合石灰石—石膏湿

法脱硫剂运行,会导致吸收塔浆液起泡溢流加剧、pH值难以提升、吸收SO₂能力下降,成品石膏质量下降等一系列问题^[5]。

(2) 保证合理的脱硫废水排放量。新标准下浆液循环泵的启动台数会增加,浆液循环量增加,如果吸收塔内长期不排废水,浆液很容易起泡溢流至地面,产生虚假液位。

(3) 做好脱硫系统日常化学监测工作,根据化学监测结果来指导运行调整。

6 结论

江苏利港电厂脱硫提效改造过程中根据现有设备的实际情况,选择了最佳的改造方案来满足新的排放标准。在设备改造的同时,做好脱硫装置运行调整工作,保证设备始终运行在最佳工况点,SO₂排放能够长期达标,为大气污染物的治理做出了一定的贡献。

参考文献:

- [1] GB13223-2011,火电厂大气污染物排放标准[S].
- [2] 任安娟,张修平,刘红娟,等.湿法脱硫增效改造的技术探讨[J].科技创新导报,2014(2):41.
- [3] 周至祥,段建中,薛建明.火电厂湿法烟气脱硫技术手册[M].北京:中国电力出版社,2006.
- [4] 禾志强,周鹏,张铭,等.有机酸添加剂在石灰石-石膏法脱硫中应用的试验研究[J].中国电机工程学报,2011,31(23):34-40.
- [5] 倪迎春.石灰石品质对湿法烟气脱硫系统运行的影响及对策[J].电力科技与环保,2013,29(11):7-9.

作者简介:

倪迎春(1983—),男,本科,脱硫工程师,主要从事电厂脱硫运行技术管理工作, E-mail: niych@jlepc.com.cn。