

湿法脱硫系统提效改造方案探讨

赵保东

(江苏利港电力有限公司, 江苏省江阴市利港镇西利路 235 号 214444)

摘 要: 根据《火电厂大气污染物排放标准》(GB13223-2011)要求, 从 2014 年 7 月 1 日起锅炉 SO_2 排放浓度限值由目前的 400 mg/Nm^3 降低到 200 mg/Nm^3 , 重点地区排放浓度需低于 50 mg/Nm^3 。江苏利港电力有限公司处于长江下游, 属于重点地区, SO_2 排放浓度需低于 50 mg/Nm^3 。本文根据江苏利港电力有限公司三期 630MW 机组提效改造情况, 对脱硫提效改造的方案进行了讨论和比较, 对 #5 机组吸收塔增加一层喷淋层的方案进行了阐述并对改造情况进行了总结。

关键词: 脱硫; 吸收塔; 提效; 方案; 改造

0 引言

目前, 我国对火力发电厂的环保要求越来越严格, 火电厂大气污染物排放标准进一步提高, 根据环保部 2013 年 03 月 05 日发布的第 14 号《关于执行大气污染物特别排放限值的公告》, 位于“三区十群”内的火力发电机组在“十三五”期间, 都必须达到二氧化硫 50 mg/m^3 的排放限值。我公司处于长三角重点地区, 所有脱硫系统设计排放浓度都是 78 mg/Nm^3 , 而目前实际排放浓度在 $80 \sim 200 \text{ mg/Nm}^3$ 之间, 不能满足环保要求, 需要进行改造。

1 概述

江苏利港电力有限公司共有 8 台燃煤发电机组, 装机容量为 $2 \times 350 \text{ MW} + 2 \times 370 \text{ MW} + 4 \times 630 \text{ MW}$, 全部采用石灰石-石膏湿法烟气脱硫工艺。其中一期 $2 \times 350 \text{ MW}$ 机组和二期 $2 \times 370 \text{ MW}$ 机组脱硫系统为后期改造, 三四期 $4 \times 630 \text{ MW}$ 机组脱硫系统与机组同步建造。

脱硫系统的设计要求为: 设计煤种含硫量 0.7%, 校核煤种含硫量 1.0%, SO_2 脱除率不小于 95%, 脱硫装置出口 SO_2 浓度不超过 79 mg/Nm^3 (干态, 6% O_2)。实际运行中, 根据环保要求, 一般控制在 SO_2 脱除率不小于 93%, 脱硫装置出口 SO_2 浓度不超过 200 mg/Nm^3 (干态, 6% O_2)。

对照《火电厂大气污染物排放标准》(GB13223-2011), 我公司的 SO_2 排放不能满足要求, 于是我公司对脱硫提效情况展开调研, 同时试验使

用脱硫增效剂的效果, 并邀请有关的设计单位对我公司的脱硫系统进行核算确定初步方案。

2 目前可采取的脱硫提效方案

提高脱硫效率, 降低脱硫系统出口 SO_2 排放浓度, 主要有添加脱硫增效剂和对吸收塔进行改造两种方案。其中, 添加脱硫增效剂主要是增加石灰石活性, 促进 SO_2 吸收; 改造吸收塔主要是增加喷淋层, 从而提高液气比, 使更多的浆液与烟气混合, 吸收烟气中的硫份。对吸收塔进行改造又可分为单纯增加喷淋层和改造为双循环塔。以下对这几种方案进行详细描述。

2.1 脱硫增效剂

脱硫增效剂, 又称脱硫添加剂、脱硫催化剂。使用高分子物质为主要原料, 经物化加工, 激化或物化改性, 应用高新技术强化改性后与其它无机高分子材料充分混合, 具有稳定结构和性能的新型催化氧化烟气脱硫添加剂, 其主要成份大部分为高分子催化剂, 与 SO_2 有很强的反应活性。脱硫增效剂主要有以下优点:

(1) 提高脱硫效率, 无需进行设备扩容改造

提高二氧化硫气液传质速率, 强化对二氧化硫的吸收而提高脱硫率。在气液界面处催化剂能够结合 SO_2 溶解产生的大量 H^+ 离子, 使 H^+ 离子从液膜传递到液相主体, 浆液 pH 也不会因 SO_2 的溶解而下降过快, 同时气相阻力减小, 促进 SO_2 吸收。

(2) 节能降耗(节省厂用电)

脱硫装置的入口二氧化硫浓度在设计值范围内

的前提下,一是可停运部分吸收塔浆液循环泵,相对降低系统所需液气比,降低脱硫系统厂用电率,从而有效减少脱硫运行费用和脱硫维护检修费用;二是可以节省制浆系统球磨机能耗,有效提高粗颗粒石灰石(250目)的利用率,基本实现与(325目)粒径石灰石相同的脱硫效率。

(3) 減少石灰石用量

提高脱硫剂的利用率, 从而减少其用量, 催化剂可以提高石灰石在液相中的溶解度, 强化石灰石溶解。在固液界面处, 催化剂能提供有利于 CaCO_3 溶解的酸性环境, 减小液相阻力, 促进石灰石的溶解。

(4) 提高燃煤调整和脱硫运行、备用的灵活性

由于 SO_2 的溶解度和固体 CaCO_3 的溶解都有限,脱硫催化剂的加入则提供了碱性基团,增强了液膜传质因子,不仅可以促进 CaCO_3 的溶解和提高其解离速率,减少了液相阻力,浆液pH也不会因 SO_2 的溶解而下降过快,使用脱硫催化剂时,脱硫系统可在较低pH值下运行,增加主机燃煤调整和脱硫系统运行灵活性和稳定性;

(5) 提高氧化效率, 减少亚硫酸根含量, 提高真空皮带机脱水效率。

催化剂可降低石灰石浆液表面张力,使临界晶

核半径减小, 强化 HSO_3^- 的氧化使 CaSO_4 和 CaSO_3 易析出石膏, CaSO_4 等处于非饱和状态, 阻碍了化学硬垢的生成。确保设备长期运行阻碍结垢。

2.2 吸收塔单纯增加喷淋层

根据脱硫提效的要求不同,增加喷淋层的数量不同,另视吸收塔的结构不同,增加喷淋层的位置也不同,一般吸收塔的喷淋层总层数不超过五层,增加喷淋层的位置可以选择原有喷淋层的上部或下部,视情况可能还需要进行升塔。

2.3 改造为双循环吸收塔

双循环吸收塔是指烟气在吸收塔内经过两个不同的循环过程和石灰石反应后得到净化，每个循环回路有不同的化学反应过程、固体浓度、固体类型和 pH 值，氧化空气被鼓入到一级循环，在较低的 pH 值下，有利于氧化过程。氧化空气同时也被鼓入到二级循环，以避免结垢。

目前成熟的双循环方案主要分为双塔双循环和单塔双循环。其中双塔双循环顾名思义就是设置两个吸收塔，锅炉烟气经过一个吸收塔反应吸收后再进入第二个吸收塔进行反应吸收，两个吸收塔相对独立，每台吸收塔都具有氧化系统、石膏排出系统。双塔双循环系统见图 1。

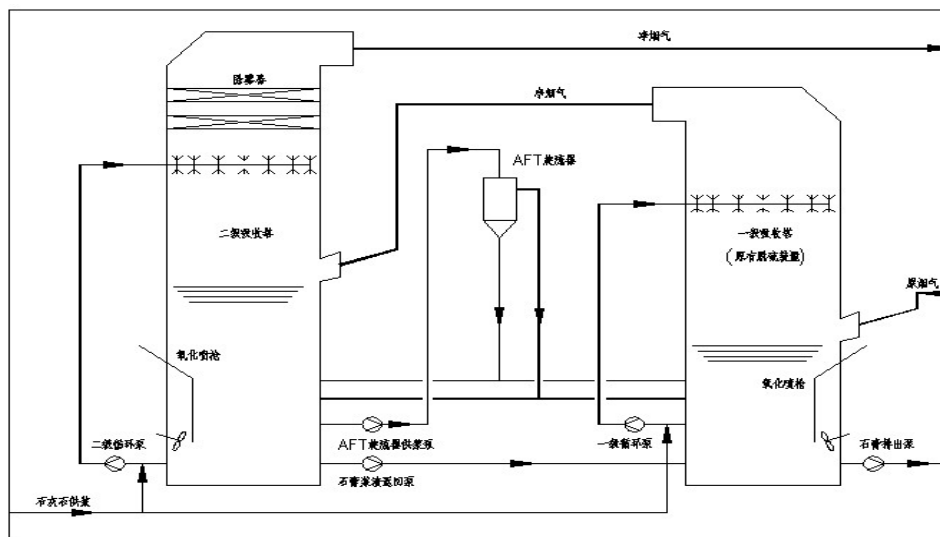


图 1 双塔双循环系统图

单塔双循环是烟气在一个吸收塔内经过两次循环喷淋反应吸收, 在吸收塔外设置一个浆池仅作为循环喷淋储箱不通烟气, 单塔双循环系统见图 2。其中一级循环区使用的浆液为二级循环区溢流过来, 主要作为 SO_2 吸收和氧化区域以及石膏排出区,

能够保证脱硫剂的溶解吸收过程，并生成高品质的石膏。二级循环区主要作为SO₂吸收反应区，pH值较高，能够保证非常高的脱硫效率和较低的液气比，大幅降低循环泵的能耗。

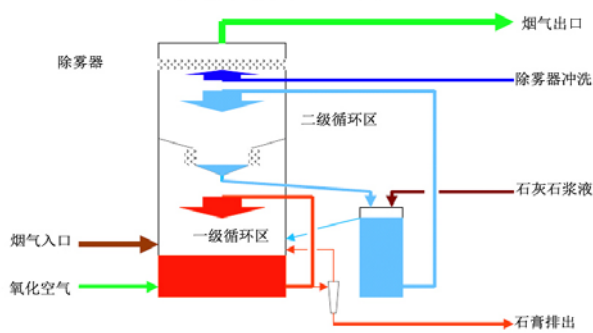


图 2 单塔双循环系统图

3 脱硫提效方案的比较

由于不同的脱硫公司采用脱硫技术不同、设计理念不同，吸收塔的结构、空间等有很大的区别，根据不同的吸收塔情况，改造可采用的具体方案及改造成本也有很大的不同。比如我公司三期脱硫为北京国电龙源环保有限公司总包设计安装，吸收塔布置了三层喷淋层，喷淋层与除雾器之间预留一定的空间可以满足之间加装一层喷淋层而不需要抬升吸收塔，并且吸收塔浆池部分的容积比较大可以满足增加喷淋后的浆液停留时间；四期脱硫为上海龙净环保科技有限公司总包设计安装，吸收塔布置紧凑，本体也布置了三层喷淋层，但喷淋层与除雾器

之间的空间很小不能直接增加喷淋层，并且浆池的容积也比较小，如果增加喷淋层还需对浆池部分进行扩容。以下仅以我公司三期吸收塔为例对脱硫提效方案进行比较。

3.1 添加脱硫增效剂

前期我公司曾做过添加脱硫增效剂的试验，添加脱硫增效剂可以在一定程度上提高脱硫效率，降低脱硫系统出口SO₂浓度，但是在入口SO₂浓度超过 2200 mg/Nm³时，难以将脱硫出口SO₂浓度降到 50 mg/Nm³以下。按照试验情况估算，燃煤煤种含硫量长期在 0.7%-0.8%，年添加费用约 400 万。

3.2 单纯增加喷淋层

经过多方调研，对于我公司三期脱硫，增加一层喷淋系统不需要对吸收塔进行大的改动，可以在入口SO₂浓度不超过 2500 mg/Nm³时，将脱硫出口SO₂浓度控制在 50 mg/Nm³以下。改造费用约 500 万元，改造周期可控制在 40 天左右。循环将泵和增压风机增加电功率约 1160kw，年运行费用约 270 万元。但由于改造后可以燃用较高硫份的煤，相应可以降低燃烧成本，预计年节约费用可达到近百万元。

表 1 使用脱硫增效剂与增加一层喷淋层的比较

序号	项 目	方案一	方案二
1	主要内容介绍	使用脱硫增效剂。	吸收塔增加 1 台循环浆泵，相应增加一层喷淋层，对原有吸收塔进行改造加固；对原有的氧化空气系统进行改造，每台吸收塔增加 1 台氧化风机，同时塔内氧化空气由喷枪式改为管网式；
2	入口SO ₂ 浓度（标干）	1900mg/N m ³	2500mg/N m ³
3	负荷	80%BMCR（2.19 日 9:00）	100%BMCR（设计）
4	出口SO ₂ 浓度（标干）	≤65mg/Nm ³	≤50mg/Nm ³
5	循环浆液量	29400 m ³ /h	39200 m ³ /h
6	改造费用	0 万元	500 万元
7	运行费用	药品费用:首次添加 2.5t，每班补充 100kg，市场价格在 27000~32000 之间变化，按 30000 元/t 计算 (2.5+0.2+0.3×29)×30000=34.2 万元	电耗:循环浆泵实际功率按 1000kw 计算，同比催化剂，氧化气泵功率不增加，增压风机阻力增加 150pa，功率增加 160kw（流量按 452.2m ³ /s 计算）。 (1000+160)×24h×30 天×0.42 元=35.1 万元
8	运行费用折算到相同的负荷及硫份下		
9	系数	1	0.65
10		34.2 万元	22.8 万元
11	改造后，提高了燃煤硫份适应性带来的煤炭采购成本收益	0	假设由 0.8% 的硫份提高到 1.0%，差价为 3 元/ t（这个差价需公司定），当月按消耗 2 万吨 0.8~1.0% 硫份之间的煤，收益为 6 万元。 燃煤硫份的适应性得以提高，采用四层喷淋层，可根据机组负荷、燃煤硫份情况调整泵的运行数量和层数，在保证达标排放的情况下降低耗电量；同时循环浆泵的备用能力得到提高。
12	方案优点	无需改造费用，不增加厂用电。	
13	方案缺点	当燃煤硫份高于 0.8 以上时，添加脱硫增效剂无法满足机组 50mg/Nm ³ 的排放标准，且长期使用脱硫增效剂的效果未经过实际检验，存在不确定性。 循环浆泵无备用，一旦运行泵故障，排放即将面临超标。脱硫增效剂品种多样，行业要求不规范，我公司只能根据使用情况进行检验，无法通过化验等手段保证其质量，运行风险较大	改造费用偏高，会提高厂用电率， 相对与方案一，投资回收在二年半左右。计算如下： 500/（34.2-22.8+6）=28.8 月

3.3 改造为双循环吸收塔

根据我公司三期现场条件,改造为双塔双循环的非常困难,只能改造为单塔双循环,需要将吸收塔抬高约 16m,改造成本约 3000 万元,改造后可大幅度提高脱硫效率、降低出口SO₂浓度,一般可保证在入口SO₂浓度不超过 4000 mg/Nm³时,将脱硫出口SO₂浓度控制在 50 mg/Nm³以下,但是改造周期相对较长,需要约三个月工期。

如果实际燃煤硫份较高,改造双循环吸收塔是比较好的方案,但考虑到我公司实际燃用煤种的含硫量一般不超过 1.0%,脱硫系统入口的SO₂浓度一般不会超过 2500 mg/Nm³。综合改造工期的限制,将吸收塔改造为双循环塔的意义不大,不予考虑。表 1 对前两个方案进行比较。

从表 1 可以看出,使用脱硫增效剂,在短时间成本较低且无改造费用,但无法适应含硫量稍高的燃煤,并且需要长期添加,对吸收塔浆液的影响无法评估。而增加一层喷淋层虽然改造费用较高,但改造后运行方式灵活,并且可以燃用含硫量较高的燃煤降低燃烧成本,约两年半后效益将优于使用脱硫增效剂。为此,我公司考虑在三期脱硫采用增加一层喷淋层的方案进行提效。

4 改造方案实施情况

确定改造方案后,我公司邀请上海龙净环保科技有限公司对三期脱硫的提效改造方案进行详细设计,并通过 EPC 方式承包给该公司实施。改造的具体方案为:

(1) 增加一层喷淋层及相应的循环浆泵和管道阀门;

(2) 对氧化风系统进行改造,将原来塔内的矛枪式氧化风管改造为管网式;

(3) 由于改造后原氧化风量不能满足要求,新增一台氧化风机,原有的一用一备运行方式改为两用一备。

三期脱硫的提效改造工作首先在#5 炉实施,由于项目启动较晚,设备供货不能满足停机要求,改造分两步进行:2013 年 3 月-5 月, #5 机组大修期间完成吸收塔内部的改造工作;机组启动后,完成循环浆泵和氧化风机的安装,及相关管道的连接。

至 2013 年 8 月底, #5 炉脱硫提效改造的安装工作全部完成,随后进行了整体调试。先通过控制入口SO₂浓度 2500 mg/Nm³试验一周,期间在不同的锅炉负荷下均能满足出口 SO₂ 浓度低于

50mg/Nm³的要求。然后不限制负荷、燃煤含硫量试验一周,出口SO₂浓度均低于 50mg/Nm³。试验结果证明,对于我公司三期脱硫系统,吸收塔增加一层喷淋层即可满足在入口SO₂浓度不超过 2500 mg/Nm³情况下出口SO₂浓度低于 50mg/Nm³的要求,即能满足新的环保要求。

5 调试期间发现的问题及解决方案

在#5 炉调试期间也发现一些问题,具体如下:

5.1 原有氧化风机的温升异常

#5 炉脱硫提效改造设计 2 台氧化风机并列运行,新增加氧化风机升压 90kPa,与原 2 台氧化风机设备参数相同。在试运期间,氧化风机并列运行时,为提高脱硫效率,控制出口SO₂浓度在 50mg/Nm³以下,提高吸收塔液位至>10.6m后,原有两台氧化风机出现轴承温度高,而该氧化风机就地出口压力仅达到 80kPa。而为保证脱硫运行满足新标准要求,吸收塔液位需保证 11.0m-11.5m,原有两台氧化风机无法满足要求。目前的解决方案是更换一台国产的氧化风机,与新增的氧化风机参数相同。另外,安装一台大流量离心式风机,一方面适应脱硫提效后的要求,另一方面可以满足节能的要求。

5.2 吸收塔溢流问题

提效调试期间,吸收塔液位在 11.2m 左右存在溢流(实际溢流高度为 12.5m)现象,通过添加消泡剂可解决。分析吸收塔浆液存在一定问题。为保证脱硫系统达到新标准,可根据目前现场情况,参考石膏旋流站和废水旋流站设备参数,运行人员可适当调整,以加大石膏脱水和废水处理的出力,确保吸收塔浆液在良好的状态下运行,长期加消泡剂并非良好的解决方案。

5.3 氧化风量应与吸收塔的SO₂匹配

10 月 16 日开始连续运行时,一台氧化风机运行导致吸收塔内浆液氧化不足,亚硫酸钙浓度增加导致脱硫效率越来越差,后经 17 日中班和 18 日夜班的强制氧化,脱硫效率有了明显的提升。原因分析为提高液气比后吸收塔内的浆液吸收了大量的 SO₂,但氧化风量不足导致浆液内来不及氧化,浆液内的亚硫酸根浓度升高影响了脱硫效率。从上述试验情况来看,单纯的提高液气比并不能提高脱硫效率,氧化风的风量也必须要有保证,所以,在日后出口SO₂浓度如需按照 50mg/Nm³排放,必须启动两台氧化风机以保证氧化效果。

5.4 吸收塔液位需保证

试验中也发现,在吸收塔液位低于 10.8m 时,即使氧化风量有保证,脱硫效率也有明显的下降,液位抬高后即恢复正常。分析原因为,吸收塔液位低时,浆池内浆液量少,循环浆液的停留时间减少,导致浆液来不及反应氧化即进入下一步循环,从而导致喷淋的浆液不能更好地吸收烟气中的 SO_2 。经计算,在液位 10.8m 时,循环浆液停留时间约 3.3min,可见循环浆液的的停留时间必须高于 3.3min 才能保证脱硫效率。

6 结束语

从我公司实施情况来看,单循环的改造(即仅增加喷淋层的改造)除了对吸收塔本体的改造提高液气比外,主要还涉及氧化风量和循环浆液停留时间

两个主要参数。增加液气比后吸收塔浆液吸收的 SO_2 增加,氧化风量必须相应地增加,使亚硫酸钙尽快转变为硫酸钙排出,保证浆液品质。另外,循环浆液的停留时间必须高于 3.5min,这样吸收了 SO_2 的浆液才能够更好地反应氧化,避免含有大量亚硫酸根的浆液进入再次循环,同样也是保证浆液品质。浆液品质有保证,提高液气比就能明显提高脱硫效率。

至于双循环的改造,因我公司无实施经验,在此不作累述。

作者简介:

赵保东(1981-),男,山东高唐人,电力工程师,从事发电厂脱硫设备的管理, E-mail: zhaobd@jlepc.com.cn。