



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 103446839 B

(45) 授权公告日 2015. 05. 20

(21) 申请号 201310425819. 8

(22) 申请日 2013. 09. 18

(73) 专利权人 王利国

地址 100031 北京市西城区复兴门内大街 6 号

专利权人 杨杰 程爱平

(72) 发明人 王利国 杨杰 程爱平

(74) 专利代理机构 北京远大卓悦知识产权代理
事务所(普通合伙) 11369

代理人 史霞

CN 101732977 A, 2010. 06. 16, 全文.

CN 2805891 Y, 2006. 08. 16, 全文.

CN 202951399 U, 2013. 05. 29, 全文.

CN 103157357 A, 2013. 06. 19, 全文.

CN 101961597 A, 2011. 02. 02, 全文.

CN 201423242 Y, 2010. 03. 17, 全文.

WO 2010021994 A1, 2010. 02. 25, 全文.

北京博奇电力科技有限公司编著. 《除雾器的堵塞》. 《湿法脱硫系统安全运行与节能降耗》. 2009, 第 92-109 页.

审查员 许远平

(51) Int. Cl.

B01D 50/00(2006. 01)

B01D 53/80(2006. 01)

B01D 53/50(2006. 01)

(56) 对比文件

CN 101219333 A, 2008. 07. 16, 说明书第 3 页
倒数第 1 段, 说明书第 4-5 页具体实施例 1 以及
附图 1-2, 说明书第 4 页附图说明.

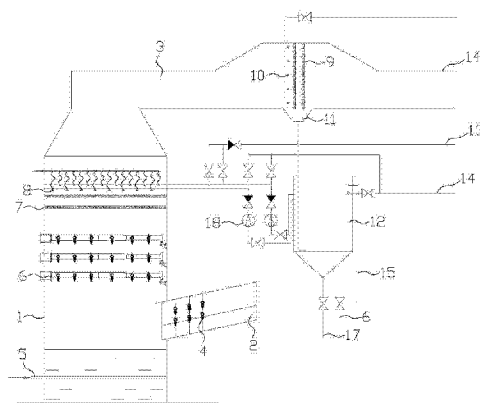
权利要求书1页 说明书4页 附图1页

(54) 发明名称

设有多级加湿除雾装置的湿法脱硫系统

(57) 摘要

设有多级加湿除雾装置的湿法脱硫系统涉及火力发电厂净化装置, 具体涉及用于降低喷淋式脱硫吸收塔湿法脱硫烟气含尘量的装置。包括吸收塔, 塔内设有喷淋层和除雾器, 其特征在于, 在距离所述除雾器后 0.3 ~ 1.0m 设有加湿喷嘴, 加湿喷嘴后 4 ~ 10m 的烟道内设有末级除雾器, 末级除雾器前设有冲洗末级除雾器的冲洗喷嘴。它具有如下优点: 1、有效地降低火力发电厂烟囱烟尘排放量; 2、能耗低, 能耗指标优于电袋除尘和湿式电除尘; 3、投资较小, 仅为电袋除尘的 30 ~ 50%、湿式电除尘的 15 ~ 20%, 设备维护方便, 使用寿命长; 4、施工周期短, 10 ~ 20 天就可以完成; 5、运行调整简单, 设备安全可靠。



1. 设有多级加湿除雾装置的湿法脱硫系统,包括吸收塔(1),塔内设有喷淋层(6)和除雾器(7),其特征在于,在距离所述除雾器(7)后0.3~1.0m设有加湿喷嘴(8),加湿喷嘴(8)后4~10m的烟道内设有末级除雾器(9),末级除雾器(9)前设有冲洗末级除雾器(9)的冲洗喷嘴(10),

末级除雾器(9)下方设有集水槽(11)与加湿水循环沉淀水箱(12)连接,加湿喷嘴(8)、冲洗喷嘴(10)用水来自工艺水管路(14),加湿水循环沉淀水箱(12)上设有溢流管(15)、手动排污管(16)、连续小流量排污管(17),并通过升压泵(18)与加湿喷嘴(8)连接,所述加湿喷嘴(8)为1~2层,加湿喷嘴层间距0.5~1.0m,加湿水循环升压泵(18)入口管路上设有高频电磁阻垢仪,所述末级除雾器(9)为1~2级,叶片间距15~28mm。

2. 如权利要求1所述的设有多级加湿除雾装置的湿法脱硫系统,其特征在于,所述加湿喷嘴(8)液气比为0.005~0.050L/Nm³。

3. 如权利要求1所述的设有多级加湿除雾装置的湿法脱硫系统,其特征在于,所述加湿喷嘴(8)喷水水源压力0.2~0.6Mp。

4. 如权利要求1所述的设有多级加湿除雾装置的湿法脱硫系统,其特征在于,加湿水固形物和溶解杂质总含量不高于3%。

5. 如权利要求1所述的设有多级加湿除雾装置的湿法脱硫系统,其特征在于,加湿水连接有酸洗加酸管路(13)。

6. 如权利要求1所述的设有多级加湿除雾装置的湿法脱硫系统,其特征在于,通过末级除雾器(9)的烟气流速为3.5~5.5m/s。

设有多级加湿除雾装置的湿法脱硫系统

技术领域

[0001] 本发明涉及火力发电厂净化装置,具体涉及用于降低喷淋式脱硫吸收塔湿法脱硫烟气含尘量的装置。

背景技术

[0002] 脱硫吸收塔是使用物理和化学方法,除去烟气中二氧化硫(SO_2)的装置或者构筑物。煤粉锅炉烟尘的主要成分:二氧化硅、三氧化二铝、三氧化二铁、氧化钙、氧化镁、未燃尽碳等。火力发电厂脱硫喷淋式吸收塔脱硫后烟气所含的烟尘,其中含有部分煤粉燃烧烟尘的成分,大部分固形物是脱硫吸收塔内的浆液成分。

[0003] 湿法脱硫是多种脱硫方法之一,湿法脱硫在吸收和反应过程中以水做吸收剂载体,部分水参与吸收和氧化等物理化学过程,吸收和氧化等反应大部分在脱硫吸收塔内完成。湿法脱硫的主流技术是石灰石~石膏湿法脱硫,湿法脱硫吸收塔中有80~95%为石灰石~石膏湿法脱硫吸收塔。氨法脱硫、海水脱硫、双碱法脱硫、有机胺脱硫等也都是湿法脱硫。

[0004] 在多种脱硫吸收塔中,有一类湿法脱硫吸收塔是喷淋式吸收塔。喷淋式吸收塔主要工作过程是利用浆液循环泵将吸收浆液输送到由多个喷嘴构成的喷淋层,吸收浆液由喷淋层的雾化喷嘴喷出后形成密集的雾化浆液喷淋区,浆液在雾化喷淋区与烟气接触,在接触过程吸收烟气中的 SO_2 等有害气体,完成烟气脱硫,浆液沿着吸收塔内部飘落在吸收塔底部的浆池中。在喷淋吸收过程中,雾化的吸收浆液将烟气中携带的大部分粉尘洗涤吸收,被洗涤吸收的烟尘大部分不参与吸收剂的化学反应。烟尘吸收率受吸收塔烟气流速、喷淋密度、烟气温度等诸多因素影响。吸收塔在喷淋过程中有一部分细小浆液液滴和固体颗粒物倍脱硫后的烟气携带,微小液滴中含有溶解的硫酸、硫酸盐、二氧化硫等,同时含有脱硫剂、脱硫产物等固体颗粒等。微小液滴与没有倍洗涤干净的烟尘等一起形成10~60微米的“雾”,会造成热交换器、烟道等玷污和严重腐蚀。

[0005] 除雾器是用于分离塔中气体夹带的液滴,以保证有传质效率,降低有价值的物料损失和改善塔后压缩机的操作,一般多在塔顶设置除雾器。除雾器主要用于气液分离。亦可为空气过滤器用于气体分离。除雾器有旋流式、折板式,波形叶片式、丝网过滤式等多种形式。国内已建成湿法脱硫吸收塔出口的除雾器多数安装2~3级。湿法脱硫吸收塔出口除雾器可以有效去除10~60微米的“雾”,对于2~10微米的雾滴和烟尘去除效率不高。

[0006] 2~10微米的雾滴中携带夹杂烟尘和脱硫浆液成分,雾滴中夹杂烟尘和脱硫浆液对吸收塔含量20~35%,对出口的含尘量贡献度很大,是吸收塔出口含尘量的主要来源。2~10微米的雾滴排放到大气中,在天气条件较好的情况下雾滴中的水蒸发后可以残留下固形物,部分固形物粒径在 $2.5\mu\text{m}$ 以下,其主要成分是石膏和可溶解盐类。2~10微米的雾滴排放到大气中,在空气湿度很大的情况下雾滴会凝聚水分形成“烟囱雨”。石膏含量较高的2~10微米的雾滴排放到大气中,在空气湿度很大的情况下雾滴会凝聚水分形成“石膏雨”。

[0007] 根据环境保护部、国家质量监督检验检疫总局联合发布的中华人民共和国国家标准 GB13223 ~ 2003《火电厂大气污染物排放标准》要求：火电行业燃煤机组自 2014 年 7 月 1 日起执行烟尘特别排放限值，既全部火电厂烟尘排放限值不得高于 $30\text{mg}/\text{m}^3$ ，重点地区火电厂烟尘排放限值不得高于 $20\text{mg}/\text{m}^3$ 。

[0008] 现有技术不能全部满足新的国家标准。“电袋除尘”能够降低脱硫系统入口的烟尘含量，但是不能解决吸收塔出口石膏尘携带和石膏雨问题，不能从根本上解决脱硫系统烟气含尘量偏高问题，而且投资偏高。“电袋除尘”投资达到 $50 \sim 80$ 元 /kwh，投运后系统阻力增加 $400 \sim 900\text{pa}$ ，折合增加厂用电 0.15%，运行和维护成本也很高，改造施工周期较长，要 40 天以上才能完成。湿式电除尘虽然能解决脱硫系统烟气含尘量偏高问题，但是投资造价极高，投运后系统阻力增加 $300 \sim 400\text{pa}$ ，折合增加厂用电 0.15%，运行时高压直流电源电耗也很高，“湿式电除尘”投资达到 $120 \sim 150$ 元 /kwh。且施工周期长，电袋除尘要 40 天以上才能完成，湿式电除尘要 80 天以上才能完成，运行和维护成本也很高。已建成电厂基本没有布置实施电除尘的空间。

发明内容

[0009] 本发明所要解决的技术问题是：针对上述问题，提供一种设有多级加湿除雾装置的湿法脱硫系统。

[0010] 本发明的技术解决方案是：它包括吸收塔，塔内设有喷淋层和除雾器，其特征在于，在距离所述除雾器后 $0.3 \sim 1.0\text{m}$ 设有加湿喷嘴，加湿喷嘴后 $4 \sim 10\text{m}$ 的烟道内设有末级除雾器，末级除雾器前设有冲洗末级除雾器的冲洗喷嘴。

[0011] 本发明的技术效果是：它具有如下优点：1、有效地降低火力发电厂烟囱烟尘排放量，排放指标优于电袋除尘，能达到新的环保排放标准；2、能耗低，能耗指标优于电袋除尘和湿式电除尘；3、投资较小，仅为电袋除尘的 $30 \sim 50\%$ 、湿式电除尘的 $15 \sim 20\%$ ，设备维护方便，使用寿命长；4、施工周期短， $10 \sim 20$ 天就可以完成；5、运行调整简单，设备安全可靠。

[0012] 对于 600MW (60 万千瓦) 机组来说，电袋除尘改造增加投资 $0.3 \sim 0.5$ 亿元，湿式电除尘改造报价 $0.8 \sim 1.2$ 亿元。而应用本技术方案实施改造相对于电袋除尘可节约 $0.2 \sim 0.4$ 亿元，相对于湿式电除尘可节约 $0.7 \sim 1.0$ 亿元。改造后环保完全能够达到新的环保排放标准，具有巨大的环境效益和经济效益。

附图说明

[0013] 图 1 为本发明的结构示意图。

具体实施方式

[0014] 如图 1 所示，它包括吸收塔 1，吸收塔 1 设有烟气入口 2、烟道 3、氧化空气入口 5、喷淋层 6 和除雾器 7，烟气入口 2 设有烟道喷淋装置 4，在距离所述除雾器 7 后 $0.3 \sim 1.0\text{m}$ 设有加湿喷嘴 8，加湿喷嘴 8 后 $4 \sim 10\text{m}$ 的烟道内设有末级除雾器 9，末级除雾器 9 前设有冲洗末级除雾器 9 的冲洗喷嘴 10。

[0015] 末级除雾器 9 下方设有集水槽 11 与加湿水循环沉淀水箱 12 连接，加湿喷嘴 8、冲洗喷嘴 10 等用水来自工艺水管路 14，加湿水循环沉淀水箱 12 上设有溢流管 15、手动排污

管 16、连续小流量排污管 17,并通过升压泵 18 与加湿喷嘴 8 连接,也可为其提供加湿用水。

[0016] 所述加湿喷嘴 8 为 1~2 层,加湿喷嘴 8 层间距 0.5~1.0m。所述加湿喷嘴 8 喷水流量总和相对烟气量液气比为 0.005~0.050L/Nm³。所述加湿喷嘴 8 喷水水源压力 0.2~0.6Mp。加湿水固形物和溶解杂质总含量不高于 3%。加湿水连接有酸洗加酸管路 13。加湿水循环升压泵 18 入口管路上设有高频电磁阻垢仪。所述末级除雾器 9 为 1~2 级,叶片间距 15~28mm。通过末级除雾器 9 的烟气流速为 3.5~5.5m/s。

[0017] 具体实施如下:

[0018] 1、在距离原有最后一层除雾器后 0.3~1.0m 安装 1~2 层加湿喷嘴。

[0019] 2、如果安装两层加湿喷嘴,两层加湿喷嘴相距 0.5~1.0m,两层加湿喷嘴交错布置保证加湿均匀。

[0020] 3、新安装的加湿喷嘴喷水总流量与烟气量的比例称为液气比,优选液气比为 0.005~0.050L/Nm³。

[0021] 4、加湿喷嘴喷水水源压力 0.2~0.6Mp,如果喷水水源压力不足可以安装管道升压泵做为加湿水循环升压泵,每层加湿喷嘴对应 1 台加湿水循环升压泵,满足喷水压力要求,参见图中加湿水循环升压泵。

[0022] 5、要求加湿水固形物和溶解杂质总含量不高于 3%。

[0023] 6、在加湿水进口总工艺水管设计安装滤网,滤网不允许通过大于 150 μ m 杂质。

[0024] 7、在加湿水循环升压泵出口总管设计安装在线流量计,时刻监测加湿水流量。

[0025] 8、在加湿水进口总管设计安装酸洗加酸管路,酸洗加酸管路与酸计量泵出口相连。

[0026] 9、根据水质情况选择在加湿水循环升压泵入口管路上设计安装高频电磁阻垢仪。

[0027] 10、在距离新安装加湿水喷嘴后 4~10m 的烟道内安装 1~2 级末级除雾器,末级除雾器叶片间距 15~28mm,叶片形式、材质、宽度、布置角度根据实际工况确定,如果不能保证通过末级除雾器的烟气流速在 3.5~5.5m/s,将部分烟道改造扩容,保证末级除雾器的烟气流速在要求范围内(示意图中安装末级除雾器的烟道已经经过扩容)。

[0028] 11、在新安装的末级除雾器之前 0.3~1.0m 安装末级除雾器冲洗喷嘴,定期启动末级除雾器冲洗喷嘴,冲洗末级除雾器。

[0029] 12、在进入烟道前 0.5m 和进入烟道后的加湿水管路采用能够耐受 70 $^{\circ}$ C 高温并且具有良好绝缘和耐酸性管路,例如 PPR 管路和 FRP 管路。

[0030] 13、在设计安装高压静电加湿喷嘴时考虑保证过流部分可以耐受 5% 稀盐酸清洗。

[0031] 本发明所涉及的除雾器特指湿法脱硫吸收塔出口的除雾器,大多数是波形板片式或者折板式板片。除雾器的除雾效率随气流速度的适当增加而增加,这是由于流速高,作用于雾滴上的惯性力大,有利于气液的分离。但是,流速的增加将造成系统阻力增加,也使能耗增加。而且流速的增加有一定的限度,流速过高会造成二次带水,从而降低除雾效率。通常将通过除雾器断面的最高且又不致二次带水时的烟气流速定义为临界流速,该速度与除雾器结构、系统带水、负荷、气流方向、除雾器布置方式等因素有关。除雾器设计优选流速一般选定在 3.5~5.5m/s。

[0032] 本发明原理:经过脱硫系统的净烟气中浆液滴含量较高,烟气中水蒸气分压处于“过饱和”状态时(饱和蒸汽温度继续降低,有凝结水滴的状态),经过 2 层除雾器后,粒径在

10 μm 以上的液滴被脱出 99% 以上,而小于 10 μm 的雾滴脱出率很低,剩余的雾滴和烟尘粒径多在 2 ~ 10 μm ,随着烟气流动这些雾滴和烟尘会相互碰撞、凝聚,逐步形成粒径较大的雾滴。在没有干预情况下,这些雾滴会随着烟气进入下游设备(主要影响 GGH) 或者排入大气。

[0033] 系统的主要装置之一为加湿喷嘴,1 ~ 2 层加湿喷嘴安装在脱硫吸收塔后沿烟气流动方向原有最后一层除雾器之后,通过加湿喷嘴向经过原有除雾器的烟气喷水加湿,在喷水加湿的同时烟气温度略有降低,全部喷嘴喷水总流量与烟气量的比例称为加湿液气比,优选加湿液气比为 0.005 ~ 0.05L/Nm³,在新安装的加湿装置后 4 ~ 10m 的烟道内安装 1 ~ 2 层新的除雾器——新装末级除雾器,在新安装末级除雾器下部安装集水槽,通过集水槽收集新装末级除雾器拦截的凝聚了小雾滴和烟尘的加湿水,通过末级除雾器的净化烟气小液滴含量不高于 75mg/Nm³,能够从新装末级除雾器通过的只有少数 2 ~ 10 μm 的小液滴,这些小液滴夹杂烟尘和脱硫浆液含量 5 ~ 12%,对大气排放烟气的含尘量贡献度 3.0 ~ 10 mg/Nm³,可以保证对大气排放烟气总的含尘量不高于 15mg/m³。

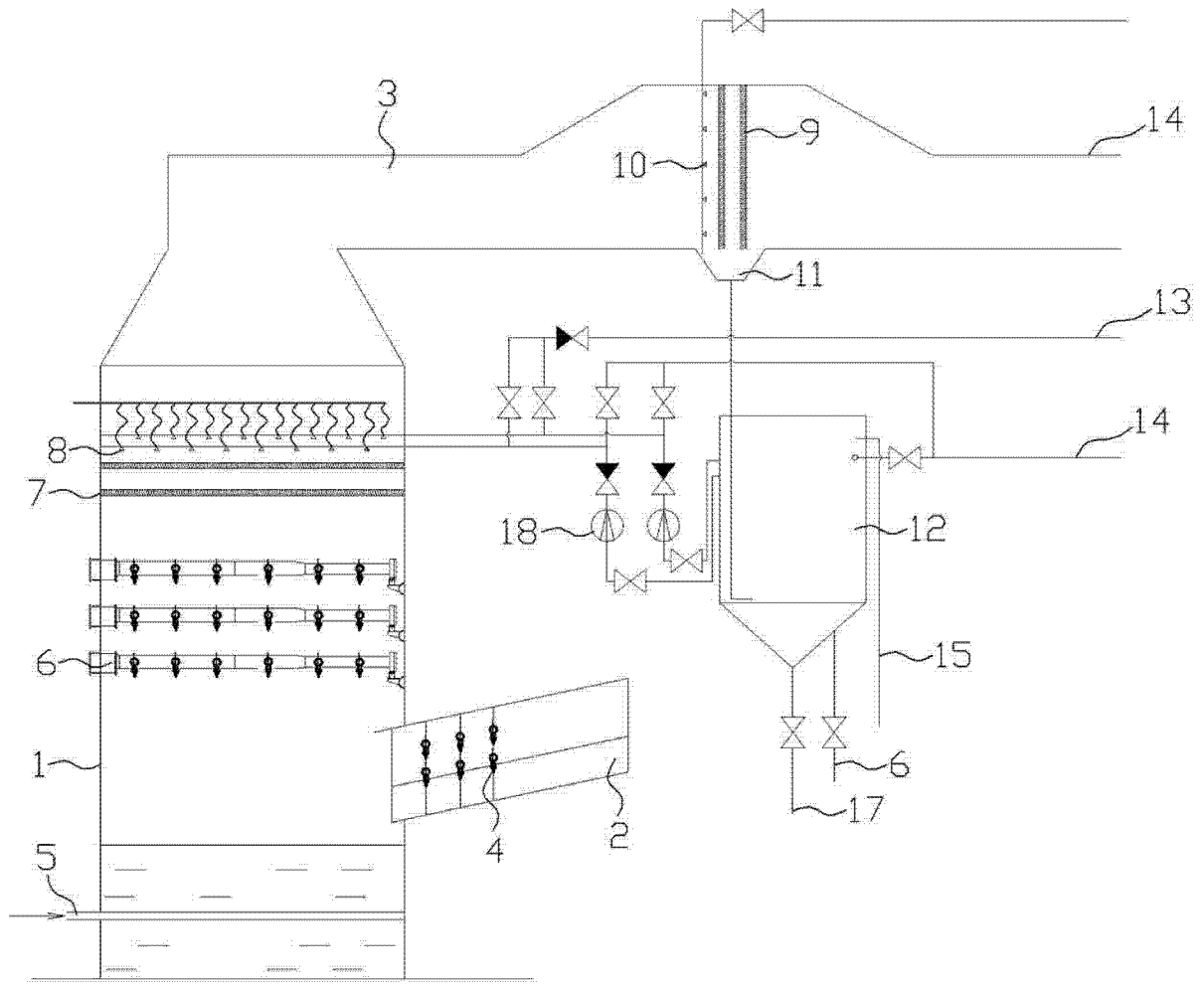


图 1