



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 110433635 A

(43)申请公布日 2019.11.12

(21)申请号 201910605863.4

(22)申请日 2019.07.05

(71)申请人 浙江天蓝环保技术股份有限公司
地址 311202 浙江省杭州市萧山区北干街
道兴议村

(72)发明人 王岳军 刘学炎 陈美秀 莫建松

(74)专利代理机构 杭州天勤知识产权代理有限公司 33224

代理人 胡红娟

(51) Int. Cl.

B01D 53/78(2006.01)

B01D 53/50(2006.01)

B01D 47/06(2006.01)

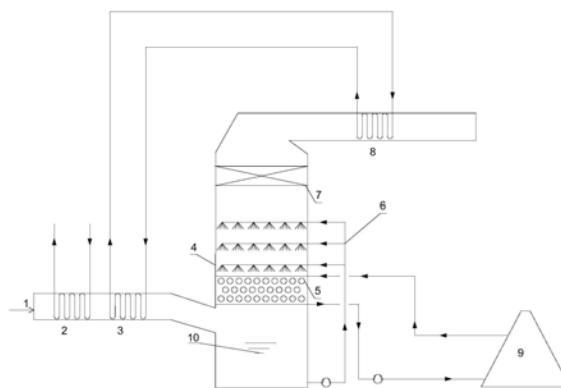
权利要求书1页 说明书5页 附图1页

(54)发明名称

一种高效脱硫消白烟装置及工艺

(57)摘要

本发明公开了一种高效脱硫消白烟装置及工艺,所述脱硫消白烟装置包括脱硫降温塔和塔外降温装置,脱硫降温塔的侧面连接进口烟道,顶部连接出口烟道,底部设有内塔釜,脱硫降温塔内位于烟气入口上方由下至上依次设有由若干根换热管组成的高效脱硫降温一体装置、雾化喷淋层和除雾器;高效脱硫降温一体装置与塔外降温装置连接形成循环;雾化喷淋层与内塔釜连接;进口烟道内沿烟气流向依次设有取热器和冷却器;出口烟道内设有再热器,再热器与冷却器连接形成循环。本发明通过降温减小烟气体积,增加脱硫降温塔内停留时间,通过高效脱硫降温一体装置不依靠浆液蒸发降温,增强气液传质效果,实现高效脱硫消白烟,有效降低烟气含盐量。



1. 一种高效脱硫消白烟装置,包括脱硫降温塔和塔外降温装置,所述脱硫降温塔的侧面连接进口烟道,顶部连接出口烟道,底部设有内塔釜,其特征在于,所述脱硫降温塔内位于烟气入口上方由下至上依次设有由若干根换热管组成的高效脱硫降温一体装置、雾化喷淋层和除雾器;

所述高效脱硫降温一体装置通过冷却水循环泵与塔外降温装置连接形成循环;

所述雾化喷淋层通过脱硫浆液循环泵与内塔釜连接;

所述进口烟道内沿烟气流向依次设有取热器和冷却器;

所述出口烟道内设有再热器,再热器与所述冷却器连接形成循环。

2. 根据权利要求1所述的脱硫消白烟装置,其特征在于,所述取热器内的换热介质为锅炉用水。

3. 根据权利要求1所述的脱硫消白烟装置,其特征在于,所述的换热管水平设置、互相平行,在纵向上形成若干层交错布置的换热管层。

4. 根据权利要求3所述的脱硫消白烟装置,其特征在于,相邻换热管层之间的层间距为0~500mm;

同一换热管层内的相邻换热管之间的距离为0~500mm。

5. 根据权利要求1所述的脱硫消白烟装置,其特征在于,所述的换热管为外径为10~200mm、壁厚为0.1~20mm的圆管。

6. 根据权利要求1所述的脱硫消白烟装置,其特征在于,所述高效脱硫降温一体装置顶端与雾化喷淋层底端之间的距离为0~3000mm。

7. 一种高效脱硫消白烟工艺,其特征在于,使用权利要求1~6任一权利要求所述的脱硫消白烟装置,包括:烟气首先在进口烟道内依次经过取热器和冷却器,完成两次降温,然后进入脱硫降温塔内脱硫、除尘,最后进入出口烟道内经再热器加热后排放;

所述的脱硫降温塔内脱硫、除尘过程中,烟气和雾化喷淋层的喷淋液在高效脱硫降温一体装置上进行换热,降低烟气和喷淋液温度。

8. 根据权利要求7所述的脱硫消白烟工艺,其特征在于,烟气经过取热器后,烟气温度维持在酸露点以上0~5℃;

烟气经过冷却器后降温至50~70℃。

9. 根据权利要求7所述的脱硫消白烟工艺,其特征在于,所述高效脱硫降温一体装置内的循环冷液的温度为0~40℃,循环冷液和烟气的液气比为3~20L/Nm³。

10. 根据权利要求7或9所述的脱硫消白烟工艺,其特征在于,烟气经过高效脱硫降温一体装置后,降温至42℃以下或含湿量不大于8%。

一种高效脱硫消白烟装置及工艺

技术领域

[0001] 本发明涉及燃煤锅炉烟气治理技术领域,具体涉及一种高效脱硫消白烟装置及工艺。

背景技术

[0002] 燃煤锅炉燃烧化石燃料产生的烟气中含有大量的二氧化硫以及细颗粒物,前者造成酸雨现象,后者会在烟囱排烟口形成气溶胶污染,造成雾霾现象,严重危害人类生存环境。针对日益严峻的大气污染形势,政府出台了越来越严格的排放标准。随着火电的超低排放推广,非电行业也面临超低改造,然而非电行业的烟气情况比火电更复杂,因此开发新的技术迫在眉睫。非电行业也陆续出现超低排放标准,其中大部分参照火电标准,烟气中 $\text{SO}_2 \leq 35\text{mg}/\text{Nm}^3$, $\text{NO}_x \leq 50\text{mg}/\text{Nm}^3$,粉尘 $\leq 5\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。而且,越来越严重的雾霾现象直指白烟现象,故很多地方在也出台相关规定,要消除白烟现象,降低视觉污染,消除雾霾。

[0003] 现阶段湿法脱硫占到已有投产的烟气脱硫装置的90%以上,针对超低排放脱硫效率一般要到98%以上,使用高硫煤的烟气脱硫效率要到99%以上。现阶段处理脱硫烟气的白烟的技术,一般都采用烟气再热的方法和烟气冷凝再热法。烟气再热的方法将烟气加热到一定温度后排出,一是提升了烟气的抬升高度,二是解决烟气饱和湿度的问题。但是烟气湿度仍然很高,在一定的条件下仍然会出现白烟问题。烟气冷凝再热法,则是在再热的基础上用介质去降温烟气,归根到底是利用空气作为冷源,一是降温温度不会太低,二是气液间接传热效果不好(如果直接接触,会有污染循环水并有腐蚀结垢等情况伴随)。而且此类方法在一定程度上增加了能耗,并且要么投资成本较高,要么运行成本较高,而且还伴随着其他问题。

[0004] 针对上述问题,申请号为201710451922.8的专利文献公布了一种脱硫烟气超洁净除尘消白烟的装置和方法,包括湿式脱硫塔、冷却塔和循环水槽,脱硫塔的结构为下部是浆液池,一次向上烟气进口、雾化喷淋层、脱硫除雾器、风帽、冷却喷淋区、除尘除雾器以及脱硫塔出口。这种形式在冷却喷淋区由于是雾化冷水降温,下端收集冷却水雾化颗粒较大,故造成冷却区需要较大的水量在比较大的空间才能充分降温,而且循环水量较大会导致降温的能耗较高,并且颗粒溶液在积液处沉淀,导致堵塞。

[0005] 针对上述问题,申请号为201811171922.3的专利文献公布了一种低成本烟气深度净化装置及其净化收水消白烟工艺,净化装置包括脱硫塔,脱硫塔内依次设有脱硫喷淋单元、降温冷凝器、除雾脱水层、第一出口换热器、第二出口换热器,入烟通道连接有入烟道换热器,脱硫塔外设有换热液缓冲罐、换热液循环泵、循环液冷却塔、冷却液循环泵。对烟气进行降温、冷凝、凝并,在回收烟气中水分同时实现多污染物深度净化。但是主要是通过脱硫蒸发降温,增加了水气,然后在又冷凝降温收集水气,增加了系统过程和数量,从而增加系统阻力。另外上述专利中除雾脱水层容易结垢堵塞,由于加热湿烟气,烟气中盐析出容易在换热器上结垢影响换热器效果长时间运行容易形成堵塞。

发明内容

[0006] 针对本领域存在的不足之处,本发明提供了一种高效脱硫消白烟装置,利用高效脱硫降温一体装置,使烟气与喷淋液均匀接触,增大气液接触面积,增强气液传质效果,实现脱硫增效。同时,取热器和冷却器降低烟气温度并且有效利用余热,然后使用高效脱硫降温一体装置实现烟气换热降温但不增加烟气水气含量和盐含量,最后通过再热器加热烟气,从而达到消白烟的目的。

[0007] 一种高效脱硫消白烟装置,包括脱硫降温塔和塔外降温装置,所述脱硫降温塔的侧面连接进口烟道,顶部连接出口烟道,底部设有内塔釜,所述脱硫降温塔内位于烟气入口上方由下至上依次设有由若干根换热管组成的高效脱硫降温一体装置、雾化喷淋层和除雾器;

[0008] 所述高效脱硫降温一体装置通过冷却水循环泵与塔外降温装置连接形成循环;

[0009] 所述雾化喷淋层通过脱硫浆液循环泵与内塔釜连接;

[0010] 所述进口烟道内沿烟气流向依次设有取热器和冷却器;

[0011] 所述出口烟道内设有再热器,再热器与所述冷却器连接形成循环。

[0012] 冷却器中的介质与进口烟道内的烟气进行热交换升温后,输送至再热器加热出口烟道内的烟气,然后再回流至冷却器中,如此循环。

[0013] 烟气首先在进口烟道内依次经过取热器和冷却器,完成两次降温,然后进入脱硫降温塔内脱硫、除尘,最后进入出口烟道内经再热器加热后排放。所述的脱硫降温塔内脱硫、除尘过程中,烟气和雾化喷淋层的喷淋液在高效脱硫降温一体装置上进行换热,降低烟气和喷淋液度,整个过程不靠蒸发浆液降温,不但不提高烟气中盐分反而水洗降低烟气中的盐分。

[0014] 作为优选,所述取热器内的换热介质为锅炉用水。所述取热器获取的热量也可用于其它需要加热的用水,实现余热利用,节能减排。

[0015] 作为优选,所述取热器和冷却器可以是一个换热器,换热介质为锅炉用水或者用于加热出口烟道烟气的热媒水,甚至用于加热其他需求。

[0016] 所述换热管内流通循环冷液,循环冷液与烟气、雾化喷淋层的喷淋液进行换热后升温,输送至塔外降温装置进行冷却,然后回流至换热管内,如此循环。

[0017] 作为优选,所述的换热管水平设置、互相平行,在纵向上形成若干层交错布置的换热管层,有利于提高烟气的均匀度以及喷淋液分布,有利于换热。

[0018] 可通过调整相邻换热管层之间的层间距、同一换热管层内的相邻换热管之间的距离来调节烟气的均匀度以及喷淋液分布,使烟气与喷淋液均匀接触,增大气液接触面积,增强气液传质效果,增加脱硫效果,并以此来适应锅炉不同负荷不同工况下的要求。高效脱硫降温一体装置与烟气、喷淋液同时接触,喷淋液在换热管周边形成液膜实现液-液换热,极大增强换热效果,实现喷淋液温度降低,喷淋液又直接与烟气均匀混合快速降温(直接降温是最有效降温方式),故可以减小高效脱硫降温一体装置的体积、降低空间需求和制造成本。而且,喷淋液对换热管的冲刷有效防止了换热管结垢堵塞。

[0019] 作为优选,所述换热管层的层数为2~5层。

[0020] 作为优选,相邻换热管层之间的层间距为0~500mm;

[0021] 同一换热管层内的相邻换热管之间的距离为0~500mm。

[0022] 所述的换热管可以为圆管、菱形管或半圆管。作为优选,所述的换热管为外径为10~200mm、壁厚为0.1~20mm的圆管,有利于热交换的进行。

[0023] 作为优选,所述高效脱硫降温一体装置顶端与雾化喷淋层底端之间的距离为0~3000mm,有利于提高烟气的均匀度以及喷淋液分布,有利于热交换的进行。

[0024] 本发明还提供了一种脱硫消白烟工艺,使用所述的脱硫消白烟装置,包括:烟气首先在进口烟道内依次经过取热器和冷却器,完成两次降温,然后进入脱硫降温塔内脱硫、除尘,最后进入出口烟道内经再热器加热后排放;

[0025] 所述的脱硫降温塔内脱硫、除尘过程中,烟气和雾化喷淋层的喷淋液在高效脱硫降温一体装置上进行换热,降低烟气和喷淋液温度。

[0026] 作为优选,烟气经过取热器后,烟气温度维持在酸露点以上0~5℃,这样后续的冷却器不会面临腐蚀问题,可以选用较为低等的材质,节约成本。

[0027] 作为优选,烟气经过冷却器后降温至50~70℃。这样脱硫塔出口温度不会超过45℃,可减小高效脱硫降温一体装置的降温需求,降低高效脱硫降温一体装置的体积以及成本。

[0028] 作为优选,所述高效脱硫降温一体装置内的循环冷液的温度为0~40℃,循环冷液和烟气的液气比为3~20L/Nm³,换热效果较好。

[0029] 作为优选,烟气经过高效脱硫降温一体装置后,降温0~30℃,降温至42℃以下或含湿量不大于8%。这样基本上保持烟气中含湿量不会增加,实现干法脱硫的含湿量以及降低可溶性盐。

[0030] 本发明直接在烟道大幅降温并且回收部分余热,然后利用高效脱硫降温一体装置降温,过程中没有水气的蒸发,实现湿法脱硫的脱硫效果并且达到干法脱硫的水气含量,并且高效脱硫降温一体装置降温过程中存在与喷淋液的换热,传热效率高并在喷淋液的冲洗下不会因结垢而影响传热效果。

[0031] 烟气中水气的冷凝相变比单纯烟气降温需要的热量大得多,因此本发明单纯采用换热降温使在脱硫降温塔内降温需要的热量极大降低,再采用换热管与烟气、喷淋液同时接触换热,扩大与烟气的接触面积,增强换热效果,与单纯烟气换热的换热器相比体积小、降低空间要求低,并且极大降低换热器成本以及能耗和系统阻力。

[0032] 本发明与现有技术相比,主要优点包括:

[0033] (1) 本发明实现脱硫超低排放与消白烟一体技术。

[0034] (2) 本发明可以满足不同煤质以及负荷变化较大的锅炉机组。

[0035] (3) 本发明采用入口烟道换热降温,极大缩小烟气体积,提高脱硫降温塔内烟气停留时间,提高脱硫效率并降低系统运行能耗。

[0036] (4) 取热器加热锅炉用水,实行余热再利用,达到节能效果。

[0037] (5) 高效脱硫降温一体装置在脱硫降温塔入口上方与雾化喷淋层下方,与烟气、喷淋液换热,由于喷淋液的冲刷可以防止高效脱硫降温一体装置的结垢堵塞,可以提高高效脱硫降温一体装置的使用寿命,并且降低烟气净化系统阻力。

[0038] (6) 采用换热降低烟气温度,不依靠浆液蒸发降温有效降低烟气含盐量。

[0039] (7) 喷淋液在高效脱硫降温一体装置形成液膜实现液-液换热,比液-气换热器传热效果更好,极大降低装置体积,降低成本和系统阻力。

[0040] (8) 本发明通过对入口高温烟气降温,并将吸收热量作为冷凝后的烟气升温热源,并且多余热量实现回收利用,烟气消白过程无需外加热源,实现烟气低成本消白烟。

附图说明

[0041] 图1为实施例的脱硫消白烟装置的结构示意图;

[0042] 图中:1-烟气、2-取热器、3-冷却器、4-脱硫降温塔、5-高效脱硫降温一体装置、6-脱硫雾化喷淋层、7-高效除雾器层、8-再热器、9-降温装置、10-塔釜。

具体实施方式

[0043] 下面结合附图及具体实施例,进一步阐述本发明。应理解,这些实施例仅用于说明本发明而不适用于限制本发明的范围。下列实施例中未注明具体条件的操作方法,通常按照常规条件,或按照制造厂商所建议的条件。

[0044] 如图1所示,本实施例的脱硫消白烟装置,包括脱硫降温塔4和位于塔外的降温装置9,脱硫降温塔4的侧面连接进口烟道,顶部连接出口烟道,底部内设塔釜10,脱硫降温塔4内位于烟气入口上方由下至上依次设有由若干根换热管组成的高效脱硫降温一体装置5、脱硫雾化喷淋层6和高效除雾器层7。

[0045] 高效脱硫降温一体装置5通过冷却水循环泵与降温装置9连接形成封闭循环回路。

[0046] 换热管内流通循环冷液,循环冷液与烟气、脱硫雾化喷淋层6的喷淋液进行换热后升温,经冷却水循环泵输送至降温装置9进行冷却,然后回流至换热管内,如此循环。

[0047] 换热管水平设置、互相平行,在纵向上形成2~5层交错布置的换热管层,有利于提高烟气的均匀度以及喷淋液分布,有利于换热。

[0048] 可通过调整相邻换热管层之间的层间距、同一换热管层内的相邻换热管之间的距离来调节烟气的均匀度以及喷淋液分布,使烟气与喷淋液均匀接触,增大气液接触面积,增强气液传质效果,增加脱硫效果,并以此来适应锅炉不同负荷不同工况下的要求。高效脱硫降温一体装置5与烟气、喷淋液同时接触换热,增强换热效果,可以减小高效脱硫降温一体装置5的体积,降低空间需求和成本。

[0049] 相邻换热管层之间的层间距为0~500mm。

[0050] 同一换热管层内的相邻换热管之间的距离为0~500mm。

[0051] 换热管为外径为10~200mm、壁厚为0.1~20mm的圆管,有利于热交换的进行。

[0052] 高效脱硫降温一体装置5顶端与脱硫雾化喷淋层6底端之间的距离为0~3000mm,有利于提高烟气的均匀度以及喷淋液分布,有利于热交换的进行。

[0053] 脱硫雾化喷淋层6通过脱硫浆液循环泵与塔釜10连接。

[0054] 进口烟道内沿烟气流向依次设有取热器2和冷却器3。

[0055] 出口烟道内设有再热器8,再热器8与冷却器3连接形成封闭循环回路。

[0056] 冷却器3中的介质与进口烟道内的烟气进行热交换升温后,输送至再热器8加热出口烟道内的烟气,然后再回流至冷却器3中,如此循环。

[0057] 取热器2内的换热介质为锅炉用水。取热器2获取的热量也可用于其它需要加热的用水,实现余热利用,节能减排。

[0058] 使用上述脱硫消白烟装置的脱硫消白烟工艺,包括:烟气首先在进口烟道内依次

经过取热器2和冷却器3,完成两次降温,然后进入脱硫降温塔4内脱硫、除尘,最后进入出口烟道内经再热器8加热后排放;

[0059] 脱硫降温塔4内脱硫、除尘过程中,烟气和脱硫雾化喷淋层6的喷淋液在高效脱硫降温一体装置5上进行换热,降低烟气和喷淋液温度。

[0060] 烟气经过取热器2后,烟气温度维持在酸露点以上 $0\sim 5^{\circ}\text{C}$,这样后续的冷却器3不会面临腐蚀问题,可以选用较为低等的材质,节约成本。

[0061] 烟气经过冷却器3后降温至 $50\sim 70^{\circ}\text{C}$ 。这样脱硫降温塔4出口温度不会超过 45°C ,可减小高效脱硫降温一体装置5的降温需求,降低高效脱硫降温一体装置5的体积以及成本。

[0062] 高效脱硫降温一体装置5内的循环冷液的温度为 $0\sim 40^{\circ}\text{C}$,循环冷液和烟气的液气比为 $3\sim 20\text{L}/\text{Nm}^3$,换热效果较好。

[0063] 烟气经过高效脱硫降温一体装置5后,降温 $0\sim 30^{\circ}\text{C}$,降温至 42°C 以下或含湿量不大于 8% 。这样基本上保持烟气中含湿量不会增加,实现干法脱硫的含湿量以及降低可溶性盐。

[0064] 上述脱硫消白烟工艺中,烟气首先经大幅降温后,体积极大降低,在脱硫降温塔4内停留时将极大增加,再经过高效脱硫降温一体装置5使烟气与喷淋液均匀接触,增大气液接触面积,增强气液传质效果,从而实现高效脱硫,并且有效降低系统阻力。而且,降温过程中实现换热降低烟气温度不增加烟气含湿量,节约了大量蒸发用水,甚至可以进一步冷凝原烟气中水并收集他用。

[0065] 应用例1

[0066] 在某造纸厂,1台130吨锅炉,新建脱硫工程采用实施例的装置和工艺,烟气量为 $130100\text{Nm}^3/\text{h}$,入口烟气中 SO_2 浓度为 $2758\text{mg}/\text{Nm}^3$,烟气温度 125°C ,入口烟气中粉尘浓度为 $58\text{mg}/\text{Nm}^3$,雾化喷淋层为3层,液气比为 $21\text{L}/\text{Nm}^3$ 。经过取热器烟气温度降为 85°C ,经过冷却器降为 70°C , SO_2 出口浓度 $20\text{mg}/\text{Nm}^3$,脱硫效率 99.27% ,出口粉尘浓度为 $2.7\text{mg}/\text{Nm}^3$,气溶胶浓度 $0.23\text{mg}/\text{Nm}^3$,再热器进口烟温 39.8°C ,出口温度 55°C ,无白烟现象。

[0067] 应用例2

[0068] 在某热电厂,2台220吨锅炉,脱硫改造工程采用实施例的装置和工艺,烟气量为 $701240\text{Nm}^3/\text{h}$,入口烟气中 SO_2 浓度为 $2847\text{mg}/\text{Nm}^3$,烟气温度 130°C ,入口烟气中粉尘浓度为 $53\text{mg}/\text{Nm}^3$,雾化喷淋层为3层,内循环液气比为 $21\text{L}/\text{Nm}^3$ 。改造前 SO_2 出口浓度 $100\text{mg}/\text{Nm}^3$,脱硫效率 94.6% ,出口粉尘浓度为 $18\text{mg}/\text{Nm}^3$,气溶胶浓度 $7.2\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。改造后,经过换热器烟气温度降为 80°C ,经过冷却器降为 66°C , SO_2 出口浓度 $15\text{mg}/\text{Nm}^3$,脱硫效率 99.47% ,出口粉尘浓度为 $2.3\text{mg}/\text{Nm}^3$,气溶胶浓度 $0.13\text{mg}/\text{Nm}^3$,再热器进口烟温 38.7°C ,出口温度 52°C ,无白烟现象。

[0069] 此外应理解,在阅读了本发明的上述描述内容之后,本领域技术人员可以对本发明作各种改动或修改,这些等价形式同样落于本申请所附权利要求书所限定的范围。

