



## (12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 108117122 B

(45) 授权公告日 2021.03.05

(21) 申请号 201611073758.3

C02F 103/18 (2006.01)

(22) 申请日 2016.11.29

(56) 对比文件

(65) 同一申请的已公布的文献号

CN 105152254 A, 2015.12.16

申请公布号 CN 108117122 A

CN 105502792 A, 2016.04.20

CN 104724779 A, 2015.06.24

(43) 申请公布日 2018.06.05

CN 206424722 U, 2017.08.22

(73) 专利权人 中国石油化工股份有限公司

CN 106377994 A, 2017.02.08

地址 100728 北京市朝阳区朝阳门北大街  
22号

CN 104724779 A, 2015.06.24

CN 105013311 A, 2015.11.04

专利权人 中国石油化工股份有限公司抚顺  
石油化工研究院

审查员 周芬

(72) 发明人 王明星 阮宗林 李欣 姜阳

(51) Int. Cl.

C02F 1/04 (2006.01)

C02F 1/02 (2006.01)

B01D 53/14 (2006.01)

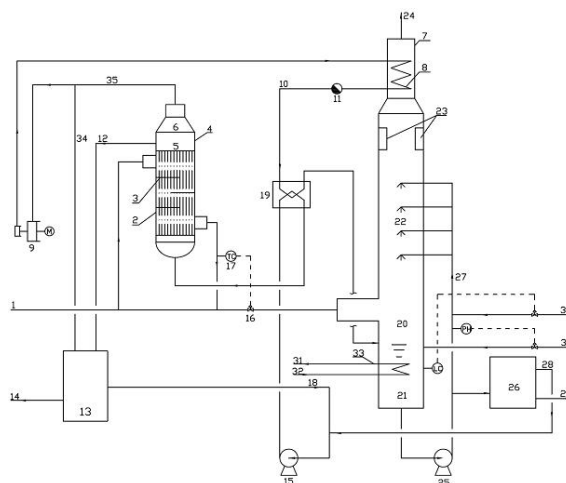
权利要求书2页 说明书8页 附图1页

(54) 发明名称

一种钠法烟气脱硫废水的处理方法及处理装置

(57) 摘要

本发明涉及一种钠法烟气脱硫废水的处理方法,将烟气分为两路,一路进入烟气/脱硫废水换热器,并控制出口烟气温度为120-130℃,然后与另一路烟气合并后进入除尘脱硫塔,塔底生成的脱硫废水分两路,一路作为循环吸收液,另一路经固液分离后进入板式换热器中预热,然后进入烟气/脱硫废水换热器加热后进行气液分离,分离后气相蒸汽与结晶槽二次蒸汽合并经加压后进入排气筒内,利用蒸汽潜热加热净化烟气,产生的蒸汽凝结水进入板式换热器预热烟气脱硫废水,换热后凝结水作为烟气脱硫系统补充水。本发明在充分利用烟气余热基础上,实现了净化烟气满足排放要求和烟气脱硫废水零排放的双重目的,减少了烟气脱硫系统新鲜水补充量,降低了处理成本。



1. 一种钠法烟气脱硫废水的处理方法,其特征在于包括如下内容:将烟气分为两路,一路进入烟气/脱硫废水换热器对脱硫废水进行加热升温,并控制烟气/脱硫废水换热器出口烟气温度为120-130℃,然后与另一路烟气合并后进入除尘脱硫塔,塔底生成的烟气脱硫废水分为两路,一路作为循环吸收液,另一路经固液分离后液相进入板式换热器,在板式换热器中预热后进入烟气/脱硫废水换热器,控制进入烟气/脱硫废水换热器前的烟气脱硫废水温度为60-100℃,经加热升温后的脱硫废水进行气液分离;气液分离后的液相含盐悬浮液自流入结晶槽,产生的盐结晶作为产品回收,上清液与固液分离后的烟气脱硫废水一同进入板式换热器;气液分离后的气相蒸汽与结晶槽产生二次蒸汽合并后进入蒸汽压缩机,压缩后再进入除尘脱硫塔的排气筒内,利用蒸汽潜热加热净化烟气,使之达到不饱和状态,产生的蒸汽凝结水进入板式换热器预热烟气脱硫废水,换热后凝结水作为烟气脱硫系统补充水。

2. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于:所述烟气为催化裂化再生烟气、燃煤锅炉烟气或燃油锅炉烟气,含硫烟气的初始温度为150-200℃。

3. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于:所述烟气/脱硫废水换热器采用立式管壳式换热器,烟气走壳程,脱硫废水走管程,下部进水。

4. 根据权利要求3所述的方法,其特征在于:换热管规格为DN15-DN50,换热管内脱硫废水流速为1-5m/s。

5. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于:在烟气/脱硫废水换热器烟气出口的烟道上设置有温度检测与控制系统,在进入除尘脱硫塔的烟气管线上设置有电动挡板门,通过调节电动挡板门开度,控制烟气/脱硫废水换热器出口烟气温度为120-130℃。

6. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于:所述烟气/脱硫废水换热器内由上向下依次为蒸汽室、气液分离器、含盐悬浮液缓冲槽和换热管;液相含盐悬浮液在缓冲槽内的停留时间为1-5min;蒸汽室内为气相蒸汽,操作压力为1.0-10kPaG。

7. 根据权利要求1或6所述的方法,其特征在于:烟气/脱硫废水换热器的换热管段设有折流板。

8. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于:除尘脱硫塔内由上至下依次为排气筒、除雾器、除尘脱硫区和吸收液持液槽;其中,排气筒内设有加热盘管,用于加热净化烟气;除雾器为电除雾器,操作电压为30-80kV;除尘脱硫区采用喷淋形式或进一步装填填料形式。

9. 根据权利要求1或8所述的方法,其特征在于:除尘脱硫塔内吸收剂为氢氧化钠溶液,质量浓度为1%-40%;通过控制循环吸收液pH值为6.5-8.5以调节新鲜吸收剂的补充量,循环吸收液的液气比为3:1-8:1。

10. 根据权利要求8所述的方法,其特征在于:吸收液持液槽内设置有循环水冷却系统,冷却后的循环吸收液的温度为40-45℃。

11. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于:烟气脱硫废水为亚硫酸钠溶液或经氧化后的硫酸钠溶液,其中亚硫酸钠的质量浓度为7.5%-20%,硫酸钠的质量浓度为8.0%-22.0%。

12. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于:板式换热器换热后的凝结水温度为50-90℃。

13. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于:烟气/脱硫废水换热器产生的蒸汽与结晶槽产生的二次蒸汽合并后进入蒸汽压缩机,控制蒸汽压缩机出口压力为0.1-0.5MPaG。

14.一种用于权利要求1-13任一所述处理方法的烟气脱硫废水的处理装置,其特征在于包括烟气/脱硫废水换热器、除尘脱硫塔、固液分离器、板式换热器、蒸汽压缩机和结晶槽,所述烟气/脱硫废水换热器内由上向下依次为蒸汽室、气液分离器、含盐悬浮液缓冲槽和换热管;所述除尘脱硫塔内由上至下依次为排气筒、除雾器、除尘脱硫区和吸收液持液槽。

## 一种钠法烟气脱硫废水的处理方法及处理装置

### 技术领域

[0001] 本发明属于环保废水处理技术领域,具体涉及一种钠法烟气脱硫废水的处理方法及处理装置。

### 背景技术

[0002] 自2003年以来,我国SO<sub>2</sub>排放总量一直居高不下,2014年我国SO<sub>2</sub>排放总量1974.4万吨,自2003年以来首次低于2000万吨。常用的烟气脱硫方法主要包括干法和湿法两种,与干法脱硫相比,湿法脱硫设备小,操作简单,且脱硫效率高,应用较为广泛,如钠法、镁法、氨法和钙法等,其中以钠法和钙法最多。湿法脱硫还可根据生成物是否可用,分为抛弃法和回收法,目前使用的回收法是石灰石-石膏法,但副产物-石膏的附加值较低,供过于求,同时石灰石-石膏法易造成设备或管道结垢和堵塞,脱硫装置操作较繁琐,现场卫生状况也较差。氨法脱硫虽能回收烟气中的硫资源,但产品硫酸铵可使土壤板结,现已很少单独使用,而且烟气中的重金属离子也全部进入硫酸铵产品中,对土壤造成二次污染,进而危害人类身体健康。钠法烟气脱硫为抛弃法,但因吸收效率高和吸收速率快,在对环保指标要求较高的地区经常采用。钠法烟气脱硫废水中的亚硫酸钠浓度通常约为7.5%-20%,为保证脱硫废水能够满足排放要求,在建设烟气脱硫装置时,必须同时建设烟气脱硫废水处理装置。而且由于亚硫酸钠氧化速率较慢,通常需要5-8h,投资、占地和操作费用均较高。另外,钠法烟气脱硫装置排放的废水中具有很高的盐含量,而含盐废水的排在很多地方已被明令禁止,因此,如何实现脱硫废水“零排放”和脱硫净化烟气达标排放双重目标成为人们特别关心的问题。

[0003] 对高含盐废水的主要处理技术包括反渗透膜分离技术和多效蒸发技术。反渗透技术具有技术成熟等特点,但原水预处理流程较长、高含盐废水极易造成膜的堵塞,而且浓缩水得不到合理的利用,无法实现真正意义上的“零排放”。多效蒸发技术可以做到高倍数的浓缩,但对换热设备材质要求较高,投资随之增加。

[0004] 此外,烟气脱硫装置净化烟气温度一般为40-60℃,大于环境温度,并且都是饱和烟气,当净化烟气经排气筒进入大气后,烟气中的饱和水汽遇冷凝结成水滴滴落到排气筒周围,形成“白烟”和“下雨”现象,这也是烟气脱硫装置普遍存在的现象。对该问题的解决方案之一就是设置烟气/净化烟气换热器,通过提高净化烟气温度使之处于不饱和状态,或者在净化烟气排空前设置冷凝装置,脱除烟气中的水分,但是两种方案均存在设备庞大,投资高等不足。因此,对该问题目前并没有切实可行地解决措施。

[0005] CN10233553A将钠基烟气脱硫废水通入双极膜电渗析装置,依靠膜的选择性透过作用和电解装置,使脱硫吸收剂再生,并副产硫酸,实现了脱硫废水“零排放”,但该技术电耗较高。CN104801162A以氨水分别为还原剂和吸收剂对烟气进行脱硝和脱硫处理,净化烟气以湿式电除雾器脱除雾滴,可消除“烟羽”和“蓝烟”现象,但由于净化烟气排空前仍为饱和气体,温度较高,仍无法有效解决“白烟”问题。CN105152405A以氨和CO<sub>2</sub>为原料配置汲取液,从而大大提高反渗透膜对烟气脱硫废水中水的透过性,脱硫废水得到浓缩,然后分别采用精馏塔和汽提塔对汲取液和浓盐水进行净化处理脱除氨和CO<sub>2</sub>,最后对浓盐水进行结晶。

该技术虽可实现脱硫废水零排放,但流程过长,设备投资较高。CN204786491U公开一种锅炉烟气余热利用系统,包括低温换热器、烟气再加热器、除尘器和风机;低温换热器连接在锅炉的空气预热器之后的烟道上;在锅炉烟气脱硫装置的脱硫塔的烟气出口依次连接除尘器和烟气再加热器;在低温换热器与烟气再加热器之间用风管连接;风机安装风管上;高温换热器串联安装在低温换热器与锅炉之间的烟道上,在省煤器与空气预热器之间的烟道上设置有连接到蒸发塔的高温烟气引出管;蒸发塔的出烟口连接脱硫塔的烟气进口。该系统使脱硫后烟气的酸露点温度降低到80℃以下,使烟气温度升高到80-90℃之间,不再出现烟囱内的结露腐蚀现象。但该技术需要对锅炉省煤器进行较大的改动,投资较高;并且采用高温烟气蒸发后的水分与烟气一同进入到脱硫塔中循环利用,增加了脱硫废液的处理规模;而且需要采用专门的除尘器用于脱除烟气中的水分。

### 发明内容

[0006] 针对现有技术的不足,本发明提供了一种钠法烟气脱硫废水的处理方法及处理装置。本发明通过选择特定处理模块及调控工艺参数,在充分利用烟气余热的基础上,实现了净化烟气满足排放要求和烟气脱硫废水零排放的双重目的,特别是减少了烟气脱硫系统新鲜水补充量,降低了烟气脱硫和脱硫废液的综合处理成本。

[0007] 本发明提供的钠法烟气脱硫废水的处理方法,包括如下内容:首先将烟气分为两路,一路进入烟气/脱硫废水换热器对脱硫废水进行加热升温,并控制烟气/脱硫废水换热器出口烟气温度为120-130℃,然后与另一路烟气合并后进入除尘脱硫塔进行除尘脱硫,塔底生成的烟气脱硫废水分为两路,一路作为循环吸收液进行循环吸收,另一路经固液分离后液相进入板式换热器,在板式换热器中预热后进入烟气/脱硫废水换热器,经加热升温后的脱硫废水进行气液分离;气液分离后的液相含盐悬浮液自流入结晶槽,产生的盐结晶作为产品回收,上清液与固液分离后的烟气脱硫废水一同进入板式换热器;气液分离后的气相蒸汽与结晶槽产生二次蒸汽合并后进入蒸汽压缩机,压缩后蒸汽再进入排气筒内,利用蒸汽潜热对净化烟气进行加热,使之达到不饱和状态,产生的蒸汽凝结水进入板式换热器用于预热烟气脱硫废水,经换热后的凝结水作为烟气脱硫系统补充水。

[0008] 本发明中,所述烟气为含有SO<sub>x</sub>、粉尘等的含硫烟气,如可以是催化裂化再生烟气、燃煤锅炉烟气、燃油锅炉烟气、工艺炉尾气或工艺尾气等,含硫烟气的初始温度通常为150-200℃。

[0009] 本发明中,所述烟气/脱硫废水换热器采用立式管壳式换热器,烟气走壳程,脱硫废水走管程,下部进水;换热管规格为DN15-DN50,换热管内脱硫废水流速为1-5m/s。控制进入烟气/脱硫废水换热器前的烟气脱硫废水温度为60-100℃,优选70-90℃。

[0010] 本发明中,在烟气/脱硫废水换热器烟气出口的烟道上设置有温度检测与控制系统,在进入除尘脱硫塔的烟气管线上设置有电动挡板门,通过调节电动挡板门开度,控制烟气/脱硫废水换热器出口烟气温度为120-130℃,以免在换热器内发生露点腐蚀。

[0011] 本发明中,所述烟气/脱硫废水换热器内由上向下依次为蒸汽室、气液分离器、含盐悬浮液缓冲槽和换热管,脱硫废水在换热管加热后呈流态化进入气液分离器,含盐悬浮液缓冲槽内为气液分离产生的液相含盐悬浮液,在缓冲槽内的停留时间1-5min,悬浮液在缓冲槽中保持一定的停留时间,有利于悬浮液的蒸发浓缩,使烟气余热得到充分利用。蒸汽

室内为气相蒸汽,操作压力为1~10kPaG,用于排气筒内加热净化烟气。进一步地,烟气/脱硫废水换热器的换热管段设有折流板,有助于延长烟气与脱硫废水的换热时间,提高传热效果。

[0012] 本发明中,除尘脱硫塔内由上至下依次为排气筒、除雾器、除尘脱硫区和吸收液持液槽。其中,排气筒内设有加热盘管,用于加热净化烟气。除雾器为丝网除雾器、人字形除雾器、电除雾器或填料式除雾器,优选电除雾器,操作电压为30-80kV。除尘脱硫区可以直接采用喷淋形式或进一步装填填料形式,吸收剂为氢氧化钠溶液,质量浓度为1%-40%,优选20%-30%。通过控制循环吸收液pH值为6.5-8.5以调节新鲜吸收剂的补充量,循环吸收液的液气比3:1-8:1,优选3:1-5:1。吸收液持液槽内设置有循环水冷却系统,冷却后的循环吸收液的温度为40-45℃,可将脱硫净化烟气的温度保持在43-48℃的较低温度,脱硫净化烟气中的水蒸汽含量处于较低水平,在对脱硫净化烟气加热后,其不饱和度增加,使得烟气在排空后能够及时消散,而不致产生“白烟”或“下雨”现象。吸收液持液槽内还设有液位在线检测与控制系统,通过调节新鲜水的补充量控制吸收液持液槽内液位高度。

[0013] 本发明中,烟气脱硫废液为亚硫酸钠溶液或经氧化后的硫酸钠溶液,其中亚硫酸钠的质量浓度为7.5%-20%,硫酸钠的质量浓度为8.0%-22.0%。

[0014] 本发明中,固液分离器为各种可以实现固液分离的反应设备,如可以是絮凝沉淀池、过滤器、旋流器或离心分离器等。

[0015] 本发明中,经板式换热器换热降温后的凝结水温度为50-90℃。

[0016] 本发明中,烟气/脱硫废水换热器产生的蒸汽与结晶槽产生的二次蒸汽合并后进入蒸汽压缩机,控制蒸汽压缩机出口压力为0.1-0.5MPaG,压缩后蒸汽再进入排气筒内加热盘管,

[0017] 本发明所述钠法烟气脱硫废水的处理装置,主要包括烟气/脱硫废水换热器、除尘脱硫塔、固液分离器、板式换热器、蒸汽压缩机和结晶槽等,其中,烟气/脱硫废水换热器利用部分烟气对脱硫废水进行加热升温,并控制出口烟气温度为120-130℃,然后与剩余部分烟气混合后进入除尘脱硫塔;除尘脱硫塔用于对混合后烟气进行除尘脱硫,产生的烟气脱硫废液一部分作为循环吸收液,另一部分进入固液分离器,分离后液相进入板式换热器;除尘脱硫塔顶设有排气筒,板式换热器利用排气筒内加热盘管产生的蒸汽凝结水对脱硫废水进行预热,预热后废水进入烟气/脱硫废水换热器;烟气/脱硫废水换热器顶部设有气液分离器,用于对加热后脱硫废水进行气液分离,产生液相含盐悬浮液和气相蒸汽;蒸汽压缩机用于对烟气/脱硫废水换热器和结晶槽产生的二次蒸汽进行加压,并将其输送至排气筒内的加热盘管,利用蒸汽潜热加热净化烟气,使之达到不饱和状态;结晶槽用于对含盐悬浮液进行蒸发结晶。

[0018] 本发明中,所述烟气/脱硫废水换热器内由上向下依次为蒸汽室、气液分离器、含盐悬浮液缓冲槽和换热管。进一步地,烟气/脱硫废水换热器的换热管段设有折流板。所述的除尘脱硫塔内由上至下依次为排气筒、除雾器、除尘脱硫区和吸收液持液槽。

[0019] 与现有处理方法相比,本发明具有如下优点:

[0020] (1)经预热后的烟气脱硫废水在烟气/脱硫废水换热器中迅速升温 and 汽化,换热器内产生的蒸汽气泡造成的紊动作用可防止产生的盐结晶晶粒沉积聚结,从而避免了换热器的堵塞。当含盐悬浮液由换热器管程排入含盐悬浮液缓冲槽时,呈流化和沸腾状态,可避免

盐结晶晶粒在缓冲槽中的沉积与聚结。

[0021] (2)通过降低循环吸收液温度,以降低净化烟气温度,从而降低其中的水蒸汽含量;并利用烟气脱硫废水处理过程产生的蒸汽对净化烟气进行换热升温,以提高烟气不饱和度。经本发明处理后的脱硫净化烟气的温升可达25-35℃,从而消除排气筒周围的“白烟”或“下雨”现象,热量得到有效利用,换热设备所占用空间大大减小。

[0022] (3)烟气/脱硫废水换热器、板式换热器等均为常压设备,降低了设备投资和运行能耗;烟气/脱硫废水换热器、结晶槽等产生的蒸汽热量均得到有效利用,并且产生的蒸汽凝结水为软化水,可直接作为脱硫装置补水,不仅减少了烟气脱硫系统新鲜水补充量,而且可以避免吸收剂雾化喷嘴的堵塞。

[0023] (4)进入除尘脱硫塔的烟气温度得以降低,因烟气降温而造成的水耗量随之降低,烟气量和除尘脱硫塔规模与投资也随之降低。

[0024] (5)通过选择特定处理模块及调控工艺参数,在对烟气余热充分利用的基础上,实现了净化烟气满足排放要求和烟气脱硫废水零排放的双重目的,减少了烟气脱硫塔新鲜水补充量,降低了烟气脱硫和脱硫废液的综合处理成本。

## 附图说明

[0025] 图1是本发明钠法烟气脱硫废水的一种处理流程图。

[0026] 其中:1-烟气,2-烟气/脱硫废水换热器,3-折流板,4-气液分离器,5-含盐悬浮液缓冲槽,6-蒸汽室,7-排气筒,8-加热盘管,9-蒸汽压缩机,10-蒸汽凝结水,11-疏水阀,12-含盐悬浮液,13-结晶槽,14-盐结晶,15-一级循环泵,16-电动挡板门,17-温度检测与控制系统,18-上清液,19-板式换热器,20-除尘脱硫塔,21-吸收液持液槽,22-除尘脱硫反应区,23-除雾器,24-净化烟气,25-二级循环泵,26-固液分离器,27-循环吸收液,28-烟气脱硫废水,29-固废,30-新鲜吸收剂,31-循环冷却水进,32-循环冷却水出,33-循环水冷却系统,34/35-蒸汽;36-补充水。

## 具体实施方式

[0027] 下面结合附图和实施例对本发明方法及装置进行详细说明,但不因此限制本发明。

[0028] 本发明钠法烟气脱硫废水的处理装置如图1所示,主要包括烟气/脱硫废水换热器2、除尘脱硫塔20、固液分离器26、板式换热器19、蒸汽压缩机9、结晶槽13等。将烟气1分为两路,一路进入烟气/脱硫废水换热器2对烟气脱硫废水进行加热升温,并控制烟气/脱硫废水换热器出口烟气温度为120-130℃,然后与另一路烟气合并后进入除尘脱硫塔20。除尘脱硫塔20塔底液相经二级循环泵25后分两路,一路作为循环吸收液27,另一路进入固液分离器26,产生的固废29排出装置,产生的液相即烟气脱硫废水28与结晶槽13来的上清液18合并后经一级循环泵15进入板式换热器19,在板式换热器19中经蒸汽凝结水10预热升温后进入烟气/脱硫废水换热器2,经加热升温后的脱硫废水呈流化状态进入气液分离器4,产生的液相含盐悬浮液12经由缓冲槽5自流入结晶槽13,产生的盐结晶14作为产品回收,上清液18与烟气脱硫废水28一同进入板式换热器19;蒸汽室6中的蒸汽35与结晶槽产生的二次蒸汽34合并后进入蒸汽压缩机9,对蒸汽34、35进行加压升温,并将其输送至排气筒7内加热盘管8,

利用蒸汽潜热对净化烟气24加热升温,使之达到不饱和状态。产生的蒸汽凝结水10经疏水阀11流入板式换热器19用于预热烟气脱硫废水,经换热降温后的凝结水作为烟气脱硫系统补充水。

[0029] 本发明中,烟气/脱硫废水换热器2内依次为换热管、含盐悬浮液缓冲槽5、气液分离器4、蒸汽室6,烟气脱硫废水经换热管加热后呈流态化进入气液分离器4,缓冲槽5内为气液分离产生的液相含盐悬浮液12,含盐悬浮液12在缓冲槽停留时间1-5min;蒸汽室内为气相蒸汽,操作压力为1~10kPaG,用于排气筒内加热净化烟气。进一步地,烟气/脱硫废水换热器内设有折流板3,用于延长烟气与脱硫废水的换热时间。

[0030] 本发明中,除尘脱硫塔内由上至下依次为排气筒7、除雾器23、除尘脱硫反应区22和吸收液持液槽21。其中,排气筒7内设有加热盘管8,用于加热净化烟气;除雾器23为丝网除雾器、人字形除雾器、电除雾器或填料式除雾器,优选电除雾器,操作电压为30-80kV;除尘脱硫反应区22可以直接采用喷淋形式或进一步装填填料形式,吸收剂采用氢氧化钠溶液,质量浓度为1%-40%,优选20%-30%。通过控制循环吸收液pH值为6.5-8.5以调节新鲜吸收剂30的补充量,循环吸收液的液气比3:1-8:1,优选3:1-5:1。吸收液持液槽21内设置有循环水冷却系统33,包括循环冷却水进31和循环冷却水出32,经循环水冷却系统冷却后的循环吸收液温度40-45℃。吸收液持液槽21内还设置有液位在线检测与控制系统,主要是保证离心泵不会抽空,一般够二级循环泵5min的流量,通过控制持液槽内液位高度调节新鲜补充水36的补充量。

[0031] 本发明中,在烟气/脱硫废水换热器烟气出口烟道上设置有温度检测与控制系统17,在进入除尘脱硫塔的烟气管线上设置有电动挡板门16,通过调节电动挡板门开度,控制烟气/脱硫废水换热器出口烟气温度为120-130℃,以免在换热器内发生露点腐蚀。

[0032] 本发明所处理废水也可为经氧化后的脱硫废水,此时,盐结晶将以硫酸钠形式析出。

[0033] 实施例1

[0034] 某锅炉烟气经脱硝处理后的含硫烟气组成如表1所示。

[0035] 表1 某锅炉烟气经脱硝后的含硫烟气组成

[0036]

| 烟气性质/组成            | 参数大小                      |
|--------------------|---------------------------|
| 温度                 | 180℃                      |
| 烟气量                | 185000 Nm <sup>3</sup> /h |
| SO <sub>2</sub> 含量 | 1500 mg/Nm <sup>3</sup>   |
| SO <sub>3</sub> 含量 | 160 mg/Nm <sup>3</sup>    |
| CO <sub>2</sub> 浓度 | 13.0 vol%                 |
| O <sub>2</sub> 浓度  | 3.0 vol%                  |
| N <sub>2</sub> 浓度  | 74.3 vol%                 |
| H <sub>2</sub> O   | 10.0 vol%                 |
| 粉尘                 | 150 mg/Nm <sup>3</sup>    |
| NO <sub>x</sub>    | 80 mg/Nm <sup>3</sup>     |

[0037] 根据以下公式计算脱硫处理前的烟气酸(硫酸)露点温度:

[0038] 
$$t_{\text{d}} = 186 + 20 \lg[H_2O] + 26 \lg[SO_3]$$

[0039] 其中,  $[H_2O]$ ——烟气中水蒸气含量, vol%。

[0040]  $[SO_3]$ ——烟气中三氧化硫浓度, vol%。

[0041] 不同水蒸气含量和不同 $SO_3$ 浓度下的硫酸露点温度如表2所示。

[0042] 表2 不同水蒸气含量及 $SO_3$ 含量下的烟气露点温度

[0043]

| SO <sub>3</sub> 浓度,<br>mg/Nm <sup>3</sup> | 水蒸气含量, % |        |        |        |        |        |        |        |
|-------------------------------------------|----------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
|                                           | 8        | 9      | 10     | 11     | 12     | 13     | 14     | 15     |
| 80                                        | 95.17    | 96.19  | 97.11  | 97.93  | 98.69  | 99.39  | 100.03 | 100.63 |
| 100                                       | 97.69    | 98.71  | 99.63  | 100.45 | 101.21 | 101.90 | 102.55 | 103.15 |
| 120                                       | 99.75    | 100.77 | 101.68 | 102.51 | 103.27 | 103.96 | 104.61 | 105.21 |
| 140                                       | 101.49   | 102.51 | 103.43 | 104.25 | 105.01 | 105.70 | 106.35 | 106.95 |
| 160                                       | 103.00   | 104.02 | 104.93 | 105.76 | 106.52 | 107.21 | 107.86 | 108.46 |
| 180                                       | 104.32   | 105.35 | 106.26 | 107.09 | 107.85 | 108.54 | 109.19 | 109.79 |
| 200                                       | 105.51   | 106.54 | 107.45 | 108.28 | 109.04 | 109.73 | 110.38 | 110.97 |

[0044] 采用本发明附图1所述的处理装置:烟气/脱硫废水换热器采用立式管壳式换热器,烟气走壳程,脱硫废水走管程,下部进水,换热管规格为DN20,换热管内脱硫废水流速为3.0m/s;除尘脱硫区采用吸收剂喷淋的形式,固液分离器为离心分离器。具体操作条件:(1)吸收剂采用质量浓度为20%NaOH溶液,控制循环吸收液pH值为7.0-7.5以调节新鲜吸收剂的补充量,循环吸收液的液气比3:1,净化烟气中 $SO_2$ 浓度 $<50\text{mg}/\text{Nm}^3$ ,脱除固废后的含亚硫酸钠的脱硫废水5.0t/h,其中亚硫酸钠溶液的质量浓度为9.55%;(2)板式换热器入口脱硫废水温度44℃,板式换热器出口脱硫废水温度80℃;(3)蒸汽室的操作压力为3.0kPaG,立式管壳式换热器出口蒸汽温度100.5℃,蒸汽压缩机出口压力0.3MPaG;(4)控制循环吸收液温度45℃,吸收液循环量813m<sup>3</sup>/h;(5)结合表2,控制立式管壳式换热器出口烟气温度125℃,换热器壳程不会发生硫酸露点腐蚀;(6)除雾器采用电除雾器,操作电压为50kV;(7)含盐悬浮液在缓冲槽内的停留时间为3min。

[0045] 效果:(1)应用本发明前,脱硫系统补充水量16.7t/h,应用本发明后,脱硫系统补充水7.8t/h,节约用水8.9t/h;(2)电除雾器出口净化烟气温度46℃,(3)经加热盘管加热后,脱硫净化烟气温度由46℃升高至80℃,水蒸气含量为11.04%,达到不饱和状态,净化烟气消散前,在排气筒周围无“白烟”出现;(4)每天回收亚硫酸钠晶体25吨,无废水排放,节省了脱硫废水氧化处理系统投资约450万元;(5)净化烟气中 $SO_3$ 未检出,粉尘浓度10mg/Nm<sup>3</sup>。

[0046] 实施例2

[0047] 待处理烟气中 $SO_2$ 浓度2000mg/Nm<sup>3</sup>, $SO_3$ 浓度160mg/Nm<sup>3</sup>,其它参数与实施例1相同。

[0048] 采用本发明附图1所述的处理装置:换热管规格为DN25,换热管内脱硫废水流速为2.5m/s;固液分离器采用精密过滤。具体操作条件:(1)吸收剂采用质量浓度为30%NaOH溶液,控制循环吸收液pH值为7.5-8.0以调节新鲜吸收剂的补充量,循环吸收液的液气比5:1,净化烟气中 $SO_2$ 浓度 $<50\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。脱除固废后的含亚硫酸钠的脱硫废水6.5t/h,经氧化处理后溶液中硫酸钠质量浓度11.8%;(2)板式换热器入口脱硫废水温度43℃,板式换热器出口脱硫废水温度85℃;(3)蒸汽室的操作压力为5.0kPaG,立式管壳式换热器出口蒸汽温度101℃,蒸汽压缩机出口压力0.4MPaG;(4)控制循环吸收液温度44℃,吸收液循环量1306m<sup>3</sup>/h;(5)结合表2,控制立式管壳式换热器出口烟气温度125℃,换热器壳程不会发生硫酸露点腐

蚀；(6)电除雾器操作电压60kV；(7)含盐悬浮液在缓冲槽内的停留时间为4min。

[0049] 效果：(1)应用本发明前，脱硫系统补充水量18.2t/h，应用本发明后，脱硫系统补充水7.9t/h，节约用水10.3t/h；(2)电除雾器出口净化烟气温45℃；(3)经加热盘管加热后，脱硫净化烟气温由45℃升高至85℃，水蒸汽含量12.53%，达到不饱和状态，净化烟气消散前，在排气筒周围无“白烟”出现；(4)每天回收硫酸钠晶体43.6吨，无废水排放；(5)处理含Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>废水回收Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>的主要消耗为废水及固体回收过程中的电耗，吨水成本不到15元；(6)净化烟气中SO<sub>3</sub>未检出，粉尘浓度8mg/Nm<sup>3</sup>。

[0050] 实施例3

[0051] 待处理烟气SO<sub>2</sub>浓度3000mg/Nm<sup>3</sup>，SO<sub>3</sub>浓度260mg/Nm<sup>3</sup>，其它参数与实施例1相同。

[0052] 采用本发明附图1所述的处理装置：换热管规格为DN40，换热管内脱硫废水流速为2.0m/s；固液分离器采用“絮凝+转桶过滤”。具体操作条件：(1)吸收剂采用质量浓度为40% NaOH溶液，控制循环吸收液pH值为8.0-8.5以调节新鲜吸收剂的补充量，循环吸收液的液气比8:1，净化烟气中SO<sub>2</sub>浓度<50mg/Nm<sup>3</sup>，脱除固废后的含亚硫酸钠的脱硫废水7.0t/h；(2)板式换热器入口脱硫废水温度45℃，板式换热器出口脱硫废水温90℃；(3)蒸汽室的操作压力为7.0kPaG，立式管壳式换热器出口蒸汽温度105℃，蒸汽压缩机出口压力0.3MPaG；(4)控制循环吸收液温度44℃，吸收液循环量2090m<sup>3</sup>/h；(5)结合表2，控制立式管壳式换热器出口烟气温125℃，换热器壳程不会发生硫酸露点腐蚀；(6)电除雾器操作电压80kV；(7)含盐悬浮液在缓冲槽内的停留时间为3min。

[0053] 效果：(1)应用本发明前，脱硫系统补充水量18.7t/h，应用本发明后，脱硫系统补充水8.0t/h，节约用水10.7t/h；(3)电除雾器出口烟气温45℃，(4)经加热盘管加热后，脱硫净化烟气温由的45℃升高至80℃，水蒸汽含量12.65%达到不饱和状态，净化烟气消散前，在排气筒周围无“白烟”出现；(5)每天回收亚硫酸钠晶体51.6吨，无废水排放，节省脱硫废水氧化处理系统投资约500万元；(6)净化烟气中SO<sub>3</sub>未检出，粉尘浓度8mg/Nm<sup>3</sup>。

[0054] 实施例4

[0055] 处理流程及操作条件同实施例1。不同在于：在除尘脱硫塔的除尘脱硫区装填由CN104607009A所述的纺锤形规整填料。

[0056] 效果：净化烟气中SO<sub>3</sub>未检出，粉尘浓度3mg/Nm<sup>3</sup>。

[0057] 比较例1

[0058] 处理流程及操作条件同实施例1。不同在于：采用全部烟气加热烟气脱硫废液。效果：换热管束内脱硫废液蒸发过快，很快被盐结晶堵塞。

[0059] 比较例2

[0060] 处理流程及操作条件同实施例1。不同在于：控制烟气/脱硫废水换热器出口烟气温为106℃。效果：烟气/脱硫废水换热器壳程底部换热管壁出现腐蚀，脱硫废水由管程泄漏进入壳程内部，下管板上出现废液蒸发后产生的白色晶体。

[0061] 比较例3

[0062] 处理流程及操作条件同实施例1。不同在于：烟气脱硫废液不经板式换热器预热，直接进入烟气/脱硫废水换热器。效果：进入烟气/脱硫废液换热器的脱硫废水温度44℃，烟气加热升温后，一方面会造成换热器盐结晶；另一方面导致蒸汽量不足，经加热盘管加热升温后，净化烟气温仅为52℃，“白烟”现象仍然存在。

[0063] 比较例4

[0064] 处理流程及操作条件同实施例1。不同之处在于：未控制循环吸收液的温度，即不设置循环水冷却系统。效果：在板式换热器出口凝结水进入吸收液持液槽后，循环吸收液温度可达55℃，净化烟气中水蒸汽含量14%。

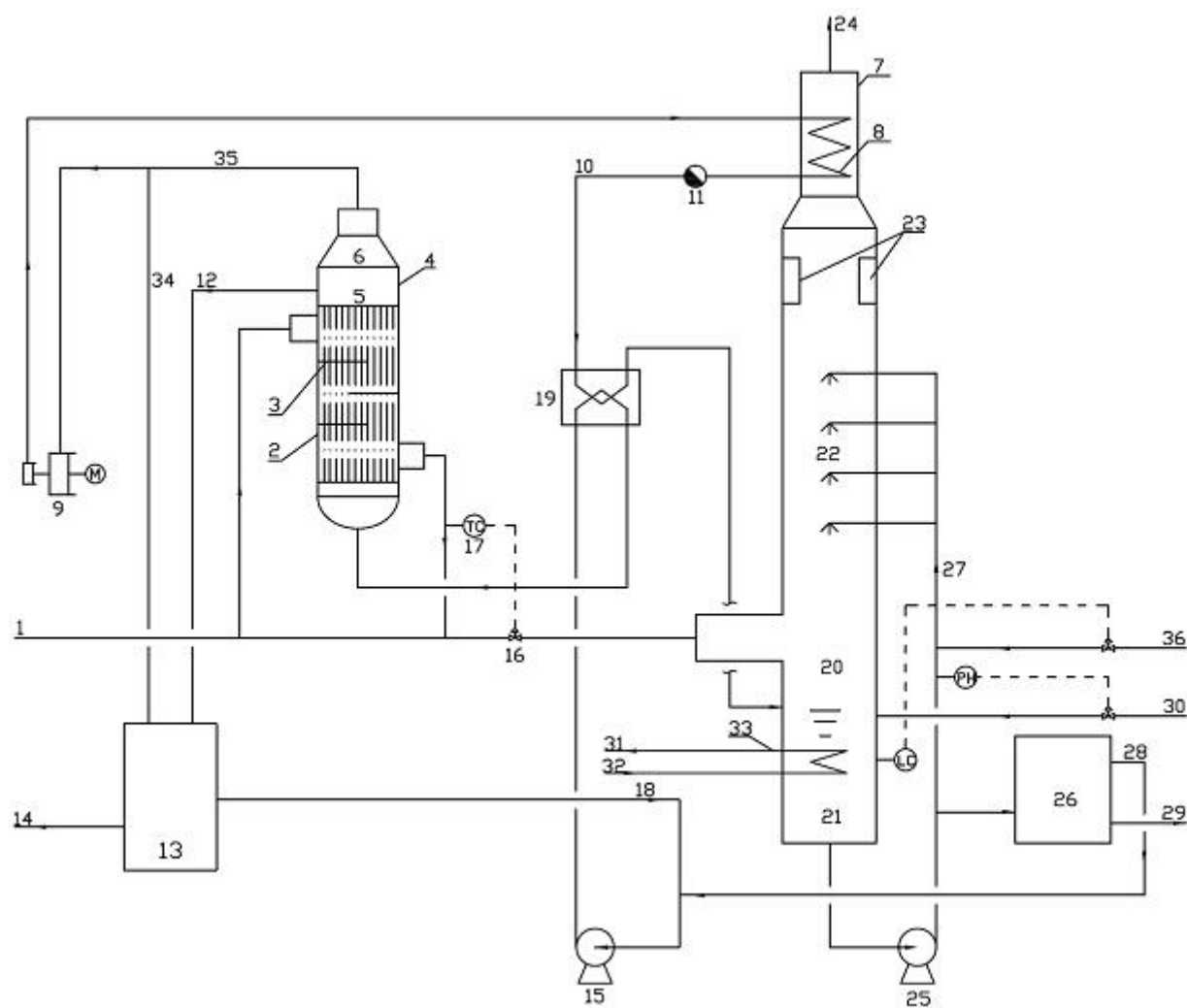


图1