



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 110523158 A

(43)申请公布日 2019.12.03

(21)申请号 201910832048.1

B01D 53/56(2006.01)

(22)申请日 2019.09.04

B01D 53/40(2006.01)

B01D 53/70(2006.01)

(71)申请人 武汉龙净环保科技有限公司

地址 430065 湖北省武汉市东湖新技术开发区佛祖岭三路9号

(72)发明人 张会君 张祥志 吕应兰 李军
卢徐胜 徐志超 张盛丰

(74)专利代理机构 武汉开元知识产权代理有限公司 42104

代理人 黄行军 冯超

(51)Int.Cl.

B01D 46/06(2006.01)

B01D 53/50(2006.01)

B01D 53/80(2006.01)

B01D 53/86(2006.01)

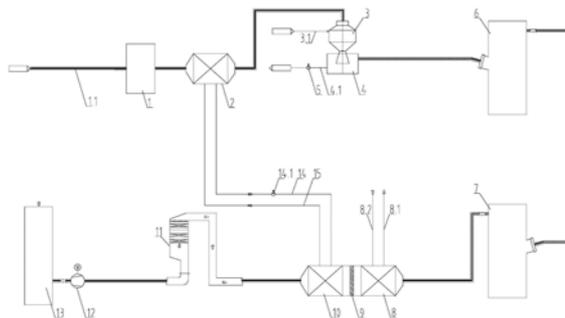
权利要求书2页 说明书6页 附图1页

(54)发明名称

钛白粉回转窑煅烧尾气综合协同治理的系统及其方法

(57)摘要

本发明公开一种钛白粉回转窑煅烧尾气综合协同治理的系统及其方法,它包括高温袋式除尘器,所述高温袋式除尘器侧壁上外接有煅烧尾气管道,所述高温袋式除尘器通过管道连接有烟气冷却器,所述烟气冷却器与文丘里酸液浓缩器顶部连通,所述文丘里酸液浓缩器底部设置有预浓缩器酸液贮罐;所述预浓缩器酸液贮罐侧壁通过管道依次连接有烟气脱硫一级塔和烟气脱硫二级塔;所述烟气脱硫二级塔通过管道连接有并排设置有烟气冷凝器、除雾器和烟气再热器;所述烟气再热器通过管道依次连接有低温SCR脱硝反应器和烟囱。本发明能够实现钛白粉煅烧尾气中酸雾、SO₃、SO₂、粉尘、NO_x、二噁英等污染物的达标排放。



1. 一种钛白粉回转窑煅烧尾气综合协同治理的系统,其特征在于:所述系统包括高温袋式除尘器(1),所述高温袋式除尘器(1)侧壁上外接有煅烧尾气管道(1.1),所述高温袋式除尘器(1)通过管道连接有烟气冷却器(2),所述烟气冷却器(2)与文丘里酸液浓缩器(3)顶部连通,所述文丘里酸液浓缩器(3)侧壁通过连接管(3.1)与外置厂区酸液连接,所述文丘里酸液浓缩器(3)底部设置有预浓缩器酸液贮罐(4),所述预浓缩器酸液贮罐(4)侧壁通过回收管(4.1)与厂区酸回收装置连接;所述预浓缩器酸液贮罐(4)侧壁通过管道依次连接有烟气脱硫一级塔(6)和烟气脱硫二级塔(7);所述烟气脱硫二级塔(7)通过管道连接有并排设置有烟气冷凝器(8)、除雾器(9)和烟气再热器(10);所述烟气冷凝器(8)设有冷却水低温侧管道(8.1)和冷却水高温侧管道(8.2)形成冷却水循环系统;所述烟气冷却器(2)和烟气再热器(10)之间设有热媒水低温侧管道(14)和热媒水高温侧管道(15)形成热媒水循环系统;所述烟气再热器(10)通过管道依次连接有低温SCR脱硝反应器(11)和烟囱(13)。

2. 根据权利要求1所述钛白粉回转窑煅烧尾气综合协同治理的系统,其特征在于:所述回收管(4.1)上设置有稀硫酸回收泵(5)。

3. 根据权利要求1所述钛白粉回转窑煅烧尾气综合协同治理的系统,其特征在于:所述低温SCR脱硝反应器(11)和烟囱(13)的管道上设置有引风机(12)。

4. 根据权利要求1所述钛白粉回转窑煅烧尾气综合协同治理的系统,其特征在于:所述热媒水低温侧管道(14)上设置有热媒水循环泵(14.1)。

5. 根据权利要求1所述钛白粉回转窑煅烧尾气综合协同治理的系统,其特征在于:所述高温袋式除尘器(1)内部设置有滤管,所述滤管为陶瓷纤维或金属滤管,单个滤管外径为130~155mm,内径为100~120mm,长度为2.5~5m,滤管使用的温度范围为200~600℃。

6. 一种利用权利要求1所述装置进行钛白粉回转窑煅烧尾气尘、硫、硝、二噁英及湿烟羽综合协同治理的方法,其特征在于:包括以下步骤:

1) 高温袋式过滤除尘:温度为200~450℃的钛白粉煅烧尾气由煅烧尾气管道(1.1)进入高温袋式除尘器(1)脱除尾气中的粉尘和二噁英,过滤后烟气中粉尘浓度小于 $5\text{mg}/\text{Nm}^3$,二噁英去除率高达99%;

2) 烟气冷却:

a. 经过高温袋式过滤除尘器(1)的烟气进入烟气冷却器(2),烟气温度由400~420℃降低至300~330℃;热媒水低温侧管道(14)的低温水与高温烟气进行热源交换形成高温水,高温水由热媒水高温侧管道(15)进入烟气再热器(10);热媒水流量和温度根据系统热平衡情况来确定;

3) 废酸液浓缩:经过烟气冷却器(2)的烟气,进入文丘里酸液浓缩器(3)与酸液管(3.1)喷淋的硫酸溶液接触,烟气温度被降低至饱和状态,即60~80℃,同时废酸液中的水分被蒸发,废水液浓度由原始20%浓缩至30%进入预浓缩器酸液贮罐(4),通过硫酸循环泵(5)输送至厂区酸回收装置中进行回用;

4) 烟气脱硫:经过废酸浓缩后的尾气,在经过烟气脱硫一级塔(6)和烟气脱硫二级塔(7)时尾气中二氧化硫、三氧化硫和硫酸雾被去除,其中,脱硫的尾气中,二氧化硫浓度 $\leq 35\text{mg}/\text{Nm}^3$,三氧化硫去除率 $\geq 95\%$;

5) 烟气冷凝:烟气冷凝器(8)、冷却水低温侧管道(8.1)和冷却水高温侧管道(8.2)形成的冷却水循环系统;该系统采用温度为0~40℃的循环冷却水,通过烟气冷凝器(8)将脱硫

塔出口烟气温度由80℃降至55℃,同时降低烟气中的水分含量,然后经过一级平板除雾器(9)后进入至烟气再热器(10);由热媒水高温侧管道(15)的高温水进入烟气再热器(10)进行热源交换形成低温水并将脱硫后的烟气再升温至220℃,低温水由热媒水低温侧管道(14)进入烟气冷却器(2);

6) 烟气脱硝:脱硫后的烟气进入连续运行低温SCR脱硝反应器(11)中进行选择性催化还原反应进行脱硝;

7) 排放:脱硝后的烟气进入引风机(12)增压后由烟囱(13)排放。

7. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于:所述步骤1)中,钛白粉煅烧尾气中二氧化钛粉尘含量为10000~15000mg/m³,高温袋式除尘器(1)的温度为450℃,压力为±6kPa。

8. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于:所述步骤6)中,脱硝温度为200℃,脱除效率达到90%以上。

钛白粉回转窑煅烧尾气综合协同治理的系统及其方法

技术领域

[0001] 本发明涉及煅烧尾气处理领域,具体涉及一种钛白粉回转窑煅烧尾气综合协同治理的系统及其方法。

背景技术

[0002] 钛白粉是目前广泛使用的最主要的白色颜料,大量应用于涂料、造纸、油墨等领域,其需求量与GDP呈现正比例关系。目前全球钛白粉年产能可在500万吨以上,国内钛白粉年产能可在200万吨以上,售价约为15000-22000元/吨。在生产方法上,国内除少量生产厂采用氯化法外,其余大多数的生产厂采用硫酸法进行生产。当前硫酸法钛白生产过程中存在的一个比较突出的问题,是环保与节能。

[0003] 在回转窑内进行煅烧的过程中,会产生大量的煅烧尾气,该尾气温度高,含湿量大,其主要成分为二氧化碳、氮气、水蒸气、氧气等,较为典型的体积组成为二氧化碳5%、氮气58%、水蒸气30%、氧气7%,另有酸雾、SO₂、SO₃、NO_x、钛白粉粉尘等污染物,煅烧尾气温度高达300℃-400℃,通常含有酸雾1000-2000mg/Nm³,SO₃约10000mg/Nm³,SO₂浓度约5000mg/Nm³,钛粉尘浓度约10000mg/Nm³。

[0004] 对于钛白粉回转窑煅烧尾气的治理,国内也有人进行过一些研究,形成过一些专利,主要情况如下:

[0005] 1.申请号为200610039260.5的中国发明专利公开了一种硫酸法钛白粉生产过程中转窑煅烧尾气和稀硫酸综合利用的方法,该方法将钛白粉生产中产生的稀硫酸及转窑煅烧尾气接触进行热交换,将得到的预浓缩硫酸保温沉降后,利用其自身温度进行中温浓缩,再进行真空和冷却结晶,再与98%硫酸分别配制成生产钛白粉或普通过磷酸钙所需的浓度。该方法存在的问题是余热利用效率低,而且还要配套建设废酸浓缩装置,且预浓缩硫酸还需保温。

[0006] 2.申请号为200410041226.2的中国发明专利公开了一种钛白粉生产过程中产生的废硫酸、废气的回收方法,包括将钛白粉生产过程中产生的煅烧尾气及废硫酸送入“钛白粉炉窑煅烧尾气提浓烯硫酸石墨塔”中混合、气液接触、浓缩、将酸与其中含有的钛白粉分离、将酸液中无机盐结晶、分离,并进一步将酸液送入碳化硅蒸发器中,并在负压状态下蒸发除去部分水分,使酸浓度达80~90%。该方法存在的问题是工厂必须要配备有一套提浓烯硫酸的石墨塔,而且容易出现设备故障。

[0007] 3.申请号为200710030100.9的中国发明专利公开了一种废热制冷节能减排技术,首先将转窑煅烧废热通过热交换器将循环水转换成热源水,再将热源水输入到非电空调设备中用于制冷,后将非电空调设备制冷利用在钛白粉生产过程中的冷冻结晶工艺中,由非电空调设备制冷后产生的冷水进行循环使用。该方法存在的问题是热效率利用低,需要单独配置非电空调设备,而且与已有冷冻设备重复,增加投资。

[0008] 4.申请号为201010278103.6的中国发明专利公开了一种自动控制风机风量的回转窑烟气处理装置,涉及钛白粉生产中所用回转窑的烟气处理设备。主要结构是:一级旋风

除尘器连接回转窑,一级旋风除尘器连接二级旋风除尘器,二级旋风除尘器连接文氏管除尘器,文氏管除尘器连接酸雾洗涤塔,酸雾洗涤塔通过排气管连接烟囱,在排气管上安装有引风机,引风机上安装有变频器;在文氏管除尘器和酸雾洗涤塔的喷淋器和洗涤喷淋器分别连接给水管,给水管连接冷却沉淀池的供水栗,文氏管除尘器和酸雾洗涤塔底部的水池连接回水管,回水管连接冷却沉淀池。该方法存在的问题是没有进行热回收。

[0009] 5.申请号为201110036997.2的中国发明专利公开了一种硫酸法钛白粉生产中回转窑煅烧烟气热能利用的方法,它包括如下三个方面:

[0010] ①将回转煅烧窑中产生的煅烧尾气通过电除尘净化,干法收尘,回收的产品返回回转窑重新煅烧;

[0011] ②净化后的高温烟气一部分用生产过程中产生的浓度20%的废酸来喷淋,进行传质传热,蒸发废酸中水份,将废酸浓度提高至30%,废酸浓缩后的70-80℃的低温煅烧尾气再经电除雾系统净化,煅烧尾气达标外排;

[0012] ③净化后的另一部分煅烧尾气再返回回转煅烧窑回用,补充热量,调节窑内温度梯度。该方法存在的问题是热废气在废酸喷淋过程中热损失较大,余热利用效率低,而且煅烧尾气中的有害无用气体重新返回炉窑后,对煅烧工序造成不利影响;

[0013] 6.文献《钛白粉煅烧尾气处理工艺改进及余热利用的研究》(无机盐工业,2009年第4期)和文献《浅析钛白粉煅烧尾气的治理工艺》(中国化工贸易,2011年第9期)均介绍了一种简化钛白粉煅烧尾气处理流程、改善煅烧尾气排放效果的方法,通过将二次洗水用作煅烧尾气喷淋水,喷淋水回用作一次洗水,利用煅烧尾气余热,降低蒸汽的消耗。但该方法通过喷淋的方式利用余热的效率较低。

[0014] 目前,有部分钛白粉生产厂已经配套建设了环保处理设施,这些环保处理设施都是着眼于余热利用、粉尘治理、酸雾和二氧化硫脱除的方面,常见流程包括旋风收尘、文丘里喷淋系统、水洗塔、电除雾、烟囱等,这种传统方法存在诸多问题:

[0015] 1.煅烧尾气余热没有充分利用,

[0016] 2.以上所述各项污染物仍然难以达标排放,

[0017] 3.随着环保标准的逐步提高,粉尘、酸雾、SO₂和SO₃的排放要求日趋严格,原有的技术手段已经无法满足新标准的要求,

[0018] 4.新的环保标准对NO_x的排放、湿烟羽、二噁英的排放都提出了要求,而这三项指标在原来的技术手段中是没有包含的。

发明内容

[0019] 本发明提供了一种钛白粉回转窑煅烧尾气综合协同治理的系统及方法,该系统综合解决钛白粉煅烧尾气中酸雾、二氧化硫、三氧化硫、NO_x、粉尘、二噁英等污染物的达标排放的问题,还可以解决湿烟羽排放等重要课题和难题。

[0020] 为实现上述目的,本发明所设计一种钛白粉回转窑煅烧尾气综合协同治理的系统,所述系统包括高温袋式除尘器,所述高温袋式除尘器侧壁上外接有煅烧尾气管道,所述高温袋式除尘器通过管道连接有烟气冷却器,所述烟气冷却器与文丘里酸液浓缩器顶部连通,所述文丘里酸液浓缩器侧壁通过连接有酸液管与外置厂区酸液连接,所述文丘里酸液浓缩器底部设置有预浓缩器酸液贮罐,所述预浓缩器酸液贮罐侧壁通过回收管与厂区酸回

收装置连接;所述预浓缩器酸液贮罐侧壁通过管道依次连接有烟气脱硫一级塔和烟气脱硫二级塔;所述烟气脱硫二级塔通过管道连接有并排设置有烟气冷凝器、除雾器和烟气再热器;所述烟气冷凝器设有冷却水低温侧管道和冷却水高温侧管道形成冷却水循环系统;所述烟气冷却器和烟气再热器之间设有热媒水低温侧管道和热媒水高温侧管道形成热媒水循环系统;所述烟气再热器通过管道依次连接有低温SCR脱硝反应器和烟囱。

[0021] 进一步地,所述回收管上设置有稀硫酸回收泵。

[0022] 再进一步地,所述低温SCR脱硝反应器和烟囱的管道上设置有引风机。

[0023] 再进一步地,所述热媒水低温侧管道上设置有热媒水循环泵。

[0024] 再进一步地,所述高温袋式除尘器内部设置有滤管,所述滤管为陶瓷纤维或金属滤管,单个滤管外径为130~155mm,内径为100~120mm,长度为2.5~5m,滤管使用的温度范围为200~600℃。

[0025] 本发明还提供了一种利用上述装置进行钛白粉回转窑煅烧尾气尘、硫、硝、二噁英及湿烟羽综合协同治理的方法,包括以下步骤:

[0026] 1) 高温袋式过滤除尘:温度为200~450℃的钛白粉煅烧尾气由煅烧尾气管道进入高温袋式除尘器脱除尾气中的粉尘和二噁英,过滤后烟气中粉尘浓度小于5mg/Nm³,二噁英去除率高达99%;

[0027] 2) 烟气冷却:

[0028] a. 经过高温袋式过滤除尘器的烟气进入烟气冷却器,烟气温度由400~420℃降低至300~330℃;热媒水低温侧管道的低温水与高温烟气进行热源交换形成高温水,高温水由热媒水高温侧管道进入烟气再热器;热媒水流量和温度根据系统热平衡情况来确定;(烟气冷却器、热媒水低温侧管道、热媒水高温侧管道和烟气再热器形成热媒水循环系统,烟气冷却器中气水换热产生的热媒水用作脱硫后再热烟气的热源,将脱硫后的烟气温度提升至满足SCR脱硝系统所需,即利用原始烟气的热量,一方面达到脱硝的温度要求,另外一方面消除湿烟羽,无需再加入其它的热源,提高全厂的能源利用率)。

[0029] 3) 废酸液浓缩:经过烟气冷却器的烟气,进入文丘里酸液浓缩器与酸液管喷淋的硫酸溶液接触,烟气温度被降低至饱和状态,即60~80℃,同时废酸液中的水分被蒸发,废水液浓度由原始20%浓缩至30%进入预浓缩器酸液贮罐4,通过硫酸循环泵输送至厂区酸回收装置中进行回用;

[0030] 4) 烟气脱硫:经过废酸浓缩后的尾气(含有较多的二氧化硫、三氧化硫以及少量的硫酸雾),在经过烟气脱硫一级塔和烟气脱硫二级塔时尾气中二氧化硫、三氧化硫和硫酸雾被去除,其中,脱硫的尾气中,二氧化硫浓度 $\leq 35\text{mg}/\text{Nm}^3$,三氧化硫去除率 $\geq 95\%$;

[0031] 5) 烟气冷凝:烟气冷凝器、冷却水低温侧管道和冷却水高温侧管道形成的冷却水循环系统;该系统采用温度为0~40℃的循环冷却水,通过烟气冷凝器将脱硫塔出口烟气温度由80℃降至55℃,同时降低烟气中的水分含量,然后经过一级平板除雾器后进入至烟气再热器;由热媒水高温侧管道的高温水进入烟气再热器进行热源交换形成低温水并将脱硫后的烟气再升温至220℃,低温水由热媒水低温侧管道进入烟气冷却器;

[0032] 6) 烟气脱硝:脱硫后的烟气进入连续运行低温SCR脱硝反应器中进行选择性催化还原反应进行脱硝,

[0033] 7) 排放:脱硝后的烟气进入引风机增压后由烟囱排放。

[0034] 作为优选方案,所述步骤1)中,钛白粉煅烧尾气中二氧化钛粉尘含量为10000~15000mg/m³,高温袋式除尘器的温度为450℃,压力为±6kPa。

[0035] 作为优选方案,所述步骤6)中,脱硝温度为200℃,脱除效率为达到90%以上。

[0036] 本发明的原理:

[0037] 本发明系统中烟气冷却器选用的水媒式换热器,该换热器可采用ND钢、2205双相不锈钢、氟塑料、塑钢等材质。

[0038] 本发明系统中烟气脱硫一级塔和烟气脱硫二级塔采用1级或2级湿法脱硫塔(湿法脱硫工艺采用石灰石-石膏法脱硫、石灰-石膏法脱硫、电石渣-石膏法脱硫、氧化镁法脱硫等各种湿法脱硫工艺),脱硫塔为喷淋空塔,塔内依次为塔釜浆液池、烟气均布装置、喷淋层、除雾器等,脱硫剂可采用石灰石、石灰、电石渣、氧化镁等。

[0039] 本发明的方法中湿法脱硫工艺采用石灰石-石膏法脱硫、石灰-石膏法脱硫、电石渣-石膏法脱硫、氧化镁法脱硫等各种湿法脱硫工艺。

[0040] 本发明的方法采用烟气冷凝工艺对湿法脱硫后的烟气进行冷凝,冷凝方法可采用水媒式换热器进行降温冷凝,也可采用冷却水直接喷淋进行降温冷凝,目的都是使脱硫后的饱和烟气温度降低,从而析出其中的水分。

[0041] 本发明采用烟气再热工艺对冷凝后的烟气进行加热升温,将烟气温度至少升到满足SCR脱硝的反应温度。再热方法可采用水媒式换热器进行升温,热媒水可取自于冷却器的热水,再热方法还采用蒸汽加热等其他热源。

[0042] 本发明脱硝采用的SCR脱硝工艺,脱硝系统布置在脱硫系统、冷凝系统和再热系统之后,催化剂选用低温催化剂。引风机安装在脱硝系统之后,经处理达到环保排放标准的烟气经过引风机增压后可以直接进入烟囱,从而排放至大气。

[0043] 本发明的有益效果:

[0044] 1) 本发明能够实现钛白粉煅烧尾气中酸雾、SO₃、SO₂、粉尘、NO_x,二噁英等污染物的达标排放。

[0045] 2) 本发明先除尘,再脱硫和脱硝,可以有效的避免粉尘及三氧化硫对脱硝催化剂的寿命的影响,也可以避免脱硝系统产生大量硫酸铵结晶对除尘、脱硫和换热器造成影响。

[0046] 3) 本发明引风机后置可以有效避免煅烧尾气对引风机的叶轮的磨损及腐蚀。

[0047] 4) 本发明可以有效解决当前热门的有色烟羽问题。

[0048] 5) 本发明可以有效的利用煅烧尾气的热量,一部分用来浓缩稀硫酸,另一部分用来加热烟气,脱出污染物等。

[0049] 6) 本发明可以回收煅烧尾气中含有的水分,降低钛白粉生产单位的整体水耗,节约用水。

附图说明

[0050] 图1为钛白粉回转窑煅烧尾气综合协同治理的系统的示意图;

[0051] 图中,高温袋式除尘器1、煅烧尾气管道1.1、烟气冷却器2、文丘里酸液浓缩器3、酸液管3.1、预浓缩器酸液贮罐4、回收管4.1、稀硫酸回收泵5、烟气脱硫一级塔6、烟气脱硫二级塔7、烟气冷凝器8、冷却水低温侧管道8.1、冷却水高温侧管道8.2、除雾器9、烟气再热器10、低温SCR脱硝反应器11、引风机12、烟囱13、热媒水低温侧管道14、热媒水循环泵14.1、热

媒水高温侧管道15。

具体实施方式

[0052] 下面结合具体实施例对本发明作进一步的详细描述,以便本领域技术人员理解。

[0053] 如图1所示的钛白粉回转窑煅烧尾气综合协同治理的系统,系统包括高温袋式除尘器1,高温袋式除尘器1内部设置有滤管,滤管为陶瓷纤维或金属滤管,单个滤管外径为130~155mm,内径为100~120mm,长度为2.5~5m,滤管使用的温度范围为200~600℃。

[0054] 高温袋式除尘器1侧壁上外接有煅烧尾气管道1.1,高温袋式除尘器1通过管道连接有烟气冷却器2,烟气冷却器2与文丘里酸液浓缩器3顶部连通,文丘里酸液浓缩器3侧壁通过连接有酸液管3.1与外置厂区酸液连接,文丘里酸液浓缩器3底部设置有预浓缩器酸液贮罐4,预浓缩器酸液贮罐4侧壁通过回收管4.1与厂区酸回收装置连接;回收管4.1上设置有稀硫酸回收泵5;

[0055] 预浓缩器酸液贮罐4侧壁通过管道依次连接有烟气脱硫一级塔6和烟气脱硫二级塔7;烟气脱硫二级塔7通过管道连接有并排设置有烟气冷凝器8、除雾器9和烟气再热器10;烟气冷凝器8设有冷却水低温侧管道8.1和冷却水高温侧管道8.2形成冷却水循环系统;烟气冷却器2和烟气再热器10之间设有热媒水低温侧管道14和热媒水高温侧管道15形成热媒水循环系统;热媒水低温侧管道14上设置有热媒水循环泵14.1;烟气再热器10通过管道依次连接有低温SCR脱硝反应器11和烟囱13;低温SCR脱硝反应器11和烟囱13的管道上设置有引风机12。

[0056] 利用上述装置进行钛白粉回转窑煅烧尾气尘、硫、硝、二噁英及湿烟羽综合协同治理的方法,包括以下步骤:

[0057] 1) 高温袋式过滤除尘:温度为200~450℃的钛白粉煅烧尾气由煅烧尾气管道1.1进入温度为450℃,压力为±6kPa的高温袋式除尘器1脱除尾气中的粉尘和二噁英,过滤后烟气中粉尘浓度小于5mg/Nm³,二噁英去除率高达99%;其中,钛白粉煅烧尾气烟气参数如下表1所示:

[0058] 表1烟气参数表

[0059]

序号	名称	单位	数量	
1	原始烟气体积流量	m ³ /h	310000	
2	原始烟气标态体积流量	Nm ³ /h	121559	
3	行业基准含氧量	%	7	
4	烟气初始压力	KPa	100.825	
5	当地平均大气压力	KPa	101.325	
6	原始烟气温度	℃	420	
7	烟气CO ₂ 含量	Vol%	5	
8	烟气H ₂ O含量	Vol%	30.00	
9	烟气N ₂ 含量	Vol%	58	
10	烟气O ₂ 含量	Vol%	7	
11	烟气SO ₂ 含量	mg/Nm ³	5000	
12	烟气SO ₃ 含量	mg/Nm ³	8000	

13	烟气NO _x 含量	mg/Nm ³	300	
14	烟气酸雾含量	mg/Nm ³	2000	
15	烟气粉尘含量	mg/Nm ³	10000	粉尘成分TiO ₂

[0060] 2) 烟气冷却:

[0061] a. 经过高温袋式过滤除尘器1的烟气进入烟气冷却器2, 烟气温度由400~420℃降低至300~330℃; 热媒水低温侧管道14的低温水与高温烟气进行热源交换形成高温水, 高温水由热媒水高温侧管道15进入烟气再热器10; 热媒水流量和温度根据系统热平衡情况来确定;

[0062] 3) 废酸液浓缩: 经过烟气冷却器2的烟气, 进入文丘里酸液浓缩器3与酸液管3.1喷淋的硫酸溶液接触, 烟气温度被降低至饱和状态, 即60~80℃, 同时废酸液中的水分被蒸发, 废水液浓度由原始20%浓缩至30%进入预浓缩器酸液贮罐4, 通过硫酸循环泵5输送至厂区酸回收装置中进行回用;

[0063] 4) 烟气脱硫: 经过废酸浓缩后的尾气(含有较多的二氧化硫、三氧化硫以及少量的硫酸雾), 在经过烟气脱硫一级塔6和烟气脱硫二级塔7时尾气中二氧化硫、三氧化硫和硫酸雾被去除, 其中, 脱硫的尾气中, 二氧化硫浓度 $\leq 35\text{mg}/\text{Nm}^3$, 三氧化硫去除率 $\geq 95\%$;

[0064] 5) 烟气冷凝: 烟气冷凝器8、冷却水低温侧管道8.1和冷却水高温侧管道8.2形成的冷却水循环系统; 该系统采用一定温度(0~40℃)的循环冷却水, 通过烟气冷凝器8将脱硫塔出口烟气温度由80℃降至55℃, 同时降低烟气中的水分含量, 然后经过一级平板除雾器9后进入至烟气再热器10, 由热媒水高温侧管道15的高温水进入烟气再热器10进行热源交换形成低温水并将脱硫后的烟气再升温至220℃, 低温水由热媒水低温侧管道14进入烟气冷却器2;

[0065] 6) 烟气脱硝: 脱硫后的烟气进入连续运行低温SCR脱硝反应器11中进行选择性催化还原反应进行脱硝, 其中, 脱硝温度为200℃, 脱除效率达到90%以上;

[0066] 7) 排放: 脱硝后的烟气进入引风机12增压后由烟囱13排放, 其中烟囱13方案后排放烟气达到如下技术指标:

[0067]

序号	指标项目	单位	指标数值
1	最终排放SO ₂ 浓度	mg/Nm ³	35
2	最终排放NO _x 浓度	mg/Nm ³	50
3	最终排放酸雾浓度	mg/Nm ³	10
4	最终排放粉尘浓度	mg/Nm ³	5
5	排烟温度	℃	180

[0068] 其它未详细说明的部分均为现有技术。尽管上述实施例对本发明做出了详尽的描述, 但它仅仅是本发明一部分实施例, 而不是全部实施例, 人们还可以根据本实施例在不经创造性前提下获得其他实施例, 这些实施例都属于本发明保护范围。

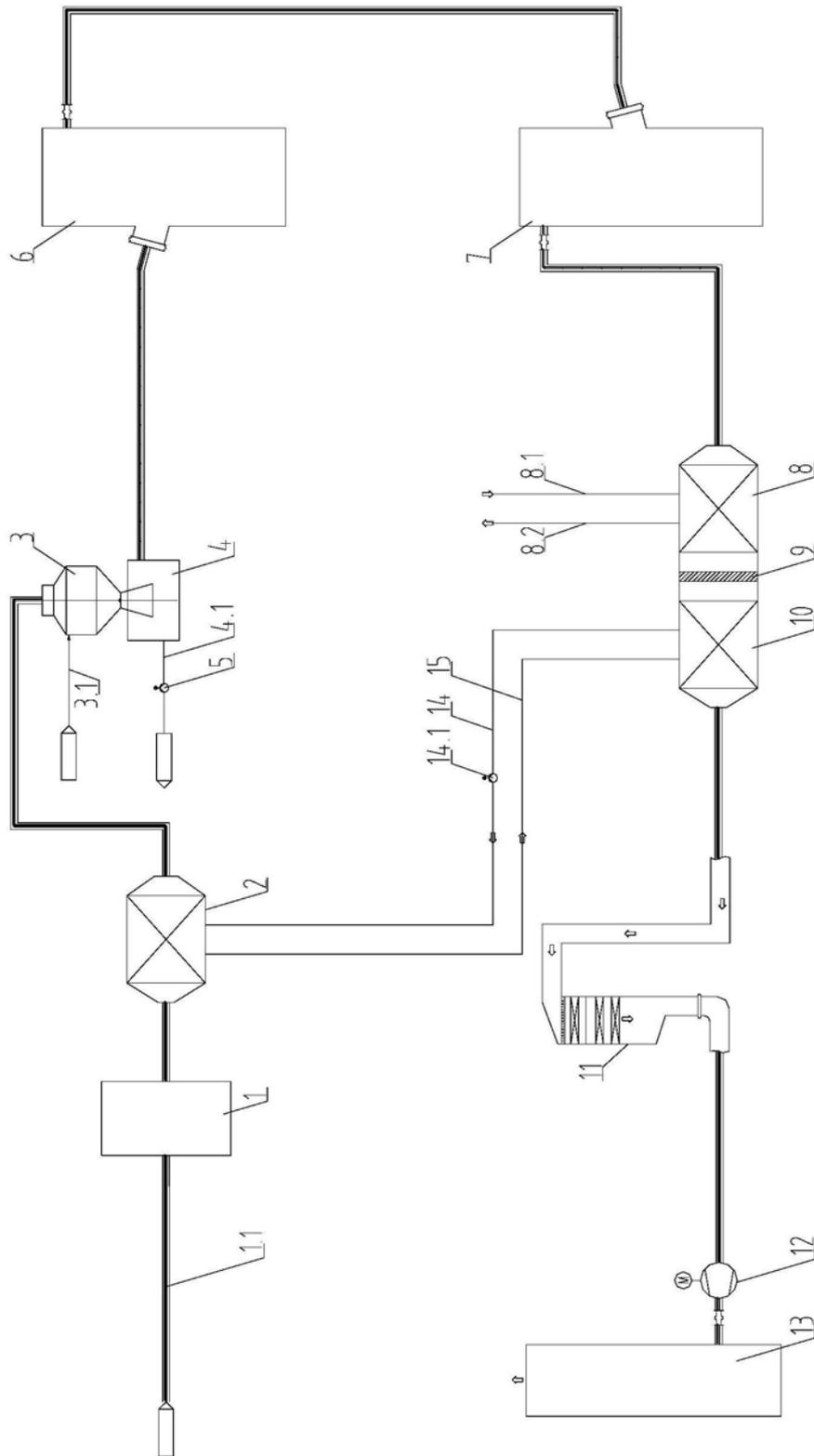


图1