



(12)实用新型专利

(10)授权公告号 CN 206652377 U

(45)授权公告日 2017. 11. 21

(21)申请号 201720166417.4

(22)申请日 2017.02.23

(73)专利权人 宜昌东圣磷复肥有限责任公司

地址 444200 湖北省宜昌市远安县荷花镇  
分水村三组

(72)发明人 王建国 胡先华 向定卫 贾圣龙  
朱德兵 张涛

(74)专利代理机构 宜昌市慧宜专利商标代理事  
务所(特殊普通合伙) 42226

代理人 彭娅

(51) Int. Cl.

B01D 53/78(2006.01)

B01D 53/50(2006.01)

C05C 3/00(2006.01)

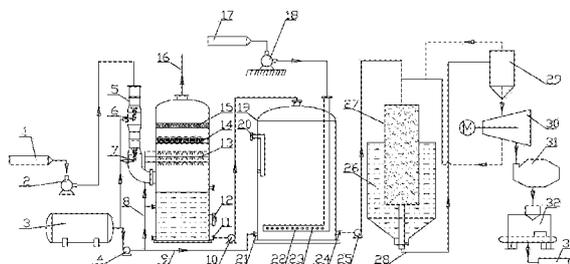
权利要求书1页 说明书6页 附图1页

(54)实用新型名称

氨-肥法脱硫系统

(57)摘要

本实用新型涉及氨-肥法脱硫系统,它包括与锅炉相连的烟气系统,所述烟气系统与用于烟气净化吸收的吸收循环系统相连,所述吸收循环系统包括预洗塔和脱硫塔组成吸收烟气中的酸性气体,所述脱硫塔与用于脱硫吸收液氧化回收的氧化系统相连,所述氧化系统的出液口与硫酸铵后处理系统相连,所述硫酸铵后处理系统包括用于浆液的冷却浓缩系统以及用于硫酸铵晶体干燥和包装的干燥包装系统。此回收系统能够对硫酸尾气进行充分的吸收和净化,使其达到严格的排放标准,采用脱硫和吸收液氧化相分离的氨-肥法工艺使得氨肥的转化率得到了很大的提高,而且在转化过程中能够降低能源的消耗,降低了生产成本。



1. 氨-肥法脱硫系统,其特征在于:它包括与锅炉相连的烟气系统,所述烟气系统与用于烟气净化吸收的吸收循环系统相连,所述吸收循环系统包括预洗塔和脱硫塔组成吸收烟气中的酸性气体,所述脱硫塔与用于脱硫吸收液氧化回收的氧化系统相连,所述氧化系统的出液口与硫酸铵后处理系统相连,所述硫酸铵后处理系统包括用于浆液的冷却浓缩系统以及用于硫酸铵晶体干燥和包装的干燥包装系统。

2. 根据权利要求1所述的氨-肥法脱硫系统,其特征在于:所述烟气系统包括锅炉烟气管道(1),所述锅炉烟气通道通过引风机(2)与吸收循环系统的预洗塔相连。

3. 根据权利要求1或2所述的氨-肥法脱硫系统,其特征在于:所述预洗塔采用外置式动力波式湍冲洗涤塔,它包括湍冲管(5),所述湍冲管(5)的内部从上至下依次安装有一级动力波逆喷管(6)和一级动力波逆喷管(7),所述一级动力波逆喷管(6)和一级动力波逆喷管(7)与液氨储存罐(3)相连。

4. 根据权利要求1所述的氨-肥法脱硫系统,其特征在于:所述脱硫塔内部设置有多层喷淋管(13),所述喷淋管(13)通过喷淋液氨管(8)与液氨储存罐(3)相连,所述喷淋管(13)的上层设置有泡罩(14),所述泡罩(14)的上层设置有除雾器(15),在脱硫塔的顶部设置有烟气出口(16),在脱硫塔的底部设置有人孔(12)和吸收液出口(11)。

5. 根据权利要求1所述的氨-肥法脱硫系统,其特征在于:所述氧化系统包括氧化调节槽(19),所述氧化调节槽(19)的进液口与脱硫塔的吸收液出口(11)通过吸收液排出泵(10)相连,所述氧化调节槽(19)内部安装有曝气管(22),所述曝气管(22)通过氧化风机(18)与大气管(17)相连通,所述氧化调节槽(19)的内壁上部安装有溢流管(20),在氧化调节槽(19)的底部设置有液氨注入口(21),所述液氨注入口(21)通过液氨氧化吸收管(9)与液氨储存罐(3)相连,在液氨氧化吸收管(9)上安装有液氨输出泵(4),所述氧化调节槽(19)的底部设置有浆液出口(24)。

6. 根据权利要求1所述的氨-肥法脱硫系统,其特征在于:所述冷却浓缩系统包括浓缩罐(27),所述浓缩罐(27)通过氧化液排出泵(25)与氧化系统的浆液出口(24)相连,所述浓缩罐(27)设置在水浴冷却罐(26)内部。

7. 根据权利要求1所述的氨-肥法脱硫系统,其特征在于:所述干燥包装系统包括旋流器(29),所述旋流器(29)通过浓缩液出料管(28)与冷却浓缩系统的浓缩罐(27)相连,所述旋流器(29)之后连接有离心机(30),所述离心机(30)之后连接有干燥机(31),所述干燥机(31)与包装机(32)相连,所述包装机(32)与用于成品运输的运输机(33)相连。

8. 根据权利要求5所述的氨-肥法脱硫系统,其特征在于:所述曝气管(22)的底部加工有多个并排的曝气孔(23)。

## 氨-肥法脱硫系统

### 技术领域

[0001] 本实用新型属于硫酸生产工艺技术领域,特别是涉及一种氨-肥法脱硫系统,适用于硫酸生产工艺中尾气脱硫液的氧化再回收利用。

### 背景技术

[0002] 氨法脱硫工艺是采用氨水做吸收剂除去尾气中的SO<sub>2</sub>的工艺,70年代初,日本与意大利等国开始研制氨法脱硫工艺并相继获得成功。但由于技术经济等方面的原因在世界上应用较少,进入90年代后,随着技术的进步和对氨法脱硫观念的转变,氨法脱硫技术的应用呈逐步上升的趋势。

[0003] 通过对国内外脱硫技术以及国内电力行业引进脱硫工艺试点厂情况的分析研究,目前脱硫方法一般可划分为燃烧前脱硫、燃烧中脱硫和燃烧后脱硫等3类。

[0004] 其中燃烧后脱硫,又称烟气脱硫(简称FGD),在FGD技术中,按脱硫剂的种类划分,可分为以下五种方法:以CaCO<sub>3</sub>(石灰石)为基础的钙法,以MgO为基础的镁法,以Na<sub>2</sub>SO<sub>3</sub>为基础的钠法,以NH<sub>3</sub>为基础的氨法,以有机碱为基础的有机碱法,针对本套系统处理要求,选择氨法脱硫。

[0005] 氨法脱硫工艺皆是根据氨与SO<sub>2</sub>、水反应成脱硫产物的基本机理而进行的,主要有湿式氨法、电子束氨法、脉冲电晕氨法、简易氨法等。湿式氨法是目前较成熟的、已工业化的氨法脱硫工艺,并且湿式氨法既脱硫又脱氮。湿式氨法工艺过程一般分成三大步骤:脱硫吸收、中间产品处理、副产品制造。根据过程和副产物的不同,湿式氨法又可分为氨-肥法、氨-酸法、氨-亚硫酸铵法等。

[0006] 但是目前常用的氨-肥法脱硫存在以下几个方面的不足:

[0007] (1) 采用氨法脱硫工艺中,通常采用的吸收塔无法很好的对硫酸厂排放的烟气进行吸收,进而严重影响了吸收效率,无法达到最终的尾气净化目的,同时也会影响后续的氨-肥转化效率;

[0008] (2) 目前还没有成套的氨-肥转化生产线,原有的只有脱硫工艺,而没有后续的氨肥转化产线,这样就需要对传统的产线进行改造,进而增大了施工成本,同时也增大了作业人员的劳动强度;

[0009] (3) 目前的硫酸吸收液转化成氨肥没有统一标准的氧化装置,导致其转化效率无法得到很好的控制,严重影响了其经济效率。

[0010] 虽然在CN 102850092 A中公开了一种氨法烟气脱硫生产硫酸铵化肥的工艺及装置,上述的装置中将脱硫过程和吸收液氧化过程在吸收塔内部一次转化,这样就造成了最终形成的氨肥中含有大量的尾气中的杂质,影响了产品的纯度,而且采用传统的脱硫塔结构,其脱硫效果无法得到很好的保证;

[0011] 在CN 103252158 A中也公开了一种脱硫系统及其脱硫工艺,此系统本质上主要解决了烟气脱硫的问题,但是其脱硫装置还是采用传统的脱硫塔,只进行一次净化脱硫,还是无法达到彻底的脱硫效果,其尾气的排放以无法适应当今严格的尾气排放标准,不利于环

保。

### 实用新型内容

[0012] 本实用新型的目的是提供一种氨-肥法脱硫系统,此回收系统能够对硫酸尾气进行充分的吸收和净化,使其达到严格的排放标准,采用脱硫和吸收液氧化相分离的氨-肥法工艺使得氨肥的转化率得到了很大的提高,而且在转化过程中能够降低能源的消耗,降低了生产成本。

[0013] 为达到上述目的,本实用新型的设计方案是:氨-肥法脱硫系统,它包括与锅炉相连的烟气系统,所述烟气系统与用于烟气净化吸收的吸收循环系统相连,所述吸收循环系统包括预洗塔和脱硫塔组成吸收烟气中的酸性气体,所述脱硫塔与用于脱硫吸收液氧化回收的氧化系统相连,所述氧化系统的出液口与硫酸铵后处理系统相连,所述硫酸铵后处理系统包括用于浆液的冷却浓缩系统以及用于硫酸铵晶体干燥和包装的干燥包装系统。

[0014] 所述烟气系统包括锅炉烟气管道,所述锅炉烟气通道通过引风机与吸收循环系统的预洗塔相连。

[0015] 所述预洗塔采用外置式动力波式湍冲洗涤塔,它包括湍冲管,所述湍冲管的内部从上至下依次安装有一级动力波逆喷管和一级动力波逆喷管,所述一级动力波逆喷管和一级动力波逆喷管与液氨储存罐相连。

[0016] 所述脱硫塔内部设置有多层喷淋管,所述喷淋管通过喷淋液氨管与液氨储存罐相连,所述喷淋管的上层设置有泡罩,所述泡罩的上层设置有除雾器,在脱硫塔的顶部设置有烟气出口,在脱硫塔的底部设置有人孔和吸收液出口。

[0017] 所述氧化系统包括氧化调节槽,所述氧化调节槽的进液口与脱硫塔的吸收液出口通过吸收液排出泵相连,所述氧化调节槽内部安装有曝气管,所述曝气管通过氧化风机与大气管相连接,所述氧化调节槽的内壁上上部安装有溢流管,在氧化调节槽的底部设置有液氨注入口,所述液氨注入口通过液氨氧化吸收管与液氨储存罐相连,在液氨氧化吸收管上安装有液氨输出泵,所述氧化调节槽的底部设置有浆液出口。

[0018] 所述冷却浓缩系统包括浓缩罐,所述浓缩罐通过氧化液排出泵与氧化系统的浆液出口相连,所述浓缩罐设置在水浴冷却罐内部。

[0019] 所述干燥包装系统包括旋流器,所述旋流器通过浓缩液出料管与冷却浓缩系统的浓缩罐相连,所述旋流器之后连接有离心机,所述离心机之后连接有干燥机,所述干燥机与包装机相连,所述包装机与用于成品运输的运输机相连。

[0020] 所述曝气管的底部加工有多个并排的曝气孔。

[0021] 本实用新型有如下有益效果:

[0022] 1、主装置来的烟气进入脱硫塔后,首先被洗涤降温,然后用氨吸收液循环吸收烟气中的 $\text{SO}_2$ 生产亚硫酸铵。脱硫后的净烟气经除雾后,脱硫效率大于95%,水雾量小于 $75\text{mg}/\text{Nm}^3$ ,回烟囱排放或直排。进而起到了对尾气吸收净化的目的。

[0023] 2、吸收剂氨与吸收循环液混合后进入吸收塔,吸收烟气中的 $\text{SO}_2$ 形成亚硫酸铵溶液。通过形成亚硫酸铵溶液为后续的氨肥生产提供原料。

[0024] 3、亚硫酸铵溶液在吸收塔底部被鼓入的空气氧化成硫酸铵溶液,硫酸铵溶液在洗涤降温过程中自身得到浓缩。浓缩后的硫酸铵溶液送入硫酸铵装置。

[0025] 4、含固浆液送至旋流器、离心机进行固液分离,形成湿硫铵,母液回脱硫系统;湿硫铵经干燥机干燥后进包装机包装即可得到商品硫铵。

### 附图说明

[0026] 下面结合附图和实施例对本实用新型作进一步说明。

[0027] 图1为本实用新型整体结构示意图。

[0028] 图中:锅炉烟气管道1、引风机2、液氨储存罐3、液氨输出泵4、湍冲管5、一级动力波逆喷管6、一级动力波逆喷管7、喷淋液氨管8、液氨氧化吸收管9、吸收液排出泵10、吸收液出口11、人孔12、喷淋管13、泡罩14、除雾器15、烟气出口16、大气管17、氧化风机18、氧化调节槽19、溢流管20、液氨注入口21、曝气管22、浆液出口24、氧化液排出泵25、水浴冷却罐26、浓缩罐27、浓缩液出料管28、旋流器29、离心机30、干燥机31、包装机32、运输机33。

### 具体实施方式

[0029] 下面结合附图对本实用新型的实施方式做进一步的说明。

[0030] 参加图1,氨-肥法脱硫系统,它包括与锅炉相连的烟气系统,所述烟气系统与用于烟气净化吸收的吸收循环系统相连,所述吸收循环系统包括预洗塔和脱硫塔组成吸收烟气中的酸性气体,所述脱硫塔与用于脱硫吸收液氧化回收的氧化系统相连,所述氧化系统的出液口与硫酸铵后处理系统相连,所述硫酸铵后处理系统包括用于浆液的冷却浓缩系统以及用于硫酸铵晶体干燥和包装的干燥包装系统。采用上述的工艺系统能够通过氨-肥法生成铵,在对硫酸尾气进行处理的同时,提高了资源利用率。

[0031] 进一步的,所述烟气系统包括锅炉烟气管道1,所述锅炉烟气通道通过引风机2与吸收循环系统的预洗塔相连。整套脱硫系统烟气阻力小于1800Pa,由位于FGD系统上游的玻璃钢引风机提供,使整个FGD系统为正压操作。烟道留有适当的取样接口、试验接口和人孔。烟道采用FRP材质,厚度不小于6mm。

[0032] 进一步的,所述预洗塔采用外置式动力波式湍冲洗涤塔,它包括湍冲管5,所述湍冲管5的内部从上至下依次安装有一级动力波逆喷管6和一级动力波逆喷管7,所述一级动力波逆喷管6和一级动力波逆喷管7与液氨储存罐3相连。

[0033] 进一步的,所述脱硫塔内部设置有多层喷淋管13,所述喷淋管13通过喷淋液氨管8与液氨储存罐3相连,所述喷淋管13的上层设置有泡罩14,所述泡罩14的上层设置有除雾器15,在脱硫塔的顶部设置有烟气出口16,在脱硫塔的底部设置有人孔12和吸收液出口11。

[0034] 进一步的,所述脱硫塔按适宜的液气比设计,约 $2.5\text{L}/\text{m}^3$ ,整体玻璃钢结构。塔内安装有喷淋层和除雾器及冲洗水管等内构件。该塔型具有结构简单,阻力小,塔体不易堵塞,维护方便,脱硫效率高等特点。

[0035] 进一步的,喷淋层共设三层,喷嘴采用碳化硅螺旋喷嘴,喷淋管道采用FRP玻璃钢管道,每层设10-15个喷嘴,喷淋角度 $90^\circ$ ,布置方式为均匀布置,喷淋层间距1.8m,交错 $45^\circ$ 布置,使喷淋层之间不会相互干扰,并保证液滴的均匀分布。改善气液接触条件,提高脱硫效率。

[0036] 进一步的,除雾层需用丝网型捕沫器,避免烟气带水过多。除雾器冲洗喷嘴为PP材质,实心锥喷嘴,冲洗水管为PP管道,冲洗装置定时冲洗除雾器。

[0037] 采用上述的吸收循环系统,工作过程中,尾气先进入预洗塔,在逆喷管内,与向上的循环吸收浆液逆向接触,形成泡沫区,在泡沫区内气液之间发生高效传质传热过程,二氧化硫气体及含硫酸雾被脱除大部分,经过泡沫区的气体方向再经过一层除雾器除雾后,去除部分水分,气体通过塔顶出塔至脱硫塔。

[0038] 烟气进入喷淋层,亚硫酸铵/硫酸铵浆液通过喷淋层的雾化喷嘴,向吸收塔下方成雾罩形状喷射,形成液雾高度叠加的喷淋区,下降的浆液雾滴与上升的烟气形成逆向流,烟气与喷淋的浆液在气液相接触界面产生化学反应, $\text{SO}_2$ 气体被大量吸收,使烟气得到净化。同时,烟气中包含的大部分的固体尘粒也被洗涤分离。

[0039] 经脱硫吸收后的浆液落入塔底的浆液池中,通过循环泵将浆液池中的浆液送至塔上部的喷嘴层喷淋脱硫。浆液经系列分配管上连接的喷嘴向下喷出粒径细小、化学反应活性高的浆液雾,对由下向上流过吸收塔的含硫烟气进行洗涤。

[0040] 吸收塔塔底部为循环槽,槽内循环吸收液pH控制在5.0~6.0之间。根据喷淋液的pH,自动调节加入氨水液量。使 $\text{SO}_2$ 吸收液的pH值较高,而循环液的pH值较低。控制吸收塔循环吸收液的浓度在一个较低的水平上,以保证有足够的吸收效率。

[0041] 进一步的,所述氧化系统包括氧化调节槽19,所述氧化调节槽19的进液口与脱硫塔的吸收液出口11通过吸收液排出泵10相连,所述氧化调节槽19内部安装有曝气管22,所述曝气管22通过氧化风机18与大气管17相连接,所述氧化调节槽19的内壁上上部安装有溢流管20,在氧化调节槽19的底部设置有液氨注入口21,所述液氨注入口21通过液氨氧化吸收管9与液氨储存罐3相连,在液氨氧化吸收管9上安装有液氨输出泵4,所述氧化调节槽19的底部设置有浆液出口24。

[0042] 由于烟气中氧气含量很少,在没有鼓入空气时,循环吸收浆液主要是由 $\text{SO}_3^{2-}$ 、 $\text{HSO}_3^-$ 和少量 $\text{SO}_4^{2-}$ 组成的缓冲液系统。而 $\text{SO}_3^{2-}$ 、 $\text{HSO}_3^-$ 离子的存在,将会产生同离子效应,降低 $\text{SO}_2$ 的吸收速率,需氧化去除 $\text{SO}_3^{2-}$ 、 $\text{HSO}_3^-$ 。同时亚硫酸铵化学性质不稳定,一方面会缓慢分解释放出 $\text{SO}_2$ ,另一方面会吸收水中或空气中的氧气,缓慢氧化成为硫酸铵,增加脱硫废液的化学需氧量(COD)。由于烟气中本身所含的氧量不足以氧化 $\text{SO}_3^{2-}$ 、 $\text{HSO}_3^-$ ,故在氧化调节槽19设有曝气管22,氧化空气经过塔底分布系统,把空气送入吸收塔浆液池。在紊流的作用下,空气流被分散成微细的气泡并充分混合在浆液中,增大气液接触界面,保证氧化反应高速率完成。

[0043] 在脱硫过程中不断向吸收塔浆液池中鼓入空气使 $\text{HSO}_3^-$ 和 $\text{SO}_3^{2-}$ 离子发生氧化反应,氧化形成硫酸铵。

[0044] 进一步的,所述冷却浓缩系统包括浓缩罐27,所述浓缩罐27通过氧化液排出泵25与氧化系统的浆液出口24相连,所述浓缩罐27设置在水浴冷却罐26内部。通过浓缩之后的硫酸铵浆液其浓度得到进一步的提高,方便其结晶形成晶体析出。

[0045] 进一步的,所述干燥包装系统包括旋流器29,所述旋流器29通过浓缩液出料管28与冷却浓缩系统的浓缩罐27相连,所述旋流器29之后连接有离心机30,所述离心机30之后连接有干燥机31,所述干燥机31与包装机32相连,所述包装机32与用于成品运输的运输机33相连。

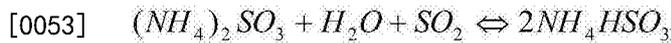
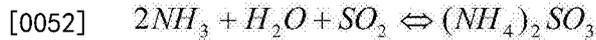
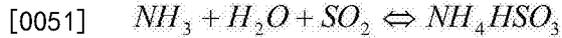
[0046] 进一步的,所述曝气管22的底部加工有多个并排的曝气孔23。

[0047] 本实用新型的工作原理：

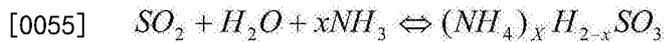
[0048] 氨法脱硫工艺是用氨吸收烟气中的二氧化硫，吸收液经空气氧化生成硫酸铵，再经自然饱和结晶析出硫酸铵，离心脱水、干燥后得产品。主要包括吸收、氧化和结晶等过程。

[0049] (1) 吸收

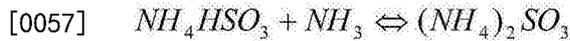
[0050] 在吸收塔中，烟气中的SO<sub>2</sub>与氨吸收接触后，发生如下反应



[0054] 总反应式为：



[0056] 湿式氨法吸收实际上是利用(NH<sub>4</sub>)<sub>x</sub>H<sub>2-x</sub>SO<sub>3</sub>不断循环的过程来吸收烟气中的SO<sub>2</sub>，在吸收过程中所生成的酸式盐NH<sub>4</sub>HSO<sub>3</sub>对SO<sub>2</sub>不具有吸收能力，随着吸收过程的进行，吸收液中的NH<sub>4</sub>HSO<sub>3</sub>数量增多，吸收液的吸收能力下降，因此需向吸收液中补充氨，使部分NH<sub>4</sub>HSO<sub>3</sub>转化为(NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>SO<sub>3</sub>，保持吸收液中(NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>SO<sub>3</sub>的浓度比例相对稳定以保持吸收液的吸收能力。



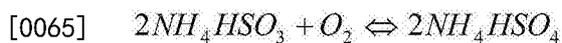
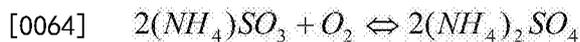
[0058] 同时烟气中含有的SO<sub>3</sub>、HCl等酸性气体也会同时被吸收剂吸收，发生如下反应：



[0061] 因此，在氨法脱硫工艺中吸收塔的吸收段将烟气中的SO<sub>2</sub>吸收，得到亚硫酸铵或亚硫酸氢铵中间品及少量硫酸铵。

[0062] (2) 氧化

[0063] 氧化过程实际上是用压缩空气中氧气在吸收塔底部的氧化池将吸收液中的亚硫酸盐转变为硫酸盐，主要的氧化反应如下：



[0067] 总反应式为：



[0069] (3) 结晶

[0070] 氧化后的吸收液经加热蒸发，形成过饱和溶液，硫酸铵从溶液中结晶析出，经过过滤器、离心机脱水过滤得副产品硫酸铵晶体。

[0071] 本实用新型的工艺流程：

[0072] 本烟气脱硫项目采用氨法工艺，用约10%的氨水溶液吸收烟气中的二氧化硫及部分硫酸液滴，循环吸收至一定浓度后，打入塔外氧化槽内氧化生成硫酸铵浆液，硫铵浆液送入车间作为配料母液；脱硫后的净烟气按照设计条件进行操作，由脱硫塔顶新建烟囱直接排放。整套工艺系统包括烟气系统、吸收循环系统、氧化系统和硫酸铵后处理系统。

[0073] 鉴于对环境保护的高起点高要求，正常条件下脱硫效率要求大于95%，在遇到工

况条件变化,出现突发情况发生较大波动的时候,吸收塔操作负荷可能无法满足,相应的吸收效果也就无法达到,所以在脱硫塔前,先将烟气预洗净化,再进入脱硫塔吸收,可安全达标排放。故烟气吸收系统配置两台吸收塔串联吸收,分为预洗塔和脱硫塔。

[0074] 本方案设计工艺流程如下:

[0075] 尾气先进入预洗塔,在逆喷管内,与向上的循环吸收浆液逆向接触,形成泡沫区,在泡沫区内气液之间发生高效传质传热过程,二氧化硫气体及含硫酸雾被脱除大部分,经过泡沫区的气体方向再经过一层除雾器除雾后,去除部分水分,气体通过塔顶出塔至脱硫塔。

[0076] 整个系统操作是通过三大指标控制实现,即PH值控制、密度控制及液位控制。总之,前提要求操作简单,运行稳定。预洗涤塔循环浆液的PH值控制在6.5左右,对SO<sub>2</sub>只是预吸收,其作用主要是使用烟气降温除尘,对吸收液进行浓缩。湍冲装置对于工况波动较大的情况具有良好的适应性,可根据压力检测或者进口浓度检测,调节进入湍冲喷嘴的循环液流量,用以匹配尾气的波动变化,可保证预洗塔的吸收效率,使得进入脱硫塔内的。由于循环吸收,参与反应的(NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>SO<sub>3</sub>起到主要的吸收作用,但经过一定周期后,塔内不起吸收作用的NH<sub>4</sub>H<sub>2</sub>SO<sub>3</sub>浓度会不断提高,不利于系统的操作吸收,随着浆液密度浓度逐步增大,当浆液密度达到设定值时,因此需要将混合浆液打入塔外氧化调节槽再处理。

[0077] 经过预洗塔除雾后的尾气进入脱硫塔内,在吸收塔中,吸收浆液经三层喷淋层喷嘴雾化成液滴,与逆流向上的烟气充分接触,烟气中的SO<sub>2</sub>、SO<sub>3</sub>等酸性气体被充分吸收,同时烟气温度降低并被水蒸气饱和。脱硫后的烟气再经塔中段的升气管,进入上方的水洗段,该段主要为一级填料层,通过水洗独立循环去除尾气中夹带的酸雾或者氨气,可控制氨的逃逸。经过水洗后的尾气,再通过一层捕沫器除去液滴、泡沫后,按设计操作条件排入大气中。

[0078] 脱硫塔内的吸收液的液位预设值不低于4米,冲洗水定期冲洗,使得塔内液位保持一个高点,如低于液位设定的下限值,则自氨水罐和工艺水补充至液位,不低于下限值则不操作。脱硫塔的吸收液PH控制涉及到对尾气中的SO<sub>2</sub>及硫酸雾的吸收效率,运转过程中需保持在5.0-6.0之间,如PH低于5.0,则需补充氨水调节;如PH高于6.0,则需添加工艺水调节。

[0079] 当检测到预洗塔内的固体硫酸铵含量超过10%,即可将浆液打入至氧化调节槽内。预洗塔内的液位下降至预设下限值,停止排液。自脱硫塔内补充吸收液至预洗塔内至液位上限。

[0080] 通过罗茨氧化风机向氧化调节槽内压入大气,利用其中的氧气将(NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>SO<sub>3</sub>氧化为(NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>,并且补充液氨将槽内PH调节至7以上,即可通过硫铵排出泵打出至车间再利用。

[0081] 结合附图对本实用新型的实施方式作了详细说明,但是本实用新型并不限于上述实施方式。技术人员均可在不违背本实用新型的创新点及操作步骤,在权利要求保护范围内,对上述实施例进行修改。本实用新型的保护范围,应如本实用新型的权利要求书覆盖。

