



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 111265997 B

(45) 授权公告日 2023. 09. 22

(21) 申请号 202010232015.6

C01C 1/24 (2006.01)

(22) 申请日 2020.03.27

C01C 1/242 (2006.01)

(65) 同一申请的已公布的文献号

申请公布号 CN 111265997 A

(56) 对比文件

CN 211799999 U, 2020.10.30

CN 105983307 A, 2016.10.05

(43) 申请公布日 2020.06.12

CN 207025036 U, 2018.02.23

(73) 专利权人 张明

JP H0691132 A, 1994.04.05

JP H0929059 A, 1997.02.04

地址 713100 陕西省咸阳市兴平市兴化家属院东区11号楼6层6号

审查员 马玉笛

(72) 发明人 宿树权 杨建超 张明

(74) 专利代理机构 北京轻创知识产权代理有限公司 11212

专利代理师 王欢

(51) Int. Cl.

B01D 53/78 (2006.01)

B01D 53/50 (2006.01)

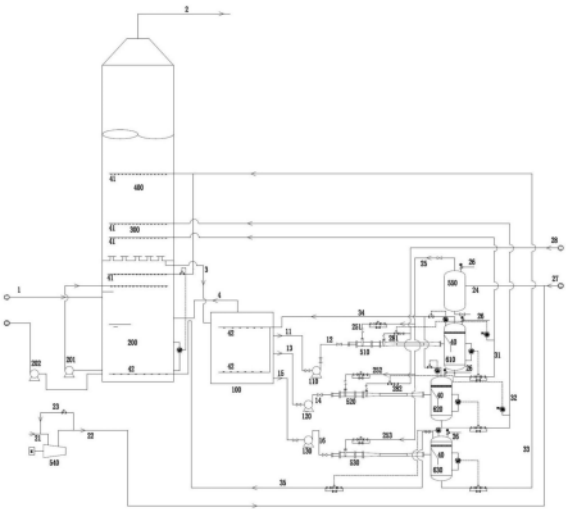
权利要求书2页 说明书11页 附图5页

(54) 发明名称

一种烟气氨法脱硫用管式加压氧化氨化一体化反应系统

(57) 摘要

本发明属于化学工程中的反应器技术和环境工程技术领域,涉及一种烟气氨法脱硫用管式加压氧化氨化一体化反应系统,包括脱硫塔、不完全氧化溶液槽、氧化氨化反应系统和气液分离系统,脱硫塔与不完全氧化溶液槽连接,不完全氧化溶液槽与氧化-氨化反应系统连接,氧化氨化反应系统与气液分离系统连接,气液分离系统与脱硫塔连接。本发明采用了管式反应器技术对脱硫液进行加压氧化和氨化,实现了精准氧化和氨化,反应器体积小,控制灵敏,可实现脱硫溶液的快速氧化和可控氧化率,且氧硫比低,由于氧化压力高,氧化效率高,可实现高浓度脱硫液的氧化,同时利用此气液分离系统的气相余压对脱硫系统溶液进行了气动搅拌和扰动,实现了综合利用。



1. 一种烟气氨法脱硫用管式加压氧化氨化一体化反应系统,其特征在于:包括脱硫塔、不完全氧化溶液槽(100)、氧化-氨化反应系统和气液分离系统,脱硫塔与不完全氧化溶液槽(100)连接,不完全氧化溶液槽(100)与氧化-氨化反应系统连接,氧化-氨化反应系统与气液分离系统连接,气液分离系统与脱硫塔连接;

氧化-氨化反应系统包括第一管式加压氧化氨化反应器(510)、第一进料泵(110)、第二管式加压氧化氨化反应器(520)、第二进料泵(120)、管式加压氧化反应器(530)、第三进料泵(130);不完全氧化溶液槽(100)的上部与第一管式加压氧化氨化反应器(510)之间设置有第一进料泵(110),不完全氧化溶液槽(100)的上部与第一进料泵(110)通过第一进料管(11)连接,第一进料泵(110)与第一管式加压氧化氨化反应器(510)的前端通过第一出料管(12)连接;不完全氧化溶液槽(100)的中部与第二管式加压氧化氨化反应器(520)之间设置有第二进料泵(120),不完全氧化溶液槽(100)的中部与第二进料泵(120)通过第二进料管(13)连接,第二进料泵(120)与第二管式加压氧化氨化反应器(520)的前端通过第二出料管(14)连接;不完全氧化溶液槽(100)的下部与管式加压氧化反应器(530)之间设置有第三进料泵(130),不完全氧化溶液槽(100)的下部与第三进料泵(130)通过第三进料管(15)连接,第三进料泵(130)与管式加压氧化反应器(530)的前端通过第三出料管(16)连接;

第一管式加压氧化氨化反应器(510)、第二管式加压氧化氨化反应器(520)均采用平推流反应器,第一管式加压氧化氨化反应器(510)、第二管式加压氧化氨化反应器(520)的喉腔前部设置有垂直流体流动方向的进气口,喉腔后部设置有垂直流体流动方向的加氨进口;管式加压氧化反应器(530)采用平推流反应器,所述管式加压氧化反应器(530)的喉腔前部设置有垂直流体流动方向的进气口。

2. 根据权利要求1所述烟气氨法脱硫用管式加压氧化氨化一体化反应系统,其特征在于:脱硫塔内从下至上依次设置有塔内浓缩增湿段(200)、化学吸收喷淋段(300)、酸洗吸收脱氨喷淋段(400),脱硫塔的下部设置有烟气进口烟道(1),烟气进口烟道(1)与塔内浓缩增湿段(200)连通,脱硫塔的顶部设置有出口净烟道(2)。

3. 根据权利要求2所述烟气氨法脱硫用管式加压氧化氨化一体化反应系统,其特征在于:脱硫塔外设置有降温循环泵(201)、排浆泵(202);塔内浓缩增湿段(200)与降温循环泵(201)连接,输入烟气从烟气进口烟道(1)进入塔内浓缩增湿段(200)的中部,塔内浓缩增湿段(200)底部的脱硫浆液经过降温循环泵(201)增压后通过管道进入塔内浓缩增湿段(200)的上部输入塔内浓缩增湿段(200);塔内浓缩增湿段(200)底部与排浆泵(202)连接,当塔内浓缩增湿段(200)底部的脱硫浆液的固含量到达12-15%wt时,脱硫浆液通过排浆泵(202)排出脱硫塔。

4. 根据权利要求2所述烟气氨法脱硫用管式加压氧化氨化一体化反应系统,其特征在于:脱硫塔的化学吸收喷淋段(300)设置用于收集脱硫液的集液器,集液器通过吸收液回流管(3)与不完全氧化溶液槽(100)的上部连通,脱硫液通过集液器和吸收液回流管(3)输送到不完全氧化溶液槽(100)中,不完全氧化溶液槽(100)的顶部设置有气相回流管(4),不完全氧化溶液槽(100)中的气相通过气相回流管(4)回流到脱硫塔的塔内浓缩增湿段(200)中。

5. 根据权利要求1所述烟气氨法脱硫用管式加压氧化氨化一体化反应系统,其特征在于:氧化-氨化反应系统还包括空气压缩机(540)、压缩空气储罐(550);所述空气压缩机

(540)上设置有空气进气管(21)、空气出气管(22)和空气回流管(23),所述压缩空气储罐(550)上设置有空气输入总管道(24)、空气输出总管道(25)和安全泄放管道(26),空气输入总管道(24)中的空气一路来自空气出气管(22),一路来自工厂来压缩供气管道(27);空气输出总管道(25)分为三路,第一路是通过第一进气管(251)与第一管式加压氧化氨化反应器(510)的进气口连接,第二路是通过第二进气管(252)与第二管式加压氧化氨化反应器(520)的进气口连接,第三路是通过第三进气管(253)与管式加压氧化反应器(530)的进气口连接;加氨总管道(28)分为第一加氨管道(281)和第二加氨管道(282)两路,第一加氨管道(281)与第一管式加压氧化氨化反应器(510)的加氨进口连接,第二加氨管道(282)与第二管式加压氧化氨化反应器(520)的加氨进口连接。

6.根据权利要求1或5所述烟气氨法脱硫用管式加压氧化氨化一体化反应系统,其特征在于:气液分离系统包括第一气液分离器(610)、第二气液分离器(620)、第三气液分离器(630),第一气液分离器(610)、第二气液分离器(620)、第三气液分离器(630)内均设置有用以防止物料对容器壁冲击磨损的防冲板(40),所述防冲板(40)均位于第一气液分离器(610)、第二气液分离器(620)、第三气液分离器(630)的入口处;第一管式加压氧化氨化反应器(510)的出口与第一气液分离器(610)的入口直接连接,第二管式加压氧化氨化反应器(520)的出口与第二气液分离器(620)的入口直接连接,管式加压氧化反应器(530)的出口与第三气液分离器(630)的入口直接连接;脱硫塔的化学吸收喷淋段(300)内设置有上下两层喷淋管网(41),酸洗吸收脱氨喷淋段(400)内设置有喷淋管网(41),塔内浓缩增湿段(200)上部设置有喷淋管网(41),第一气液分离器(610)的底部设置有第一液相出口管线(31),第一气液分离器(610)分离的液相通过第一液相出口管线(31)输送到化学吸收喷淋段(300)的上层或下层喷淋管网(41)中,第二气液分离器(620)的底部设置有第二液相出口管线(32),第二气液分离器(620)分离的液相通过第二液相出口管线(32)输送到化学吸收喷淋段(300)的上层或下层喷淋管网(41)中,第三气液分离器(630)的底部设置有第三液相出口管线(33),第三气液分离器(630)分离的液相通过第三液相出口管线(33)输送到酸洗吸收脱氨喷淋段(400)和/或塔内浓缩增湿段(200)的喷淋管网(41)中。

7.根据权利要求6所述烟气氨法脱硫用管式加压氧化氨化一体化反应系统,其特征在于:第一气液分离器(610)和第二气液分离器(620)的顶部与第一气相出口管线(34)连接,不完全氧化溶液槽(100)的上部和下部各设置一层装有喷头的曝气管网(42),第一气相出口管线(34)同时与不完全氧化溶液槽(100)上部和下部的曝气管网(42)连接;脱硫塔的塔内浓缩增湿段(200)的底部也设置有一层装有喷头的曝气管网(42),第三气液分离器(630)的顶部与塔内浓缩增湿段(200)底部的曝气管网(42)通过第二气相出口管线(35)连接。

8.根据权利要求7所述烟气氨法脱硫用管式加压氧化氨化一体化反应系统,其特征在于:第一气液分离器(610)、第二气液分离器(620)、第三气液分离器(630)的顶部均设置有安全泄放管道(26),安全泄放管道(26)上装有弹簧全启式安全阀;第一气液分离器(610)、第二气液分离器(620)、第三气液分离器(630)内,筒体上切线下方占筒体长度的1/4处装有除沫器支撑梁,除沫器支撑梁上装有除沫器(43),除沫器(43)采用波形折流板。

一种烟气氨法脱硫用管式加压氧化氨化一体化反应系统

技术领域

[0001] 本发明属于化学工程中的反应器技术和环境工程技术领域,涉及一种烟气氨法脱硫用管式加压氧化氨化一体化反应系统。

背景技术

[0002] 燃煤锅炉和各种废气尾气焚烧产生的 SO_2 排放是主要的大气污染源,也是造成大气污染的主要污染物。中国已成为产煤用煤大国,因此二氧化硫排放量迅猛增加,为此国内烟气治理技术纷纷进行了升级,旨在实现国家新颁布的超低排放标准,即在2020年前,对燃煤机组全面实施超低排放和节能改造,大幅降低发电煤耗和污染排放。明确要求在核心控制区提前达到烟尘 $\leq 10\text{mg}/\text{Nm}^3$ 、 $\text{SO}_2 \leq 35\text{mg}/\text{Nm}^3$ 、氮氧化物 $\leq 50\text{mg}/\text{Nm}^3$ 的超低排放标准。氨法脱硫仍然是一种仅次于石灰石-石膏法之外的第二大主流的脱硫方法,尤其是在化肥厂焦化行业钢铁行业和有氨源的工厂,其新建烟气脱硫项目一般均采用氨法脱硫,国内第一代和第二代氨法脱硫技术只注重脱硫效果和除雾效果,在氨法的脱硫液氧化技术上进步较慢,业内也纷纷对氨法脱硫液氧化进行了诸多的研究,取得了相关的成果和应用,但均有一定的局限性,主要体现在过剩空气系数高,能耗高,氧化压力无法提高,脱硫液在低密度下才可实现高氧化率,并且氧化容积大等一系列缺陷,因此提高氧化率达到目标高氧化率是氨法脱硫的核心技术之一,因此需要迫切开发全新的氧化技术。同样的,氨法脱硫吸收剂氨源的加入方式和方法也是个难题,必须要解决氨逃逸以控制气溶胶反应等问题,因此高效精准的脱硫液加氨还原工艺同样是氨法脱硫的核心技术之一。

[0003] 中国专利CN201020687040公开了一种氧化喷枪加氨、侧进搅拌式氨法脱硫系统,浆池内插入有氧化喷枪,氧化喷枪经氧化空气管与氧化风机连接,氧化空气管上设有氨的加入点,将氧化空气与氨同时加入浆池,该技术存在返混大,氧气利用低等缺陷,氧化率提高慢等缺陷,且无法实现溶液的PH分区,侧搅拌器存在机封易泄漏,搅拌轴容易疲劳腐蚀引起断裂的风险。

[0004] 中国专利CN201710379460公开了一种分室加氨方法,所述氧化循环和加氨循环至少通过氧化室和加氨室间的流体连通而相互串流,该流动的量是不可控的,没有控制手段,该技术虽然氧化和加氨得到了分区,但不是严格分区,吸收液通过侧板和顶板的不规则形状的平衡孔,液体相互无序流动,无法保证两侧的PH实现相对稳定,因此氧化液仍然可能有大量游离氨,存在氨逃逸的风险。

[0005] 中国专利CN201310606822公开了一种外置强效氧化氨法脱硫工艺及装置,该工艺只能采取低浓度的硫酸铵溶液,才能实现高效氧化率,操作弹性小,且外置氧化槽容积,占地面积大,投资大。

[0006] 中国专利CN201810329999公开了一种氨法脱硫液的氧化方法及装置,采用了塔外氧化槽,内置多层空气分布板,空气分布板的级数为1-6级,氧化压力优选为0.07-0.23MPa,开孔率优选为1.5-10%,优选的氧化空气加入剂量为理论剂量的2-8倍,氧化槽顶部反应后的氧化空气输送到氨法脱硫吸收塔的洗涤降温段,实行二次氧化。该工艺氧化槽内件复杂,

需要设置多层合金分布板,造价高。由于二次风进了脱硫塔洗涤降温段液面下方,受到液面变化的影响,氧化空气压力不稳定,波动大。该技术的氧化压力仍然比较低,所以仍然需要大量过剩空气系数,能耗较高。

[0007] 现有技术的脱硫液氧化和加氨路线均存在如下问题:

[0008] (1)氧化风利用率低,氧化风过剩系数高。

[0009] (2)业内的氧化压力受到工艺特点的限制,无法实现加压氧化(3Bar以上),无法实现高浓度亚硫酸铵溶液的氧化,

[0010] (3)脱硫吸收液和脱硫氧化液在一个氧化槽内做不到PH严格分区,因此氨逃逸的风险仍然存在。若设置吸收液槽和氧化槽以实现单独循环,则投资大,占地面积大。

发明内容

[0011] 本发明的目的在于提供一种烟气氨法脱硫用管式加压氧化氨化一体化反应系统,使得加氨和氧化在反应器中进行,实现了真正的加压氧化,并耦合利用了反应系统的剩余空气余压实现了不完全氧化溶液槽的溶液气动搅拌和浓缩液的气动搅拌问题,解决现有技术路线存在的氧化风利用率低,过剩空气系数大,吸收液无法精准加氨再生问题,具有占装置地面积小,具有节能的意义。

[0012] 本发明的实现过程如下:

[0013] 一种烟气氨法脱硫用管式加压氧化氨化一体化反应系统,包括脱硫塔、不完全氧化溶液槽、氧化氨化反应系统和气液分离系统,脱硫塔与不完全氧化溶液槽连接,不完全氧化溶液槽与氧化-氨化反应系统连接,氧化氨化反应系统与气液分离系统连接,气液分离系统与脱硫塔连接。

[0014] 进一步,脱硫塔内从下至上依次设置有塔内浓缩增湿段、化学吸收喷淋段、酸洗吸收脱氨喷淋段,脱硫塔的下部设置有烟气进口烟道,烟气进口烟道与塔内浓缩增湿段连通,脱硫塔的顶部设置有出口净烟道。

[0015] 进一步,脱硫塔外设置有降温循环泵、排浆泵;塔内浓缩增湿段与降温循环泵连接,输入烟气从烟气进口烟道进入塔内浓缩增湿段的中部,塔内浓缩增湿段底部的脱硫浆液经过降温循环泵增压后通过管道进入塔内浓缩增湿段的上部输入塔内浓缩增湿段;塔内浓缩增湿段底部与排浆泵连接,当塔内浓缩增湿段底部的脱硫浆液的固含量到达12-15% wt时,脱硫浆液通过排浆泵排出脱硫塔。

[0016] 进一步,脱硫塔的化学吸收喷淋段设置有利于收集脱硫液的集液器,集液器通过吸收液回流管与不完全氧化溶液槽的上部连通,脱硫液通过集液器和吸收液回流管输送到不完全氧化溶液槽中,不完全氧化溶液槽的顶部设置有气相回流管,不完全氧化溶液槽中的气相通过气相回流管回流到脱硫塔的塔内浓缩增湿段中。

[0017] 进一步,氧化-氨化反应系统包括第一管式加压氧化氨化反应器、第一进料泵、第二管式加压氧化氨化反应器、第二进料泵、管式加压氧化反应器、第三进料泵;不完全氧化溶液槽的上部与第一管式加压氧化氨化反应器之间设置有第一进料泵,不完全氧化溶液槽的上部与第一进料泵通过第一进料管连接,第一进料泵与第一管式加压氧化氨化反应器的前端通过第一出料管连接;不完全氧化溶液槽的中部与第二管式加压氧化氨化反应器之间设置有第二进料泵,不完全氧化溶液槽的中部与第二进料泵通过第二进料管连接,第二进

料泵与第二管式加压氧化氨化反应器的前端通过第二出料管连接;不完全氧化溶液槽的下部与管式加压氧化反应器之间设置有第三进料泵,不完全氧化溶液槽的下部与第三进料泵通过第三进料管连接,第三进料泵与管式加压氧化反应器的前端通过第三出料管连接。

[0018] 进一步,第一管式加压氧化氨化反应器、第二管式加压氧化氨化反应器均采用平推流反应器,第一管式加压氧化氨化反应器、第二管式加压氧化氨化反应器的喉腔前部设置有垂直流体流动方向的进气口,喉腔后部设置有垂直流体流动方向的加氨进口;管式加压氧化反应器采用平推流反应器,所述管式加压氧化反应器的喉腔前部设置有垂直流体流动方向的进气口。

[0019] 进一步,氧化氨化反应系统还包括空气压缩机、压缩空气储罐;所述空气压缩机上设置有空气进气管、空气出气管和空气回流管,所述压缩空气储罐上设置有空气输入总管道、空气输出总管道和安全泄放管道,空气输入总管道中的空气一路来自空气出气管,一路来自工厂来压缩供气管道;空气输出总管道分为三路,第一路是通过第一进气管与第一管式加压氧化氨化反应器的进气口连接,第二路是通过第二进气管与第二管式加压氧化氨化反应器的进气口连接,第三路是通过第三进气管与管式加压氧化反应器的进气口连接;加氨总管道分为第一加氨管道和第二加氨管道两路,第一加氨管道与第一管式加压氧化氨化反应器的加氨进口连接,第二加氨管道与第二管式加压氧化氨化反应器的加氨进口连接。

[0020] 进一步,气液分离系统包括第一气液分离器、第二气液分离器、第三气液分离器,第一气液分离器、第二气液分离器、第三气液分离器内均设置有用于防止物料对容器壁冲击磨损的防冲板,所述防冲板均位于第一气液分离器、第二气液分离器、第三气液分离器的入口处;第一管式加压氧化氨化反应器的出口与第一气液分离器的入口直接连接,第二管式加压氧化氨化反应器的出口与第二气液分离器的入口直接连接,管式加压氧化反应器的出口与第三气液分离器的入口直接连接;脱硫塔的化学吸收喷淋段内设置有上下两层喷淋管网,酸洗吸收脱氨喷淋段内设置有喷淋管网,塔内浓缩增湿段上部设置有喷淋管网,第一气液分离器的底部设置有第一液相出口管线,第一气液分离器分离的液相通过第一液相出口管线输送到化学吸收喷淋段的上层或下层喷淋管网中,第二气液分离器的底部设置有第二液相出口管线,第二气液分离器分离的液相通过第二液相出口管线输送到化学吸收喷淋段的上层或下层喷淋管网中,第三气液分离器的底部设置有第三液相出口管线,第三气液分离器分离的液相通过第三液相出口管线输送到酸洗吸收脱氨喷淋段和/或塔内浓缩增湿段的喷淋管网中。

[0021] 进一步,第一气液分离器和第二气液分离器的顶部与第一气相出口管线连接,不完全氧化溶液槽的上部和下部各设置一层装有喷头的曝气管网,第一气相出口管线同时与不完全氧化溶液槽上部和下部的曝气管网连接;脱硫塔的塔内浓缩增湿段的底部也设置有一层装有喷头的曝气管网,第三气液分离器的顶部与塔内浓缩增湿段底部的曝气管网通过第二气相出口管线连接。

[0022] 进一步,第一气液分离器、第二气液分离器、第三气液分离器的顶部均设置有安全泄放管道,安全泄放管道上装有弹簧全启式安全阀;第一气液分离器、第二气液分离器、第三气液分离器内,筒体上切线下方占筒体长度的1/4处装有除沫器支撑梁,除沫器支撑梁上装有除沫器,除沫器采用波形折流板。

[0023] 本发明的积极效果:

[0024] (1) 本发明所述烟气氨法脱硫用管式加压氧化氨化一体化反应系统,采用了压缩空气通过氨化-氧化反应器对脱硫液进行加压氧化,氨化,转化率高,反应所需要的容积小,实现了脱硫液的高效氧化和氨化。

[0025] (2) 本发明所述烟气氨法脱硫用管式加压氧化氨化一体化反应系统,系统需要的氧硫比最大为1.5-2.0,传统的氧化槽曝气方式所需要的氧硫比在3-8之间,过剩空气系数高,能耗高。本专利的技术具有节能意义。

[0026] (3) 本发明所述烟气氨法脱硫用管式加压氧化氨化一体化反应系统,利用了反应器的气相中余压,利用残余气体中的氧气,实现了不完全氧化溶液槽的部分氧化,并对槽内与塔内浆液池实现了气动搅拌。

[0027] (4) 本发明所述烟气氨法脱硫用管式加压氧化氨化一体化反应系统,利用了反应器的气相中余压,利用残余气体中的氧气和少量氮气,实现了不完全氧化溶液槽的部分氧化,利用氧化后中残余的氮气为主要成分的二次空气对槽内与塔内浆液池实行了气动搅拌。

[0028] (5) 本发明所述烟气氨法脱硫用管式加压氧化氨化一体化反应系统,本装置实现了真正意义上脱硫液的加压氧化反应,和高效氨化作用,实现了靶向和精准氧化与氨化作用。

附图说明

[0029] 图1为本发明所述烟气氨法脱硫用管式加压氧化氨化一体化反应系统的工艺流程图;

[0030] 图2为图1的局部放大图;

[0031] 图3为图1的局部放大图;

[0032] 图4为图3的局部放大图;

[0033] 图5为实施例2进行局部改造的工艺流程图;

[0034] 图中,100不完全氧化溶液槽,200塔内浓缩增湿段,201降温循环泵,202排浆泵,300化学吸收喷淋段,400酸洗吸收脱氨喷淋段,1烟气进口烟道,2出口净烟道,3吸收液回流管,4气相回流管;

[0035] 110第一进料泵,120第二进料泵,130第三进料泵,510第一管式加压氧化氨化反应器,520第二管式加压氧化氨化反应器,530管式加压氧化反应器,11第一进料管,12第一出料管,13第二进料管,14第二出料管,15第三进料管,16第三出料管,540空气压缩机,550压缩空气储罐,21空气进气管,22空气出气管,23空气回流管,24空气输入总管道,25空气输出总管道,251第一进气管,252第二进气管,253第三进气管,26安全泄放管道,27工厂来压缩供气管道,28加氨总管道,281第一加氨管道,282第二加氨管道;

[0036] 610第一气液分离器,620第二气液分离器,630第三气液分离器,31第一液相出口管线,32第二液相出口管线,33第三液相出口管线,34第一气相出口管线,35第二气相出口管线,40防冲板,41喷淋管网,42曝气管网,43除沫器。

具体实施方式

[0037] 下面结合实施例对本发明做进一步说明。

[0038] 为了解决现有技术路线中存在的氧化风利用率低、氧化风过剩系数高、无法实现加压氧化(3Bar以上)、更是无法实现高浓度亚硫酸铵溶液的氧化问题,并为了解决脱硫吸收液和脱硫氧化液在塔内实现分层吸收,解决氨逃逸的问题。本发明提供一种烟气氨法脱硫用管式加压氧化氨化一体化反应系统,可以同时实现高浓度脱硫液的氧化,同时使得氧化、氨化、搅拌三者功能进行了有效的耦合,二次空气的余压起到了气动搅拌作用,由于过剩空气系数低,并实现了节能的作用。

[0039] 实施例1

[0040] 某化工企业锅炉设计能力为 $2 \times 220\text{t/h}$,该公司建设了烟气氨法脱硫装置,采用了两炉一塔,塔内结晶工艺,单塔满负荷烟气量约 $25 \times 10^4\text{Nm}^3/\text{h}$,设计煤种硫含量0.5%,烟气进口最大二氧化硫含量为 $1100\text{mg}/\text{Nm}^3$,设计出口二氧化硫要求达到 35mg 以下,氮氧化物可以达到 50mg 以下,该工艺采用了本发明所述的烟气氨法脱硫液管式加压氧化-氨化一体化反应系统,对脱硫液进行氨化和氧化。

[0041] 本实施例所述烟气氨法脱硫用管式加压氧化氨化一体化反应系统的整体设计具体为(见图1-图4):包括脱硫塔、不完全氧化溶液槽100、氧化-氨化反应系统和气液分离系统,脱硫塔与不完全氧化溶液槽100连接,不完全氧化溶液槽100与氧化-氨化反应系统连接,氧化-氨化反应系统与气液分离系统连接,气液分离系统与脱硫塔连接。

[0042] 进一步,脱硫塔内从下至上依次设置有塔内浓缩增湿段200、化学吸收喷淋段300、酸洗吸收脱氨喷淋段400,脱硫塔的下部设置有烟气进口烟道1,烟气进口烟道1与塔内浓缩增湿段200连通,脱硫塔的顶部设置有出口净烟道2。脱硫塔外设置有降温循环泵201、排浆泵202;塔内浓缩增湿段200与降温循环泵201连接,输入烟气从烟气进口烟道1进入塔内浓缩增湿段200的中部,塔内浓缩增湿段200底部的脱硫浆液经过降温循环泵201增压后通过管道进入塔内浓缩增湿段200的上部输入塔内浓缩增湿段200;塔内浓缩增湿段200底部与排浆泵202连接,当塔内浓缩增湿段200底部的脱硫浆液的固含量到达12-15%wt时,脱硫浆液通过排浆泵202排出脱硫塔。脱硫塔的化学吸收喷淋段300设置有助于收集脱硫液的集液器,集液器通过吸收液回流管3与不完全氧化溶液槽100的上部连通,脱硫液通过集液器和吸收液回流管3输送到不完全氧化溶液槽100中,不完全氧化溶液槽100的顶部设置有气相回流管4,不完全氧化溶液槽100中的气相通过气相回流管4回流到脱硫塔的塔内浓缩增湿段200中。

[0043] 进一步,氧化氨化反应系统包括第一管式加压氧化氨化反应器510、第一进料泵110、第二管式加压氧化氨化反应器520、第二进料泵120、管式加压氧化反应器530、第三进料泵130;不完全氧化溶液槽100的上部与第一管式加压氧化氨化反应器510之间设置有第一进料泵110,不完全氧化溶液槽100的上部与第一进料泵110通过第一进料管11连接,第一进料泵110与第一管式加压氧化氨化反应器510的前端通过第一出料管12连接;不完全氧化溶液槽100的中部与第二管式加压氧化氨化反应器520之间设置有第二进料泵120,不完全氧化溶液槽100的中部与第二进料泵120通过第二进料管13连接,第二进料泵120与第二管式加压氧化氨化反应器520的前端通过第二出料管14连接;不完全氧化溶液槽100的下部与管式加压氧化反应器530之间设置有第三进料泵130,不完全氧化溶液槽100的下部与第三进料泵130通过第三进料管15连接,第三进料泵130与管式加压氧化反应器530的前端通过第三出料管16连接。第一管式加压氧化氨化反应器510、第二管式加压氧化氨化反应器520

均采用平推流反应器,第一管式加压氧化氨化反应器510、第二管式加压氧化氨化反应器520的喉腔前部设置有垂直流体流动方向的进气口,喉腔后部设置有垂直流体流动方向的加氨进口;管式加压氧化反应器530采用平推流反应器,所述管式加压氧化反应器530的喉腔前部设置有垂直流体流动方向的进气口。

[0044] 进一步,氧化氨化反应系统还包括空气压缩机540、压缩空气储罐550;所述空气压缩机540上设置有空气进气管21、空气出气管22和空气回流管23,所述压缩空气储罐550上设置有空气输入总管道24、空气输出总管道25和安全泄放管道26,空气输入总管道24中的空气一路来自空气出气管22,一路来自工厂来压缩供气管道27;空气输出总管道25分为三路,第一路是通过第一进气管251与第一管式加压氧化氨化反应器510的进气口连接,第二路是通过第二进气管252与第二管式加压氧化氨化反应器520的进气口连接,第三路是通过第三进气管253与管式加压氧化反应器530的进气口连接;加氨总管道28分为第一加氨管道281和第二加氨管道282两路,第一加氨管道281与第一管式加压氧化氨化反应器510的加氨进口连接,第二加氨管道282与第二管式加压氧化氨化反应器520的加氨进口连接。

[0045] 进一步,气液分离系统包括第一气液分离器610、第二气液分离器620、第三气液分离器630,第一气液分离器610、第二气液分离器620、第三气液分离器630内均设置有用于防止物料对容器壁冲击磨损的防冲板40,所述防冲板40均位于第一气液分离器610、第二气液分离器620、第三气液分离器630的入口处;第一管式加压氧化氨化反应器510的出口与第一气液分离器610的入口直接连接,第二管式加压氧化氨化反应器520的出口与第二气液分离器620的入口直接连接,管式加压氧化反应器530的出口与第三气液分离器630的入口直接连接;脱硫塔的化学吸收喷淋段300内设置有上下两层喷淋管网41,酸洗吸收脱氨喷淋段400内设置有喷淋管网41,塔内浓缩增湿段200上部设置有喷淋管网41,第一气液分离器610的底部设置有第一液相出口管线31,第一气液分离器610分离的液相通过第一液相出口管线31输送到化学吸收喷淋段300的上层或下层喷淋管网41中,第二气液分离器620的底部设置有第二液相出口管线32,第二气液分离器620分离的液相通过第二液相出口管线32输送到化学吸收喷淋段300的上层或下层喷淋管网41中,第三气液分离器630的底部设置有第三液相出口管线33,第三气液分离器630分离的液相通过第三液相出口管线33输送到酸洗吸收脱氨喷淋段400和/或塔内浓缩增湿段200的喷淋管网41中。第一气液分离器610和第二气液分离器620的顶部与第一气相出口管线34连接,不完全氧化溶液槽100的上部和下部各设置一层装有喷头的曝气管网42,第一气相出口管线34同时与不完全氧化溶液槽100上部和下部的曝气管网42连接;脱硫塔的塔内浓缩增湿段200的底部也设置有一层装有喷头的曝气管网42,第三气液分离器630的顶部与塔内浓缩增湿段200底部的曝气管网42通过第二气相出口管线35连接。

[0046] 进一步,第一气液分离器610、第二气液分离器620、第三气液分离器630的顶部均设置有安全泄放管道26,安全泄放管道26上装有弹簧全启式安全阀;第一气液分离器610、第二气液分离器620、第三气液分离器630内,筒体上切线下方占筒体长度的1/4处装有除沫器支撑梁,除沫器支撑梁上装有除沫器43,除沫器43采用波形板折流板。

[0047] 上述烟气氨法脱硫用管式加压氧化氨化一体化反应系统中,可以根据工厂设备和工况的需要添加不同功能的调节阀门,在本发明中不再对阀门进行限制和说明。第一进料泵110、第二进料泵120和第三进料泵130均为增压泵。第一管式加压氧化氨化反应器510、第

二管式加压氧化氨化反应器520中加氨进口的氨介质可以为高纯气氨,也可以是液氨、氨水或者氨-空混合气。关于管式加压氧化氨化反应器和管式加压氧化反应器的系列数,管式加压氧化氨化反应器至少应为2套,最多为4套,根据烟气进口二氧化硫量与实际所需要的脱硫效率来确定反应器系列数,管式加压氧化反应器为一套。此外,还可以在本发明所述系统的塔内浓缩增湿段200、第一气液分离器610、第二气液分离器620、第三气液分离器630上安装就地液位计和远传液位计,形成图1、图2或图4中的LICA液位显示控制报警装置,通过调节顶部气相压力和底部液相出口管线的调节阀开度以保持液位相对稳定。同时第一气液分离器610、第二气液分离器620底部出口的液相出口管线上,装有pH计,并与第一管式加压氧化氨化反应器510、和第二管式加压氧化氨化反应器520的加氨进口管线上的调节阀进行连锁调节,使得出口pH恒定。图1、图2或图4中的ARA是PH值仪表,用于分析记录报警,PIC是压力指示控制。此外,根据工况需要和技术发展需要,可以在本发明所述系统的基础上增加各种智能控制模块,在此不再进行详细描述。

[0048] 本发明所述烟气氨法脱硫用管式加压氧化-氨化一体化反应系统的工作流程如下:

[0049] (1) 烟气增湿: 锅炉烟气进入到塔内浓缩增湿段200,被喷淋的氧化液降温,使得烟气得到增湿,该过程利用降温循环泵201来实现,固含量达到出料要求(即固含量达到12-15%wt)的脱硫浆液,利用排浆泵202排出系统。

[0050] (2) 吸收液氧化和氨化: 脱硫塔化学吸收喷淋段300回流液通过集液器的吸收液回流管3返回到不完全氧化溶液槽100,不完全氧化溶液槽100内上部和中部的脱硫液分别被第一进料泵110和第二进料泵120吸入,进入到第一管式加压氧化氨化反应器510或第二管式加压氧化氨化反应器520内与进入反应器的氧气和氨介质进行反应,再进入到直连的第一气液分离器610或第二气液分离器620,经过气液分离后,顶部气相返回不完全氧化溶液槽100的上部和下部曝气管网42,对溶液进行扰动和部分氧化。第一气液分离器610和第二气液分离器620底部的氨化再生液带压进入到脱硫塔化学吸收喷淋段300的喷淋管网41中,在脱硫塔内进行吸收二氧化硫。不完全氧化溶液槽100内的下部的脱硫液被第三进料泵130吸入,进入到管式加压氧化反应器530与进入反应器的空气中的氧气进行反应,反应器出口的完全氧化液进入到第三气液分离器630,气液分离后,底部完全氧化液经过出口管道33被输送到脱硫塔的酸洗吸收脱氨喷淋段400和或塔内浓缩增湿段200的喷淋管网41中,用来洗涤烟气所夹带的游离氨,第三气液分离器630顶部的气相出口经过减压后被送往塔内浓缩增湿段200底部的曝气管网42,对浆液进行搅拌,防止物料沉积结垢。

[0051] (3) 空气压缩机系统: 来自空气压缩机540的空气进入到压缩空气储罐550,经过稳压后,压缩空气出口压力不低于350KPa(A),罐顶部出口的压缩空气经过调节阀减压后进入到第一管式加压氧化氨化反应器510、第二管式加压氧化氨化反应器520和管式加压氧化反应器530中,应确保减压后的压力要高于反应器的进口压力,至少应高于30KPa-50Kpa。

[0052] (4) 氨化系统: 氨化反应在第一管式加压氧化氨化反应器510和第二管式加压氧化氨化反应器520的加氨段进行,氨介质压力来源不低于350KPa(A),氨化系统的加入量根据第一管式加压氧化氨化反应器510和第二管式加压氧化氨化反应器520底部出口的液相管线上PH实测反馈值来连锁调节控制,实现精准加氨。

[0053] 其中,来自界区内的氨,可以是气氨也可以是氨水,也可以是氨空混合气,必须确

保氨介质的来源压力为不低于400KPa(A),减压后的压力要高于泵关闭出口阀后的压力与泵出口到反应器的压力降之差。空气压缩机540的出口气量根据负荷调节,首选进口预旋导叶(IGV)调节,其次为进口调节阀,最后为出口回流调节或者放空调节。第一气液分离器610、第二气液分离器620和第三气液分离器630的液位由液相出口调节阀来控制,第三气液分离器630的气相压力由气相出口压力调节阀来控制,同时第一管式加压氧化氨化反应器510、第二管式加压氧化氨化反应器520、管式加压氧化反应器530和第一气液分离器610、第二气液分离器620、第三气液分离器630作为一个压力系统,安全阀分别设置在第一气液分离器610、第二气液分离器620、第三气液分离器630的顶部,压缩空气储罐550上也设有安全阀,作为系统的超压保护措施,安全阀系统的背压应排向放空管道或者就地高点放空。往塔内浓缩增湿段200补充的液体必须是合格的完全氧化液,即从第三气液分离器630底部出口的管线向塔内浓缩增湿段200补充液体。补充液体进入到塔内浓缩增湿段200的喷淋管网41,均匀的将补充液喷入到塔底,同时可以起到清洗喷淋管网41的作用,防止喷淋层管道和支撑梁上积肥结垢。浓缩后达到固含量的浆液通过排浆泵202排出脱硫塔,送往后续的固液分离和产品干燥装置。

[0054] 本发明中涉及的重要部件在工艺流程中的作用或参数说明:

[0055] (1)采用了不完全氧化溶液槽100

[0056] 不完全氧化溶液槽100的上部和中部分别通过第一进料泵110和第二进料泵120取液,脱硫液增压后分别进入到第一管式加压氧化氨化反应器510和第二管式加压氧化氨化反应器520,反应后的亚硫酸铵-硫酸铵溶液分别进入到第一气液分离器610和第二气液分离器620,在第一气液分离器610和第二气液分离器620中经过气液分离后,经过管路带压返回到化学吸收喷淋段300进行吸收烟气中的 SO_2 。不完全氧化溶液槽100底部取液,经过第三进料泵130,增压后进入到管式加压氧化反应器530,反应后的硫酸铵溶液进入到第三气液分离器630,在第三气液分离器630中经过气液分离后,经过管路带压返回到酸洗吸收脱氨喷淋段400,洗涤化学吸收喷淋段300来的烟气可能逃逸的氨和残余的二氧化硫,起到酸洗把关作用。烟气经过脱硫塔的化学吸收喷淋段300吸收后的脱硫液全部进入不完全氧化溶液槽100,脱硫液被不完全氧化溶液槽100的上部和下部各设置的曝气管网42喷射的分散的空气气泡进行接触反应,实现了部分氧化,并且使得槽内液体处于扰动态,起到了防止物料沉积作用。不完全氧化溶液槽100的氧化率控制在75-93%。

[0057] 第一气液分离器610和第二气液分离器620的顶部气相经过减压后送往不完全氧化溶液槽100内的上部和下部的曝气管网42,对脱硫液进行扰动使得混合均匀。使得压缩空气的能量得以综合利用。除此曝气管网42之外,不完全氧化溶液槽100内不设置其它任何内件。

[0058] 不完全氧化溶液槽100的吸收液停留时间为5-15min,优选为8-12min,不完全氧化溶液槽100顶部带有平衡呼吸孔,通过管线与脱硫塔的底部塔内浓缩增湿段200气相连接。不完全氧化溶液槽100的允许操作比重为1.05-1.20。

[0059] (2)设计第一管式加压氧化氨化反应器510、第二管式加压氧化氨化反应器520、管式加压氧化反应器530。

[0060] 其中,第一管式加压氧化氨化反应器510和第二管式加压氧化氨化反应器520结构特征为,采用平推流反应器,反应过程无返混,转化率高,需要过剩氧气系数小,采用压缩空

气与不完全氧化液进行接触,喉腔前部的进气口垂直接流体流动方向,切向进入,不完全氧化液在喉腔部位开有众多圆孔的锥形分布管壁上流出,撕裂成众多气泡,与压缩空气进行充分混合接触,在直段进行接触氧化,喉腔后部设有加氨进口,加氨进口垂直于流体流动方向,切向进入管内,氨介质与压缩空气在第一管式加压氧化氨化反应器510和第二管式加压氧化氨化反应器520内与不完全氧化液反应生成亚硫酸铵-硫酸铵混合溶液,生成的溶液的氧化率控制在80-95%,pH控制在4.6-5.8之间。管式加压氧化反应器530结构特征为,采用平推流反应器,采用压缩空气与不完全氧化液进行接触,喉腔前部的进气口垂直接流体流动方向,切向进入,不完全氧化液在喉腔部位开有众多圆孔的锥形分布管壁上流出,撕裂成众多微小气泡,与压缩空气进行充分混合接触,在反应器的直段进行接触氧化,在管式加压氧化反应器530生成硫酸铵溶液,生成的溶液的氧化率98.5%以上,pH控制在5.6-6.0之间。

[0061] 第一管式加压氧化氨化反应器510、第二管式加压氧化氨化反应器520、管式加压氧化反应器530,允许管内流速范围为2.5-3.5m,优选的选取管内流速为2.6-3.0m。管内操作压力取决于第一进料泵110、第二进料泵120、第三进料泵130的出口压力,根据塔区化学吸收喷淋段300和酸洗吸收脱氨喷淋段400设置的高度的不同,允许泵出口压力范围为2.5bar-4.5bar(A),优选的允许泵出口压力范围为3bar-4bar(A)。第一管式加压氧化氨化反应器510、第二管式加压氧化氨化反应器520、管式加压氧化反应器530设计压力为1.2MPa,反应器不设置安全阀。

[0062] 第一管式加压氧化氨化反应器510、第二管式加压氧化氨化反应器520、管式加压氧化反应器530的反应停留时间为2.5-4s。第一管式加压氧化氨化反应器510和第二管式加压氧化氨化反应器520的控制方式为控制两种参数,第一是控制氧硫比,氧硫比的范围为1.2-1.8,优选的控制为1.2-1.5,第二是控制氨硫比,氨硫比的范围为0.25-0.35,优选的控制为0.25-0.3。管式加压氧化反应器530控制方式为控制一种参数,即控制氧硫比,氧硫比的范围为1.5-2.5,优选的控制为1.5-2.0。通过控制调节以上参数,使得第一管式加压氧化氨化反应器510和第二管式加压氧化氨化反应器520生成的溶液的氧化率控制在80-95%,pH控制在4.6-5.8之间,以确保吸收液的吸收烟气 SO_2 能力。使得管式加压氧化反应器530生成的溶液的氧化率98.5%以上,pH控制在5.6-6.0之间,处于偏酸性条件,以保证塔内酸洗吸收脱氨喷淋段400的溶液洗涤化学吸收喷淋段300可能逃逸的游离氨的能力,并吸收烟气残余的二氧化硫。

[0063] 通过控制第一管式加压氧化氨化反应器510、第二管式加压氧化氨化反应器520的空气和氨介质进料量,实现吸收液pH灵敏可控,可以实现靶向氧化,氧化率精准可控,在烟气自然氧化率的基础上,进一步提高氧化率,真正实现任意可控氧化率。

[0064] (3)设计第一气液分离器610、第二气液分离器620和第三气液分离器630第一气液分离器610、第二气液分离器620和第三气液分离器630内,筒体上切线下方占筒体长度的1/4处装有除沫器支撑梁,除沫器43的型式采用波形板折流板,材质为2205或者2507等双相合金钢。第一气液分离器610和第二气液分离器620的顶部气相经过减压后送往不完全氧化溶液槽100内的上部和下部的曝气管网42,对脱硫液进行扰动使得混合均匀。第三气液分离器630的顶部气相经过减压后送往塔内浓缩增湿段200底部的曝气管网42中,对浆液进行扰动,使得浆液处于扰动态,防止物料沉积。其中,浓缩增湿段200底部浆液的液位最高可到5m,最高比重可到1.4,因此扰动风需要的压力至少为70kpa(G),第三气液分离器630顶部减

压前气体压力为(300KPa),气体有足够的动能进入到浆液里,并带有一定速度喷射出,搅拌效果好,实现了气动搅拌。第一气液分离器610、第二气液分离器620和第三气液分离器630设计压力为1.0MPa,该分离器顶部设置有安全泄放管道26,安全泄放管道26上装有弹簧全启式安全阀,整定压力为0.75,设计排放压力为0.8MPa,背压排至界外放空管网或者塔内浓缩增湿段200。

[0065] 第一气液分离器610、第二气液分离器620和第三气液分离器630的液相停留时间为70-120s,优选的停留时间为90-120s。

[0066] (4)设计压缩空气储罐550

[0067] 压缩空气储罐550设计压力为1.0MPa,工作压力为0.45MPa-0.5MPa(A),出口管道通过调节阀组控制压力和流量进入到第一管式加压氧化氨化反应器510、第二管式加压氧化氨化反应器520、管式加压氧化反应器530的空气进气口端的管口。压缩空气储罐550容积应至少满足使得20min内反应器所需要的供气量。

[0068] (5)设计空气压缩机540

[0069] 空气压缩机540采用离心式或者往复无油式,出口压力为0.4-0.5MPa(A),优选压力为0.4-0.45(A)。压缩机出口气体经过冷却,冷却至45-50℃左右。

[0070] 通过上述改造后,原烟气沿着进口烟道进入塔内浓缩增湿段200,将完全氧化液进行蒸发浓缩,烟气得到降温和增湿,达到绝热饱和温度后,经过升气帽进入到化学吸收喷淋段300,烟气中的大部分二氧化硫被吸收下来,烟气经过酸洗吸收脱氨喷淋段400,将化学吸收喷淋段300逃逸的氨吸收下来,脱硫后的净烟气排放到大气当中。

[0071] 主吸收段吸收烟气后生成的脱硫液经过吸收液回流管3返回到不完全氧化溶液槽100,吸收液中的亚硫酸铵-亚硫酸氢铵-硫酸铵混合溶液,被第一气液分离器610和第二气液分离器620顶部的第一气相出口管线34来的二次空气进行了部分氧化,不完全氧化溶液槽100的上部和中部取液,分别经过第一进料管11、第二进料管13分别进入到第一进料泵110、第二进料泵120,经过泵增压后分别进入到第一管式加压氧化氨化反应器510、第二管式加压氧化氨化反应器520,在反应器中被空气和氨介质氧化与氨化,出口气液混合物分别进入到第一气液分离器610、第二气液分离器620,分离器顶部的气相通过第一气相出口管线34返回不完全氧化溶液槽100,起到脱硫液部分氧化和扰动作用,分离器底部的液相即亚硫酸铵溶液分别经过第一液相出口管线31、第二液相出口管线32被带压输送到脱硫塔的化学吸收喷淋段300,洗涤烟气中大部分二氧化硫。不完全氧化溶液槽100下部取液,经过第三进料管15进入到第三进料泵130,经过泵增压后进入到管式加压氧化反应器530,在反应器中,脱硫液被进入的压缩空气所完全氧化,氧化后的液体进入到第三气液分离器630,分离器顶部的气相经过减压后通过第二气相出口管线35送往塔内浓缩增湿段200底部的浆液中,对浆液进行扰动,起到气动搅拌的作用,分离器底部的氧化液体被送往脱硫塔的酸洗吸收脱氨喷淋段400和塔内浓缩增湿段200,主要起到吸收游离氨的作用。

[0072] 第一气液分离器610、第二气液分离器620底部液相出口的pH值分别由进入第一管式加压氧化氨化反应器510、第二管式加压氧化氨化反应器520的氨介质流量来控制,具体实施方法为控制第一加氨管道281、第二加氨管道282的调节阀门开度来控制,并与出口智能pH计进行关联调节。

[0073] 第一气液分离器610、第二气液分离器620气相压力由顶部出口气相的第一气相出

口管线34上的压力调节阀来控制,保持分离器的工作压力稳定。第三气液分离器630气相压力由顶部出口气相的第二气相出口管线35上的压力调节阀来控制,保持分离器的工作压力稳定。

[0074] 采用本技术的积极意义是:实际需要的氧硫比低,约1.2-2.0,进入吸收最上层喷淋层吸收液的氧化率可达到98.5%以上,同时实现了脱硫吸收液的精准氨化,使得吸收区和酸洗净化区的pH在塔内空间上拉开,彻底解决了氨逃逸的问题,同时不完全氧化溶液槽内除了二次空气管,再无任何分布板等任何内件,构造简单,造价低,同时解决了吸收液和浓缩液的搅拌困难的问题,实现了气动搅拌,使得氨化氧化搅拌三者功能耦合起来,实现了技术创新。

[0075] 实施例2

[0076] 某化工企业锅炉设计能力为 $4 \times 160\text{t/h}$,该公司建设了烟气氨法脱硫装置,采用了四炉一塔,亚饱和吸收,采用双塔流程,钢筋混凝土内衬pp板塔型,塔外蒸汽蒸发结晶工艺,单塔满负荷烟气流约 $21 \times 10^4\text{Nm}^3/\text{h}$,设计煤种硫含量0.55%,该工艺采用侧搅拌+氧化喷枪进行氧化,实际氧化率无法达到设计值98.5%以上,实际氧化率在85-93%之间,后续蒸发结晶物料分解严重,造成产品收率低,分解生成的氨和二氧化硫对现场造成了环境污染。

[0077] 将原有的送往蒸发结晶装置的不完全氧化液进行氧化升级改造,根据图5所示,采用新增管式加压氧化反应器530和第三气液分离器630(即氧化液气液分离器)对系统进行改造,脱硫塔区取出液泵来的不完全氧化液压力为350Pa(A),进入到管式加压氧化反应器530后,与进入喉腔的压缩空气进行接触,在反应器中进行反应,出口的气液混合物直接进入第三气液分离器630,顶部气相经过调节阀减压后返回脱硫塔内作为扰动风,防止物料沉积,底部合格的氧化液输送到蒸发结晶装置的硫酸铵溶液槽或者蒸发分离室。

[0078] 改造完成后,原先脱硫塔区的氧化不合格的脱硫液经过加压氧化后实现了98.5%以上的氧化率,使得原有因氧化不合格的液体在蒸发结晶过程中分解的现象得以抑制并完美解决氧化率不足的问题。该反应系统实现了对脱硫液的精准氧化和靶向氧化。

[0079] 本发明采用了管式反应器技术对脱硫液进行加压氧化和氨化,实现了精准氧化,反应器体积小,控制灵敏,且可以实现高浓度脱硫溶液的氧化,且氧硫比低,由于氧化效率高,可以实现高浓度脱硫液的氧化,因此不完全氧化溶液槽容积比常规的氧化槽容积小15-20%左右,且内件少,造价低,同时利用了氧化系统的余压,利用此余压对脱硫系统溶液进行了气动搅拌和扰动,实现了综合利用,具有节能意义。

[0080] 以上内容是结合具体的实施方式对本发明所作出的进一步详细说明,不能认定本发明的具体实施仅限于这些说明。对于本发明所属相关领域的普通技术人员来说,在不脱离本发明构思的前提下,还可以作出若干简单推演或替换,延伸,局部变化,都应该视为属于本发明的保护范围。

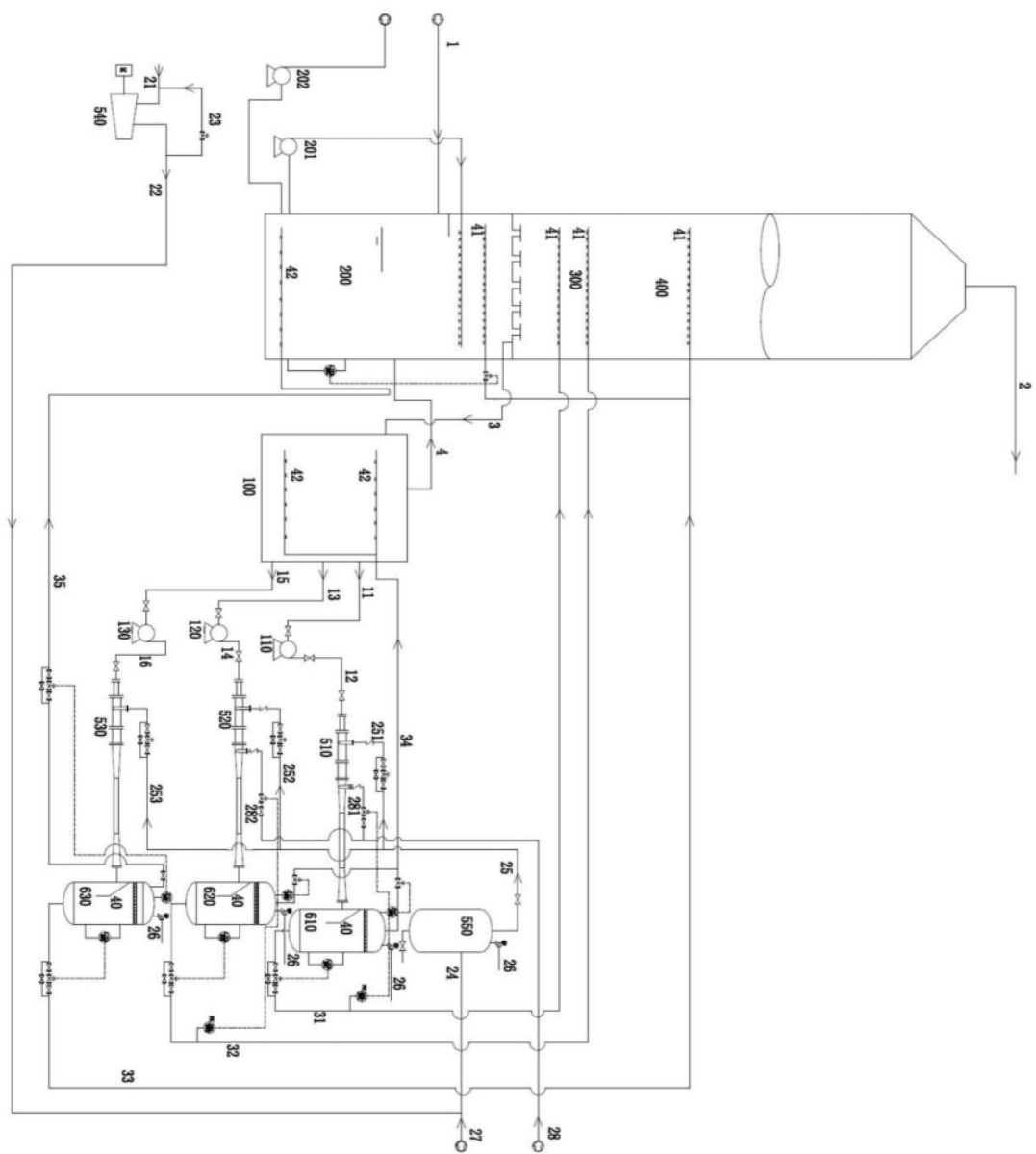


图1

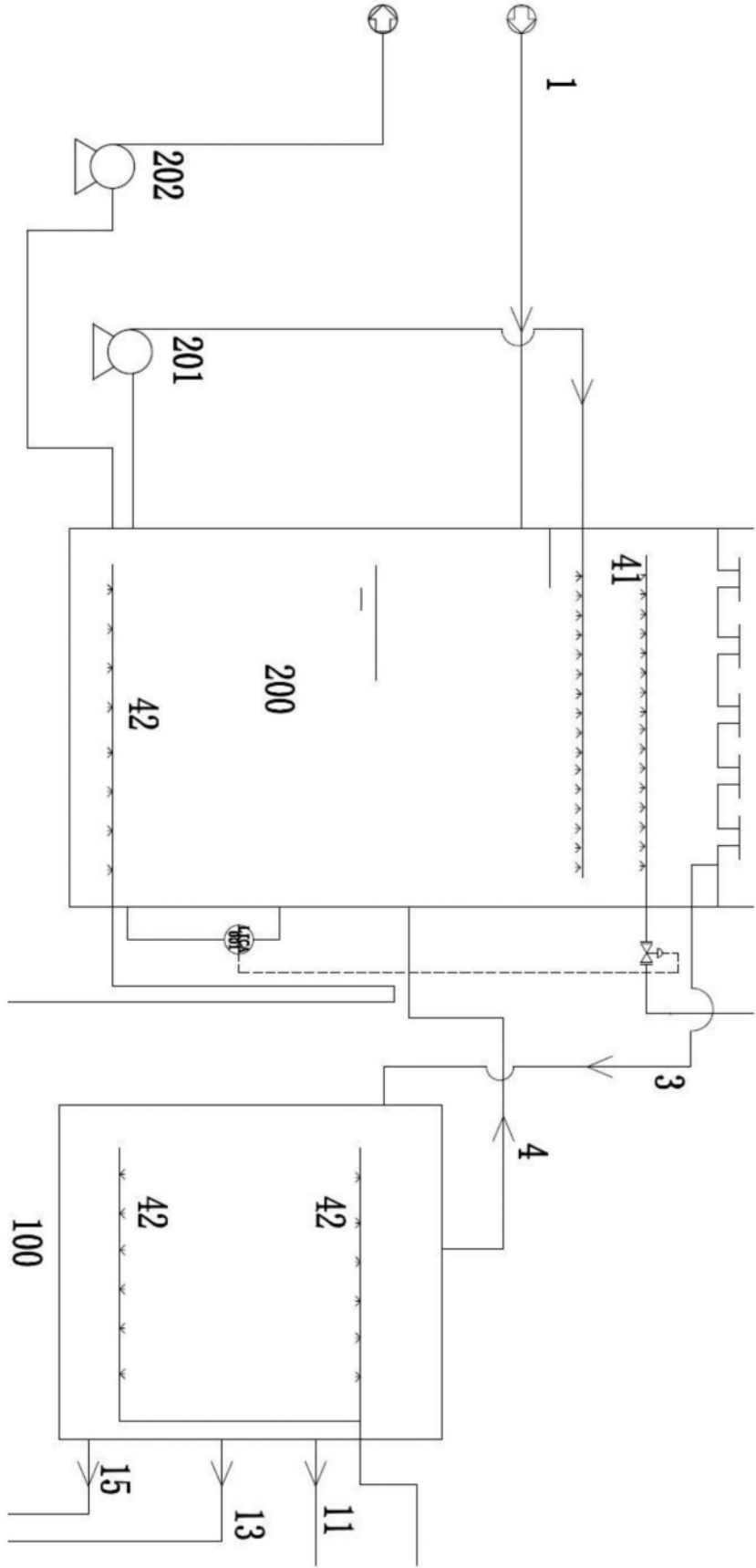


图2

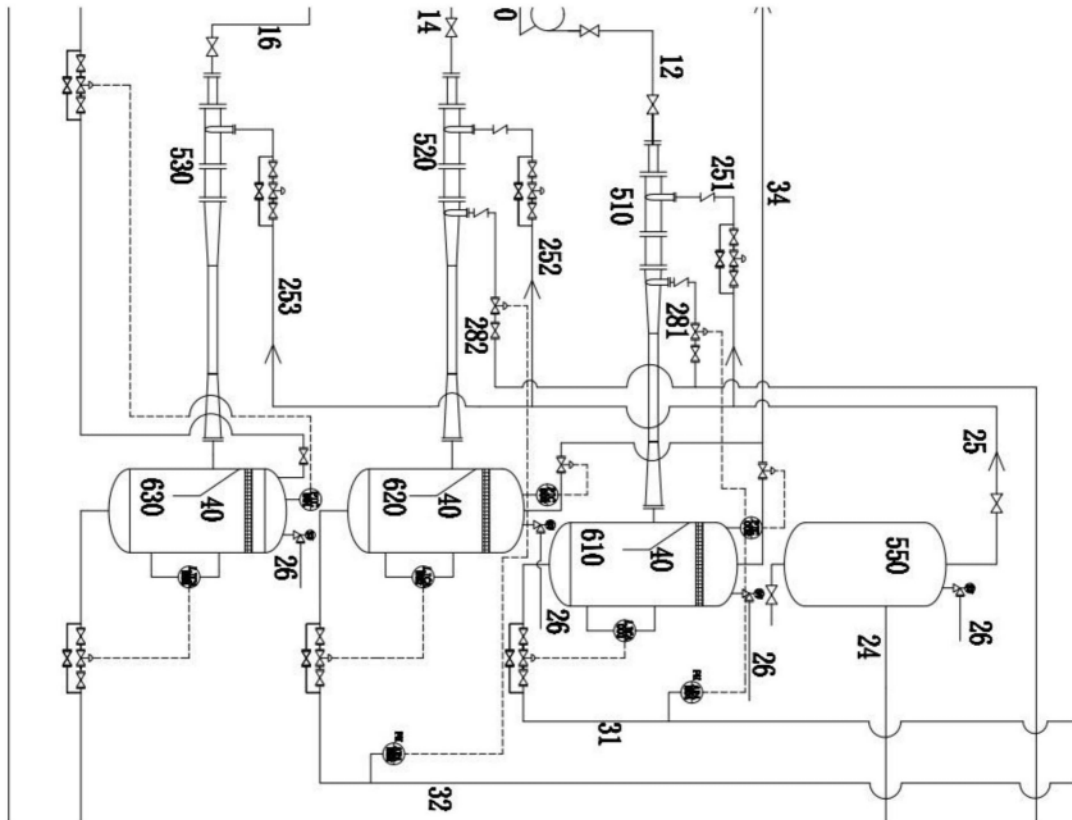


图3

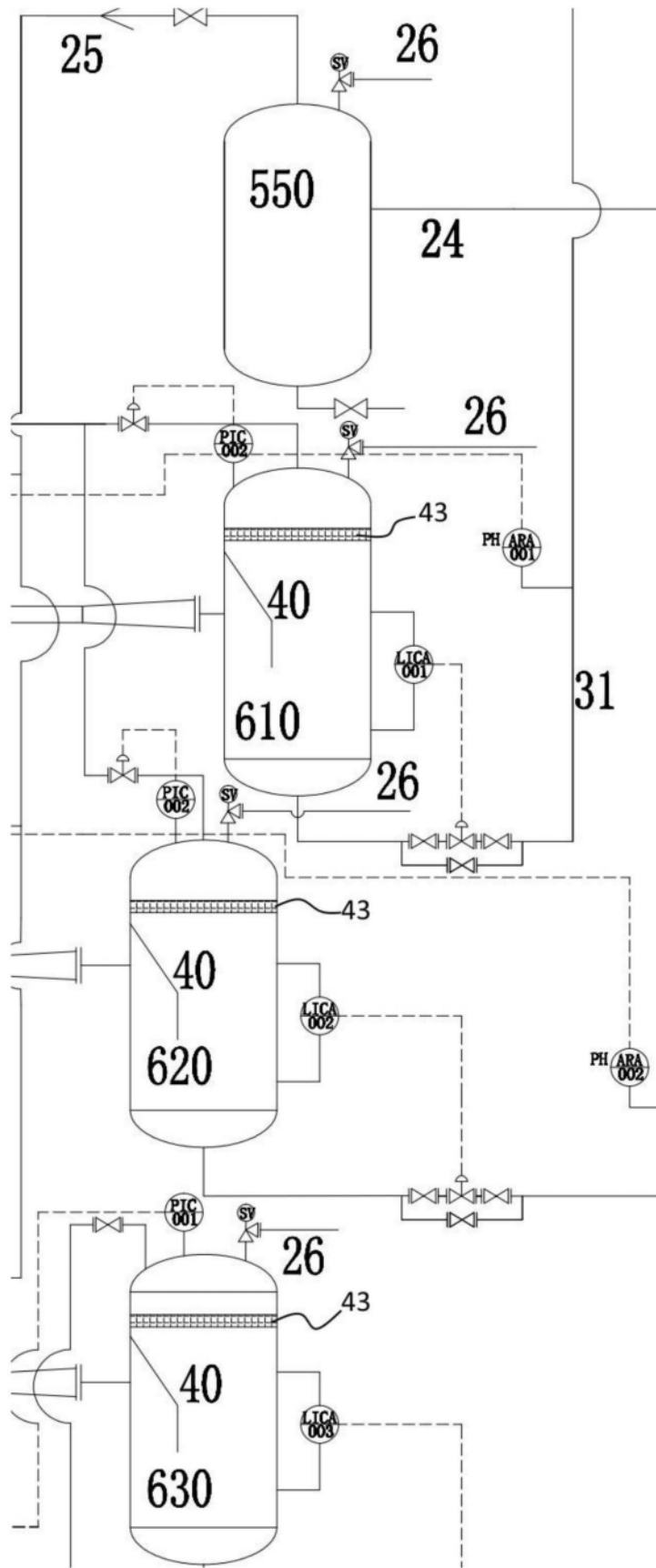


图4

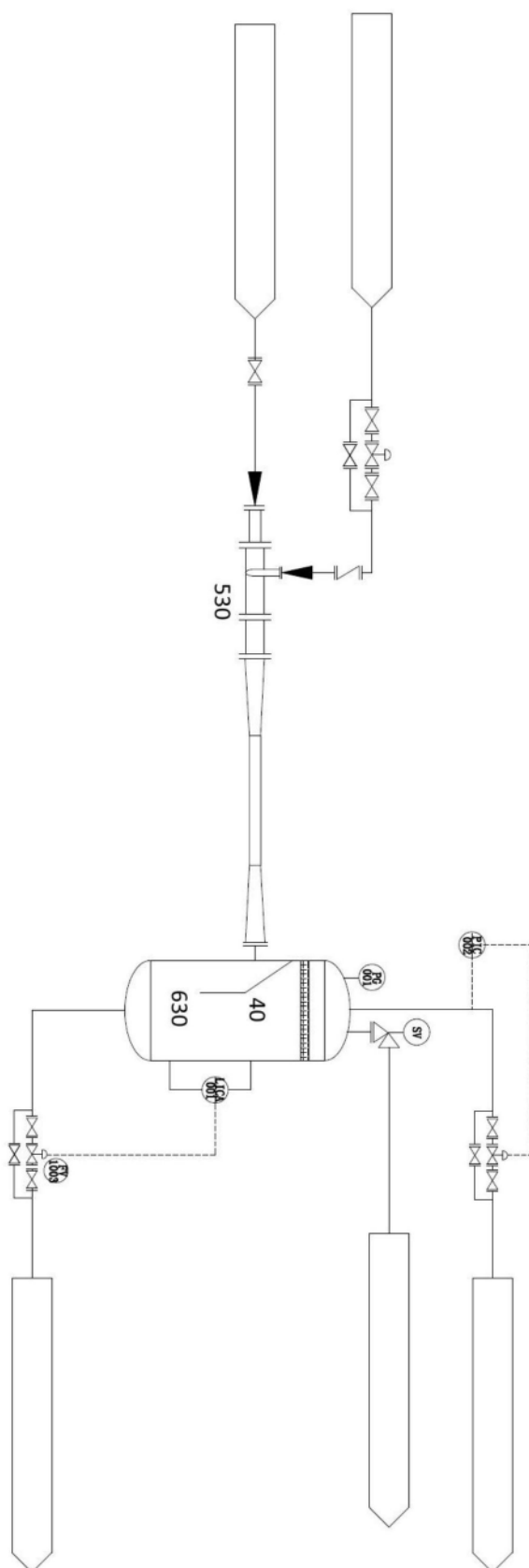


图5