



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 108619885 A

(43)申请公布日 2018.10.09

(21)申请号 201710182146.6

(22)申请日 2017.03.24

(71)申请人 中国石油化工股份有限公司

地址 100728 北京市朝阳区朝阳门北大街
22号

申请人 中国石油化工股份有限公司大连石
油化工研究院

(72)发明人 李磊 刘忠生 李欣 金平

王昊辰 韩天竹

(51) Int. Cl.

B01D 53/78(2006.01)

B01D 53/80(2006.01)

B01D 53/50(2006.01)

B01D 50/00(2006.01)

G02F 9/04(2006.01)

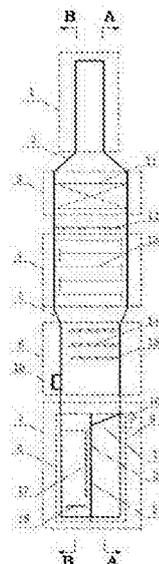
权利要求书3页 说明书10页 附图5页

(54)发明名称

一种烟气脱硫塔和烟气除尘、脱硫及废水处理
方法

(57)摘要

本发明公开了一种烟气脱硫塔和烟气除尘、
脱硫及废水处理方法。一种烟气脱硫塔,由上至
下依次为烟气排放区、除雾区、塔盘区、喷淋区
和废水处理区;所述的烟气排放区与除雾区通过
锥体形变径相连,塔盘区与喷淋区通过倒锥体
形变径相连;所述的废水处理区中央通过一块
竖直隔板I分为氧化絮凝区和循环清液区,循环
清液区顶部通过隔板II将循环清液区与氧化
絮凝区及喷淋区完全隔开;所述的竖直隔板I
设置过滤介质;本发明在一个塔内进行烟气
除尘、脱硫及废水处理,利用烟气对废水进行
搅拌实现氧化絮凝浓缩操作,利用竖直隔板
两侧的液位差作为推动力实现了脱硫废水的
过滤操作,大幅降低占地面积,显著降低装置
建设、改造所需的费用及装置的操作费用。



1. 一种烟气脱硫塔,其特征在于:由上至下依次为烟气排放区、除雾区、塔盘区、喷淋区和废水处理区;所述的烟气排放区顶部设置烟气出口;所述的除雾区设置除雾设备;所述的塔盘区设置一层或多层塔盘;所述的废水处理区中央通过一块竖直的隔板I分为氧化絮凝区和循环清液区,其中氧化絮凝区与喷淋区连通,循环清液区顶部通过隔板II将循环清液区与氧化絮凝区及喷淋区完全隔开,循环清液区顶部塔壁上设置通气口;所述的隔板I设置至少一个开口,开口面积为隔板I面积的10%~90%;隔板I的开口上固定过滤介质。

2. 按照权利要求1所述的烟气脱硫塔,其特征在于:所述的过滤介质为天然纤维、合成纤维、玻璃丝、金属丝制成的网状结构,网孔大小为0.1~1000 μm ,优选为5~100 μm 。

3. 按照权利要求1所述的烟气脱硫塔,其特征在于:所述的隔板II两端分别与隔板I及循环清液区塔壁连接,隔板I与隔板II连接处的夹角一般为45~165°,优选为120~150°。

4. 按照权利要求1所述的烟气脱硫塔,其特征在于:所述的烟气排放区与除雾区通过锥体形变径相连,所述的除雾区与烟气排放区的塔径比为1.2~5。

5. 按照权利要求1所述的烟气脱硫塔,其特征在于:塔盘区与喷淋区通过倒锥体形变径相连;所述的塔盘区与喷淋区的塔径比为1.2~3。

6. 按照权利要求1所述的烟气脱硫塔,其特征在于:所述的除雾设备为旋流除雾器、湿式静电除雾器、丝网除雾器或折流式除雾器中的一种或几种。

7. 按照权利要求1所述的烟气脱硫塔,其特征在于:所述的除雾设备结构如下:除雾器包括若干个并列的除雾组件,每个除雾组件均包括升气管(11-2)和外筒(11-4),外筒(11-4)设置在升气管(11-2)的外侧,优选与升气管(11-2)在同一轴线上;升气管(11-2)固定在除雾区塔盘11-1上,升气管(11-2)的顶部设置封盖板(11-5);升气管(11-2)的圆周上均匀设置若干整流通道(11-3),整流通道(11-3)沿升气管(11-2)外壁的切线方向水平嵌入,整流通道(11-3)靠近外筒(11-4)一侧的侧壁I与升气管(11-2)管壁相切,另一侧壁II与升气管(11-2)管壁相交,各整流通道(11-3)旋转方向相同;整流通道(11-3)顶部与封盖板(11-5)齐平,底部与升气管(11-2)管壁相交。

8. 按照权利要求1所述的烟气脱硫塔,其特征在于:所述的塔盘为浮阀塔盘、筛孔型塔盘、导向筛孔型塔盘、固舌塔盘、浮舌塔盘或立体传质塔盘中的一种或多种组合。

9. 按照权利要求1所述的烟气脱硫塔,其特征在于:所述的塔盘区与除雾区之间设置液体分布器,液体分布器连接循环清液管线I,用于将循环清液均匀的分布到塔盘上。

10. 按照权利要求1所述的烟气脱硫塔,其特征在于:所述的喷淋区上部设置一层或多层喷淋管线;设置多层喷淋管线时,喷淋管线之间的距离为0.5~5m;所述的喷淋管线连接循环清液管线II,喷淋管线上设置有多个雾化喷嘴;所述的喷淋区下部设置烟气入口I,连接烟气管线I。

11. 按照权利要求1所述的烟气脱硫塔,其特征在于:所述的氧化絮凝区靠近塔壁一侧分别连接冲洗水管线、碱性溶液管线I、氧化剂管线、絮凝剂管线和液位计I;所述的冲洗水管线延伸到氧化絮凝区的隔板I一侧,与冲洗水喷淋管相连,冲洗水喷淋管上设置有若干喷嘴,对隔板I上的过滤介质进行冲洗;所述的碱性溶液管线I上设置流量调节阀,用于向脱硫废水中加注碱性溶液调节其pH值;所述的氧化剂管线上设置流量调节阀,用于调节氧化剂的加注量,使脱硫废水中的亚硫酸盐氧化为硫酸盐,使脱硫废水的COD达标;所述的絮凝剂管线用于向脱硫废水中加注絮凝剂,使脱硫废水中的小颗粒粉尘凝聚成大颗粒。

12. 按照权利要求1所述的烟气脱硫塔,其特征在于:所述的氧化絮凝区底部连接烟气管线II和外排浆液管线;所述的烟气管线II延伸至氧化絮凝区的部分上设置有若干喷嘴,用于对氧化絮凝区的浆液进行搅拌;外排浆液管线上设置流量调节阀和pH计;所述的流量调节阀根据液位计I反馈的信号调节外排浆液的流量,控制液化絮凝区的液位;所述pH计测量外排浆液的pH值,并将信号经控制器反馈给碱性溶液管线I上的流量调节阀。

13. 按照权利要求1所述的烟气脱硫塔,其特征在于:所述的循环清液区靠近塔壁一侧连接有新鲜水管线、碱性溶液管线II和液位计II;所述的新鲜水管线上设置流量调节阀,根据液位计II反馈的信号调节新鲜水的流量,控制循环清液区的液位;所述的碱性溶液管线II上设置有流量调节阀,用于调节向循环清液区加注的碱性溶液的流量。

14. 按照权利要求1所述的烟气脱硫塔,其特征在于:所述循环清液区底部连接清液引出管线,引出管线分为两路,一路管线连接外排清液管线,另一路管线连接循环清液泵,该管线上设置有pH计,循环清液泵经冷却器连接循环清液管线I和循环清液管线II;所述的pH计用于测量循环清液的pH值,并将测量信号经控制器反馈给碱性溶液管线II的调节阀。

15. 一种烟气除尘、脱硫及废水处理的方法,其特征在于包括如下内容:(1)烟气分两路进入烟气脱硫塔,一路经烟气管线I从烟气脱硫塔的喷淋区下部进入,另一路经烟气管线II从烟气脱硫塔的氧化絮凝区底部进入并穿过氧化絮凝区内的浆液,两路烟气汇合后与喷淋区的循环清液逆流接触脱除烟气中携带的大部分粉尘和二氧化硫,穿过喷淋区的烟气进入塔盘区,在塔盘区与循环清液进行深度除尘脱硫,净化后的烟气经过除雾区除雾后从烟气排放区排放;(2)吸收了粉尘和二氧化硫的脱硫浆液进入氧化絮凝区,在经烟气管线II进入的烟气的搅拌作用下与氧化剂、絮凝剂和碱性溶液充分混合,脱硫浆液中的亚硫酸盐被氧化为硫酸盐,脱硫浆液中的小颗粒粉尘絮凝成大颗粒,同时具有一定温度的烟气使脱硫浆液中的水分不断挥发,盐浓度逐渐增加;(3)脱硫浆液在隔板I两侧液位差的作用下,流经隔板I上的过滤介质实现固液分离,脱硫浆液中的粉尘颗粒被过滤下来留在氧化絮凝区,清液进入循环清液区,氧化絮凝后的浆液从氧化絮凝区底部引出经外排管线进入后续处理单元,冲洗水喷淋管定时对隔板I上的过滤介质进行冲洗;(4)经过滤介质过滤后进入循环清液区的清液与新鲜水及碱性溶液在循环清液区混合后从循环清液区底部引出,少量清液直接外排以降低循环清液的盐浓度,其余清液经循环清液泵增压后进入冷却器,经冷却器冷却后的清液一部分进入喷淋区,经雾化喷嘴雾化后与烟气逆流接触对烟气进行除尘脱硫,另一部分清液流经液体分布器进入塔盘区,在塔盘上与烟气充分接触,并将烟气中的0.1~5 μm之间的微小粉尘颗粒和经过喷淋区所携带的大量微小雾滴捕捉下来。

16. 按照权利要求15所述的方法,其特征在于:步骤(1)所述的烟气为燃煤锅炉烟气、燃煤电厂烟气、催化裂化催化剂再生烟气、工艺加热炉烟气、焦化烟气或钢铁烧结烟气中的一种或多种。

17. 按照权利要求15所述的方法,其特征在于:所述的烟气管线I与烟气管线II进入烟气的量的比例为20~500;喷淋区内循环清液与烟气的比例为5~50L/Nm³,塔盘区内循环清液与烟气的比例3~15L/Nm³。

18. 按照权利要求15所述的方法,其特征在于:所述的碱性溶液选自氢氧化钠溶液、氢氧化钙溶液、氢氧化镁溶液、碳酸钠溶液、亚硫酸钠溶液、柠檬酸钠溶液、石灰石浆液、氨水或海水中的一种或几种。

19. 按照权利要求15所述的方法,其特征在于:步骤(2)所述的氧化剂为双氧水、高锰酸钾、重铬酸钾、氯酸钾、硝酸、漂白粉、过氧乙酸、过氧化钠、过氧化钾、过硫酸铵或氯化铁中的一种或几种;所述的氧化剂流量根据絮凝浓缩后的浆液化学需氧量(COD)进行调节,COD控制指标为 $\geq 60\text{mg/L}$ 。

20. 按照权利要求15所述的方法,其特征在于:步骤(2)所述的絮凝剂为硫酸铝、明矾、铝酸钠、三氯化铁、硫酸亚铁、硫酸铁、聚合氯化铝、聚合硫酸铝、聚合磷酸铝、聚合氯化铁、聚合硫酸铁、聚合磷酸铁、聚磷氯化铁、聚磷氯化铝、聚硅酸铁、聚硅酸硫酸铁、聚硅酸硫酸铝、聚合硫酸氯化铁铝、聚合聚铁硅絮凝剂、铝铁共聚复合絮凝剂、聚硅酸絮凝剂或聚丙烯酰胺类絮凝剂中的一种或几种。

21. 按照权利要求15所述的方法,其特征在于:步骤(3)所述的絮凝浓缩后的浆液pH值控制在7~9,pH在线检测仪位于浆液外排管线上,通过调节碱性溶液管线I上的调节阀来控制脱硫浆液的pH值。

22. 按照权利要求15所述的方法,其特征在于:步骤(3)所述的隔板I两侧的液位差为0.5~6m,氧化絮凝区的液位高于循环清液区的液位。

23. 按照权利要求15所述的方法,其特征在于:步骤(3)所述的氧化絮凝区液位高度由外排浆液管线上的调节阀进行控制。

24. 按照权利要求15所述的方法,其特征在于:步骤(3)所述的氧化絮凝区的冲洗水喷淋管定期对隔板I上的过滤介质进行冲洗,冲洗时间间隔为0.5~2h。

25. 按照权利要求15所述的方法,其特征在于:步骤(3)所述的循环清液区液位高度由新鲜水管线上的调节阀进行控制。

26. 按照权利要求15所述的方法,其特征在于:步骤(4)所述的循环清液区pH值控制在6~11,pH在线检测仪位于塔底循环泵入口管线上,通过调节碱性溶液管线II上的调节阀来控制循环清液的pH值。

一种烟气脱硫塔和烟气除尘、脱硫及废水处理方法

技术领域

[0001] 本发明属于工业废气净化领域,涉及一种烟气脱硫塔和烟气除尘、脱硫及废水处理方法。

背景技术

[0002] 燃煤锅炉烟气及催化裂化催化剂再生烟气中含有二氧化硫及粉尘,二氧化硫及粉尘均是大气污染物的主要组成粉尘,二氧化硫是形成酸雨的主要原因,粒径较小的粉尘是形成的雾霾罪魁祸首之一。

[0003] 环境污染日益严重,雾霾事件频发,国家对环保的重视程度也越来越高,近年来出台了一系列环境保护的法律法规、国家标准、管理办法。GB 13223-2011《火电厂大气污染物排放标准》规定:燃煤锅炉烟气粉尘 $\geq 30\text{mg}/\text{Nm}^3$,新建燃煤锅炉烟气的 $\text{SO}_2 \geq 100\text{mg}/\text{Nm}^3$;重点地区燃煤锅炉烟气粉尘 $\geq 20\text{mg}/\text{Nm}^3$, $\text{SO}_2 \geq 50\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。《全面实施燃煤电厂超低排放和节能改造工作方案》(环发[2015]164号)中规定燃煤电厂烟气超低排放指标为:烟气粉尘 $\geq 10\text{mg}/\text{Nm}^3$, $\text{SO}_2 \geq 25\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。GB 31570-2015《石油炼制工业污染物排放标准》规定:催化裂化催化剂再生烟气颗粒物 $\geq 50\text{mg}/\text{Nm}^3$, $\text{SO}_2 \geq 100\text{mg}/\text{Nm}^3$;重点地区颗粒物 $\geq 30\text{mg}/\text{Nm}^3$, $\text{SO}_2 \geq 50\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。

[0004] 燃煤锅炉烟气及催化裂化催化剂再生烟气二氧化硫的净化技术分为干法、半干法和湿法三种。湿法脱硫具有脱硫率高、装置运行可靠、操作简单等优点,因而世界各国现有的烟气脱硫技术主要以湿法脱硫为主。传统的湿法脱硫技术主要有石灰石-石膏法、双碱法脱硫、钠碱法脱硫、氨法脱硫法等,大部分采用单塔或双塔进行烟气脱硫,净化后的烟气从塔顶烟囱排放,脱硫废水从塔底抽出进行氧化处理达标后排放或进行脱硫废水再生后返回脱硫塔循环使用。上述烟气脱硫技术主要采用逆流喷淋,碱性浆液从脱硫塔上方进行喷淋,在重力作用下自由沉降与烟气逆流接触实现脱硫反应,但由于喷淋出的液滴直径相对较大,单个液滴与烟气的接触面积很小,为了提高脱硫效率,需要提高浆液循环喷淋的次数,使液滴多次与烟气接触以提高液滴对二氧化硫的吸收效果,因而塔底浆液循环泵的流量很大,电机功率也很大,浆液循环泵的电耗很大,操作费用较高。

[0005] 烟气中粉尘的粒径较小,大部分在 $0.1\sim 200\mu\text{m}$ 之间,普通的重力除尘器、惯性除尘器、旋风分离器等除尘设备难以满足烟气除尘的需要,目前烟气除尘技术主要是布袋式除尘技术、静电除尘技术、湿式除尘技术。由于烟气中含有水分,粉尘在布袋式除尘器的滤袋上吸湿黏结,堵塞滤袋的孔隙,因而需频繁对滤袋进行清理或更换,布袋式除尘器的应用受到极大的限制;静电除尘器的主要缺点是造价偏高,安装、维护、管理要求严格,需要高压变电及整流控制设备,电耗较高,且占地面积较大;湿式除尘技术主要通过喷淋水除去烟气中携带的粉尘,粒径较小的液滴与粉尘结合后仍然会随烟气排出烟囱。

[0006] CN201110153423.3、CN201310338193.7、CN201310421183.X所公开的脱硫废水处理工艺均设置有絮凝池和氧化罐,絮凝池和氧化罐均需设置搅拌器,并且浆液需要通过机泵输送。CN201310338193.7、CN201310421183.X所公开的除尘脱硫废水处理工艺采用旋液

分离器进行固液分离。上述脱硫废水处理工艺流程较长,设备较多,能耗也较大。

[0007] 由于国家制定的污染排放指标越来越严格,拥有燃煤锅炉的企业及拥有催化装置的炼油厂需对燃煤锅炉、催化裂化装置进行不断改造以满足烟气达标排放。由于大部分燃煤锅炉和催化裂化装置按照以前的旧标准进行建设,在建设时未考虑到烟气需进一步深度除尘脱硫,因而在建设时没有给烟气除尘脱硫改造留出足够的建设用地,均需在现有有限的区域内新建烟气除尘脱硫装置或对旧装置进行改造。上述湿法脱硫技术包含烟气脱硫、脱硫废水氧化处理或再生单元,流程较长,设备较多,占地面积较大,严重制约着除尘脱硫装置建设和升级改造,部分催化装置和燃煤锅炉因为缺乏足够的空间无法升级改造,导致烟气排放指标无法满足现行国家标准被迫停工或拆毁重建。因而,亟待开发流程短、设备少、占地面积少的烟气脱硫技术。

发明内容

[0008] 针对现有技术的不足,本发明提供一种烟气脱硫塔和烟气除尘、脱硫及废水处理方法,本发明的烟气脱硫塔集烟气除尘、脱硫及废水处理于一体,本发明方法流程短、设备少、占地面积少,具有广阔的应用前景。

[0009] 本发明的烟气脱硫塔,由上至下依次为烟气排放区、除雾区、塔盘区、喷淋区和废水处理区;所述的废水处理区中央通过一块竖直的隔板I分为氧化絮凝区和循环清液区,其中氧化絮凝区与喷淋区连通,循环清液区顶部通过隔板II将循环清液区与氧化絮凝区及喷淋区完全隔开。

[0010] 所述的隔板I设置至少一个开口,优选1~20个,更优选为1~4个,开口面积为隔板I面积的10%~90%,优选为50%~70%;隔板I的开口上固定过滤介质;所述的过滤介质为天然纤维、合成纤维、玻璃丝、金属丝制成的网状结构,网孔大小为0.1~1000 μm ,优选为5~100 μm 。

[0011] 所述的隔板II两端分别与隔板I及循环清液区塔壁连接,隔板I与隔板II连接处的夹角一般为45~165°,优选为120~150°。所述的隔板I和隔板II与塔壁之间密封,避免分隔板两侧的气、液短路。

[0012] 所述的烟气排放区与除雾区优选通过锥体形变径相连,所述的除雾区与烟气排放区的塔径比为1.2~5;塔盘区与喷淋区优选通过倒锥体形变径相连,喷淋区下方为废水处理区;所述的塔盘区与喷淋区的塔径比为1.2~3。

[0013] 所述的烟气排放区顶部设置烟气出口,用于排放净化的烟气。

[0014] 所述的除雾区设置除雾设备,用于除去烟气携带的液滴,所述的除雾设备可以为旋流除雾器、湿式静电除雾器、丝网除雾器或折流式除雾器等中的一种或几种。

[0015] 所述的塔盘区可设置一层或多层塔盘,优选塔盘层数为2~6层;所述的塔盘可为一种类型的塔盘或多种类型组合塔盘,包括浮阀塔盘、筛孔型塔盘、导向筛孔型塔盘、固舌塔盘、浮舌塔盘或立体传质塔盘等,用于气液充分接触强化传质实现烟气的深度脱硫,将烟气中的0.1 μm ~5 μm 之间的微小粉尘颗粒捕捉下来实现烟气的深度除尘,并将烟气携带的大量微小雾滴捕捉下来降低除雾区的分离负荷。

[0016] 所述的塔盘区与除雾区之间设置液体分布器,液体分布器连接循环清液管线I,用于将循环清液均匀的分布到塔盘上。

[0017] 所述的喷淋区上部设置一层或多层喷淋管线,设置多层喷淋管线时,喷淋管线之

间的距离为0.5~5m,优选距离为1~2.5m;所述的喷淋管线连接循环清液管线II,喷淋管线上设置有多个雾化喷嘴;所述的喷淋区用于将循环清液雾化,雾化后的小液滴与烟气逆流接触,脱除烟气中携带的粉尘和二氧化硫;所述的喷淋区下部设置烟气入口I,用于连接烟气管线I。

[0018] 所述的氧化絮凝区靠近塔壁一侧分别连接冲洗水管线、碱性溶液管线I、氧化剂管线、絮凝剂管线和液位计I;所述的冲洗水管线延伸到氧化絮凝区的隔板I一侧,与冲洗水喷淋管相连,冲洗水喷淋管上设置有若干喷嘴,对隔板I上的过滤介质进行冲洗;所述的碱性溶液管线I上设置流量调节阀,用于向脱硫废水中加注碱性溶液调节其pH值;所述的氧化剂管线上设置流量调节阀,用于调节氧化剂的加注量,使脱硫废水中的亚硫酸盐氧化为硫酸盐,使脱硫废水的COD达标;所述的絮凝剂管线用于向脱硫废水中加注絮凝剂,使脱硫废水中的小颗粒粉尘凝聚成大颗粒。

[0019] 所述的氧化絮凝区底部连接烟气管线II和外排浆液管线;所述的烟气管线II延伸至氧化絮凝区的部分上设置有若干喷嘴,用于对氧化絮凝区的浆液进行搅拌;所述的外排浆液管线用于将氧化絮凝后的浆液外排至后续处理单元,外排浆液管线上设置流量调节阀和pH计;所述的流量调节阀根据液位计I反馈的信号调节外排浆液的流量,用于控制液化絮凝区的液位;所述的pH计用于测量外排浆液的pH值,并将信号经控制器反馈给碱性溶液管线I上的流量调节阀。

[0020] 所述的循环清液区靠近塔壁一侧连接有新鲜水管线、碱性溶液管线II和液位计II;所述的新鲜水管线上设置流量调节阀,根据液位计II反馈的信号调节新鲜水的流量,用于控制循环清液区的液位;所述的碱性溶液管线II上设置有流量调节阀,用于调节向循环清液区加注的碱性溶液的流量。

[0021] 所述的循环清液区顶部塔壁上设置通气口,用于保证循环清液区压力平稳,避免压力波动过大对过滤介质造成损害。

[0022] 所述的循环清液区底部连接清液引出管线,引出管线分为两路,一路管线连接外排清液管线,另一路管线连接循环清液泵,该管线上设置有pH计,循环清液泵经冷却器连接循环清液管线I和循环清液管线II;所述的pH计用于测量循环清液的pH值,并将测量信号经控制器反馈给碱性溶液管线II的调节阀。

[0023] 本发明的烟气除尘、脱硫及废水处理的方法,包括如下内容:

(1) 烟气分两路进入烟气脱硫塔,一路经烟气管线I从烟气脱硫塔的喷淋区下部进入,另一路经烟气管线II从烟气脱硫塔的氧化絮凝区底部进入并穿过氧化絮凝区内的浆液,两路烟气汇合后与喷淋区的循环清液逆流接触脱除烟气中携带的大部分粉尘和二氧化硫,穿过喷淋区的烟气进入塔盘区,在塔盘区与循环清液进行深度除尘脱硫,净化后的烟气经过除雾区除雾后从烟气排放区排放;

(2) 吸收了粉尘和二氧化硫的脱硫浆液进入氧化絮凝区,在经烟气管线II进入的烟气的搅拌作用下与氧化剂、絮凝剂和碱性溶液充分混合,脱硫浆液中的亚硫酸盐被氧化为硫酸盐,脱硫浆液中的小颗粒粉尘絮凝成大颗粒,同时具有一定温度的烟气使脱硫浆液中的水分不断挥发,盐浓度逐渐增加;

(3) 脱硫浆液在隔板I两侧液位差的作用下,流经隔板I上的过滤介质实现固液分离,脱硫浆液中的粉尘颗粒被过滤下来留在氧化絮凝区,清液进入循环清液区,氧化絮凝后的浆

液从氧化絮凝区底部引出经外排管线进入后续处理单元,冲洗水喷淋管定时对隔板I上的过滤介质进行冲洗,以防粉尘颗粒阻塞过滤介质的孔径;

(4)经过滤介质过滤后进入循环清液区的清液与新鲜水及碱性溶液在循环清液区混合后从循环清液区底部引出,少量清液直接外排以降低循环清液的盐浓度,其余清液经循环清液泵增压后进入冷却器,经冷却器冷却后的清液一部分进入喷淋区,经雾化喷嘴雾化后与烟气逆流接触对烟气进行除尘脱硫,另一部分清液流经液体分布器进入塔盘区,在塔盘上与烟气充分接触强化传质效果实现烟气的深度脱硫,并将烟气中的 $0.1\mu\text{m}\sim 5\mu\text{m}$ 之间的微小粉尘颗粒捕捉下来,实现烟气的深度除尘,烟气经过喷淋区所携带的大量微小雾滴也被塔盘上的清液捕捉下来,降低了除雾区的分离负荷。

[0024] 本发明方法中,步骤(1)所述的烟气为燃煤锅炉烟气、燃煤电厂烟气、催化裂化催化剂再生烟气、工艺加热炉烟气、焦化烟气或钢铁烧结烟气等。所述的烟气管线I与烟气管线II进入烟气的量的比例为20~500;喷淋区内循环清液与烟气的比例为 $5\sim 50\text{L}/\text{Nm}^3$,优选比例为 $8\sim 25\text{L}/\text{Nm}^3$,塔盘区内循环清液与烟气的比例 $3\sim 15\text{L}/\text{Nm}^3$ 。

[0025] 本发明方法中,步骤(1)、(2)和(4)所述的碱性溶液选自氢氧化钠溶液、氢氧化钙溶液、氢氧化镁溶液、碳酸钠溶液、亚硫酸钠溶液、柠檬酸钠溶液、石灰石浆液、氨水或海水等中的一种或几种。

[0026] 本发明方法中,步骤(2)所述的氧化剂为双氧水、高锰酸钾、重铬酸钾、氯酸钾、硝酸、漂白粉、过氧乙酸、过氧化钠、过氧化钾、过硫酸铵或氯化铁等中的一种或几种,优选为双氧水,氧化剂采用。氧化剂采用溶解于水中或用水稀释后加入氧化絮凝区。

[0027] 本发明方法中,步骤(2)所述的氧化剂流量根据絮凝浓缩后的浆液化学需氧量(COD)进行调节,COD控制指标为 $\geq 60\text{mg}/\text{L}$ 。

[0028] 本发明方法中,步骤(2)所述的絮凝剂为硫酸铝、明矾、铝酸钠、三氯化铁、硫酸亚铁、硫酸铁、聚合氯化铝、聚合硫酸铝、聚合磷酸铝、聚合氯化铁、聚合硫酸铁、聚合磷酸铁、聚磷氯化铁、聚磷氯化铝、聚硅酸铁、聚硅酸硫酸铁、聚硅酸硫酸铝、聚合硫酸氯化铁铝、聚合聚铁硅絮凝剂、铝铁共聚复合絮凝剂、聚硅酸絮凝剂、聚丙烯酰胺类絮凝剂等中的一种或几种,絮凝剂的加入量为 $0.05\sim 2\text{kg}/\text{m}^3$ 。

[0029] 本发明方法中,步骤(3)所述的絮凝浓缩后的浆液pH值控制在7~9,pH在线检测仪位于浆液外排管线上,通过调节碱性溶液管线I上的调节阀来控制脱硫浆液的pH值。

[0030] 本发明方法中,步骤(3)所述的隔板I两侧的液位差为 $0.5\sim 6\text{m}$,并且氧化絮凝区的液位高于循环清液区的液位。

[0031] 本发明方法中,步骤(3)所述的氧化絮凝区液位高度由外排浆液管线上的调节阀进行控制。

[0032] 本发明方法中,步骤(3)所述的氧化絮凝区的冲洗水喷淋管定期对隔板I上的过滤介质进行冲洗,冲洗时间间隔一般为 $0.5\sim 2\text{h}$ 。

[0033] 本发明方法中,步骤(3)所述的循环清液区液位高度由新鲜水管线上的调节阀进行控制。

[0034] 本发明方法中,步骤(4)所述的循环清液区pH值控制在6~11,优选pH值的控制范围为7~8,pH在线检测仪位于塔底循环泵入口管线上,通过调节碱性溶液管线II上的调节阀来控制循环清液的pH值。

[0035] 本发明方法中,步骤(3)所述的外排浆液和步骤(4)所述的外排清液进入后续处理单元,可用于制备或生产石膏、亚硫酸钠、亚硫酸氢钠、亚硫酸镁、硫酸镁、氧化镁、硫酸钠、硫酸铵、硫酸氢铵等产品,也可经过滤后达标排放。

[0036] 与现有技术相比,本发明的优点在于:

1、本发明在脱硫塔下部设置废水处理区,通过两块隔板将废水处理区分为氧化絮凝区和循环清液区,在氧化絮凝区实现了脱硫废水的氧化、絮凝及浓缩;废水处理区中央的竖直隔板上设置过滤介质,利用竖直隔板两侧的液位差作为推动力实现了脱硫浆液的过滤操作。过滤得到的循环清液作为除尘脱硫的循环介质,由于循环清液中不含有粉尘或粉尘含量很低,相比于现有除尘脱硫技术使用含粉尘的浆液作为除尘脱硫的循环介质,该方法除尘效率高。本发明将入口烟气分为两路,其中由氧化絮凝区底部进入的高温烟气对除尘脱硫废液进行搅拌,使氧化絮凝区内的物料充分混合接触,有利于氧化絮凝反应的进行,烟气中的粉尘及含硫氧化物也得到一定的吸收,同时也充分利用了高温烟气余热,使除尘脱硫废水中的水分大量汽化,在氧化絮凝区实现了脱硫废水的初步提浓,降低了后续单元的能耗。本发明省去了常规的搅拌设备和过滤设备,废水处理过程无需耗费额外的能源,极大的降低了装置投资及操作费用。

[0037] 2、本发明在塔盘区与喷淋区之间设置倒锥体形变径,有利于降低塔盘区气速,强化气液传质效果,提高烟气在塔盘区的除尘效率和脱硫效率,减少雾沫夹带,以降低除雾区的负荷;烟气排放区与除雾区设置锥体形变径,有利于提高烟气的流速,烟气的气速越大,烟气离开烟气排放区后的抬升高度越高,越有利于烟气的扩散,因而烟羽越短。

[0038] 3、本发明在一个塔内完成了烟气除尘、烟气脱硫及废水处理,实现了烟气深度除尘、脱硫和废水COD达标排放的三重功能,各功能区域协同配合,工艺流程短,大幅降低占地面积,显著降低装置建设、改造所需的费用。

附图说明

[0039] 图1为本发明烟气脱硫塔结构示意图。

[0040] 图2为本发明隔板A向结构示意图。

[0041] 图3为本发明隔板B向结构示意图。

[0042] 图4为本发明工艺流程示意图。

[0043] 图5为本发明的除雾器结构示意图。

[0044] 图6为本发明的除雾器中一种整流通道及带凹槽外筒的截面示意图。

[0045] 图7为本发明的除雾器中另一种整流通道及带凸起外筒的截面示意图。

[0046] 图8为本发明的除雾器中截面为圆弧和直线段构成的凹槽示意图。

[0047] 图中:1-烟气排放区;2-锥体形变径;3-除雾区;4-塔盘区;5-倒锥体形变径;6-喷淋区;6-1-循环清液管线II;6-2-烟气管线I;7-废水处理区;8-氧化絮凝区;8-1-液位计I;8-2-冲洗水管线;8-3-碱性溶液管线I;8-4-氧化剂管线;8-5-絮凝剂管线;8-6-外排浆液管线;8-7-烟气管线II;9-循环清液区;9-1-液位计II;9-2-新鲜水管线;9-3-碱性溶液管线II;9-4-清液引出管线;9-5-外排清液管线;10-烟气入口;11-除雾器;12-液体分布器;12-1-循环清液管线I;13-塔盘;14-喷淋管线;15-雾化喷嘴;16-通气口;17-冲洗水喷淋管;18-烟气分布管;19-隔板II;20-隔板I;21-过滤介质;22-密封条;23-紧固螺丝;24-

加固板;25-冷却器;26-循环清液泵;

其中,11-1-除雾区塔盘;11-2-升气管;11-3-整流通道;11-4-外筒;11-5-封盖板;11-6-凹槽;11-7-凸起。

具体实施方式

[0048] 下面将结合附图和实施例对本发明进行详细描述。

[0049] 本发明的烟气脱硫塔,由上至下依次为烟气排放区1、除雾区3、塔盘区4、喷淋区6和废水处理区7;所述的烟气排放区1与除雾区3通过锥体形变径2相连,除雾区3下方为塔盘区4,塔盘区4与喷淋区6通过倒锥体形变径5相连,喷淋区6下方为废水处理区7;所述的废水处理区7中央通过一块竖直的隔板I 20分为氧化絮凝区8和循环清液区9,其中氧化絮凝区8与喷淋区6连通,循环清液区9顶部通过隔板II 19将循环清液区9与氧化絮凝区8及喷淋区6完全隔开。

[0050] 所述的隔板I 20设置至少一个开口,优选1~20个,更优选为1~4个,开口面积为隔板I 20面积的10%~90%,优选为50%~70%;隔板I 20的开口上固定过滤介质21;所述的过滤介质21为天然纤维、合成纤维、玻璃丝、金属丝制成的网状结构,网孔大小为0.1~1000 μm ,优选为5~100 μm ;过滤介质21通过密封条22、紧固螺丝23和加固板24固定于隔板20开口上。

[0051] 所述的隔板II 19两端分别与隔板I 20及循环清液区9塔壁连接,隔板I 20与隔板II 19连接处的夹角一般为45~165°,优选为120~150°。所述的隔板I 20和隔板II 19与塔壁之间密封,避免分隔板两侧的气、液短路。

[0052] 所述的除雾区3与烟气排放区1的塔径比为1.2~5;所述的塔盘区4与喷淋区6的塔径比为1.2~3。

[0053] 所述的烟气排放区1顶部设置烟气出口,用于排放净化的烟气。

[0054] 所述的除雾区3设置除雾设备,用于除去烟气携带的液滴,所述的除雾设备可以为旋流除雾器、湿式静电除雾器、丝网除雾器或折流式除雾器等中的一种或几种。

[0055] 所述的塔盘区4可设置一层或多层塔盘13,优选塔盘层数为2~6层;所述的塔盘可为一种类型的塔盘或多种类型组合塔盘,包括浮阀塔盘、筛孔型塔盘、导向筛孔型塔盘、固舌塔盘、浮舌塔盘或立体传质塔盘等,用于气液充分接触强化传质实现烟气的深度脱硫,将烟气中的0.1 μm ~5 μm 之间的微小粉尘颗粒捕捉下来实现烟气的深度除尘,并将烟气携带的大量微小雾滴捕捉下来降低除雾区3的分离负荷。

[0056] 所述的塔盘区4与除雾区3之间设置液体分布器12,液体分布器12连接循环清液管线I 12-1,用于将循环清液均匀的分布到塔盘13上。

[0057] 所述的喷淋区6上部设置一层或多层喷淋管线14,设置多层喷淋管线14时,喷淋管线14之间的距离为0.5~5m,优选距离为1~2.5m;所述的喷淋管线14连接循环清液管线II 6-1,喷淋管线14上设置有多个雾化喷嘴15;所述的喷淋区6用于将循环清液雾化,雾化后的小液滴与烟气逆流接触,脱除烟气中携带的粉尘和二氧化硫;所述的喷淋区6下部设置烟气入口10,用于连接烟气管线I 6-2。

[0058] 所述的氧化絮凝区8靠近塔壁一侧分别连接冲洗水管线8-2、碱性溶液管线I 8-3、氧化剂管线8-4、絮凝剂管线8-5和液位计I 8-1;所述的冲洗水管线8-2延伸到氧化絮凝区8的隔板I 20一侧,与冲洗水喷淋管17相连,冲洗水喷淋管管线17上设置有若干喷嘴,对隔板

I 20上的过滤介质21进行冲洗;所述的碱性溶液管线I 8-3上设置流量调节阀,用于向脱硫废水中加注碱性溶液调节其pH值;所述的氧化剂管线8-4上设置流量调节阀,用于调节氧化剂的加注量,使脱硫废水中的亚硫酸盐氧化为硫酸盐,使脱硫废水的COD达标;所述的絮凝剂管线8-5用于向脱硫废水中加注絮凝剂,使脱硫废水中的小颗粒粉尘凝聚成大颗粒。

[0059] 所述的氧化絮凝区8底部连接烟气管线II 8-7和外排浆液管线8-6;所述的烟气管线II 8-7延伸至氧化絮凝区8的部分上设置有若干喷嘴,用于对氧化絮凝区8的浆液进行搅拌;所述的外排浆液管线8-6用于将氧化絮凝后的浆液外排至后续处理单元,外排浆液管线8-6上设置流量调节阀和pH计;所述的流量调节阀根据液位计I 8-1反馈的信号调节外排浆液的流量,用于控制液化絮凝区的液位;所述的pH计用于测量外排浆液的pH值,并将信号经控制器反馈给碱性溶液管线I 8-3上的流量调节阀。

[0060] 所述的循环清液区9靠近塔壁一侧连接有新鲜水管线9-2、碱性溶液管线II 9-3和液位计II 9-1;所述的新鲜水管线9-2上设置流量调节阀,根据液位计II 9-1反馈的信号调节新鲜水的流量,用于控制循环清液区9的液位;所述的碱性溶液管线II 9-3上设置有流量调节阀,用于调节向循环清液区9加注的碱性溶液的流量。

[0061] 所述的循环清液区9顶部塔壁上设置通气口16,用于保证循环清液区9压力平稳,避免压力波动过大对过滤介质21造成损害。

[0062] 所述的循环清液区9底部连接清液引出管线9-4,引出管线分为两路,一路管线连接外排清液管线9-5,另一路管线连接循环清液泵26,该管线上设置有pH计,循环清液泵26经冷却器25连接循环清液管线I 12-1和循环清液管线II 6-1;所述的pH计用于测量循环清液的pH值,并将测量信号经控制器反馈给碱性溶液管线II 9-3的调节阀。

[0063] 本发明优选采用如下结构的除雾器11,除雾器11包括若干个并列的除雾组件,每个除雾组件均包括升气管11-2和外筒11-4,外筒11-4设置在升气管11-2的外侧,优选与升气管11-2在同一轴线上;升气管11-2固定在除雾区塔盘11-1上,升气管11-2的顶部设置封盖板11-5;升气管11-2的圆周上均匀设置若干整流通道11-3,整流通道11-3沿升气管11-2外壁的切线方向水平嵌入,整流通道11-3靠近外筒11-4一侧的侧壁I与升气管11-2管壁相切,另一侧壁II与升气管11-2管壁相交,各整流通道11-3旋转方向相同;整流通道11-3顶部与封盖板11-5齐平,底部与升气管11-2管壁相交。

[0064] 本发明的除雾器中,所述的整流通道11-3一般设置1~12个,优选4~8个。整流通道11-3的壁厚优选与升气管11-2的壁厚相同。

[0065] 本发明的除雾器中,整流通道11-3的长度l为侧壁II的长度,宽度w为整流通道11-3两侧壁间的最大水平距离,高度h为整流通道11-3顶部和底部间的最大垂直距离;其中长度l为宽度w的2~5倍,优选为3~4倍;整流通道11-3的截面形状为矩形、椭圆形、圆形、梯形或半圆形等中的一种或几种组合,优选为矩形、椭圆形或圆形中的一种或几种组合。整流通道11-3的尺寸根据实际的工况或设计需求,由本领域技术人员予以确定,如所述整流通道11-3的高度h一般为20~600mm,优选为100~300mm;整流通道11-3的宽度w一般为10~200mm,优选为20~100mm。整流通道11-3的总截面积为升气管11-2横截面积的0.2~0.9倍,优选为升气管11-2横截面积的0.3~0.6倍。

[0066] 本发明的除雾器中,所述的整流通道11-3的侧壁II末端可以与升气管11-2内壁齐平(如图2)或伸入到升气管11-2内部一定距离m(如图3),m为长度l的0.1~0.9倍,优选为0.3

~0.6倍。当整流通道11-3的侧壁II末端与升气管11-2内壁齐平时,整流通道11-3底部末端也与升气管11-2内壁齐平(如图2);当整流通道11-3的侧壁II伸入到升气管11-2内部一定距离m时,整流通道11-3底部末端与侧壁末端齐平(如图3)。

[0067] 本发明的除雾器中,整流通道11-3底部距离塔盘11-1有一定距离A,距离A为20~200mm,优选为40~80mm。

[0068] 本发明的除雾器中,升气管11-2下端与塔盘11-1平齐或低于塔盘11-1一段距离,二者密闭连接;升气管11-2的直径及塔盘11-1的开孔率可以根据实际的工况或设计需求,由本领域技术人员予以确定。

[0069] 本发明的除雾器中,所述的整流通道11-3、封盖板11-5与升气管11-2可以焊接在一起或整体成型。

[0070] 本发明的除雾器中,所述的外筒11-4优选为圆筒,外筒11-4直径D为升气管11-2直径d的1.5~6倍,优选为2~3倍。外筒11-4的上沿高出升气管11-2的上沿一定距离P,距离P为整流通道11-3高度h的1~8倍,优选为2~5倍。外筒11-4的下沿距离塔盘11-1有一定距离B,且低于整流通道11-3的下沿,外筒11-4下沿距塔盘11-1的距离B为5~100mm,优选为20~50mm。外筒11-4的总高度H为整流通道11-3高度的2.5~10倍,优选为3~5倍。外筒11-4的形状还可以为锥筒、倒锥筒或变径圆筒等中的一种或几种组合。

[0071] 本发明的除雾器中,所述的外筒11-4的内表面设置凹槽11-6和/或凸起11-7。凸起11-7或凹槽11-6与外筒11-4的轴线平行,或者可以与轴线成一定夹角。所述的凹槽11-6或凸起11-7的截面还可以为矩形、三角形或圆形等适宜形状。

[0072] 本发明的除雾器中,所述的外筒11-4的内表面优选设置如图4所示的截面形状的凹槽11-6,该凹槽11-6的截面由一条圆弧和一条直线段构成;其中圆弧与外筒11-4内表面圆周的交点分别做圆弧和圆周的切线,切线之间的夹角为 α , α 为 5° ~ 70° ,优选为 10° ~ 40° ;圆弧与直线段交点处所做的圆弧的切线与直线段的夹角为 β , β 为 30° ~ 110° ,优选为 45° ~ 90° 。凹槽11-6的深度Z,即圆弧与直线段交点至外筒11-4内表面圆周上的最短距离为外筒11-4壁厚的0.1~0.7倍,优选为0.3~0.5倍;圆弧与外筒11-4内表面圆周的交点和直线段与外筒11-4内表面圆周的交点间的弧长X为外筒11-4内表面圆周的 $1/80$ ~ $1/6$ 。

[0073] 本发明的除雾器中,所述的外筒11-4的下端开口还可以设置成锯齿形或波浪形结构,从而更加有利于分离出的液体从外筒11-4的内壁成连续流滴落。

[0074] 本发明的除雾器各组件的连接处保证密封,不产生漏气现象。本发明的除雾器,工作时,夹带液滴的气体自塔盘11-1下部空间进入升气管11-2,气相夹带液相上升,遇到封盖板11-5后气相流动方向发生改变,即由上升方向改为水平或近似水平方向,而部分小液滴由于惯性作用与封盖板11-5发生碰撞,并附着在封盖板11-5上,附着的液滴逐渐变大,当液滴大到其自身产生的重力超过气体的上升力与液体表面张力的合力时,液滴就从封盖板11-5表面上被分离下来,完成了第一次气液分离;夹带液滴的气体沿水平或近似水平方向进入整流通道11-3,由于整流通道11-3有一定的长度,且整流通道11-3总截面积小于升气管11-2横截面积,原本速度方向比较分散的夹带液滴的气体,在进入整流通道11-3后,速度方向改为沿着整流通道11-3的方向,速度方向比较规则和集中,且由于流通面积减小,使夹带液滴的气体进入整流通道11-3后速度增加。夹带液滴的气体的速度方向改变时,部分液滴与整流通道11-3内壁发生碰撞,并附着在整流通道11-3内壁上,进而被不断流经整流通

道11-3的气体吹出整流通道11-3并下落,完成第二次气液分离。同时,在整流通道11-3内,由于夹带液滴的气体速度方向改变,部分小液滴在惯性力作用下发生相互碰撞,小液滴聚集成为大液滴,且夹带液滴的气体流经整流通道11-3时速度增加,加剧了液滴的运动,提高了小液滴相互碰撞的几率,使小液滴更容易聚集成为大液滴,并随气体一起以较大的速度流出整流通道11-3。从整流通道11-3流出的夹带液滴的气体具有较大的速度,速度方向比较集中,且夹带的液滴比较大,继续与外筒11-4内壁发生碰撞,再次改变气体的流动方向,即夹带液滴的气体由沿着整流通道11-3方向改为沿着外筒11-4内壁的圆周方向流动。由于夹带液滴的气体速度较大,且沿着开设有凹槽11-6的外筒11-4内壁旋转向上流动,因此会产生比较明显的刮面效应。所述的刮面效应,是指夹带液滴的高速气体沿外筒11-4内壁旋转向上流动时,液滴在惯性力的作用下不断被甩向外沿,液滴进入凹槽11-6并沿凹槽11-6内的圆弧段运动,由于夹角 α 为 $5^{\circ}\sim 70^{\circ}$,能够使液滴继续沿着凹槽11-6的圆弧面做平滑地运动,液滴间接触聚集变大,直至遇到直线段受到阻碍,聚集变大的液滴与直线段壁面强烈撞击,并附着在外筒11-4内壁凹槽11-6的直线段上,液滴继续聚集并变大,进而沿外筒11-4内壁顺流而下;而气体则继续保持高速沿外筒11-4内壁旋转向上流动,第三次实现了气液分离,而且降低了雾沫夹带。通过上述整流、加速及刮面效应,使流体在流动过程中实现液滴与气体的分离。

实施例

[0075] 一种烟气除尘脱硫塔,由上至下依次为烟气排放区1、除雾区3、塔盘区4、喷淋区6和废水处理区7,烟气排放区1与除雾区3通过锥体形变径2相连,除雾区3下方为塔盘区4,塔盘区4与喷淋区6通过倒锥体形变径5相连,喷淋区6下方为废水处理区7。烟囱1直径为3m,塔上部壳体3直径为9m,塔下部壳体7的直径为6m。

[0076] 除雾区3内设置湿式静电除雾器11,液体分布器12设置于湿式静电除雾器11下方,塔盘区4设置于液体分布器12下方,塔盘区4共设置4层塔盘,选用筛孔塔盘;喷淋区6共设置3层喷淋管线14,喷淋管线14之间的距离为2m,雾化喷嘴15均匀的布置在喷淋管线14上。

[0077] 废水处理区7中央通过一块竖直的隔板I 20分为氧化絮凝区8和循环清液区9,其中氧化絮凝区8与喷淋区6连通,循环清液区9顶部通过隔板II 19将循环清液区9与氧化絮凝区8及喷淋区6完全隔开,隔板I 20与隔板II 19通过焊接方式相连,隔板I 20、隔板II 19与塔壁之间通过焊接方式相连。在隔板I 20上设置有一个开口,位于氧化絮凝区8一侧的开口区域固定有孔径为 $100\mu\text{m}$ 的滤布21,滤布21通过密封条22和紧固螺丝23固定于分隔板I 20上;位于循环清液区9一侧的开口区域通过加固板24对滤布21进行加固。氧化絮凝区8设置冲洗水喷淋管17,面向滤布21一侧的冲洗水喷淋管17上设置有喷嘴;氧化絮凝区8下部设置有烟气分布管18;循环清液区9上部的塔壁上设置有通气口16。

[0078] 一种烟气除尘、脱硫及废水处理的方法,本实施例处理的烟气为含有粉尘、二氧化硫的催化裂化催化剂再生烟气,但并不仅限于此类烟气。本实施例的烟气除尘、脱硫及废水处理的方法具体包括以下内容:

(1)从催化裂化余热锅炉来的烟气温度为 180°C ,烟气分两路进入烟气脱硫塔,一路经烟气管线I 6-2从烟气脱硫塔的喷淋区6下部进入,另一路经烟气管线II 8-7从烟气脱硫塔的氧化絮凝区8底部进入并穿过氧化絮凝区8内的浆液,其中烟气管线I 6-2与烟气管线II

8-7中烟气流量比为20,两路烟气汇合后与喷淋区6的循环清液逆流接触脱除烟气中携带的大部分粉尘和二氧化硫,穿过喷淋区6的烟气进入塔盘区4,在塔盘区4与循环清液进行深度除尘脱硫,净化后的烟气经过除雾区3除雾后从烟气排放区1排放,从烟气排放区1排放的烟气温度为50℃,粉尘含量为8mg/Nm³,SO₂含量为20mg/Nm³,优于GB 31570-2015《石油炼制工业污染物排放标准》的规定(催化裂化催化剂再生烟气颗粒物 \geq 50mg/Nm³,SO₂ \geq 100mg/Nm³;重点地区颗粒物 \geq 30mg/Nm³,SO₂ \geq 50mg/Nm³);

(2)吸收了粉尘和二氧化硫的脱硫浆液进入氧化絮凝区8,通过调节氢氧化钠溶液(32w%)的流量来控制氧化絮凝区8脱硫废水的pH值为7.5~8,脱硫浆液在经烟气管线II 8-7进入的烟气的搅拌作用下与双氧水、聚硅酸絮凝剂和氢氧化钠溶液充分混合,脱硫浆液中的亚硫酸盐被氧化为硫酸盐,脱硫浆液中的小颗粒粉尘絮凝成大颗粒,同时具有一定温度的烟气使脱硫浆液中的水分不断挥发,盐浓度逐渐增加;

(3)通过调节外排浆液8-6的流量控制氧化絮凝区8的液位高度,通过调节新鲜水9-2的流量控制循环清液区9的液位高度,使氧化絮凝区8的液位与循环清液区9的液位差保持在1.5~2.5m,脱硫浆液在隔板I 20两侧液位差的作用下,流经隔板I 20上的滤布21实现固液分离,脱硫浆液中的粉尘颗粒被过滤下来留在氧化絮凝区8,清液进入循环清液区9,氧化絮凝后的浆液从氧化絮凝区8底部引出经外排管线进入后续处理单元,冲洗水喷淋管17每隔0.5小时对隔板I 20上的滤布21进行冲洗,以防粉尘颗粒阻塞滤布21的孔径;

(4)通过调节进入循环清液区9的氢氧化钠溶液(32wt%)流量来控制循环清液区9脱硫废水的pH值为7.0~7.5,经滤布21过滤后进入循环清液区9的清液与新鲜水及氢氧化钠溶液在循环清液区9混合后从循环清液区9底部引出,少量清液直接外排以降低循环清液的硫酸钠含量,其余清液经循环清液泵26增压后进入冷却器25冷却至40℃,经冷却器25冷却后的清液一部分进入喷淋区6,经雾化喷嘴15雾化后与烟气逆流接触对烟气进行除尘脱硫,另一部分清液流经液体分布器12进入塔盘区4,在塔盘13上与烟气充分接触强化传质效果实现烟气的深度脱硫,并将烟气中的0.1 μ m~5 μ m之间的微小粉尘颗粒捕捉下来,实现烟气的深度除尘,烟气经过喷淋区6所携带的大量微小雾滴也被塔盘13上的清液捕捉下来,降低了除雾区3的分离负荷。

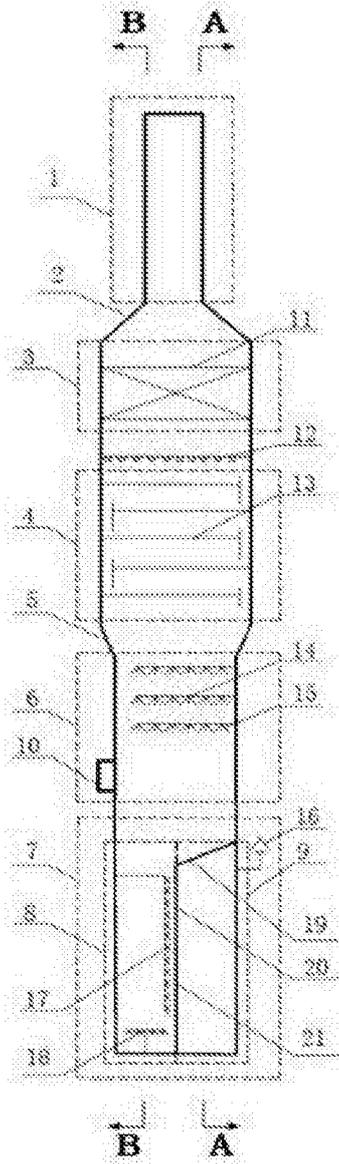
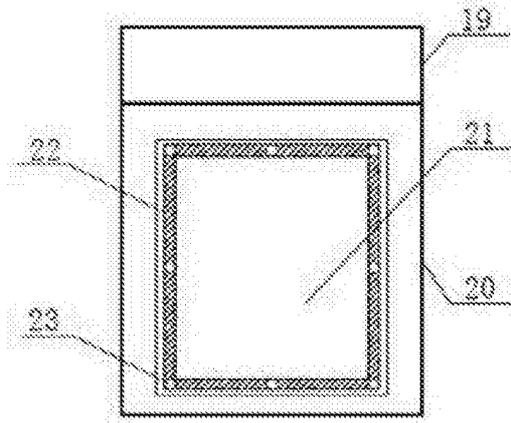
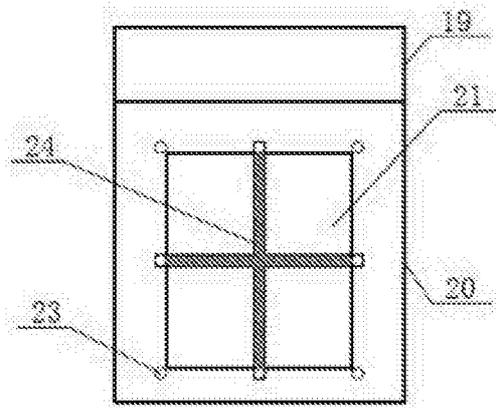


图1



A

图2



B

图3

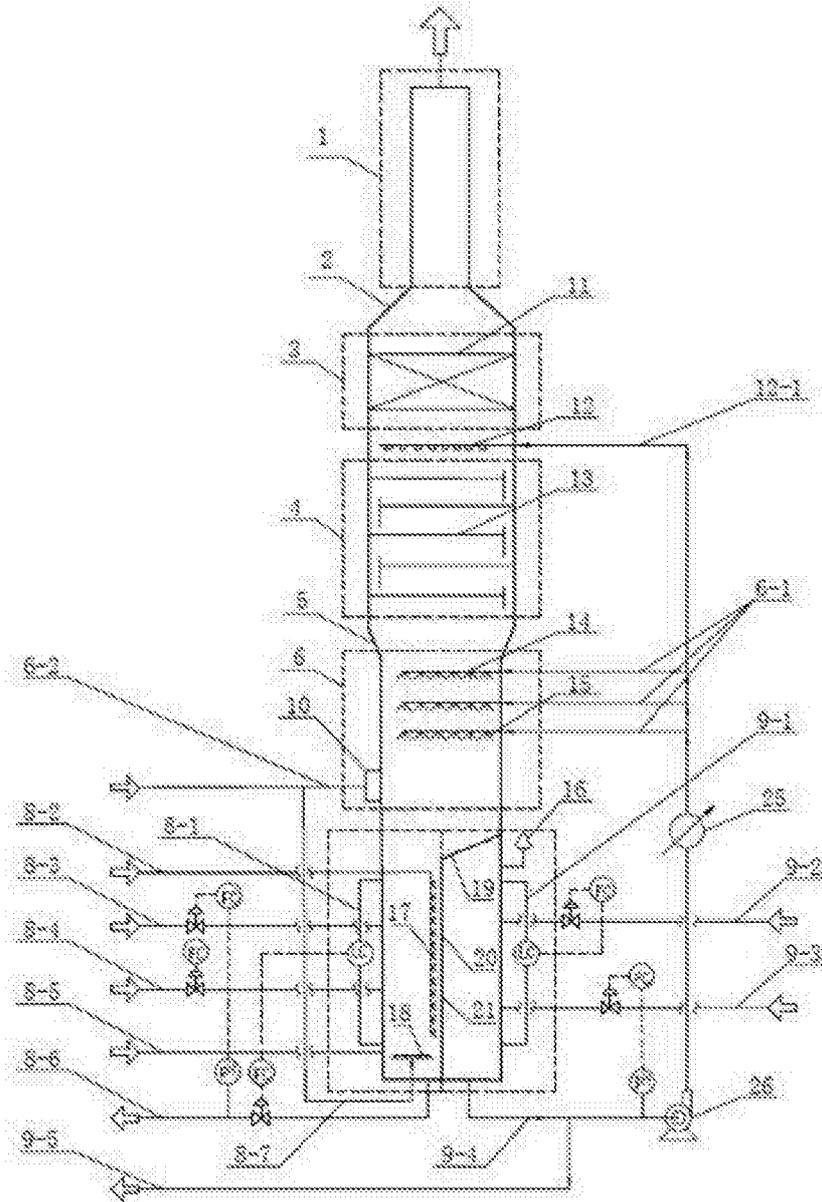


图4

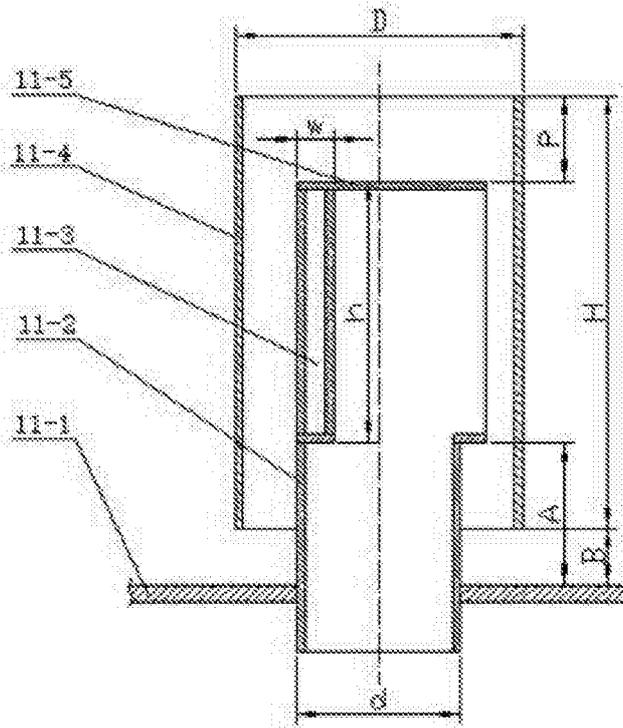


图5

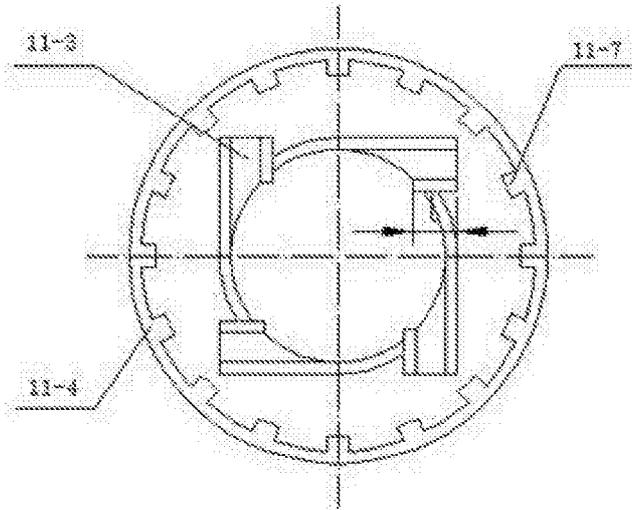


图6

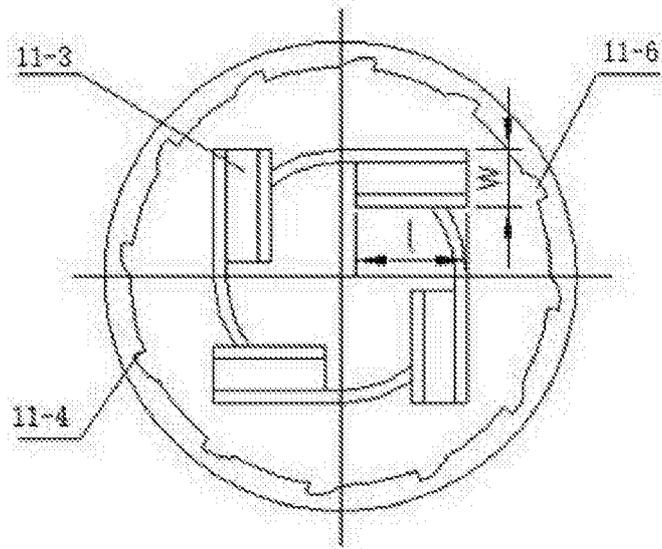


图7

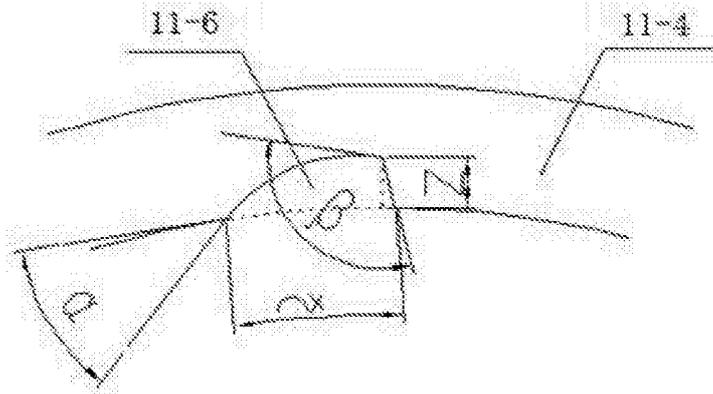


图8