(19)中华人民共和国国家知识产权局

(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 110559837 B
(45)授权公告日 2021.10.08

(21)申请号 201810569007.3
(22)申请日 2018.06.05
(65)同一申请的已公布的文献号
申请公布号 CN 110559837 A
(43)申请公布日 2019.12.13
(73)专利权人 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
专利权人 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 周建华 李磊 王明星 金平 刘忠生
(51)Int.Cl.
B01D 53/80(2006.01)
B01D 53/50(2006.01)
B01D 47/06(2006.01)
B01D 50/00(2006.01)
C02F 9/10(2006.01)
C02F 103/18(2006.01)
(56)对比文件
CN 107413176 A,2017.12.01
CN 105056679 A,2015.11.18
CN 200975683 Y,2007.11.14
CN 102824870 A,2012.12.19
CN 203075827 U,2013.07.24
CN 105413442 A,2016.03.23
审查员 张晓芳

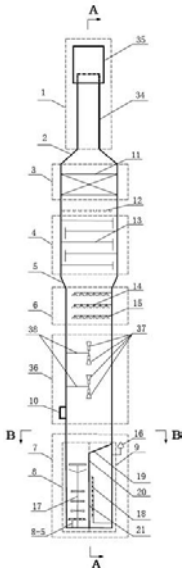
权利要求书3页 说明书11页 附图4页

(54)发明名称

烟气脱硫塔和烟气脱硫及废水处理工艺

(57)摘要

本发明公开了一种烟气脱硫塔和烟气脱硫及废水处理工艺。烟气脱硫塔包含烟气排放区、除雾区、塔盘区、喷淋区、急冷降温区和废水处理区;其中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;所述的氧化絮凝区设置搅拌装置;所述竖直隔板I设置过滤介质;本发明在一个塔内进行烟气除尘、脱硫、除盐及废水处理,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。



CN 110559837 B

1.一种烟气脱硫塔，由上至下依次为烟气排放区、除雾区、塔盘区、喷淋区、急冷降温区和废水处理区；所述的烟气排放区为烟囱结构，烟囱底部与除雾区塔体相连，烟囱顶部设置烟气出口；在烟囱顶部设置外套筒，所述的外套筒为上下开口的筒状结构，外套筒上沿高出烟囱顶部一定距离，外套筒的下沿低于烟囱的上沿，所述的外套筒和烟囱之间为环形空间；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；所述的氧化絮凝区底部设置搅拌装置，搅拌装置通过固定件连接于烟气脱硫塔底；所述的固定件上部为中空的圆筒状结构，底部固定于烟气脱硫塔底；所述的搅拌装置的旋转轴竖直插装于固定件的圆筒状结构内，旋转轴可绕其中心线旋转；所述的旋转轴由上至下依次固定旋转叶轮、导流板、搅拌桨；所述的旋转叶轮、导流板和搅拌桨以旋转轴为中心呈对称分布；所述的旋转叶轮由若干叶片组成，叶片在水平方向上均匀分布，叶片所在平面与水平面的夹角为15~75°，所述的导流板为倒锥形结构，倒锥形顶部为敞口结构，导流板的倒锥形底部与旋转轴之间设置缝隙，所述的搅拌桨沿轴向水平设置若干组；所述的急冷降温区上部的轴向上设置若干个开口向上或向下的大口径雾化喷嘴，各大口径雾化喷嘴与干净水支管相连，干净水支管与干净水总管相连；大口径雾化喷嘴的入口接头管径与急冷降温区的塔径比例为0.005~0.1；所述的大口径雾化喷嘴喷淋角度为60~150°。

2.按照权利要求1所述的烟气脱硫塔，其特征在于：外套筒上沿高出烟囱顶部0.2～10m；外套筒的下沿低于烟囱的上沿0.5~5m；所述的外套筒底部开口直径为烟囱顶部开口直径的1.01～1.2倍。

3.按照权利要求1所述的烟气脱硫塔，其特征在于：所述的过滤介质为网状结构，网孔大小为0.1~1000μm；过滤介质材质为天然纤维、合成纤维、玻璃丝或金属丝。

4.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连接处的夹角为45~165°。

5.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。

6.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。

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。

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、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。

11.按照权利要求1所述的烟气脱硫塔，其特征在于：所述的急冷降温区至少包含一对开口相对的大口径雾化喷嘴。

12.按照权利要求1所述的烟气脱硫塔，其特征在于：所述的氧化絮凝区靠近塔壁一侧分别连接碱性溶液管线I、絮凝剂管线和液位计I；所述的碱性溶液管线I上设置流量调节阀。

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、氧化性气体管线和液位计II；所述的新鲜水管线上设置流量调节阀；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13所述的烟气脱硫塔，其特征在于：所述的氧化性气体管线与风机相连，并延伸到循环清液区的隔板I一侧，与氧化性气体分布管相连；所述的氧化性气体分布管上设置有若干喷嘴，喷嘴正对着隔板I上的过滤介质。

15.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。

16.一种权利要求1~15任一权利要求所述的烟气脱硫塔的烟气脱硫及废水处理的工艺，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从烟气脱硫塔的急冷降温区下部进入，另一路增压后经烟气管线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，两路烟气汇合后与急冷降温区雾化后的干净水接触进行急冷降温，急冷降温后的烟气进入喷淋区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进入烟气排放区，从烟囱顶部进入外套筒与空气充分混合后从烟气排放区顶部排放；(2)吸收了粉尘和二氧化硫的脱硫浆液从喷淋区经过旋转叶轮从导流板下部的降液口进入氧化絮凝区，当脱硫浆液从喷淋区流下经过旋转叶轮时，在旋转叶轮的叶片上产生水平力，脱硫浆液的重力势能转化为动能，推动旋转叶轮绕旋转轴旋转，并带动固定于旋转轴上的搅拌桨旋转对脱硫浆液进行搅拌，在搅拌桨的搅拌作用下脱硫浆液与氧化性气体、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，同时来自烟气管线II的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浆液管线进入后续处理单元；(4)氧化性气体从循环清液区进入，从氧化性气体分布管的喷嘴喷出并穿过过滤介质，将氧化絮凝区过滤介质上的粉尘颗粒吹起，吹起的粉尘及氧化性气体被旋转的浆液带走，粉尘与絮凝剂作用凝聚成大颗粒在重力作用下向氧化絮凝区底部沉积，氧化性气体将浆液中的亚硫酸盐氧化为硫酸盐，使脱硫废水的COD达标；(5)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，将烟气中的微小粉尘颗粒和烟气经过喷淋区所携带的大量微小雾滴捕捉下来。

17.按照权利要求16所述的工艺，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。

18.按照权利要求16所述的工艺，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；急冷降温区的干净水与烟气的比例为0.05~2.5L/Nm^3；喷淋区内循环清液与烟气的比例为5~50L/Nm^3，塔盘区内循环清液与烟气的比例3~15L/Nm^3。

19.按照权利要求16所述的工艺，其特征在于：所述的干净水中可溶性盐含量≤30g/L。

20.按照权利要求16所述的工艺，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。

21.按照权利要求16所述的工艺，其特征在于：所述的氧化性气体为空气、氧气或臭氧中的一种或几种。

22.按照权利要求16所述的工艺，其特征在于：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。

23.按照权利要求16所述的工艺，其特征在于：所述的氧化絮凝浓缩后的浆液pH值控制在7~9，pH在线检测仪位于外排浆液管线上，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。

24.按照权利要求16所述的工艺，其特征在于：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。

25.按照权利要求16所述的工艺，其特征在于：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。

26.按照权利要求16所述的工艺，其特征在于：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。

27.按照权利要求16所述的工艺，其特征在于：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。

28.按照权利要求16所述的工艺，其特征在于：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。

烟气脱硫塔和烟气脱硫及废水处理工艺

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脱硫及废水处理工艺。

背景技术

[0002] 锅炉烟气及工厂排放的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] 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。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。

[0004] 烟气中粉尘的粒径较小，大部分在0.1~200μm之间，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。

[0005] 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。

[0006] 由于国家制定的污染排放指标越来越严格，拥有锅炉的企业及拥有烟气排放的工厂需对新增烟气除尘脱硫装置或对旧装置进行改造以满足烟气达标排放。由于大部分锅炉和烟气排放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的建设和升级改造，部分装置和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。

[0007] 另外，由于湿法脱硫装置采用含有大量悬浮物及可溶性盐的循环液作为烟气急冷降温、脱硫的工作介质，循环液与高温烟气接触实现烟气急冷降温过程中，水分大量汽化，

可溶性盐及悬浮物随之进入烟气中，造成湿法脱硫装置出口烟气中含有较多的可溶性盐（主要为硫酸盐、亚硫酸盐），可溶性盐脱水后形成超细颗粒物，这些超细颗粒物会为雾霾的形成提供了充足的凝结核，湿法脱硫也是雾霾的成因之一。

[0008] 随着湿式脱硫技术在我国的大规模推广应用，湿式脱硫技术的一个明显且难以克服的缺点逐渐显露出来，该缺点就是排放烟气在烟囱口会产生“白烟”现象，甚至会形成数公里的“白烟长龙”，给人带来强烈的视觉冲击，有时地面还会出现“尘雨”现象。所以，如何能够消除“白烟”现象是目前亟待解决的一个问题。

发明内容

[0009] 针对现有技术的不足，本发明提供一种烟气脱硫塔和烟气脱硫及废水处理工艺，本发明的烟气脱硫塔集烟气除尘、脱硫及废水处理于一体，本发明工艺除尘、脱硫及除盐效果好，流程短、设备少、占地面积少，具有广阔的应用前景。

[0010] 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、急冷降温区和废水处理区；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。

[0011] 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；所述的过滤介质为网状结构，网孔大小为0.1~1000μm，优选为5~100μm，过滤介质可以为天然纤维、合成纤维、玻璃丝或金属丝等。

[0012] 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。

[0013] 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，喷淋区下方为急冷降温区，急冷降温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。

[0014] 所述的烟气排放区一般为常规的烟气湿法脱硫工艺中的烟囱结构，所述的烟囱底部与除雾区塔体相连，优选通过锥体形变径与除雾区塔体相连，烟囱顶部设置烟气出口；优选在烟囱顶部设置外套筒，所述的外套筒为上下开口的筒状结构，可以为圆筒状或锥筒状，外套筒上沿高出烟囱顶部一定距离，一般为0.2～10m，优选为0.5～5m，外套筒的下沿低于烟囱的上沿，优选低于烟囱上沿0.5~5m；所述的外套筒与烟囱之间为环形空间，优选底部开口直径为烟囱顶部开口直径的1.01～1.2倍。所述的烟气从烟囱顶部进入外套筒，从外套筒顶部排出，烟气的气速较高，在流经外套筒时会在烟囱与外套筒之间产生负压，空气在负压的吸力作用下流经烟囱与外套筒之间的环形空间进入外套筒上部，空气在外套筒内与烟气混合后一起从外套筒顶部排放，烟气在离开外套筒顶部排放之前就已与空气充分混合，大幅降低了“白烟”生成量。

[0015] 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。

[0016] 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0.1μm~5μm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。

[0017] 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。

[0018] 所述的喷淋区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。

[0019] 所述的急冷降温区上部的轴向上设置若干个开口向上或向下的大口径雾化喷嘴，各大口径雾化喷嘴与干净水支管相连，干净水支管与干净水总管相连；大口径雾化喷嘴的入口接头管径与急冷降温区的塔径比例为0.005~0.1，优选为0.01~0.06；所述的大口径雾化喷嘴喷淋角度为60~150°，优选角度为120~150°；喷淋的水雾呈实心圆锥形，圆锥形底面直径大于急冷降温区的塔径；优选至少包含一对开口相对(一个开口向下，另一个开口向上)的大口径雾化喷嘴，更优选为2~3对；每对开口相对的大口径雾化喷嘴喷淋出的两个圆锥形面互相撞击形成覆盖整个塔径的平面，该平面对烟气进行全面的有效拦截，实现烟气的急冷降温，并脱除烟气中携带的粉尘和二氧化硫。每根干净水支管可以连接1个大口径雾化喷嘴或开口方向相反的2个大口径雾化喷嘴；所述的大口径雾化喷嘴的入口接头管径一般可以为DN20~200；所述的急冷降温区下部设置烟气入口I，用于连接烟气管线I。

[0020] 所述的氧化絮凝区靠近塔壁一侧分别连接碱性溶液管线I、絮凝剂管线和液位计I；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。

[0021] 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加热浓缩和搅拌；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。

[0022] 所述的氧化絮凝区底部设置搅拌装置，搅拌装置通过固定件连接于烟气脱硫塔底；所述的固定件上部为中空的圆筒状结构，底部固定于烟气脱硫塔底；所述的搅拌装置的旋转轴竖直插装于固定件的圆筒状结构内，旋转轴可绕其中心线旋转；所述的旋转轴由上至下依次固定旋转叶轮、导流板、搅拌桨；所述的旋转叶轮、导流板和搅拌桨以旋转轴为中心呈对称分布；所述的旋转叶轮由若干叶片组成，叶片在水平方向上均匀分布，叶片所在平面与水平面的夹角为15~75°，优选30~60°；所述的导流板为倒锥形结构，倒锥形顶部为敞口结构，导流板的倒锥形底部与旋转轴之间设置缝隙，导流板一般位于氧化絮凝区液面以上，用于将气流导向旋转叶轮两侧，穿过旋转叶轮的浆液通过导流板与旋转轴之间的缝隙进入氧化絮凝区；所述的搅拌桨沿轴向水平设置若干组，优选为2~4组。当脱硫浆液从喷淋区流

下经过旋转叶轮时，在旋转叶轮的叶片上产生水平力，推动旋转叶轮绕旋转轴旋转带动搅拌桨围绕旋转轴旋转，用于对脱硫浆液进行搅拌。搅拌桨位于氧化絮凝区的液面以下。

[0023] 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、氧化性气体管线和液位计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；所述的氧化性气体管线与风机相连，并延伸到循环清液区的隔板I一侧，与氧化性气体分布管相连；所述的氧化性气体分布管上设置有若干喷嘴，喷嘴正对着隔板I上的过滤介质，氧化性气体从喷嘴喷出并穿过过滤介质，将氧化絮凝区过滤介质上的粉尘颗粒吹起，吹起的粉尘及氧化性气体被旋转的脱硫浆液带走，粉尘与絮凝剂作用凝聚成大颗粒在重力作用下向氧化絮凝区底部沉积，氧化性气体将浆液中的亚硫酸盐氧化为硫酸盐，使脱硫废水的COD达标。

[0024] 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。

[0025] 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。

[0026] 本发明的烟气脱硫及废水处理工艺，包括如下内容：

[0027] (1)烟气分两路进入烟气脱硫塔，一路经烟气管线I从烟气脱硫塔的急冷降温区下部进入，另一路增压后经烟气管线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，两路烟气汇合后与急冷降温区雾化后的干净水接触进行急冷降温，急冷降温后的烟气进入喷淋区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进入烟气排放区，从烟囱顶部进入外套筒与空气充分混合后从烟气排放区顶部排放；

[0028] (2)吸收了粉尘和二氧化硫的脱硫浆液从喷淋区经过旋转叶轮从导流板下部的降液口进入氧化絮凝区，当脱硫浆液从喷淋区流下经过旋转叶轮时，在旋转叶轮的叶片上产生水平力，脱硫浆液的重力势能转化为动能，推动旋转叶轮绕旋转轴旋转，并带动固定于旋转轴上的搅拌桨旋转对脱硫浆液进行搅拌，在搅拌桨的搅拌作用下脱硫浆液与氧化性气体、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，同时来自烟气管线II的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；

[0029] (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；

[0030] (4)氧化性气体从循环清液区进入，从氧化性气体分布管的喷嘴喷出并穿过过滤介质，将氧化絮凝区过滤介质上的粉尘颗粒吹起，吹起的粉尘及氧化性气体被旋转的浆液带走，粉尘与絮凝剂作用凝聚成大颗粒在重力作用下向氧化絮凝区底部沉积，氧化性气体将浆液中的亚硫酸盐氧化为硫酸盐，使脱硫废水的COD达标；

[0031] (5)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0.1μm~5μm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。

[0032] 本发明工艺中,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;急冷降温区的干净水与烟气的比例为0.05~2.5 L/Nm^3,优选为0.1~1.5L/Nm^3;喷淋区内循环清液与烟气的比例为5~50L/Nm^3,优选比例为8~25L/Nm^3,塔盘区内循环清液与烟气的比例3~15L/Nm^3。

[0033] 本发明工艺中,所述的干净水中可溶性盐(溶解性总固体)含量≤30g/L,优选为≤5g/L;所述的干净水选自新鲜水、除盐水、软化水、除氧水或蒸馏水等中的一种或几种,所述新鲜水选自自来水、河水、江水、海水或井水等。干净水经干净水管线进入急冷降温区。

[0034] 本发明工艺中,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。

[0035] 本发明工艺中,所述的氧化性气体为空气、氧气、臭氧等中的一种或几种,优选为空气。

[0036] 本发明工艺中,所述的氧化性气体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≯60mg/L。

[0037] 本发明工艺中,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0.05~2kg/m^3。

[0038] 本发明工艺中,所述的氧化絮凝后的浆液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。

[0039] 本发明工艺中,所述的隔板I两侧的液位差为0.5~6m,并且氧化絮凝区的液位高于循环清液区的液位。

[0040] 本发明工艺中,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。

[0041] 本发明工艺中,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。

[0042] 本发明工艺中,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。

[0043] 本发明工艺中,步骤(3)所述的外排浆液和步骤(5)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。

[0044] 与现有技术相比，本发明的优点在于：

[0045] 1、本发明在烟气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，该工艺除尘效率高。本发明在氧化絮凝区设置搅拌装置，采用旋转叶轮回收下落的脱硫浆液的能量，将脱硫浆液的重力势能转化为动能，带动搅拌桨对脱硫浆液进行搅拌，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。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在搅拌桨的搅拌作用下与脱硫浆液充分接触，烟气中的粉尘及含硫氧化物得到一定的吸收，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。同时，本发明的氧化性气体不直接进入氧化絮凝区，而是从循环清液区引入，利用氧化性气体对过滤介质进行冲洗，省去了冲洗设备。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。

[0046] 2、本发明在急冷降温区设置开口相对的大口径雾化喷嘴，每对开口相对的大口径雾化喷嘴喷淋出的两个圆锥形面互相撞击形成覆盖整个塔径的平面，该平面对烟气进行全面的有效拦截，实现烟气的急冷降温，并脱除烟气中携带的粉尘和二氧化硫。

[0047] 3、本发明在急冷降温区采用可溶性盐(溶解性总固体)含量较低的干净水代替含有大量悬浮物及可溶性盐的循环液作为高温烟气急冷降温介质，烟气急冷降温过程中汽化的水汽中可溶性盐含量很低，大幅降低了外排烟气中的可溶性盐含量，有助于减少雾霾的生成量。

[0048] 4、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。

[0049] 5、本发明的烟气脱硫塔烟气排放区采用“烟囱+外套筒”的结构，烟气经过除雾区及锥体形变径的加速后，烟气流经外套筒时产生负压将外界空气吸入，烟气与空气在外套筒内充分混合后从外套筒顶部排放，大幅降低了“白烟”生成量。

[0050] 6、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，相互促进，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

[0051] 图1为本发明烟气脱硫塔结构示意图。

[0052] 图2为本发明隔板A向结构示意图。

[0053] 图3为本发明搅拌装置结构示意图。

[0054] 图4为本发明搅拌装置B向结构示意图。

[0055] 图5为本发明工艺流程示意图。

[0056] 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；7-废水处理区；8-氧化絮凝区；8-1-液位计I；8-2 -碱性溶液管线I；8-3 -絮凝剂管线；8-4 -外排浆液管线；8-5 -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 -氧化性气体管线；9-5 -清液引出管线；9-6 -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-搅拌装置；18-氧化性气体喷淋管；19-隔板II；20-隔板I；21-过滤介质；22-密封条；23-紧固螺丝；24-旋转叶轮；25-叶片；26-导流板；27-降液口；28-搅拌桨；29-固定件；30-旋转轴；31-风机；32-冷却器；33-循环清液泵；34-烟囱；35-外套筒；36-急冷降温区；36-1-干净水总管；36-2-烟气管线I；37-大口径雾化喷嘴；38-干净水支管；39-增压机。

具体实施方式

[0057] 下面将结合附图和实施例对本发明进行详细描述。

[0058] 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、急冷降温区36和废水处理区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。

[0059] 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为网状结构，网孔大小为0.1~1000μm，优选为5~100μm，过滤介质可以为天然纤维、合成纤维、玻璃丝或金属丝等。

[0060] 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。

[0061] 所述的烟气排放区1与除雾区3优选通过锥体形变径2相连，所述的除雾区3与烟气排放区1的塔径比为1.2~5；塔盘区4与喷淋区6优选通过倒锥体形变径5相连，喷淋区4下方为急冷降温区36，急冷降温区36下方为废水处理区7；所述的塔盘区4与喷淋区6的塔径比为1.2~3。

[0062] 所述的烟气排放区1一般为常规的烟气湿法脱硫工艺中的烟囱34结构，所述的烟囱34底部与除雾区3塔体相连，优选通过锥体形变径2与除雾区3塔体相连，烟囱34顶部设置烟气出口；优选在烟囱34顶部设置外套筒35，所述的外套筒35为上下开口的筒状结构，可以为圆筒状或锥筒状，外套筒35上沿高出烟囱34顶部一定距离，一般为0.2～10m，优选为0.5～5m，外套筒35的下沿低于烟囱34的上沿，优选低于烟囱34上沿0.5~5m；所述的外套筒35底部开口的直径大于烟囱34顶部开口直径，优选为烟囱34顶部开口直径的1.01～1.2倍；所述的烟气从烟囱34顶部进入外套筒35，从外套筒35顶部排出，烟气的气速较高，在流经外套筒35时会在烟囱34与外套筒35之间产生负压，空气在负压的吸力作用下流经烟囱34与外套筒35之间的环形空间进入外套筒35上部，空气在外套筒35内与烟气混合后一起从外套筒35顶部排放，烟气在离开外套筒35顶部排放之前就已与空气充分混合，大幅降低了“白烟”生成

量。

[0063] 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，优选采用CN201621043983.8所述的除雾器。

[0064] 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0.1μm~5μm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。

[0065] 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。

[0066] 所述的喷淋区6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。

[0067] 所述的急冷降温区36上部的轴向上设置若干个开口向上或向下的大口径雾化喷嘴37，各大口径雾化喷嘴37与干净水支管38相连，干净水支管38与干净水总管36-1相连；大口径雾化喷嘴37的入口接头管径与急冷降温区36的塔径比例为0.005~0.1，优选为0.01~0.06；所述的大口径雾化喷嘴37喷淋角度为60~150°，优选角度为120~150°；喷淋的水雾呈实心圆锥形，圆锥形底面直径大于急冷降温区36的塔径；优选至少包含一对开口相对(一个开口向下，另一个开口向上)的大口径雾化喷嘴37，更优选为2~3对；每对开口相对的大口径雾化喷嘴37喷淋出的两个圆锥形面互相撞击形成覆盖整个塔径的平面，该平面对烟气进行全面的有效拦截，实现烟气的急冷降温，并脱除烟气中携带的粉尘和二氧化硫。每根干净水支管38可以连接1个大口径雾化喷嘴37或开口方向相反的2个大口径雾化喷嘴37；所述的大口径雾化喷嘴37的入口接头管径一般可以为DN20~200；所述的急冷降温区36下部设置烟气入口I 10，用于连接烟气管线I 36-2。

[0068] 所述的氧化絮凝区8靠近塔壁一侧分别连接碱性溶液管线I 8-2、絮凝剂管线8-3和液位计I 8-1；所述的碱性溶液管线I 8-2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；所述的絮凝剂管线8-3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。

[0069] 所述的氧化絮凝区8底部连接烟气管线II 8-5和外排浆液管线8-4；所述的烟气管线II 8-5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的浆液进行加热浓缩和搅拌；所述的外排浆液管线8-4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8-4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 8-2上的流量调节阀。

[0070] 所述的氧化絮凝区8底部设置搅拌装置17，搅拌装置17通过固定件29连接于烟气脱硫塔底；所述的固定件29上部为中空的圆筒状结构，底部固定于烟气脱硫塔底；所述的搅拌装置的旋转轴30竖直插装于固定件29的圆筒状结构内，旋转轴30可绕其中心线旋转；所

述的搅拌装置17从上到下依次固定旋转叶轮24、导流板26、搅拌桨28;所述的旋转叶轮24由若干叶片25组成,叶片25在水平方向上均匀分布,叶片25所在平面与水平面的夹角为15~75°,优选角度为30~60°;所述的导流板26为倒锥形结构,倒锥形顶部为敞口结构,导流板26的倒锥形底部与旋转轴30之间设置缝隙,导流板26一般位于氧化絮凝区8液面以上,用于将气流导向旋转叶轮24两侧,穿过旋转叶轮24的浆液通过导流板26与旋转轴30之间的缝隙进入氧化絮凝区8;所述的搅拌桨28沿轴向水平设置若干组,优选为2~4组。当脱硫浆液从喷淋区6流下经过旋转叶轮24时,在旋转叶轮24的叶片上产生水平力,推动旋转叶轮24绕旋转轴30旋转带动搅拌桨28围绕旋转轴30旋转,用于对脱硫浆液进行搅拌。搅拌桨28位于氧化絮凝区8的液面以下。

[0071] 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II9-3、氧化性气体管线9-4和液位计II9-1;所述的新鲜水管线9-2上设置流量调节阀,根据液位计II9-1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II9-3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;所述的氧化性气体管线9-4与风机31相连,并延伸到循环清液区9的隔板I 20一侧,与氧化性气体喷淋管18相连;所述的氧化性气体喷淋管18上设置有若干喷嘴,喷嘴正对着隔板I 20上的过滤介质21,氧化性气体从喷嘴喷出并穿过过滤介质21,将氧化絮凝区8过滤介质21上的粉尘颗粒吹起,吹起的粉尘及氧化性气体被旋转的浆液带走,粉尘与絮凝剂作用凝聚成大颗粒在重力作用下向氧化絮凝区8底部沉积,氧化性气体将浆液中的亚硫酸盐氧化为硫酸盐,使脱硫废水的COD达标。

[0072] 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。

[0073] 所述的循环清液区9底部连接清液引出管线9-5,引出管线分为两路,一路管线连接外排清液管线9-6,另一路管线连接循环清液泵33,该管线上设置有pH计,循环清液泵33经冷却器32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。

[0074] 实施例1

[0075] 一种烟气脱硫塔,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、急冷降温区36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下方为急冷降温区36,急冷降温区36下方为废水处理区7。

[0076] 烟气排放区1设置常规的烟气湿法脱硫工艺中的烟囱34结构,烟囱34底部通过锥体形变径2与除雾区3塔体相连,在烟囱34顶部设置外套筒35,外套筒35为上下开口的圆筒状结构,外套筒35上沿高于烟囱34顶部5m,外套筒35下沿低于烟囱34上沿1m。

[0077] 除雾区3内设置CN201621043983.8所述的除雾器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。

[0078] 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I20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100μm的金属网21，金属网21通过密封条22和紧固螺丝23固定于分隔板I 20上；氧化絮凝区8底部设置有烟气管线II 8-5，烟气管线II 8-5延伸至氧化絮凝区8的部分上设置有若干喷嘴；氧化絮凝区8底部焊接固定件29，固定件29连接搅拌装置17；搅拌装置17从上到下依次固定旋转叶轮24、导流板26、搅拌桨28，旋转叶轮24固定于旋转轴30上，旋转叶轮24由若干叶片25组成，所有叶片25与竖直方向的夹角均相同，叶片25所在的平面与水平面的夹角为45°，导流板26为倒锥形结构，倒锥形顶部为敞口结构，导流板26的倒锥形底部与旋转轴30之间设置缝隙，导流板26位于氧化絮凝区8液面以上，搅拌桨沿轴向水平设置3组，搅拌桨28位于氧化絮凝区8的液面以下。

[0079] 循环清液区9靠近塔壁一侧设置氧化性气体管线9-4，氧化性气体管线9-4延伸到循环清液区9的隔板I 20一侧，与氧化性气体喷淋管18相连；所述的氧化性气体喷淋管18上设置有若干喷嘴，喷嘴正对着隔板I 20上的过滤介质21；循环清液区9上部的塔壁上设置有通气口16。

[0080] 一种烟气脱硫及废水处理工艺，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、脱硫及废水处理工艺具体包括以下内容：

[0081] (1)烟气分两路进入烟气脱硫塔，一路经烟气管线I 36-2从烟气脱硫塔的急冷降温区36下部进入，另一路通过增压机39经烟气管线II 8-5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 36-2与烟气管线II 8-5中烟气流量比为15，两路烟气汇合后与急冷降温区27雾化后的干净水接触进行急冷降温，急冷降温后的烟气进入喷淋区6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除雾后进入烟气排放区1，从烟囱34顶部进入外套筒35与空气充分混合后从烟气排放区1顶部排放；

[0082] (2)吸收了粉尘和二氧化硫的脱硫浆液从喷淋区6经过旋转叶轮24从导流板26下部的降液口27进入氧化絮凝区8，当脱硫浆液从喷淋区6流下经过旋转叶轮24时，在旋转叶轮24的叶片25上产生水平力，脱硫浆液的重力势能转化为动能，推动旋转叶轮24绕旋转轴30旋转，并带动固定于旋转轴30上的搅拌桨28旋转对脱硫浆液进行搅拌，在搅拌桨28的搅拌作用下脱硫浆液与空气、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，通过调节氢氧化钠溶液(32wt%)的流量来控制氧化絮凝区8脱硫废水的pH值为7.5~8；

[0083] (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1.0~2.0m，脱硫浆液在隔板I20两侧液位差的作用下，流经隔板I 20上的金属网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；

[0084] (4)从风机31来的氧化性气体从循环清液区9进入，从氧化性气体喷淋管18的喷嘴

喷出并穿过金属网21，将氧化絮凝区8金属网21上的粉尘颗粒吹起，吹起的粉尘及氧化性气体被旋转的浆液带走，粉尘与絮凝剂作用凝聚成大颗粒在重力作用下向氧化絮凝区底部沉积，氧化性气体将浆液中的亚硫酸盐氧化为硫酸盐，使脱硫废水的COD达标；

[0085] (5)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，经金属网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33增压后进入冷却器32冷却至42℃，经冷却器32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0.1μm~5μm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。

[0086] 实施例2

[0087] 某企业锅炉烟气温度为152℃，其中SO_2浓度为1000mg/Nm^3、粉尘浓度为260mg/Nm^3，采用本发明所述的烟气脱硫塔，烟囱27直径为4m，外套筒直径为5m，除雾区3和塔盘区4的塔体直径为10m，喷淋区6、急冷降温区36和废水处理区7塔体的直径为8m，急冷降温区干净水流量为80 m^3/h。对外排烟气中的SO_2含量采用德国德图烟气分析仪(型号Testo-350)进行测量，粉尘含量按照GB/T 16157-1996《固定污染源排气中颗粒物和气态污染物采样方法》进行测量，可溶性盐含量通过对烟气进行过滤、用水溶解并根据HJ/T51-1999《水质全盐量的测定重量法》测定其盐含量计算得到，经测量计算，从烟气排放区1排放的烟气温度为50℃，粉尘含量为8.5mg/Nm^3，SO_2含量为10mg/Nm^3，可溶性盐含量为1.8mg/ Nm^3；在环境温度为25℃、环境风速4m/s、环境湿度为70%的情况下，烟囱口的“白烟”长度为45m。

[0088] 实施例3

[0089] 作为对比的，烟气脱硫塔未设置外套筒28，其余同实施例2，烟囱口的“白烟”长度为80m。

[0090] 实施例4

[0091] 作为对比的，关闭进入急冷降温区36干净水管线上的阀门，将干净水流量调整为0m^3/h，其余同实施例2，进入烟囱外排的烟气温度为51℃，SO_2含量为11.2mg/Nm^3、粉尘含量为22.5mg/Nm^3、可溶性盐含量为12.4mg/ Nm^3。

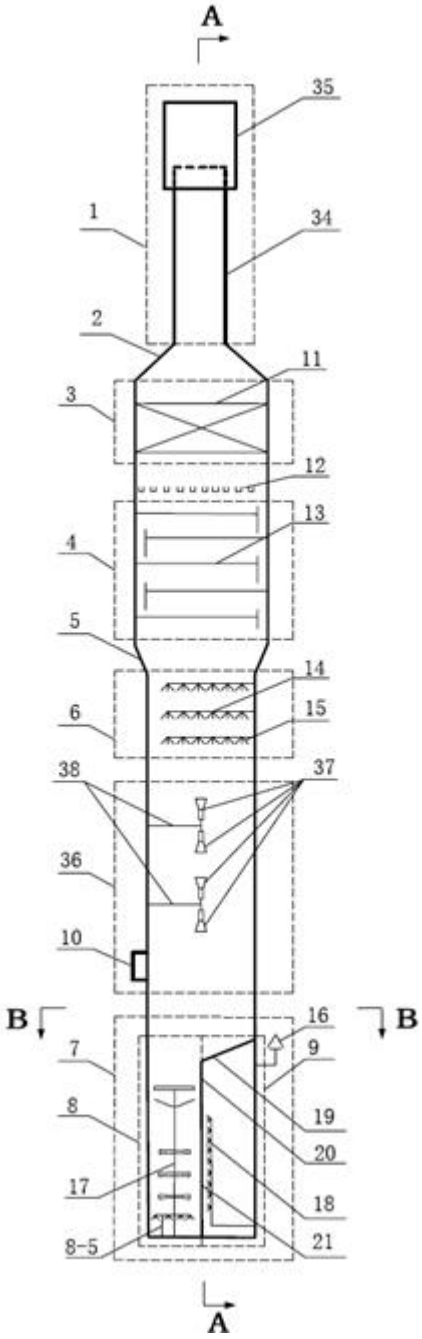


图1

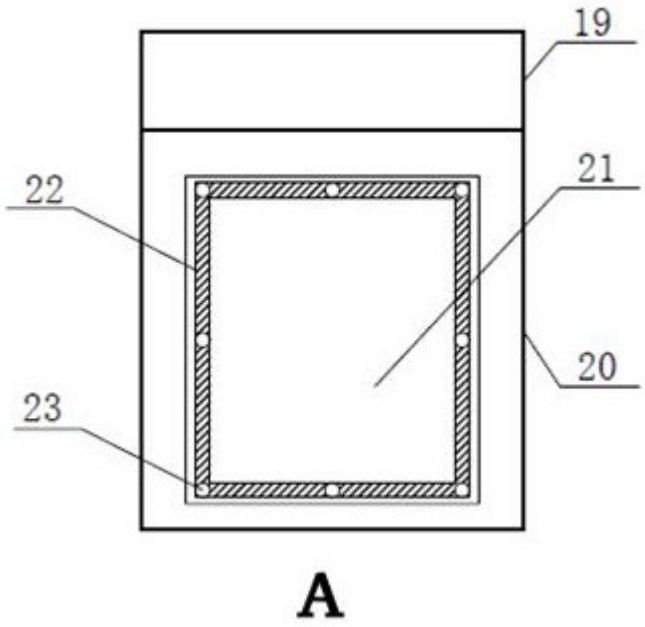


图2

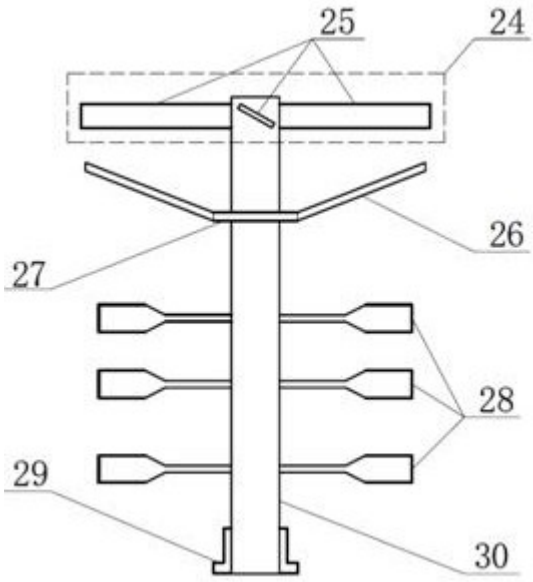


图3

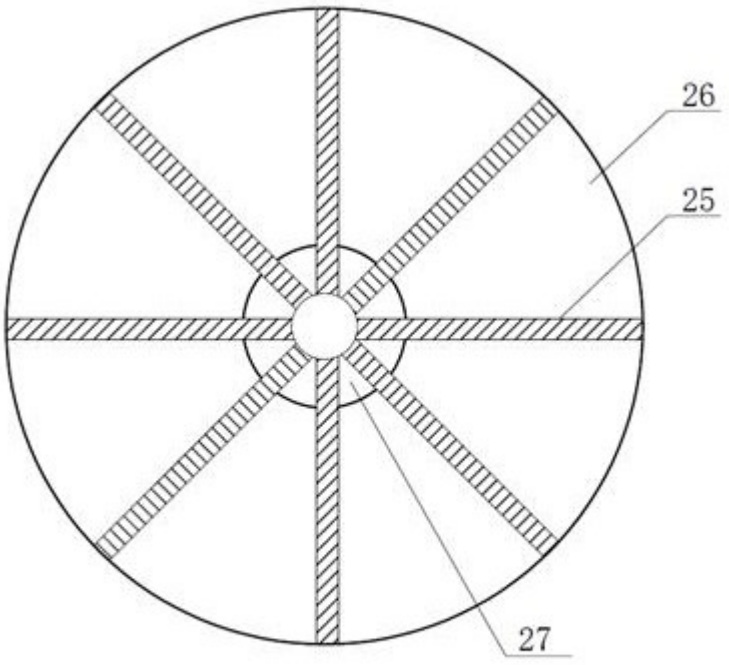


图4

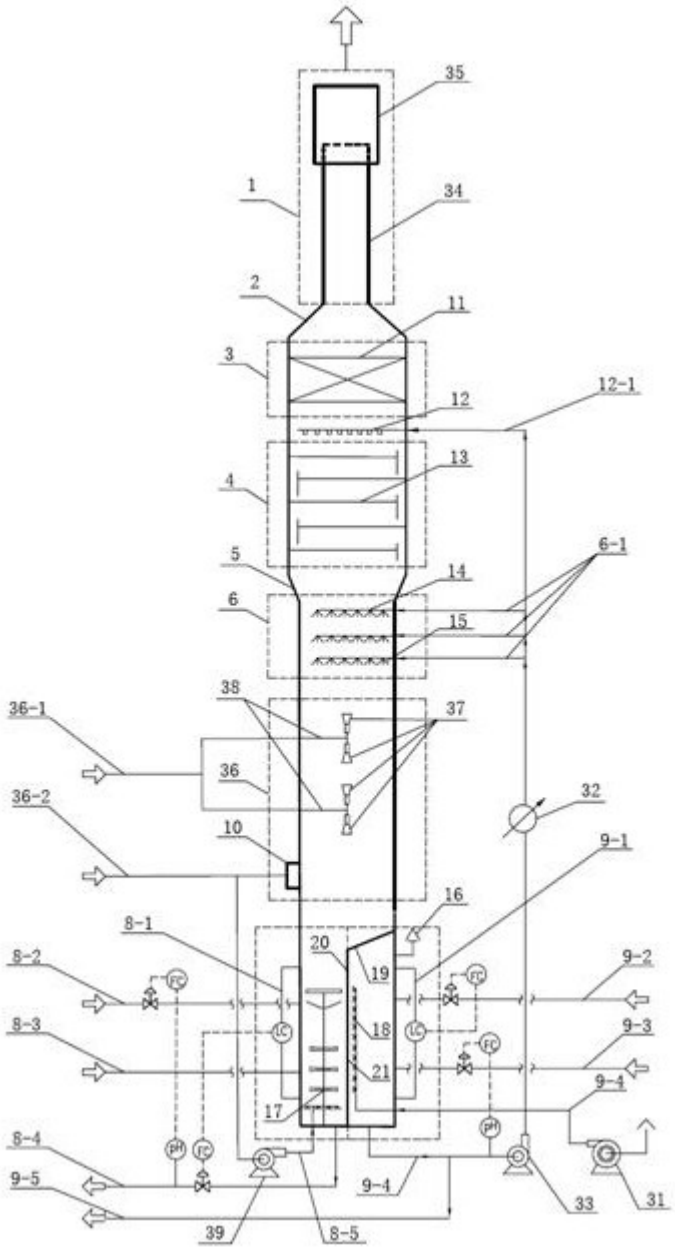

35
1
34
2
11
3
12-1
12
13
4
6-1
5
14
6
15
38
36-1
37
36
32
36-2
10
9-1
16
8-1
20
19
9-2
8-2
18
9-3
8-3
21
9-4
17
8-4
9-5
9-4
33
31
39
8-5

图5