(19)中华人民共和国国家知识产权局

(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 110935287 A
(43)申请公布日 2020.03.31

(21)申请号 201811113919.6

(22)申请日 2018.09.25

(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 李欣 李磊 方向晨 刘忠生 金平 韩天竹

(51)Int.Cl.
*B01D 53/18*(2006.01)
*B01D 53/14*(2006.01)
*B01D 50/00*(2006.01)
*B01D 47/06*(2006.01)
*B01D 47/00*(2006.01)
*C02F 1/52*(2006.01)
*C02F 1/56*(2006.01)
*C02F 1/72*(2006.01)
*C02F 9/10*(2006.01)

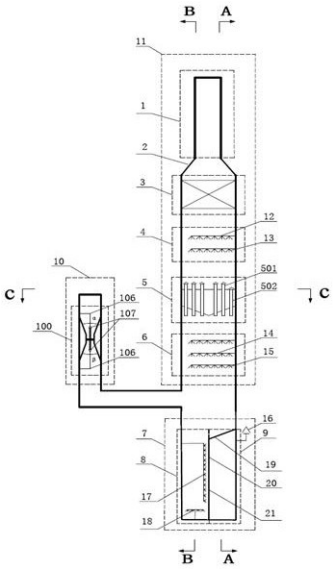
权利要求书4页 说明书10页 附图5页

(54)发明名称

一种脱硫装置和烟气除尘、脱硫及废水处理方法

(57)摘要

本发明公开了一种脱硫装置和烟气除尘、脱硫及废水处理方法。所述的脱硫装置，包括预处理单元、深度处理单元及废水处理单元，预处理单元设置文丘里管，所述的文丘里管包括收缩段、喉管、扩散段和平行于轴向设置的若干组液相喷嘴；每组包含两个喷嘴方向相对的液相喷嘴，分别设置于收缩段末端和扩散段起始端。本发明脱硫装置集烟气除尘、脱硫及废水处理功能，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，同时降低了外排烟气中的可溶性盐含量，外排烟气满足超洁净排放标准。




CN 110935287 A

1.一种脱硫装置,其特征在于:包括预处理单元、深度处理单元及废水处理单元,预处理单元与深度处理单元通过烟气管道连通,三者构成“Ⅱ形”双塔结构;预处理单元设置1个或多个文丘里管,所述的文丘里管包括收缩段、喉管、扩散段和平行于轴向设置的若干组液相喷嘴;每组包含两个喷嘴方向相对的液相喷嘴,分别设置于收缩段末端和扩散段起始端,其中收缩段起始端为烟气入口,扩散段末端为气液出口,液相入口设置于收缩段和/或扩散段的管壁,液相入口通过管线连通液相喷嘴;深度处理单元由上至下依次为烟气排放区、除雾区、二级喷淋区、中段持液槽区和一级喷淋区;所述的废水处理单元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,其中氧化絮凝区与一级喷淋区连通,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一级喷淋区完全隔开,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,隔板I的开口上固定过滤介质。

2.按照权利要求1所述的脱硫装置,其特征在于:所述的若干组液相喷嘴中,其中一组液相喷嘴沿文丘里管中心轴向设置。

3.按照权利要求1所述的脱硫装置,其特征在于:设置1~4组液相喷嘴。

4.按照权利要求1所述的脱硫装置,其特征在于:所述的每组液相喷嘴之间的垂直间距为喉管长度的0.5～3倍。

5.按照权利要求1所述的脱硫装置,其特征在于:所述的收缩段、喉管和扩散段在轴向上的长度比为1~6:1:1~6。

6.按照权利要求1所述的脱硫装置,其特征在于:在收缩段之前和/或扩散段之后设置直筒段。

7.按照权利要求1所述的脱硫装置,其特征在于:所述的收缩段的锥角α为3°～85°;所述的扩散段的锥角β为3°～85°。

8.按照权利要求1所述的脱硫装置,其特征在于:所述的收缩段的锥角α等于扩散段的锥角β或比扩散段的锥角β大0°～5°。

9.按照权利要求1所述的脱硫装置,其特征在于:所述的喉管为圆形、正方形、长方形或椭圆形;喉管的长度为喉管当量直径的1～3倍。

10.按照权利要求1所述的脱硫装置,其特征在于:开口面积为隔板I面积的10%~90%。

11.按照权利要求1所述的脱硫装置,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0.1~1000μm。

12.按照权利要求1所述的脱硫装置,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°。

13.按照权利要求1所述的脱硫装置,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。

14.按照权利要求1所述的脱硫装置,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。

15.按照权利要求1所述的脱硫装置,其特征在于:所述的二级喷淋区上部设置一层或多层喷淋管线II;设置多层喷淋管线II时,喷淋管线II之间的距离为0.5~5m;所述的喷淋管线II连接中段循环管线,喷淋管线II上设置有多个雾化喷嘴。

16.按照权利要求1所述的脱硫装置,其特征在于:所述的中段持液槽区设置若干升气管,来自一级喷淋区的烟气通过升气管进入二级喷淋区;所述的中段持液槽区设置一个或

多个溢流管，溢流管高度低于升气管高度，中段持液槽内的循环液通过溢流管进入一级喷淋区；所述的中段持液槽底部连接有中段抽出管线，中段循环液抽出管线与中部循环泵相连。

17.按照权利要求1所述的脱硫装置，其特征在于：所述的中段持液槽区靠近塔壁一侧连接有新鲜水管线I和碱性溶液管线III；所述的新鲜水管线I上设置流量调节阀，根据液位计I反馈的信号调节新鲜水的流量，用于控制氧化絮凝区的液位；所述的碱性溶液管线III上设置有流量调节阀，根据中段抽出管线上设置的pH计反馈的信号调节向中段持液槽区加注的碱性溶液的流量。

18.按照权利要求1所述的脱硫装置，其特征在于：所述的一级喷淋区设置一层或多层喷淋管线I，设置多层喷淋管线I时，喷淋管线I之间的距离为0.5~5m；所述的喷淋管线I连接循环清液管线，喷淋管线I上设置有多个雾化喷嘴。

19.按照权利要求1所述的脱硫装置，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。

20.按照权利要求1所述的脱硫装置，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pH计；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。

21.按照权利要求1所述的脱硫装置，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II、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。

22.按照权利要求1所述的脱硫装置，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；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。

23.一种烟气除尘、脱硫及废水处理的方法，其特征在于包括如下内容：(1)干净水从文丘里管的液相入口进入，通过相对的液相喷嘴同时逆向喷出，在喉管段沿轴向发生剧烈撞击，在喉管内撞击形成了一个沿径向分布的撞击液面；同时烟气分两路进入脱硫装置，一路经烟气管线I由气相入口进入预处理单元的文丘里管收缩段，在收缩段内速度随管径的减小而逐渐增大，在喉管段速度达到最大值，喉管处的撞击液面与烟气充分接触、雾化，进行急冷降温，气体夹带的尘粒被液体充分浸润，进入扩散段后，尘粒相互粘合并凝聚成直径较大的颗粒，从扩散段排出后通过烟气管道进入深度处理单元的下部，大直径的粉尘颗粒及液滴在自身重力的作用下落入废水处理单元氧化絮凝区的脱硫浆液中，实现烟气中大部分粉尘的捕集脱除，烟气进入深度处理单元；另一路烟气经烟气管线II从废水处理单元的氧

化絮凝区底部进入脱硫装置，穿过氧化絮凝区内的浆液时烟气中的粉尘及二氧化硫被脱硫浆液吸收脱除，两路烟气汇合后进入深度处理单元，与一级喷淋区雾化后的循环清液逆流接触脱除烟气中携带的大部分二氧化硫，并进行二次除尘，穿过一级喷淋区的烟气通过中段持液槽区的升气管进入二级喷淋区，与中段循环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，粉尘浓度及盐浓度逐渐增加；(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，冲洗水管线定时对隔板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进入一级喷淋区，经雾化喷嘴雾化后与烟气逆流接触对烟气进行除尘脱硫，实现烟气的深度除尘。

24.按照权利要求23所述的方法，其特征在于：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。

25.按照权利要求23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；预处理单元的干净水与烟气的比例为0.05~5 $L/Nm^3$；一级喷淋区内循环清液与烟气的比例为1~30$L/Nm^3$；二级喷淋区内中段循环液与烟气的比例为1~30$L/Nm^3$。

26.按照权利要求23所述的方法，其特征在于：所述的干净水中可溶性盐含量≤30g/L。

27.按照权利要求23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。

28.按照权利要求23所述的方法，其特征在于：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≯60mg/L。

29.按照权利要求23所述的方法，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。

30.按照权利要求23所述的方法，其特征在于：所述的絮凝浓缩后的浆液及中段循环液的pH值控制在7~9，pH在线检测仪分别位于浆液外排管线及中段抽出管线上，通过调节碱性溶液管线I及碱性溶液管线III上的调节阀来控制脱硫浆液及中段循环液的pH值。

31.按照权利要求23所述的方法，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。

32.按照权利要求23所述的方法，其特征在于：所述的氧化絮凝区的液位高度由中段持液槽区新鲜水管线I上的调节阀进行控制；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。

33.按照权利要求23所述的方法，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，冲洗时间间隔一般为0.5~5h。

34.按照权利要求23所述的方法，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。

# 一种脱硫装置和烟气除尘、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，涉及一种脱硫装置和烟气除尘、脱硫及废水处理方法。

## 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。

## 发明内容

[0008] 针对现有技术的不足，本发明提供一种脱硫装置和烟气除尘、脱硫及废水处理方法，本发明的脱硫装置集烟气急冷降温、除尘、脱硫及废水处理于一体，本发明方法除尘、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。

[0009] 本发明的脱硫装置，包括预处理单元、深度处理单元及废水处理单元，预处理单元与深度处理单元通过烟气管道连通，三者构成“Ⅱ形”双塔结构；所述的预处理单元设置文丘里管，所述的文丘里管包括收缩段、喉管、扩散段和平行于轴向设置的若干组液相喷嘴；每组包含两个喷嘴方向相对的液相喷嘴，分别设置于收缩段末端和扩散段起始端，其中收缩段起始端为烟气入口，扩散段末端为气液出口，液相入口设置于收缩段和/或扩散段的管壁，液相入口通过管线连通液相喷嘴；深度处理单元由上至下依次为烟气排放区、除雾区、二级喷淋区、中段持液槽区和一级喷淋区；所述的废水处理单元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，其中氧化絮凝区与一级喷淋区连通，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一级喷淋区完全隔开。

[0010] 所述的预处理单元中，文丘里管的个数及大小可以根据实际需要设置，当设置多个时，文丘里管之间可以根据需要串联或并联设置。

[0011] 所述的文丘里管的若干组液相喷嘴中，优选其中一组液相喷嘴沿文丘里结构中心轴轴向设置；优选设置1~4组液相喷嘴。所述的每组液相喷嘴之间的垂直间距为喉管长度的0.5～3倍，优选1～2倍；所述的收缩段、喉管和扩散段在轴向上的长度比为1~6:1:1~6。

[0012] 所述的文丘里管优选在收缩段之前和/或扩散段之后设置直筒段，所述直筒段可通过法兰连接或焊接与文丘里结构前后的管道连接，起到整流作用，使进出文丘里结构的气体方向较集中且分布较均匀。

[0013] 所述的收缩段的锥角α为3°～85°，优选5°～60°；所述的扩散段的锥角β为3°～85°，优选5°～60°；进一步优选收缩段的锥角α等于扩散段的锥角β或比扩散段的锥角β大0°～5°。

[0014] 所述的喉管截面可以为圆形、正方形、长方形、椭圆形等形状，优选为圆形截面。喉管的长度为喉管当量直径的1～3倍，优选为1～2倍。

[0015] 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0.1~1000μm，优选为5~100μm。

[0016] 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。

[0017] 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；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。

[0018] 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。

[0019] 所述的二级喷淋区设置由一层或多层喷淋管线II，设置多层喷淋管线II时，喷淋管线II之间的距离为0.5~5m，优选距离为1~2.5m；所述的喷淋管线II连接中段循环管线，喷淋管线II上设置有多个雾化喷嘴II；所述的二级喷淋区用于将中段循环液雾化，雾化后的小液滴与烟气逆流接触，进一步脱除烟气中携带的粉尘和二氧化硫，实现烟气的深度除尘脱硫。

[0020] 所述的中段持液槽区设置若干升气管，来自一级喷淋区的烟气通过升气管进入二级喷淋区；所述的中段持液槽区设置一个或多个溢流管，溢流管高度低于升气管高度，中段持液槽内的循环液通过溢流管进入一级喷淋区；所述的中段持液槽底部连接有中段抽出管线，中段循环液抽出管线与中部循环泵相连，实现了中段循环液在二级喷淋区的循环喷淋。

[0021] 所述的中段持液槽区靠近塔壁一侧连接有新鲜水管线I和碱性溶液管线III；所述的新鲜水管线I上设置流量调节阀，根据液位计I反馈的信号调节新鲜水的流量，用于控制氧化絮凝区的液位；所述的碱性溶液管线III上设置有流量调节阀，根据中段抽出管线上设置的pH计反馈的信号调节向中段持液槽区加注的碱性溶液的流量。

[0022] 所述的一级喷淋区设置一层或多层喷淋管线I，设置多层喷淋管线I时，喷淋管线I之间的距离为0.5~5m，优选距离为1~2.5m；所述的喷淋管线I连接循环清液管线，喷淋管线I上设置有多个雾化喷嘴；所述的一级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。

[0023] 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。

[0024] 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pH计；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。

[0025] 所述的循环清液区靠近塔壁一侧连接有新鲜水管线II、碱性溶液管线II和液位计II；所述的新鲜水管线II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。

[0026] 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。

[0027] 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；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。

[0028] 本发明的烟气除尘、脱硫及废水处理方法，包括如下内容：

(1)干净水从文丘里管的液相入口进入，通过相对的液相喷嘴同时逆向喷出，在喉管段沿轴向发生剧烈撞击，在喉管内撞击形成了一个沿径向分布的撞击液面；同时烟气分两路进入脱硫装置，一路经烟气管线I由气相入口进入预处理单元的文丘里管收缩段，在收缩段内速度随管径的减小而逐渐增大，在喉管段速度达到最大值，喉管处的撞击液面与烟气充分接触、雾化，进行急冷降温，气体夹带的尘粒被液体充分浸润，进入扩散段后，尘粒相互粘合并凝聚成直径较大的颗粒，从扩散段排出后通过烟气管道进入深度处理单元的下部，大直径的粉尘颗粒及液滴在自身重力的作用下落入废水处理单元氧化絮凝区的脱硫浆液中，实现烟气中大部分粉尘的捕集脱除，烟气进入深度处理单元；另一路烟气经烟气管线II从废水处理单元的氧化絮凝区底部进入脱硫装置，穿过氧化絮凝区内的浆液时烟气中的粉尘及二氧化硫被脱硫浆液吸收脱除，两路烟气汇合后进入深度处理单元，与一级喷淋区雾化后的循环清液逆流接触脱除烟气中携带的大部分二氧化硫，并进行二次除尘，穿过一级喷淋区的烟气通过中段持液槽区的升气管进入二级喷淋区，与中段循环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，粉尘浓度及盐浓度逐渐增加；

(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，冲洗水管线定时对隔板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进入一级喷淋区，经雾化喷嘴雾化后与烟气逆流接触对烟气进行除尘脱硫，实现烟气的深度除尘。

[0029] 本发明方法中，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；预处理单元的干净水与烟气的比例为0.05~5 $L/Nm^3$，优选为0.1~2.5$L/Nm^3$；一级喷淋区内循环清液与烟气的比例为1~30$L/Nm^3$，优选比例为1.5~25$L/Nm^3$；二级喷淋区内中段循环液与烟气的比例为1~30$L/Nm^3$，优选比例为1.5~25$L/Nm^3$。

[0030] 本发明方法中，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。干净水经干净水支管进入预处理单元。

[0031] 本发明方法中，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。

[0032] 本发明方法中，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。

[0033] 本发明方法中，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≯60mg/L。

[0034] 本发明方法中，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/$m^3$。

[0035] 本发明方法中，所述的絮凝浓缩后的浆液及中段循环液的pH值控制在7~9，pH在线检测仪分别位于浆液外排管线及中段抽出管线上，通过调节碱性溶液管线I及碱性溶液管线III上的调节阀来控制脱硫浆液及中段循环液的pH值。

[0036] 本发明方法中，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。

[0037] 本发明方法中，所述的氧化絮凝区的液位高度由中段持液槽区新鲜水管线I上的调节阀进行控制；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。

[0038] 本发明方法中，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0.5~5h。

[0039] 本发明方法中，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。

[0040] 本发明方法中，所述的外排浆液及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。

[0041] 与现有技术相比，本发明的优点在于：

1、本发明在脱硫装置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。

[0042] 2、本发明脱硫装置的预处理单元设置文丘里管，文丘里管内设置液相喷嘴，液体从喷嘴喷出后，在喉管段沿轴向发生剧烈撞击，在喉管内撞击形成了一个径向分布的全截面扩散撞击面，该扩散撞击面在两股高速液体的不断剧烈撞击作用下基本维持动态稳定，

液滴与气体的相对速度较高，液滴在高速气流的冲击下保持剧烈的湍流状态，显著增强了雾化效果，液体在撞击过程中产生挤压、剪切等作用使液滴破碎，使液滴表面不断更新，大大增加了与气体的接触面积。同时由于扩散撞击面为全截面分布，且扩散面不断更新，气体与液滴在整个喉管截面都能充分接触，实现烟气的急冷降温。

[0043] 3、本发明在脱硫装置的预处理单元采用可溶性盐(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浆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。

[0044] 4、本发明在脱硫装置的预处理单元采用相对设置的液相喷嘴同时逆向喷出，在喉管段沿轴向发生剧烈撞击，在喉管内撞击形成了一个沿径向分布的撞击液面，从而使烟气中夹带的粉尘能被液体充分浸润，粉尘相互粘合并凝聚成直径较大的颗粒，较大直径的粉尘及被液滴包裹的粉尘在自身重力的作用下落入废水处理单元，实现烟气中粉尘的高效脱除；在深度处理单元通过设置一级喷淋区，实现烟气的脱硫及二次除尘；通过设置二级喷淋区，实现烟气的深度脱硫及除尘脱硫，通过三级除尘和两级脱硫，外排烟气满足超洁净排放标准($SO_2$<35mg/$Nm^3$，粉尘含量<10mg/$Nm^3$)。

[0045] 5、本发明在脱硫装置的烟气排放区与除雾区之间设置锥体形变径，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。

[0046] 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

[0047] 图1为本发明脱硫装置结构示意图。

[0048] 图2为本发明文丘里管结构示意图。

[0049] 图3为本发明隔板A向结构示意图。

[0050] 图4为本发明隔板B向结构示意图。

[0051] 图5为本发明预处理单元结构示意图。

[0052] 图6为本发明预处理单元C向结构示意图。

[0053] 图7为本发明工艺流程示意图。

[0054] 图中：1-烟气排放区；2-锥体形变径；3-除雾区；4-二级喷淋区；5-中段持液槽区；6-一级喷淋区；7-废水处理单元；8-氧化絮凝区；9-循环清液区；10-预处理单元；11-深度处理单元；12-喷淋管线II；13-雾化喷嘴II；14-喷淋管线I；15-雾化喷嘴I；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；27-中段循环泵；100-文丘里管；101-进口直筒段；102-收缩段；103-喉管；104-扩散段；105-出口直筒段；106-干净水支管；107-液相喷嘴；501-升气管；502-溢流管。

[0055] 其中，5-1新鲜水管线I；5-2碱性溶液管线III；5-3中段抽出管线；6-1-循环清液管线；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;9-1-液位计II;9-2-新鲜水管线II;9-3-碱性溶液管线II;9-4-清液引出管线9-4;9-5-外排清液管线;10-1-烟气管线I;10-2-干净水总管。

## 具体实施方式

[0056] 下面将结合附图和实施例对本发明进行详细描述。

[0057] 本发明的脱硫装置,包括预处理单元10、深度处理单元11及废水处理单元7,预处理单元10与深度处理单元11通过烟气管道连通,三者构成“Ⅱ形”双塔结构;所述的预处理单元10设置文丘里管100;所述的文丘里管100包括收缩段102、喉管103、扩散段104和平行于轴向设置的若干组液相喷嘴107;每组包含两个喷嘴方向相对的液相喷嘴107,分别设置于收缩段102末端和扩散段104起始端,其中收缩段102起始端为烟气入口,扩散段104末端为气液出口,液相入口设置于收缩段102和/或扩散段104的管壁,液相入口通过管线连通液相喷嘴107;深度处理单元11由上至下依次为烟气排放区1、除雾区3、二级喷淋区4、中段持液槽区5和一级喷淋区6;所述的废水处理单元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与一级喷淋区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及一级喷淋区6完全隔开。

[0058] 所述的预处理单元10中,文丘里管100的个数及大小可以根据实际需要设置,当设置多个时,文丘里管之间可以根据需要串联或并联设置。

[0059] 所述的文丘里管100的若干组液相喷嘴107中,优选其中一组液相喷嘴107沿文丘里结构中心轴轴向设置;优选设置1~4组液相喷嘴107。所述的每组液相喷嘴107之间的垂直间距为喉管103长度的0.5～3倍,优选1～2倍;所述的收缩段102、喉管103和扩散段104在轴向上的长度比为1~6:1:1~6。

[0060] 所述的文丘里管100优选在收缩段102之前和/或扩散段104之后设置直筒段101/105,所述直筒段101/105可通过法兰连接或焊接与文丘里结构前后的管道连接,起到整流作用,使进出文丘里结构的气体方向较集中且分布较均匀。

[0061] 所述的收缩段102的锥角α为3°～85°,优选5°～60°;所述的扩散段104的锥角β为3°～85°,优选5°～60°;进一步优选收缩段102的锥角α等于扩散段104的锥角β或比扩散段104的锥角β大0°～5°。

[0062] 所述的喉管103截面可以为圆形、正方形、长方形、椭圆形等形状,优选为圆形截面,圆形截面的直径为10～2000mm,优选为20～1000mm。喉管103的长度为喉管103当量直径的1～3倍,优选为1～2倍。

[0063] 所述液相喷嘴107可以有一个或多个开孔,单孔孔径为2～50mm,每个液相喷嘴107的总开孔面积与喉管103截面积之比为0.1～0.4,优选喷嘴开孔均匀分布,喷嘴开孔的角度为30°～150°。

[0064] 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0.1~1000μm,优选为5~100μm。

[0065] 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。

[0066] 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；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。

[0067] 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。

[0068] 所述的二级喷淋区4设置由一层或多层喷淋管线II 12，设置多层喷淋管线II 12时，喷淋管线II 12之间的距离为0.5~5m，优选距离为1~2.5m；所述的喷淋管线II 12连接中段循环管线，喷淋管线II 12上设置有多个雾化喷嘴II 13；所述的二级喷淋区4用于将中段循环液雾化，雾化后的小液滴与烟气逆流接触，进一步脱除烟气中携带的粉尘和二氧化硫，实现烟气的深度除尘脱硫。

[0069] 所述的中段持液槽区5设置若干升气管501，来自一级喷淋区6的烟气通过升气管501进入二级喷淋区4；所述的中段持液槽区5设置一个或多个溢流管502，溢流管502高度低于升气管501高度，中段持液槽内的循环液通过溢流管502进入一级喷淋区6；所述的中段持液槽底部连接有中段抽出管线5-3，中段循环液抽出管线与中部循环泵相连，实现了中段循环液在二级喷淋区4的循环喷淋。

[0070] 所述的中段持液槽区5靠近塔壁一侧连接有新鲜水管线I 5-1和碱性溶液管线III 5-2；所述的新鲜水管线I 5-1上设置流量调节阀，根据液位计I 8-1反馈的信号调节新鲜水的流量，用于控制氧化絮凝区8的液位；所述的碱性溶液管线III 5-2上设置有流量调节阀，根据中段抽出管线5-3上设置的pH计反馈的信号调节向中段持液槽区5加注的碱性溶液的流量。

[0071] 所述的一级喷淋区6设置一层或多层喷淋管线I 14，设置多层喷淋管线I 14时，喷淋管线I 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I 14连接循环清液管线6-1，喷淋管线I 14上设置有多个雾化喷嘴I 15；所述的一级喷淋区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。

[0072] 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。

[0073] 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pH计；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。

[0074] 所述的循环清液区9靠近塔壁一侧连接有新鲜水管线II 9-2、碱性溶液管线III 9-3和液位计II 9-1；所述的新鲜水管线II 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。

[0075] 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。

[0076] 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。

[0077] 一种烟气除尘、脱硫及废水处理方法，包括如下内容：

(1)干净水从文丘里管100的液相入口进入，通过相对的液相喷嘴同时逆向喷出，在喉管段沿轴向发生剧烈撞击，在喉管内撞击形成了一个沿径向分布的撞击液面；同时烟气分两路进入脱硫装置，一路经烟气管线I 10-1由气相入口进入预处理单元的文丘里管收缩段，在收缩段内速度随管径的减小而逐渐增大，在喉管段速度达到最大值，喉管处的撞击液面与烟气充分接触、雾化，进行急冷降温，气体夹带的尘粒被液体充分浸润，进入扩散段后，尘粒相互粘合并凝聚成直径较大的颗粒，从扩散段排出后通过烟气管道进入深度处理单元的下部，大直径的粉尘颗粒及液滴在自身重力的作用下落入废水处理单元氧化絮凝区的脱硫浆液中，实现烟气中大部分粉尘的捕集脱除，烟气进入深度处理单元；另一路烟气经烟气管线II从废水处理单元的氧化絮凝区底部进入脱硫装置，穿过氧化絮凝区内的浆液时烟气中的粉尘及二氧化硫被脱硫浆液吸收脱除，两路烟气汇合后进入深度处理单元11，与一级喷淋区6雾化后的循环清液逆流接触脱除烟气中携带的大部分二氧化硫，并进行二次除尘，穿过一级喷淋区6的烟气通过中段持液槽区5的升气管进入二级喷淋区4，与中段循环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；

烟气分两路进入脱硫装置，一路经烟气管线I 10-1从预处理单元10上部进入，进入文丘里管100，文丘里管100内设置液相喷嘴，干净水从喷嘴喷出后，在喉管段沿轴向发生剧烈撞击形成了一个径向分布的全截面扩散撞击面，该扩散撞击面在两股高速液体的不断剧烈撞击作用下基本维持动态稳定，烟气经文丘里管100与雾化后的干净水接触进行急冷降温，烟气中夹带的粉尘经文丘里管100内的全截面扩散撞击面被液体充分浸润，粉尘相互粘合并凝聚成直径较大的颗粒，实现烟气中粉尘的高效脱除，急冷降温除尘后的烟气通过烟气管道进入深度处理单元11的下部；另一路经烟气管线II 8-7从废水处理单元7的氧化絮凝区8底部进入并穿过氧化絮凝区8内的浆液，

(2)吸收了粉尘和二氧化硫的脱硫浆液进入氧化絮凝区8，在经烟气管线II 8-7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，粉尘浓度及盐浓度逐渐增加；

(3)脱硫浆液在隔板I 20两侧液位差的作用下，流经隔板I 20上的过滤介质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底部引出经外排浆液管线8-6进入后续处理单元，冲洗水管线8-3定时对隔板I 20上的过滤介质21进行冲洗，以防粉尘颗粒阻塞过滤介质21的孔径；

(4)经过滤介质21过滤后进入循环清液区9的清液与新鲜水及碱性溶液在循环清液区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盐浓度，其余清液经循环清液泵26增压后进入冷却器25，经冷却器25冷却后的清液进入一级喷淋区6，经雾化喷嘴雾化后与烟气逆流接触对烟气进行除尘脱硫，实现烟气的深度除尘。

[0078] 实施例2

某企业烟气温度为150℃，压力为4kPa，流量为25万$Nm^3/h$，其中$SO_2$浓度为1000mg/$Nm^3$、粉尘浓度为280mg/$Nm^3$，采用本发明所述的脱硫装置，如附图1~2所示，预处理单元10的直径为3m，预处理单元10内设置一个文丘里管100，文丘里管100的进口直筒段101和出口直筒段105为圆形，直径为3m，喉管截面为圆形，直径为1.5m，喉管长度为2m，收缩段的锥角α和扩散段的锥角β均为15°，文丘里管100内沿轴向设置一组喷嘴，两个喷嘴的垂直间距为3m，深度处理单元11和废水处理单元7的直径为7m，烟气排放区1的烟囱直接为3.5m。

[0079] 一级喷淋区6设置三层喷淋管线14，喷淋管线14之间的距离为2.5m；二级喷淋区4设置两层喷淋管线12，喷淋管线12之间的距离为2.0m，除雾区3内设置CN201621043983.8所述的除雾器。

[0080] 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，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。

[0081] 预处理单元10的干净水流量为50 $m^3/h$，一级喷淋区6的循环清液流量为2000 $m^3/h$，二级喷淋区4的中段循环液流量为500 $m^3/h$。

[0082] 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HJ 836-2017《固定污染源废气低浓度颗粒物的测定重量法》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52.5℃，粉尘含量为6.5mg/$Nm^3$，$SO_2$含量为10mg/$Nm^3$，可溶性盐含量为1.8mg/ $Nm^3$。

[0083] 实施例3

本发明所述的脱硫装置，预处理单元10的结构示意图如图5~6所示，预处理单元10直径为3m，预处理单元10内设置有9个文丘里管100，文丘里管100的进口直筒段101和出口直筒段105为边长为0.7m的正方形，喉管截面为圆形，直径为0.5m，喉管长度为1m，收缩段的锥角α和扩散段的锥角β均为15°，文丘里管100内沿轴向设置一组喷嘴，两个喷嘴的垂直间距为2m，其余同实施例2。

[0084] 对比例1

采用氧化絮凝区8的脱硫浆液代替干净水喷入预处理单元10，其余同实施例2，进入烟囱外排的烟气温度为52.9℃，$SO_2$含量为12.5mg/$Nm^3$、粉尘含量为14.8mg/$Nm^3$、可溶性盐含量为11.2mg/ $Nm^3$。

[0085] 对比例2

预处理单元10为直筒段，内部不设置文丘里管100，其余同实施例2，进入烟囱外排的烟气温度为53.1℃，$SO_2$含量为13.8mg/$Nm^3$、粉尘含量为19.6mg/$Nm^3$。

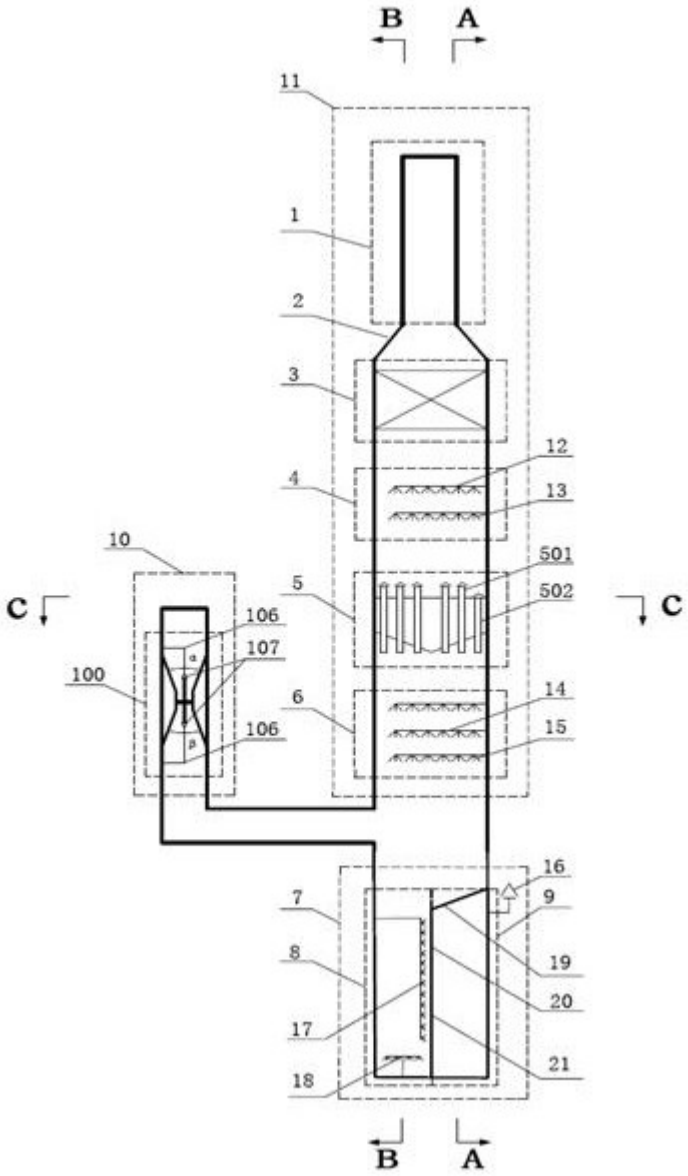

B
A
11
1
2
3
12
13
4
10
501
5
502
C
C
106
107
100
6
14
15
106
16
7
9
8
19
20
17
21
18
B
A

图1

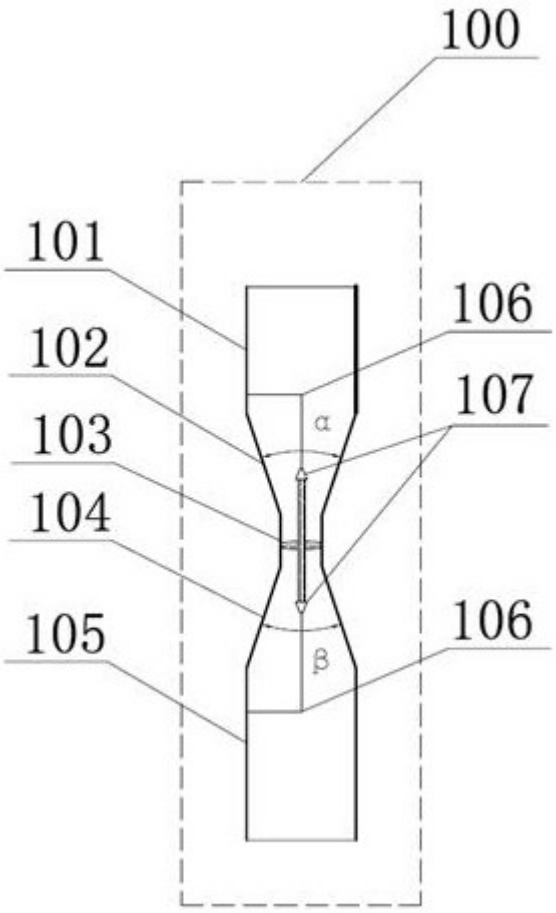



图2

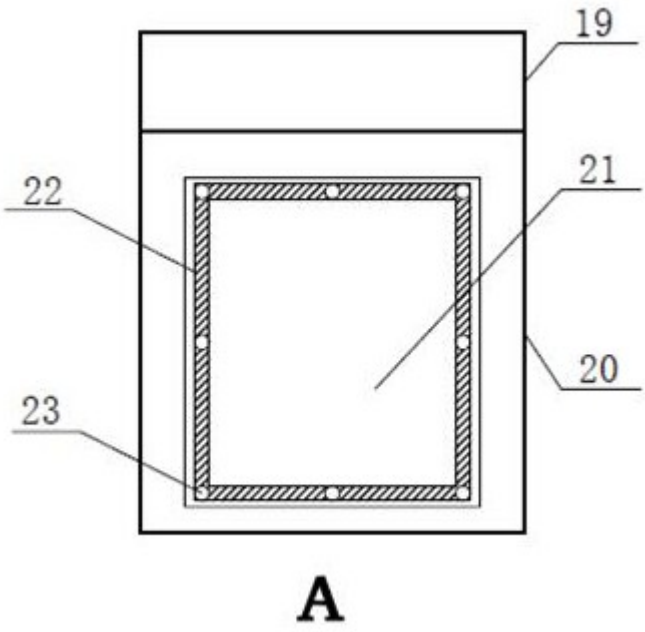



图3

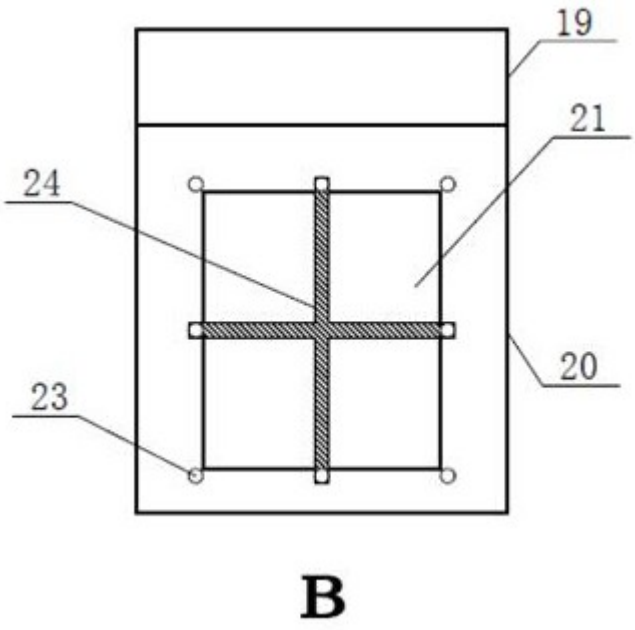



图4

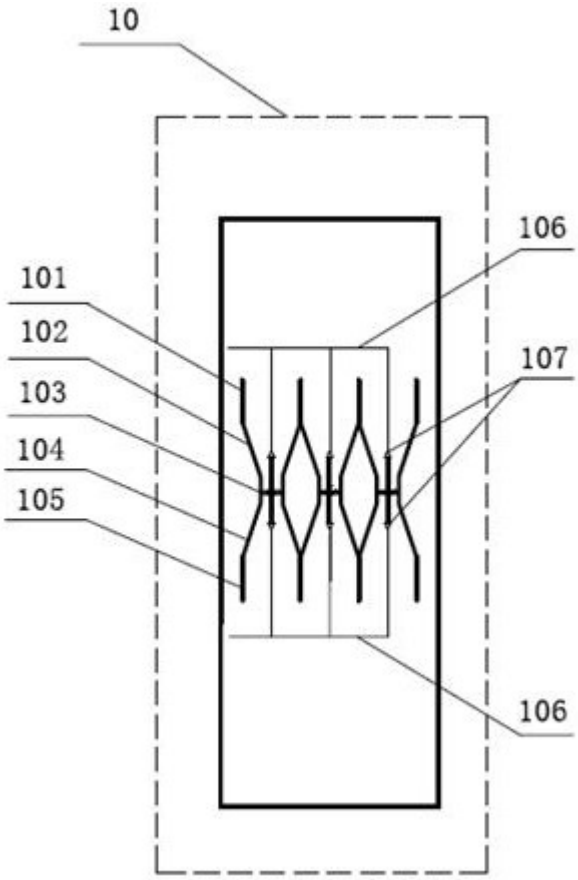



图5

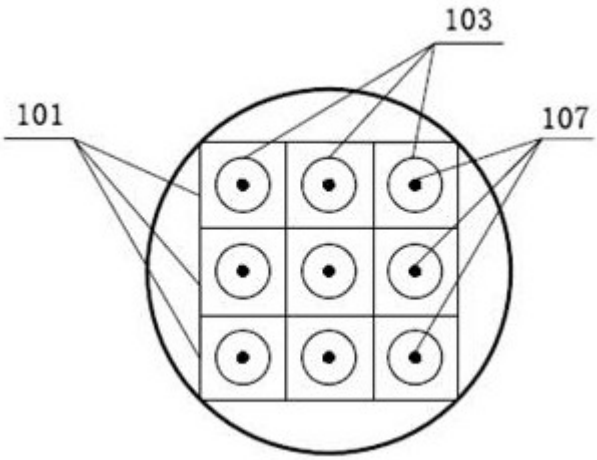



图6

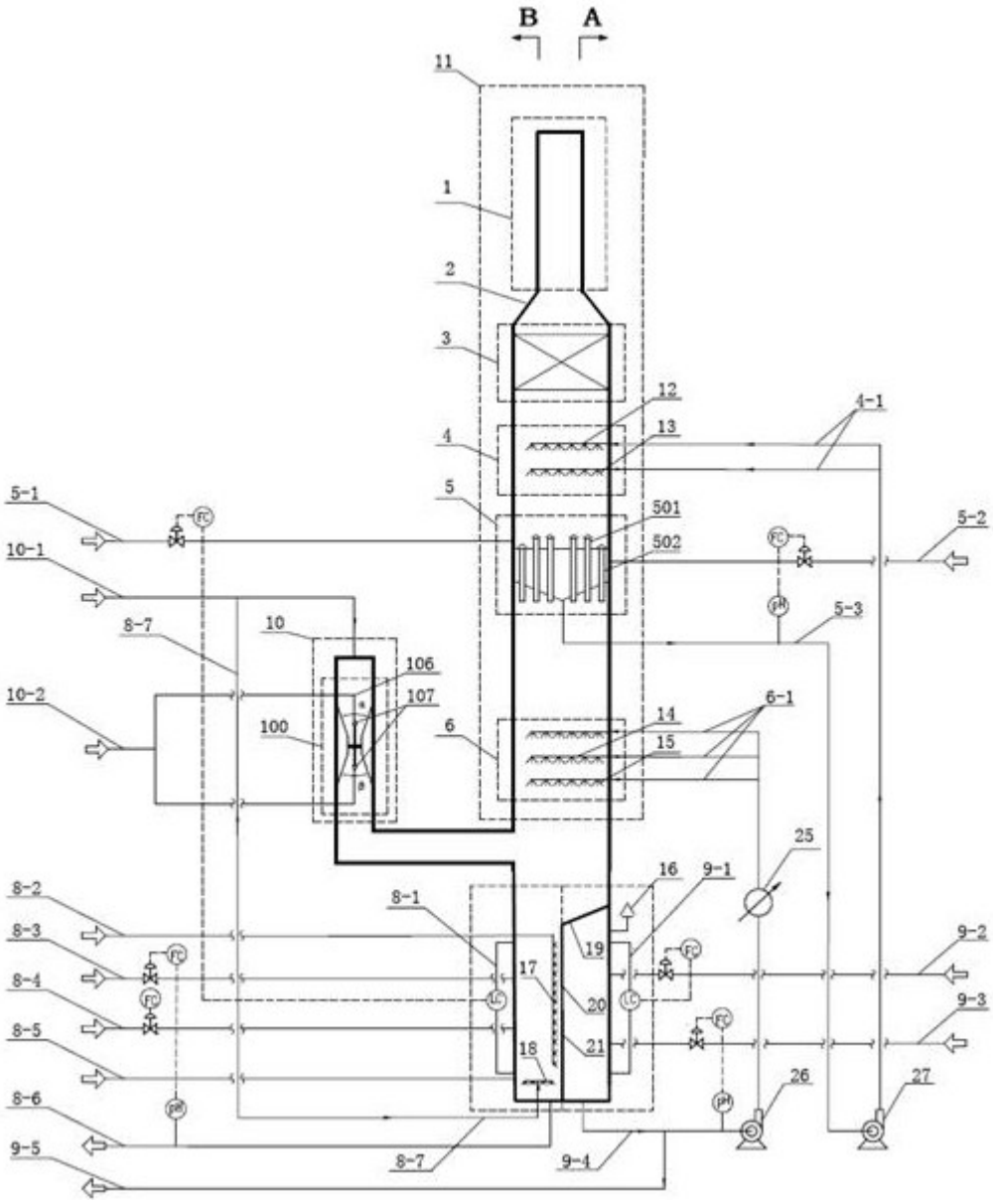

B
A
11
1
2
3
12
13
4-1
4
5
501
502
5-1
10-1
5-2
5-3
8-7
10
106
107
100
10-2
6
14
15
6-1
25
16
9-1
8-1
8-2
8-3
8-4
8-5
8-6
9-5
17
18
19
20
21
9-2
9-3
26
27
8-7
9-4

图7