

[19] 中华人民共和国国家知识产权局

[51] Int. Cl.

B01D 53/50 (2006.01)

B01D 53/78 (2006.01)

B01D 53/18 (2006.01)



[12] 发明专利说明书

专利号 ZL 200510040801.1

[45] 授权公告日 2008年10月29日

[11] 授权公告号 CN 100428979C

[22] 申请日 2005.6.28

[21] 申请号 200510040801.1

[73] 专利权人 江苏世纪江南环保有限公司

地址 210000 江苏省南京市江宁国家级高
新开发区天元路108号东恒国际大
厦11/12楼

[72] 发明人 徐长香 罗静 傅国光

[56] 参考文献

US6277343B1 2001.8.21

JP2001-17824A 2001.1.23

CN1211464A 1999.3.24

CN1408464A 2003.4.9

US6066304A 2000.5.23

CN1597060 2005.3.23

审查员 冯亚全

[74] 专利代理机构 镇江京科专利商标代理有限公司

代理人 夏哲华

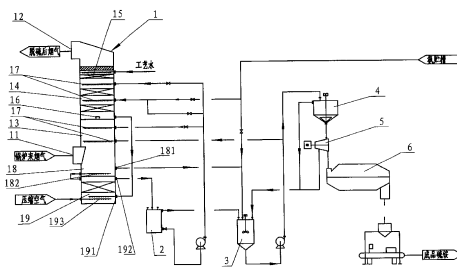
权利要求书2页 说明书5页 附图1页

[54] 发明名称

塔内结晶氨法脱硫工艺及装置

[57] 摘要

本发明属于环保设备技术领域，涉及一种用于对烟气中的二氧化硫进行脱除和回收处理的塔内结晶氨法脱硫工艺及装置。其装置包括有脱硫塔和位于塔外的吸收循环槽、浓缩循环槽、硫铵稠厚器、离心机及干燥器，其特征是，在脱硫塔的进烟口以下设置有结晶段和氧化段；结晶段上部的溶液溢流口通至浓缩循环槽；氧化段的吸收液入口与主吸收段下部的出口连接，氧化段的吸收液出口通入吸收循环槽；吸收循环槽的出口管路分别通入降温吸收段、主吸收段下层和主吸收段上层；浓缩循环槽的出口管路分别通入硫铵稠厚器和降温吸收段；硫铵稠厚器的晶浆出口连接至离心机及干燥器。本发明在保证正常脱硫效率前提下，既节省了投资又大大降低了运行成本。



1、一种塔内结晶氨法脱硫装置，其特征是：它包括有一个脱硫塔和位于塔外的吸收循环槽、浓缩循环槽、硫铵稠厚器、离心机及干燥器；脱硫塔的中部设置进烟口，顶部设置出烟口，在进烟口和出烟口之间由下至上设置有降温吸收段、主吸收段、脱水除雾段；降温吸收段与主吸收段之间设置有仅供烟气通过的气帽，降温吸收段设置有若干层喷淋装置，主吸收段设置有若干层填料及喷淋装置，脱水除雾段设置有除雾填料和工艺水喷淋装置；在进烟口以下，由上至下设置有结晶段和氧化段，结晶段与氧化段之间通过隔板相分隔；结晶段上部设置有溶液溢流口，溶液溢流口通至浓缩循环槽；氧化段底部设置有与压缩空气相通的空气分布器，氧化段下部设置有吸收液入口，氧化段上部设置有吸收液出口，吸收液入口与主吸收段下部的出口连接，吸收液出口通入吸收循环槽；吸收循环槽的出口管路分为三路，第一路通至降温吸收段，第二路通至主吸收段上层的喷淋装置，第三路通至主吸收段下层的喷淋装置；吸收循环槽的溢流口通至浓缩循环槽，浓缩循环槽的出口管路分为两路，一路通入硫铵稠厚器，另一路通至降温吸收段的喷淋装置；硫铵稠厚器的晶浆出口连接至离心机及干燥器，硫铵稠厚器的母液溢流口通至浓缩循环槽；此外，主吸收段的喷淋装置及浓缩循环槽分别与氨吸收剂的储槽连接。

2、根据权利要求1所述的塔内结晶氨法脱硫装置，其特征是：结晶段设置有搅拌装置。

3、根据权利要求2所述的塔内结晶氨法脱硫装置，其特征是：所述搅拌装置为气体分布管，其进气口与氧化段的出气口连接。

4、一种在权利要求1所述脱硫装置中进行的塔内结晶氨法脱硫工

艺，其特征是：

a. 烟气从脱硫塔中部的进烟口进入脱硫塔，在降温吸收段通过吸收液喷淋进行降温和初步吸收后经气帽进入主吸收段进行脱硫反应，然后进入脱水除雾段进行脱水除雾后排放，降温吸收段的液气比控制在 1: 2000 - 1: 200，主吸收段的液气比控制在 1: 5000 - 1: 200，主吸收段铵盐含量 $\leq 35\%$ ；

b. 主吸收段下来的吸收液由主吸收段进入氧化段，由泵入的空气进行氧化，氧化停留时间不小于 1 小时，且硫铵溶液的浓度不大于 35%，然后由氧化段进入吸收循环槽；

c. 由吸收液循环槽输出的吸收液分为三路，第一路作为中间产品进降温吸收段，其占输出量的 5-15%；第二路通至主吸收段上层的喷淋装置进主吸收段上段，其占输出量的 35-50%；第三路通至主吸收段下层的喷淋装置进主吸收段下段，其占输出量的 35-60%，并且在进塔前补入氨吸收剂；

d. 由浓缩循环槽输出的浓缩液分为两路，第一路送硫铵稠厚器稠厚，其占输出量的 15-30%；另一路从脱硫塔的降温吸收段进入塔内与烟气逆流接触，经高温烟气的蒸发作用蒸发水分后在结晶段结晶，然后溢流到浓缩循环槽进行再循环；

e. 在结晶段，溶液在塔内停留时间大于 30 分钟；

f. 由浓缩循环槽进入硫铵稠厚器的浆液在硫铵稠厚器中分离，母液回浓缩循环槽，含固量大于 35%的晶浆送离心机分离，离心机母液回浓缩循环槽，含水量小于 1%的硫铵送干燥器进一步干燥至成品。

5、根据权利要求 4 的塔内结晶氨法脱硫工艺，其特征是：在结晶段设置有搅拌装置，搅拌装置采用空气搅拌装置，空气搅拌装置以氧化段排出的气体作为气体来源。

塔内结晶氨法脱硫工艺及装置

技术领域

本发明属于环保设备技术领域，涉及一种用于对烟气中的二氧化硫进行脱除和回收处理的塔内结晶氨法脱硫工艺及装置。

背景技术

传统的烟气脱硫工艺主要采用钙法脱硫技术，其存在着二次污染及脱硫石膏的难以处置等缺陷。与钙法脱硫工艺相比，现有的氨法脱硫工艺是利用氨吸收烟气中的二氧化硫，其反应为气-液或气-气相反应，反应速度快，吸收剂利用率高，吸收设备体积可大大减小。但氨法脱硫应用于燃煤锅炉烟气的脱硫时，现有的各类技术普遍存在着氨耗高、气溶胶难以消除、吸收液处理成本高、操作难度大等问题。由于通常氨法烟气脱硫是用氨吸收二氧化硫生成亚硫酸铵，然后用空气氧化，但高浓度的亚硫酸铵不能快速完全被直接氧化成硫酸铵，而是在较低浓度下氧化后通过蒸发浓缩工艺获得产物，其蒸发量大，能耗大且流程长，设备多、占地大，运行费用高，装置的经济性较差。

发明内容

本发明所要解决的技术问题是，提供一种以氨作吸收剂，能够集烟气的洗涤、降温、吸收、脱水、除雾及吸收后的副产品的氧化、浓缩、结晶等功能于一体的塔内结晶氨法脱硫工艺及装置，使其在保证脱硫效率和副产品质量的条件下，能够实减少后处理设备和能耗，降低运行成本。

本发明的塔内结晶氨法脱硫装置包括有一个脱硫塔和位于塔外的吸收循环槽、浓缩循环槽、硫铵稠厚器、离心机及干燥器；脱硫塔的中部设置进烟口，顶部设置出烟口，在进烟口和出烟口之间由下至上设置有降温吸收段、主吸收段、脱水除雾段；降温吸收段与主吸收段之间设置有仅供烟气通过的气帽，降温吸收段设置有若干层喷淋装置，主吸收段设置有若干层填料及喷淋装置，脱水除雾段设置有除雾填料和工艺水喷淋装置；在进烟口以下，由上至下设置有结晶段和氧化段，结晶段与氧化段之间通过隔板相分隔；结晶段上部设置有溶液溢流口，溶液溢流口通至浓缩循环槽；氧化段底部设置有与压缩空气相通的空气分布器，氧化段下部设置有吸收液入口，氧化段上部设置有吸收液出口，吸收液入口与主吸收段下部的出口连接，吸收液出口通入吸收循环槽；吸收循环槽的出口管路分为三路，第一路通至降温吸收段，第二路通至主吸收段下层的喷淋装置，第三路通至主吸收段上层的喷淋装置；吸收循环段的溢流口通至浓缩循环槽，浓缩循环槽的出口管路分为两路，一路通入硫铵稠厚器，另一路通至降温吸收段的喷淋装置；硫铵稠厚器的晶浆出口连接至离心机及干燥器，硫铵稠厚器的母液溢流口通至浓缩循环槽；此外，主吸收段的喷淋装置及浓缩循环槽分别与氨吸收剂的储槽连接，用来补入氨吸收剂。结晶段可设置有搅拌装置，该搅拌装置可采用气体搅拌装置，其进气口与氧化段的出气口连接。

本发明的塔内结晶氨法脱硫工艺流程如下：

a. 烟气从脱硫塔中部的进烟口进入脱硫塔，在降温吸收段通过吸收液喷淋进行降温和初步吸收后经气体分布器进入主吸收段进行脱硫反

应，然后进入脱水除雾段进行脱水除雾后排放，降温吸收段的液气比控制在 1: 2000~1: 200，主吸收段的液气比控制在 1: 5000~1: 200，主吸收段铵盐含量 \leq 35%；

b. 主吸收段下来的吸收液由注吸收段进入氧化段，由泵入的空气进行氧化，氧化停留时间不小于 1 小时，且硫酸溶液的浓度不大于 35%，然后由氧化段进入吸收循环槽；

c. 由吸收循环槽泵出的吸收液分为三路，第一路作为中间产品进降温吸收段，其占输出量的 5-15%；第二路进主吸收段上段，其占输出量的 35-50%；第三路进主吸收段下段，其占输出量的 35-60%，并且在进塔前补入氨吸收剂；

d. 由吸收循环槽溢流口溢出的吸收液进入浓缩循环槽；由浓缩循环槽输出的浓缩液分为两路，第一路送后处理稠厚器稠厚，其占输出量的 15-30%；另一路（约 70-85%）从脱硫塔的降温吸收段进入塔内与烟气逆流接触，经高温烟气的蒸发作用蒸发水分后在结晶段结晶，然后溢流到浓缩循环槽进行再循环；

e. 在结晶段，溶液在塔内停留时间应大于 30 分钟，以形成晶颗大于 0.2mm 的硫酸铵晶体；为防晶体沉降，在结晶段可设置有搅拌装置，搅拌装置可采用空气搅拌装置或电动搅拌装置等，空气搅拌装置可采用氧化段排出的气体作为气体来源；

f. 由浓缩循环槽进入稠厚器的浆液在稠厚器中分离，母液回浓缩循环槽，含固量大于 35%的晶浆送离心机分离，离心机母液回浓缩循环槽，含水量小于 1%的硫酸送干燥器进一步干燥至成品。

本发明通过吸收液的多重循环,可以在脱硫塔内实现副产品硫酸铵的结晶,无需在后处理工序消耗大量蒸汽进行浓缩结晶,从而在保证正常脱硫效率前提下,既节省了投资又大大降低了运行成本。

附图说明

图1是本发明实施例的装置结构及工艺流程示意图。

图中:1为脱硫塔、11为进烟口、12为出烟口、13为降温吸收段、14为主吸收段、15为脱水除雾段、16为气帽、17为喷淋装置、18为结晶段、19为氧化段、181为溶液溢流口、182为搅拌装置、191为吸收液入口、192为吸收液出口、193为空气分布器、2为吸收循环槽、3为浓缩循环槽、4为硫铵稠厚器、5为离心机、6为干燥器。

具体实施方式

实施例:

处理对象为蒸发量 220t/h 的燃煤锅炉一座,烟气量 280000Nm³/h,锅炉耗煤量 32t/h,燃煤的全硫 3%,排烟温度 140℃。

脱硫工艺流程及装置如图1,核心设备脱硫塔高 39 米,直径 7.8 米,主吸收段填料为 Y125 波纹填料。塔的进烟口上方为降温吸收段,降温吸收段上层(距降温吸收段与主吸收段间隔板 1.5 米的位置)为一层低浓度吸收液补充液喷淋层(设防堵喷头 9 只);降温吸收段下层(距降温吸收段与主吸收段间隔板 3.5 米的位置)为一层浓缩液喷淋层(设防堵喷头 23 只);烟气入口底至结晶段底部隔板间设塔内结晶层,结晶段溢流口距隔板 1 米,在结晶段均

布空气分布管作为气体搅拌装置，该装置引氧化段氧化空气作搅拌气。

稠厚器 $\phi 4500 \times 3500$ ，离心机、干燥器的处理能力为 5t/h，干燥器的热源为蒸汽。

操作参数：

吸收段——吸收循环液含铵盐浓度 32%，喷淋量 $300\text{m}^3/\text{h}$ ，补充液氨 $780.3\text{kg}/\text{h}$ ，烟气吸收段的烟气温度 53°C 。

降温吸收段——浓缩循环液浓度为含固量 10%，喷淋量 $160\text{m}^3/\text{h}$ ，烟气出降温吸收段的温度为 66°C 。

脱水除雾段——补水量 $12\text{m}^3/\text{h}$ 。

处理结果：

尾气中二氧化硫含量 $174.8\text{mg}/\text{Nm}^3$ ，尾气中氨的含量 $3\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。脱硫装置总压力降 970Pa 。副产符合 GB535 标准一级品的硫酸铵 $3366\text{kg}/\text{h}$ ，而蒸汽消耗(干燥器用汽)为 $100\text{kg}/\text{h}$ ，电耗为 430kW 。

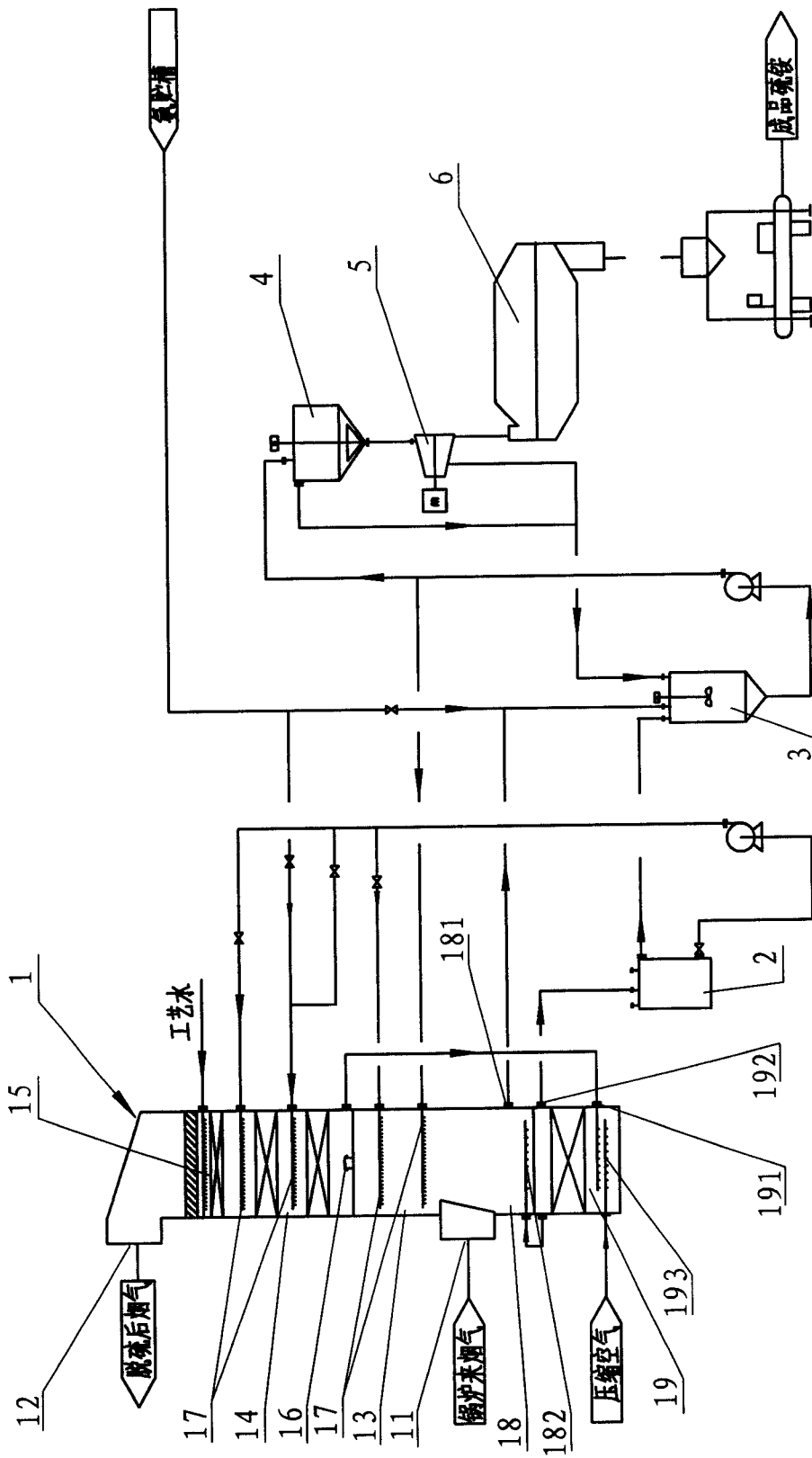


图1