

[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)



# [12] 发明专利说明书

专利号 ZL 200710037139.3

[45] 授权公告日 2009年9月2日

[11] 授权公告号 CN 100534583C

[22] 申请日 2007.2.5

[21] 申请号 200710037139.3

[73] 专利权人 娄爱娟

地址 200237 上海市徐汇区化工一村 139  
号 501 室

[72] 发明人 娄爱娟

[56] 参考文献

CN1850733A 2006.10.25

CN1648049A 2005.8.3

CN2790569Y 2006.6.28

审查员 王东升

[74] 专利代理机构 上海光华专利事务所

代理人 余明伟

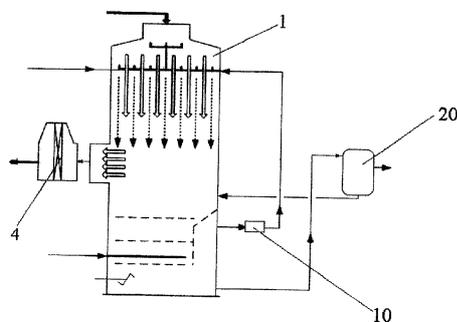
权利要求书 3 页 说明书 9 页 附图 2 页

[54] 发明名称

以氨为原料回收烟气中  $\text{SO}_2$  的方法和装置

[57] 摘要

本发明公开了一种以氨为原料回收烟气中  $\text{SO}_2$  的方法和装置，包括组合式脱硫反应器(1)，组合式脱硫反应器(1)包括设置在组合式脱硫反应器(1)内上部的烟气降温及  $\text{SO}_2$  吸收耦合区(2)；设置在烟气降温及  $\text{SO}_2$  吸收耦合区(2)下方的亚硫酸铵氧化及硫铵结晶耦合区(3)。本发明的独特之处在于：热烟气的增湿降温与  $\text{SO}_2$  吸收两个功能耦合在脱硫反应器的上部区域内；亚硫酸铵氧化和硫铵结晶两个功能耦合在脱硫反应器的下部区域内，既提高了设备的利用效率，还可以节省投资和能耗。本发明对于整个脱硫系统，脱硫原料是氨、水和空气，脱硫产品是固体硫铵，变废为宝，化害为利，不产生二次污染。



1. 以氨为原料回收烟气中  $\text{SO}_2$  的装置，包括密闭的塔状组合式脱硫反应器（1）、吸收液循环泵（10）和硫铵收集装置（20），其特征在于：

所说的组合式脱硫反应器（1）包括：

设置在所说的组合式脱硫反应器（1）内上部的烟气降温及  $\text{SO}_2$  吸收耦合区（2）；

所说的烟气降温及  $\text{SO}_2$  吸收耦合区（2）包括与设置在组合式脱硫反应器（1）上部的循环吸收液和氨入口（101）相连通的吸收液喷淋雾化构件；

设置在烟气降温及  $\text{SO}_2$  吸收耦合区（2）下方的亚硫酸铵氧化及硫铵结晶耦合区（3）；

设置在烟气降温及  $\text{SO}_2$  吸收耦合区（2）和亚硫酸铵氧化及硫铵结晶耦合区（3）之间的烟气出口（103）；

设置在亚硫酸铵氧化及硫铵结晶耦合区（3）中一侧的由直板（301）和折板（302）构成的分隔板，所说的折板（302）与组合式脱硫反应器（1）内壁密封固定连接，直板（301）插入亚硫酸铵氧化及硫铵结晶耦合区（3）中，直板（301）与组合式脱硫反应器（1）内壁之间为清液区（303），直板（301）下部为稠液区（304）；

设置在直板（301）下部稠液区（304）、组合式脱硫反应器（1）上的硫铵料浆出口（104）；

设置在亚硫酸铵氧化及硫铵结晶耦合区（3）中部的空气入口（105）；

设置在清液区（303）处的循环吸收液出口（106）；

设置在亚硫酸铵氧化及硫铵结晶耦合区（3）、折板（302）上部的母液入口（107）；

设置在组合式脱硫反应器（1）顶部的烟气入口（105）；

设置在烟气降温及  $\text{SO}_2$  吸收耦合区（2）下部的补充工艺水入口（102）；

吸收液循环泵（10）的入口通过管线与循环吸收液出口（106）相连接；

吸收液循环泵（10）的出口与循环吸收液入口（101）通过管线相连接；

硫铵料浆出口（104）通过管线与硫铵收集装置（20）相连接，硫铵收集装置（20）的母液出口通过管线与亚硫酸铵氧化及硫铵结晶耦合区（3）上部的母液入口（107）相连接。

2. 根据权利要求 1 所述的以氨为原料回收烟气中  $\text{SO}_2$  的装置，其特征在于：所说的吸收液喷淋雾化构件为喷嘴（13）。

3. 根据权利要求 2 所述的以氨为原料回收烟气中  $\text{SO}_2$  的装置，其特征在于：所说

的喷嘴(13)为螺旋喷嘴,喷嘴内径为10—100mm。

4. 根据权利要求3所述的以氨为原料回收烟气中SO<sub>2</sub>的装置,其特征在于:喷嘴(13)的材质包括SiSiC、陶瓷、聚胺酯、聚四氟或超高分子量聚乙烯。

5. 根据权利要求1所述的以氨为原料回收烟气中SO<sub>2</sub>的装置,其特征在于:还包括与烟气出口(103)通过管线相连接的除沫构件(4),所说的除沫构件(4)包括垂直安装的波纹板。

6. 根据权利要求1所述的以氨为原料回收烟气中SO<sub>2</sub>的装置,其特征在于:在亚硫酸铵氧化及硫酸铵结晶耦合区(3)设有与空气入口(105)相连接的空气分布器,亚硫酸铵氧化及硫酸铵结晶耦合区(3)的上部设有开孔的筛板或栅板,筛板或栅板的数量为3~5块,在亚硫酸铵氧化及硫酸铵结晶耦合区(3)的下部设有搅拌装置。

7. 根据权利要求1所述的以氨为原料回收烟气中SO<sub>2</sub>的装置,其特征在于:硫酸铵料浆出口(104)与亚硫酸铵氧化及硫酸铵结晶耦合区(3)底部的距离为0.1—1.0m,吸收二氧化硫的循环吸收液取自清液区(303),循环吸收液出口与硫酸铵料浆出口(104)的距离为3—10m。

8. 根据权利要求1~7任一项所述的以氨为原料回收烟气中SO<sub>2</sub>的装置,其特征在于:在烟气降温及SO<sub>2</sub>吸收耦合区(2)的吸收液喷淋雾化构件下方设置传质构件。

9. 根据权利要求1~8任一项所述的以氨为原料回收烟气中SO<sub>2</sub>的装置,用于以氨为原料的烟气脱硫的方法,其特征在于,包括如下步骤:

将锅炉烟气,从组合式脱硫反应器(1)顶部的烟气入口(105)进入烟气降温及SO<sub>2</sub>吸收耦合区(2),与通过所说的吸收液喷淋雾化构件喷淋而下的含有氨的吸收液接触,并流向下;

烟气离开烟气降温及SO<sub>2</sub>吸收耦合区(2)后,进入烟气除沫区(4),经过除沫后离开脱硫系统,或进入烟囱,或进入烟气换热器;

吸收液离开烟气降温及SO<sub>2</sub>吸收耦合区(2)后,进入亚硫酸铵氧化及硫酸铵结晶耦合区(3),与从空气入口(105)鼓入的空气进行氧化反应并在过饱和情况下结晶为硫酸铵晶体;

循环吸收液从清液区(303)的循环吸收液出口(106)取出,经过循环泵(10)输送与新加入的氨和水混合后进入烟气降温及SO<sub>2</sub>吸收耦合区(2),硫酸铵料浆从硫酸铵料浆出口(104)取出,输送到硫酸铵收集装置(20),分离后的母液通过亚硫酸铵氧化及硫酸铵结晶耦合区(3)上部的母液入口(107)送回亚硫酸铵氧化及硫酸铵结晶耦合区(3),工艺补

充水由补充工艺水入口（102）进入反应器。

10. 根据权利要求 9 所述的方法，其特征在于，所说的锅炉烟气中， $\text{SO}_2$  浓度为  $100-10000\text{mg}/\text{Nm}^3$ ，温度为  $20-200^\circ\text{C}$ ，烟气的空塔线速度为  $2-6\text{m}/\text{s}$ ，液体喷淋密度在  $2-200\text{m}^3/\text{m}^2/\text{h}$  之间，吸收液中，氨的重量浓度为  $0.01\%\sim 1\%$ ，水的加入量为  $2\sim 8\text{m}^3/10$  万  $\text{Nm}^3$  烟气量，鼓入的空气量是理论需求量的  $1.5-5$  倍。

以氨为原料回收烟气中 SO<sub>2</sub> 的方法和装置

## 技术领域

本发明涉及一种锅炉烟气的处理方法和装置，具体涉及含有 SO<sub>x</sub>、NO<sub>x</sub>、HCl 和 HF 等有害物质的锅炉烟气的处理方法和装置。

## 背景技术

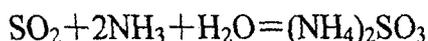
以煤或石油为燃料的锅炉或火力发电厂排放大量废气(烟气，烟道气)。这些烟气含有 SO<sub>x</sub>、NO<sub>x</sub>、HCl 和 HF 等有害物质，其中 SO<sub>x</sub> 是形成酸雨的主要物质。随燃烧煤种的不同，SO<sub>2</sub> 含量通常在 300—5000ppmv(1000—15000mg/Nm<sup>3</sup>)之间。但是，烟气量十分巨大，以燃煤锅炉而论，蒸汽规模从 35T/h 到 2500T/h，发电机组容量 6MW 到 1000MW，烟气量由 5 万 Nm<sup>3</sup>/h 到 250 万 Nm<sup>3</sup>，SO<sub>2</sub> 排放量 1000 吨/年到 100,000 吨/年。由于 SO<sub>2</sub> 是酸性气体，采用碱性水溶液脱吸烟气中的 SO<sub>x</sub>，即烟气脱硫(FGD)是有效的方法，具有广泛的应用价值。

所说的 SO<sub>x</sub>，x=2-3；NO<sub>x</sub>，x=1-2。

烟气脱硫的方法很多，根据采用的脱硫原料的种类的不同，可以分为不同的方法。主要有采用天然石灰石碳酸钙的钙法；采用合成碳酸钠/氢氧化钠的钠法；采用天然碳酸镁/氧化镁的镁法；采用合成氨的氨法；还有采用有机碱和活性炭的方法。这些方法各有优缺点。主要分为两类：抛弃法还是回收法，前者不回收利用烟气中的 SO<sub>2</sub>，将废气变为废渣或废水。回收法回收烟气中的 SO<sub>2</sub>，生产利用价值的副产品，比如硫酸、硫铵等。

以氨为原料，回收法回收烟气中的 SO<sub>2</sub>，是一种典型的回收法，许多专利公开了所说的回收法，如中国专利 ZL99113403.6、ZL02133906.2、和 ZL02266994.9，和美国专利 USP5362458, USP6221325, USP6187278 等，工业生产的实际表明，上述专利公开的方法，虽然能够达到较高的脱硫效果，但是，还存在投资高，能耗大，防腐蚀问题难以解决的缺陷，其主要原因如下：

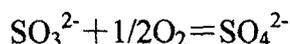
以氨为原料的烟气脱硫过程中，主要包括四个具体的过程(步骤)：

(1) SO<sub>2</sub> 吸收：

由于氨易于挥发，容易形成亚硫酸铵和硫酸铵雾，一方面造成氨损失，另一方面造成新的污染。这是氨法

### (2) 亚硫酸铵氧化

向亚硫酸铵水溶液鼓空气直接氧化，便可得到硫酸铵：



亚硫酸铵氧化反应实际上在吸收过程中也会发生，只不过由于烟气中  $\text{O}_2$  含量低，反应速度慢，氧化率较低，一般不予考虑。

亚硫酸铵氧化和其他亚硫酸盐相比明显不同， $\text{NH}_4^+$ 对氧化过程有阻尼作用。文献 [ *Chemical Engineering Science*, 2000 ] 阐述了这一独特性质， $\text{NH}_4^+$ 显著阻碍  $\text{O}_2$  在水溶液中的溶解。当盐浓度小于 0.5mol/L(约 5%(wt))时，亚硫酸铵氧化速率随其浓度增加而增加，而当超过这个极限值时，氧化速率随浓度增加而降低。

这也是氨法要解决的第二个技术困难。

### (3) 硫酸铵结晶

由于硫酸铵溶解度随温度变化很小，结晶析出硫酸铵的方法一般不采用冷冻结晶的方法，而主要采用蒸发结晶的方法。当时蒸发结晶消耗额外蒸汽，增加了新的能耗。由于硫酸铵是亚硫酸铵氧化的产物，随着脱硫过程的进行，亚硫酸铵浓度不断增加，硫酸铵浓度也会不断增加，直到超过饱和浓度，并结晶析出硫酸铵晶体。这个方法称为反应结晶的方法。因此，如何控制过程的工艺条件，实现反应结晶的方法，降低蒸汽能耗是该方法的第三个技术关键。

另外，为了方便离心分离，硫酸铵的结晶体不能过小，一般应控制在 0.1 毫米以上。为了方便农民直接施肥，甚至需要大于 0.2—0.5 毫米以上的结晶体。因此，如何控制大颗粒硫酸铵结晶，直接便于农业使用，而不需要进行再次造粒，便成为该技术的第四个技术关键。

### (4) 尾气夹带氨的回收

如前所述，与其他碱性物质不同的是，氨易挥发。传统的逆流接触式吸收塔，不论是喷淋塔、填料塔还是板式塔，在位于塔顶部的接触点，吸收液中氨浓度最高，而气体相中  $\text{SO}_2$  浓度最低。因此，氨在气相中的浓度将最高。这意味着氨随尾气溢出脱硫塔的量将很大。这既会造成氨的浪费损失，又会造成新的污染。

解决这个问题便成为该技术的第五个关键。

因此，开发研究新的以氨为原料，回收法回收烟气中的  $\text{SO}_2$  的方法，成为有关领域

十分关注的课题。

#### 发明内容

本发明需要解决的技术问题是公开一种以氨为原料回收烟气中  $\text{SO}_2$  的方法和装置，以克服现有技术存在的上述缺陷。

本发明的装置包括密闭的塔状组合式脱硫反应器、吸收液循环泵和硫铵收集装置：

所说的组合式脱硫反应器包括：

设置在所说的组合式脱硫反应器内上部的烟气降温及  $\text{SO}_2$  吸收耦合区，即热质同传区；

所说的烟气降温及  $\text{SO}_2$  吸收耦合区包括与设置在组合式脱硫反应器上部的循环吸收液和氨入口相连通的吸收液喷淋雾化构件；

设置在烟气降温及  $\text{SO}_2$  吸收耦合区下方的亚硫酸铵氧化及硫铵结晶耦合区；

设置在烟气降温及  $\text{SO}_2$  吸收耦合区和亚硫酸铵氧化及硫铵结晶耦合区之间的烟气出口；

设置在亚硫酸铵氧化及硫铵结晶耦合区中一侧的由直板和折板构成的分隔板，所说的折板与组合式脱硫反应器内壁密封固定连接，直板插入亚硫酸铵氧化及硫铵结晶耦合区中，直板与组合式脱硫反应器内壁之间为清液区；直板下部为稠液区；

设置在直板下部稠液区、组合式脱硫反应器上的硫铵料浆出口；

设置在亚硫酸铵氧化及硫铵结晶耦合区中部的空气入口；

设置在清液区处的循环吸收液出口；

设置在亚硫酸铵氧化及硫铵结晶耦合区、折板上部的母液入口；

设置在组合式脱硫反应器顶部的烟气入口；

设置在烟气降温及  $\text{SO}_2$  吸收耦合区上部的循环吸收液和氨入口；

设置在烟气降温及  $\text{SO}_2$  吸收耦合区下部的补充工艺水入口。

吸收液循环泵的入口通过管线与循环吸收液出口相连接；

吸收液循环泵的出口与循环吸收液入口通过管线相连接；

硫铵料浆出口通过管线与硫铵收集装置相连接，硫铵收集装置的母液出口通过管线与亚硫酸铵氧化及硫铵结晶耦合区上部的母液入口相连接；

所说的硫铵收集装置为一种适合于盐(比如食盐等)收集加工的现有技术，包括液固分离装置、干燥装置和包装装置，本领域的技术人员可以参照盐加工方面的公开文献进行实施。

由上述公开的技术方案可见,本发明的独特之处在于:热烟气的增湿降温与  $\text{SO}_2$  吸收两个功能耦合在一个区域内,提高了设备的利用效率,可以节省投资;亚硫酸氧化和硫酸铵结晶两个功能耦合在脱硫反应器的下部区域内,氧化和结晶同时进行,充分利用氧化反应器需要的停留时间,也为硫酸铵结晶提供足够的停留时间,并确保能够得到大颗粒的硫酸铵晶体,不仅节省投资,也节约能耗。

由于以上四个功能的有机结合,最终形成了一个组合式脱硫反应器。此外,该脱硫反应器还有一个的特点:高温热烟气从反应器顶部进入,与吸收液在反应器中并流接触,不存在常规脱硫反应器中存在的速度极限和严重的液沫夹带问题。

在常规反应器中,烟气从反应器下部进入,与吸收液呈逆流接触,速度增大会导致严重的液沫夹带,甚至无法运行。常规的速度不能超过  $3.5\text{m/s}$ 。在本发明的反应器中,烟气速度实际上是不受限制的。速度可以高达  $5-6\text{m/s}$ 。从而可以显著降低反应器的直径,节省投资,尤其适合大型化的锅炉烟气脱硫过程。对于一台  $60$  万  $\text{kW}$  机组,常规脱硫反应器的直径在  $16\text{m}$  左右,而本发明可以使直径减小到  $13\text{m}$ 。本发明对于整个脱硫系统,脱硫原料(进料)是氨、水和空气,脱硫产品是固体硫酸铵,不产生任何形式的新的废水、废渣和废气。总之,该发明变废为宝,化害为利,不产生二次污染。

#### 附图说明

图 1 为以氨为原料回收烟气中  $\text{SO}_2$  的装置图。

图 2 为塔状组合式脱硫反应器结构示意图。

图 3 为除沫构件结构示意图。

#### 具体实施方式

参见图 1 和图 2,本发明的装置包括密闭的塔状组合式脱硫反应器 1、吸收液循环泵 10 和硫酸铵收集装置 20;

所说的组合式脱硫反应器 1 包括:

设置在所说的组合式脱硫反应器 1 内上部的烟气降温及  $\text{SO}_2$  吸收耦合区 2,即热质同传区。所说的烟气降温及  $\text{SO}_2$  吸收耦合区 2 包括与设置在组合式脱硫反应器 1 上部的循环吸收液和氨入口 101 相连通的吸收液喷淋雾化构件;所说的吸收液喷淋雾化构件优选喷嘴 13;所说的喷嘴 13 优选螺旋喷嘴,即在喷嘴 13 内设有螺纹,喷嘴 13 内径为  $10-100\text{mm}$ ,喷嘴 13 的数量可根据需要处理的吸收液的量决定,每个喷嘴液体喷淋量为  $10-100\text{m}^3/\text{h}$ ,喷嘴材质为耐磨耐腐蚀材料,包括  $\text{SiSiC}$ 、陶瓷、聚胺酯、聚四氟和超高分子量聚乙烯等,其中优选  $\text{SiSiC}$ 、陶瓷和聚胺酯。喷嘴的数量按每个喷嘴液体喷淋量

10—100m<sup>3</sup>/h, 喷嘴内径 10—100mm 确定。吸收液的喷淋密度在 10—200m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>/h, 优选在 20—80 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>/h 之间;

设置在烟气降温及 SO<sub>2</sub> 吸收耦合区 2 下方的亚硫酸铵氧化及硫酸铵结晶耦合区 3;

设置在烟气降温及 SO<sub>2</sub> 吸收耦合区 2 和亚硫酸铵氧化及硫酸铵结晶耦合区 3 之间的烟气出口 103;

设置在亚硫酸铵氧化及硫酸铵结晶耦合区 3 中一侧的由直板 301 和折板 302 构成的分隔板, 所说的折板 302 与组合式脱硫反应器 1 内壁密封固定连接, 直板 301 插入亚硫酸铵氧化及硫酸铵结晶耦合区 3 中, 直板 301 与组合式脱硫反应器 1 内壁之间为清夜区 303; 直板 301 下部为稠液区 304, 清夜区 303 和稠液区 304 起着结晶体的筛分作用, 使大颗粒集中在稠液区 304, 细颗粒集中在清夜区 303, 硫酸铵出料取自稠液区;

设置在直板 301 下部稠液区 304、组合式脱硫反应器 1 上的硫酸铵料浆出口 104;

设置在亚硫酸铵氧化及硫酸铵结晶耦合区 3 中部的空气入口 105;

设置在清夜区 303 处的循环吸收液出口 106;

设置在亚硫酸铵氧化及硫酸铵结晶耦合区 3、折板 302 上部的母液入口 107;

设置在组合式脱硫反应器 1 顶部的烟气入口 105;

设置在烟气降温及 SO<sub>2</sub> 吸收耦合区 2 下部的补充工艺水入口 102, 工艺补充水入口也可设置在烟气降温及 SO<sub>2</sub> 吸收耦合区 2 上部;

吸收液循环泵 10 的入口通过管线与循环吸收液出口 106 相连接;

吸收液循环泵 10 的出口与循环吸收液入口 101 通过管线相连接;

硫酸铵料浆出口 104 通过管线与硫酸铵收集装置 20 相连接, 硫酸铵收集装置 20 的母液出口通过管线与亚硫酸铵氧化及硫酸铵结晶耦合区 3 上部的母液入口 107 相连接;

本发明也可以在烟气降温及 SO<sub>2</sub> 吸收耦合区 2 的吸收液喷淋雾化构件下方设置传质构件, 所说的传质构件选自填料, 包括格栅填料、散堆填料或波纹填料;

本发明可以不装填料, 完全依靠喷雾产生的液滴的外表面积进行气—液传质。在没有填料情况下, 当喷淋密度为 20 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>/h, 对应于填料面积 20m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>。对于 80 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> 规格的填料, 对应于无填料的喷淋密度是 80m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>/h。对于常规脱硫反应器, 相当于液/气比为 6—7 升/m<sup>3</sup>。而常规的液气比在 10—15, 对应于标准填料的面积在 140—200m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>。因此, 不装填料时, 其喷淋密度较大, 吸收液循环系统, 包括泵、喷嘴、管路和阀门的投资, 以及循环功耗都较大。装填料后, 喷淋密度可以显著降低, 吸收液循环系统的投资和能耗较低, 但需要增加填料的投资。但是, 总的讲, 采用填料的优点更多一些。

优选的，在亚硫酸铵氧化及硫酸铵结晶耦合区 3 设有与空气入口 105 相连接的空气分布器，对进入反应器的空气进行分布；

优选的，亚硫酸铵氧化及硫酸铵结晶耦合区 3 的上部设有开孔的筛板或栅板，筛板或栅板的数量为 3~5 块，将反应器分为 3~5 级，含亚硫酸铵的液体从上往下，空气从下往上，形成逆流，形成多级鼓泡氧化反应器，在达到同样的 90% 氧化效率的情况下，氧化反应器体积，可以减少 50~80%。

在发生氧化的同时，硫酸铵结晶也将发生。结晶本身也相当于一个化学反应，因此，多级鼓泡反应器结构也有利于结晶反应。增加反应速度，提高结晶体粒度的均匀性。同时在脱硫反应器的最底部，为了防止晶体沉积在底部结块，在亚硫酸铵氧化及硫酸铵结晶耦合区 3 的下部设有搅拌装置；

优选的，硫酸铵料浆出口 104 与亚硫酸铵氧化及硫酸铵结晶耦合区 3 底部的距离为 0.1~1.0m，吸收二氧化硫的循环吸收液取自清液区 303，循环吸收液出口与硫酸铵料浆出口 104 的距离为 3~10m，在这种结构的反应结晶器中，可以得到 100 微米~1000 微米的结晶体，非常有利于硫酸铵的分离、干燥、包装和应用。

优选的，参见图 1，本发明还包括与烟气出口 103 通过管线相连接的除沫构件 4，除沫构件 4 的下部通过管线与亚硫酸铵氧化和硫酸铵结晶耦合区 3 相连接，所说的除沫构件 4 优选包括如图 3 所示的垂直安装的波纹板，烟气和除下来的液体呈错流状态，因此，可以采用较高的气体速度，速度可取 4~7m/s，除沫后，烟气中夹带的液滴小于 50mg/Nm<sup>3</sup>，除沫搜集得到的液体回到所说的亚硫酸铵氧化和硫酸铵结晶耦合区 3。

采用本发明上述的装置，用于以氨为原料的烟气脱硫的方法，包括如下步骤：

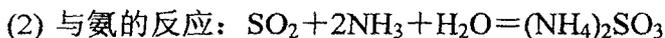
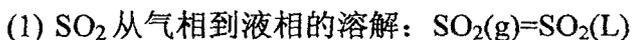
将 SO<sub>2</sub> 浓度为 1000~10000mg/Nm<sup>3</sup>、温度为 100~180℃ 的含 SO<sub>2</sub> 锅炉烟气，从组合式脱硫反应器 1 顶部的烟气入口 105 进入烟气降温及 SO<sub>2</sub> 吸收耦合区 2，与通过所说的吸收液喷淋雾化构件喷淋而下的含有氨的吸收液接触，并流向下，烟气降温，同时其中的 SO<sub>2</sub> 被吸收；

所说的含 SO<sub>2</sub> 锅炉烟气的温度为 100~180℃，SO<sub>2</sub> 浓度为 1000~10000mg/Nm<sup>3</sup>，压力为 1200~2000Pa；

烟气的空塔线速度为 2~6m/s，优选在 3~4m/s，液体喷淋密度在 10~200m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>/h 之间，优选在 20~80m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>/h 之间，吸收液中，硫酸铵处于过饱和状态，其固体含量在 1~20% 之间，氨的浓度为 0.01%~1%，水的加入量与烟气量有关，一般为 2~8m<sup>3</sup>/10 万 Nm<sup>3</sup> 烟气量，所说的氨可以采用氨水、液氨或者碳酸铵，按此条件，SO<sub>2</sub> 的脱出效率可

大于 90—99%，烟气降温到 45—55℃；

在这个区域，吸收液从烟气中吸收 SO<sub>2</sub>，生成亚硫酸铵，发生的化学反应过程如下：



实际上，在液相中，反应按如下路径发生：



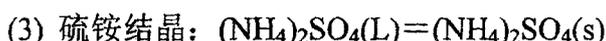
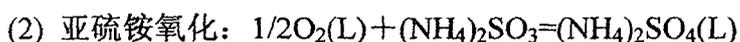
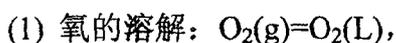
烟气离开烟气降温及 SO<sub>2</sub> 吸收耦合区 2 后，从烟气出口 103 离开脱硫反应器，通过除沫构件 4，经过除沫后离开脱硫系统，或进入烟囱，或进入烟气换热器，经过加热后烟气温度大于 60℃，排向烟囱。

吸收液离开烟气降温及 SO<sub>2</sub> 吸收耦合区 2 后，进入亚硫酸铵氧化及硫酸铵结晶耦合区 3，与从空气入口 105 鼓入的空气进行氧化反应，生成的亚硫酸铵被鼓入的空气氧化为硫酸铵，同时增加吸收液中的硫酸铵浓度，亚硫酸铵被氧化也促进了 SO<sub>2</sub> 的吸收，使液相中的化学反应朝有利于 SO<sub>2</sub> 吸收的方向进行。随着时间的进行，硫酸铵浓度不断增加，达到并超过其饱和浓度。由于吸收液中含有粉煤灰，可以作为硫酸铵结晶的晶核，使硫酸铵能够结晶析出。在硫酸铵在吸收液中的浓度超过一定程度后，硫酸铵晶体可以稳定增长。因此，脱硫过程的开车过程就是硫酸铵在吸收液中积累，达到饱和浓度开始析出晶体，并最后长成大的晶体的过程。

鼓入的空气量是理论需求量的 1.5—5 倍；

在这个区域，亚硫酸铵的氧化率在 90% 以上，出料的硫酸铵晶体主要在在 100 微米和 1000 微米之间，常见的在 200—500 微米之间。

在这个区域，主要发生以下反应：



循环吸收液从清液区 303 的循环吸收液出口 106 取出，经过循环泵 10 输送与新加入的氨和水混合后进入烟气降温及 SO<sub>2</sub> 吸收耦合区 2 与新进入的烟气接触，吸收烟气中的 SO<sub>2</sub>，得到新的亚硫酸铵，又进入“氧化结晶区”，又被氧化为硫酸铵，并结晶析出，如此不断循环；

硫酸铵料浆从硫酸铵料浆出口 104 取出，输送到硫酸铵分离装置 20，采用常规的方法，分

离收集其中的固体颗粒，即为商品硫铵，分离后的母液通过亚硫酸氧化及硫酸结晶耦合区3上部的母液入口107送回亚硫酸氧化及硫酸结晶耦合区3；

工艺补充水由补充工艺水入口102进入反应器。

经过脱硫塔后，烟气中主要污染物的净化效率可以达到：

$\text{SO}_2=95-99.5\%$ ； $\text{SO}_3=99-100\%$ ； $\text{HCl}=99-100\%$ ； $\text{HF}=99-100\%$ ； $\text{NO}_x=10-30\%$ ；尘 $=50-95\%$ 。

### 实施例1

采用图1的流程，图2的塔状组合式脱硫反应器，图3的除沫构件。

脱硫反应器的直径为6.8m，高为22，烟气降温及 $\text{SO}_2$ 吸收耦合区2中采用格栅填料，填料表面积为 $90\text{m}^2/\text{m}^3$ ，装填高度为3m；设有50个螺旋喷嘴的喷嘴3，喷嘴内径为20mm，喷嘴材质为陶瓷；

亚硫酸氧化及硫酸结晶耦合区3的高度为9m，设有开孔的4块筛板。

硫酸料浆出口104与亚硫酸氧化及硫酸结晶耦合区3底部的距离为0.5m，吸收二氧化硫的循环吸收液取自清液区303，循环吸收液出口与硫酸料浆出口104的距离为5m；

一个260T/h的热电锅炉，燃用含硫量为1.0%的煤，烟气流量为33万 $\text{Nm}^3/\text{hr}$ ， $\text{SO}_2$ 含量为 $2200\text{mg}/\text{Nm}^3$ ，电除尘器为4电场，烟气含尘量为 $40\text{mg}/\text{Nm}^3$ ，烟气温度 $140^\circ\text{C}$ ，压力为1500Pa；

将烟气直接从锅炉引风机出口送到脱硫反应器进口，经过经过烟气降温及 $\text{SO}_2$ 吸收耦合区2后，温度降为 $48^\circ\text{C}$ ， $\text{SO}_2$ 吸收效率达到99.3%，进入“除沫区”，离开脱硫反应器直接进入烟囱，尾气中 $\text{SO}_2$ 含量为 $10\text{mg}/\text{Nm}^3$ ， $\text{NH}_3$ 含量为 $3\text{mg}/\text{Nm}^3$ ，水沫含量为 $35\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。

循环吸收液的流量为 $1500\text{m}^3/\text{hr}$ 。

鼓入的氧化空气为 $2000\text{Nm}^3/\text{h}$ 。

硫酸产量为 $1400\text{kg}/\text{hr}$ ，其中硫酸铵含量为99.0%，相当于含氮量为21.0。

水的加入量为 $13\text{m}^3/\text{h}$ ，氨源为18%浓度的氨水，加入量为2吨/h。

### 实施例2

脱硫反应器的直径为12m，高为28m，烟气降温及 $\text{SO}_2$ 吸收耦合区2中不采用填料，设有140个螺旋喷嘴3，喷嘴内径为40mm，喷嘴材质为SiSiC；

亚硫酸氧化及硫酸结晶耦合区3的高度为12m，设有开孔的5块筛板。

硫酸料浆出口104与亚硫酸氧化及硫酸结晶耦合区3底部的距离为1.0m，吸收二氧

化硫的循环吸收液取自清液区 303，循环吸收液出口与硫铵料浆出口 104 的距离为 7m。

一个 30 万 kW 火力发电机组，燃用含硫量在 3.5% 的煤，烟气流量为 110 万  $\text{Nm}^3/\text{hr}$ ， $\text{SO}_2$  含量为  $9550\text{mg}/\text{Nm}^3$ ，电除尘器为 4 电场，烟气含尘量为  $60\text{mg}/\text{Nm}^3$ ，烟气温度为  $145^\circ\text{C}$ ，压力为 2000Pa；

烟气温度  $145^\circ\text{C}$ ，经过增压风机后进入烟气换热器，温度降低到  $120^\circ\text{C}$ ，再进入脱硫反应器，经“热质同传区”后，温度降为  $48^\circ\text{C}$ ， $\text{SO}_2$  吸收效率达到 98.8%，进入“除沫区”，离开脱硫反应器进入烟气换热器，温度升到  $72^\circ\text{C}$ ，再进入烟囱排放。尾气中  $\text{SO}_2$  含量为  $112\text{mg}/\text{Nm}^3$ ， $\text{NH}_3$  含量为  $2\text{mg}/\text{Nm}^3$ ，水沫含量为  $40\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。

循环吸收液的流量为  $5000\text{m}^3/\text{hr}$ 。

鼓入的氧化空气为  $28000\text{Nm}^3/\text{h}$ 。

硫铵产量为  $20000\text{kg}/\text{hr}$ ，其中硫酸铵含量为 99.0%，相当于含氮量为 21.0。水的加入量为  $50\text{m}^3/\text{h}$ ，氨为液氨，加入量为 5.5 吨/h。

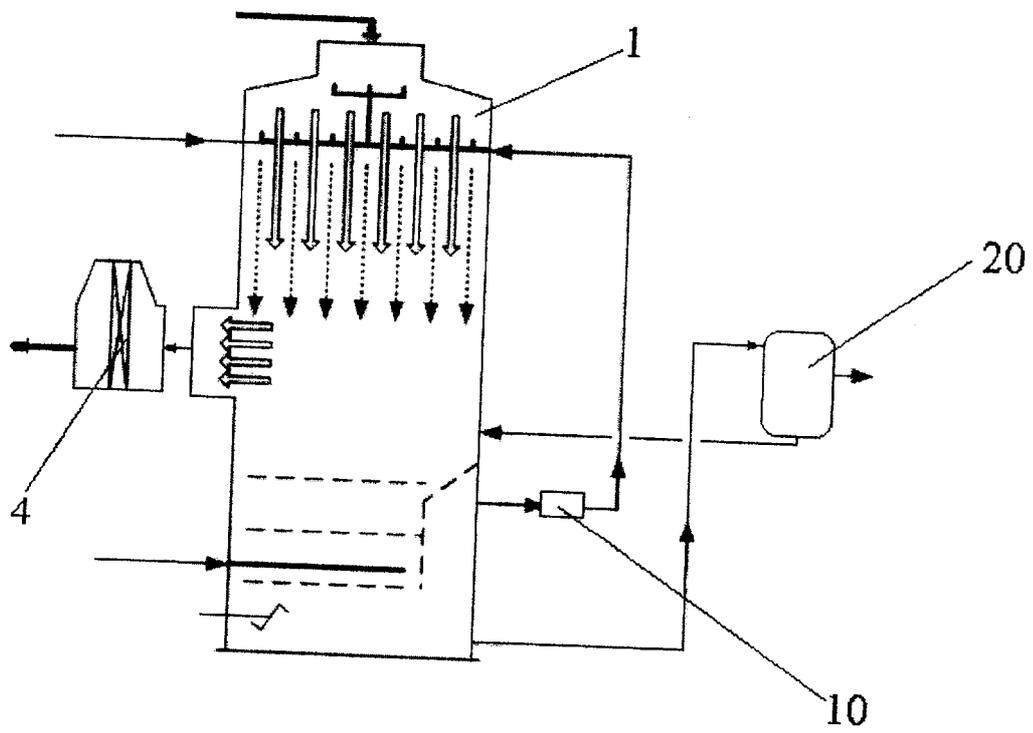


图 1

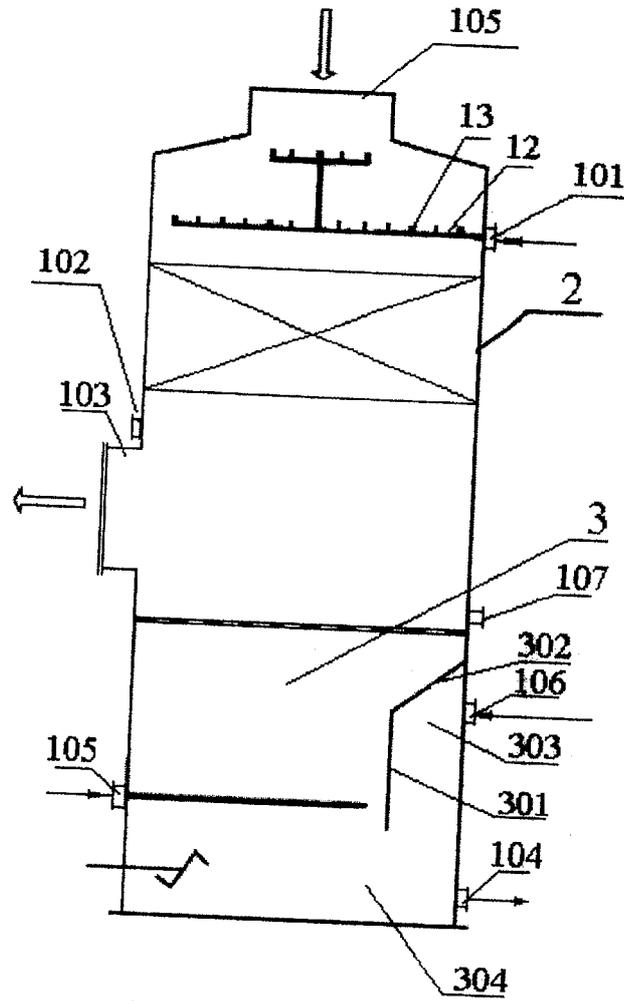


图 2

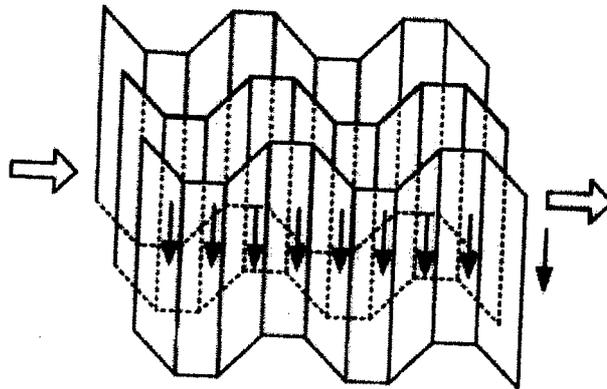


图 3