

[19] 中华人民共和国国家知识产权局

[51] Int. Cl.

B01D 53/50 (2006.01)

C01B 17/56 (2006.01)



[12] 发明专利申请公布说明书

[21] 申请号 200710130216.X

[43] 公开日 2007年12月12日

[11] 公开号 CN 101085410A

[22] 申请日 2007.7.16

[21] 申请号 200710130216.X

[71] 申请人 娄爱娟

地址 201100 上海市徐汇区梅陇路 130 号化
工一村 139/501 室

[72] 发明人 娄爱娟

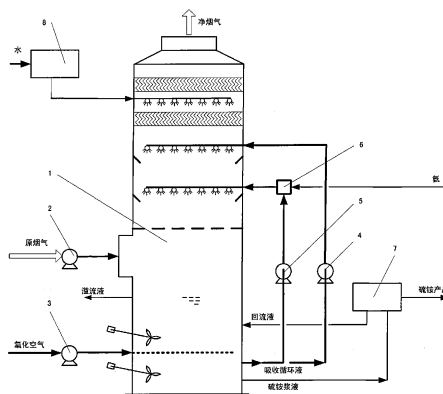
权利要求书 2 页 说明书 7 页 附图 2 页

[54] 发明名称

一种逆流烟气二氧化硫回收方法和装置

[57] 摘要

本发明涉及一种逆流烟气二氧化硫回收方法和装置，公开了一种新的二氧化硫吸收装置，主要分三个功能区：脱氨区、脱硫区和氧化结晶区。它在二氧化硫吸收装置的上端位置设置净化烟气出口；在塔体内上部设置了包括冲洗水分布器的气、液分离构件；在气、液分离构件下方设置与脱氨循环吸收液进口相连接的脱氨循环吸收液分布器；在脱氨循环吸收液分布器下方设置脱氨区；在脱氨区下方设置与脱硫循环吸收液进口相连接的脱硫循环吸收液分布器；在脱硫循环吸收液分布器下方设置脱硫区；在塔体上设置吸收液溢流出口；在溢流出口下方设置氧化结晶区。该设备的特点是投资低，能耗小，且烟气处理能力大，效率高，适合大规模工业化应用。



1. 一种逆流烟气二氧化硫回收方法，其特征在于，所说的二氧化硫回收方法包括三个步骤，原烟气的一阶氨法脱硫净化；半净化烟气的二阶脱氨脱硫净化；对所述一阶、二阶净化产生的亚硫酸铵溶液实施氧化结晶析出硫酸铵。

2. 根据权利要求1所述的逆流烟气二氧化硫回收方法设计的一种二氧化硫回收装置，其特征在于，所说的二氧化硫回收装置包括三个工作区及其功能构件组：脱氨区以及脱氨构件组、脱硫区以及脱硫构件组、氧化结晶区以及氧化结晶构件组。

3. 根据权利要求2所述的二氧化硫回收装置，其特征在于，

所说的脱氨区位于脱氨吸收液分布器和脱硫吸收液分布器之间，该工作区包含用于吸收从脱硫区上来的已经脱出大部分二氧化硫的烟气含有的氨气的组件，以及用于进一步吸收在脱硫区剩余的二氧化硫的组件，如脱氨吸收液分布器；

所说的脱硫区位于脱硫吸收液分布器和溢流出口之间，该工作区包含用于吸收烟气中的二氧化硫以生成亚硫酸铵的组件，如脱硫吸收液分布器；

所说的氧化结晶区位于溢流出口和所说的二氧化硫回收装置的底板之间，它汇集从脱硫区和脱氨区下来的含有亚硫酸铵的吸收液体，并用鼓入的空气把亚硫酸铵氧化为硫酸铵，随着吸收液中的硫酸铵浓度增加到超出硫酸铵的饱和溶解度，结晶析出固体硫酸铵，烟气中硫氧化物浓度较大的情况下，该工作区优选设置加快氧化结晶速度的空气分布器、搅拌器，并且所说的空气分布器、搅拌器可以独立于整个二氧化硫回收装置的运行状态自行启动和关闭。

4. 根据权利要求3所述的二氧化硫回收装置，其特征在于，

所说的二氧化硫回收装置上端设置圆形或者其他形状的净化烟气出口，优选在所说的二氧化硫回收装置上适合烟气自动上浮散逸的顶部位置设置圆形的净化烟气出口；

所说的二氧化硫回收装置还设置有两级气液分离器，其间设置与水进口相连接的冲洗水分布器，在气液分离器下方设置与脱氨循环吸收液进口相连接的脱氨循环吸收液分布器；

所说的二氧化硫回收装置在脱硫区还设有烟气入口；

所说的二氧化硫回收装置在氧化结晶区下部设有循环吸收液出口，以及与吸收液出口相连接，并同脱硫循环吸收液进口相连的脱硫循环泵，以及和脱氨循环吸收液进口相连的脱氨循环泵；

所说的二氧化硫回收装置在氧化结晶区下部设有母液回流入口、与空气入口相连接的空气分布器，在空气分布器上部或者下部设有搅拌器，在空气分布器下部设有硫铵料浆出口；

所说的二氧化硫回收装置还包括连接循环吸收液出口、脱硫循环泵和脱硫吸收液分布器的脱硫循环管，连接循环吸收液出口、脱氨循环泵和脱氨吸收液分布器的脱氨循环管。

5. 根据权利要求4所述的二氧化硫回收装置，其特征在于，脱硫剂氨的加入接口设置在脱硫循环管线上。

6. 根据权利要求4所述的二氧化硫回收装置，其特征在于，所说的脱氨区或者脱硫区的吸收液的喷淋密度，以对应的工作区横截面积为基础确定，为 $5\sim 300\text{m}^3/\text{m}^2/\text{h}$ ，更好为 $10\sim 200\text{m}^3/\text{m}^2/\text{h}$ ，最好为 $20\sim 100\text{m}^3/\text{m}^2/\text{h}$ ，对应的循环泵流量的大小以此为依据确定。

7. 根据权利要求3所述的二氧化硫回收装置，其特征在于，所说的脱氨吸收液分布器、脱硫吸收液分布器包括一根总管，与总管相连的若干根支管，以及与支管相连的喷嘴，总管

和支管的内径大小按照吸收液在管内的流动速度为 1~5m/s 而确定,更好按照 1.5~2.5m/s 确定。

8. 根据权利要求 7 所述的二氧化硫回收装置,其特征在于,所说的喷嘴为螺旋喷嘴,螺旋的旋转匝数为 2~5 匝,螺旋喷嘴的喷口内径在 5~150mm 之间,更好在 20~80mm 之间,喷嘴喷出的液体喷洒的角度在 50~160 度之间,更好在 80~130 度之间,喷嘴个数的分布密度以对应区域的横截面积为基准确定,为 0.3~5.0 个喷嘴/m²,更好地为 1~3 个喷嘴/m²。

9. 根据权利要求 4 所述的二氧化硫回收装置,其特征在于,所说的脱氨吸收液分布器由采用增强塑料薄板为材料制备成的波纹板片组合而成,薄板的厚度在 0.5~5mm 之间,更好在 1.0~3.5mm 之间;相邻两片波纹板片的间距为 10~100mm,更好在 20~50mm 之间;波纹的峰谷高度为 50~500mm,更好为 100~300mm;波纹的单个波的宽度为 50~500mm,更好为 100~300mm。

10. 根据权利要求 9 所述的二氧化硫回收装置,其特征在于,所说的气、液分离器中设置一组冲洗水分布器,所说的冲洗水分布器由冲洗水总管、支管和喷嘴组成。

11. 根据权利要求 4 所述的二氧化硫回收装置,其特征在于,所说的烟气入口为矩形口,矩形口的高度、长度比例为 0.2~0.8。

12. 根据权利要求 2 至 11 的任一项所述的二氧化硫回收装置,其特征在于,所说的脱氨区内、脱硫区内设有强化气、液接触效率,降低壁流效应,防止烟气短路的挡圈,挡圈与脱氨区、脱硫区外壁的角度在 10~80 度之间,挡圈的长度在 0.1~3.0m 之间,挡圈可为整体或者分段,如分段,则段数在 2~20 之间。

13. 根据权利要求 2 至 11 的任一项所述的二氧化硫回收装置,其特征在于,

所说的脱氨区高度为 1~10m,更好地在 2~6m 之间,烟气通过脱氨区的速度在 1~5m/s 之间,最好在 2.0~3.5m/s 之间,并根据脱氨区高度和烟气流速确定脱氨区的直径;

所说的脱硫区高度为 5~20m,更好地在 8~15m 之间,烟气通过脱硫区的速度在 1~5m/s 之间,最好在 2.0~3.5m/s 之间,并根据脱硫区高度和烟气流速确定脱硫区的直径;

所说的氧化结晶区高度在 5~20m 之间,最好在 8~15m 之间,其直径是脱氨区直径的 1~2 倍。

14. 根据权利要求 13 所述的二氧化硫回收装置,其特征在于,所说的二氧化硫回收装置的主体是一个圆柱形或方形的塔体,而且所说的脱氨区、脱硫区、氧化结晶区,以及脱氨区构件组、脱硫区构件组、氧化结晶区构件组的主体部分,如冲洗水分布器、气液分离器、脱氨吸收液分布器、脱硫吸收液分布器等位于所说的塔体内部;附属部分,如进氨器、脱硫循环泵、脱氨循环泵、硫铵分离装置等位于所说的塔体外部;烟气进口、净化烟气出口、内外部组件的接口等位于塔身上。

一种逆流烟气二氧化硫回收方法和装置

技术领域

该发明属于清洁能源技术和洁净煤技术领域，主要应用于火力发电站、工业燃煤或燃油锅炉，以及冶金矿物烧结机烟气的 SO₂ 烟气回收净化。也可属于化工和环保领域。

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烟气。这些烟气含有 SO_x、NO_x、HCl 和 HF 等有害物质，其中 SO_x 是形成酸雨的主要物质。随燃烧煤种的不同，SO₂ 含量通常在 300~5000ppmv(1000~15000mg/Nm³)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 Nm³/h 到 250 万 Nm³，SO₂ 排放量 1000 吨/年到 100,000 吨/年。由于 SO₂ 是酸性气体，采用碱性水溶液脱吸烟气中的 SO_x，即烟气脱硫(Flue Gas Desulfurization, FGD)是有效的方法，具有广泛的应用价值。

然而，现有的烟气脱硫技术中，广泛采用的仍然还是以石灰石为原料的石灰石~石膏法(也称为钙法)，其脱硫副产品是石膏。由于石膏的用途很有限，脱硫副产的石膏以抛弃为主。因此，这类方法称为抛弃法。抛弃法具有明显的缺点：消耗新的自然资源；烟气变废渣，带来新的污染；同时排放 CO₂，为温室气体，而且投资大，能耗高。

合成氨是碱性物质，作为脱硫剂，其脱硫产物是硫酸铵，可以作为高肥效的农业化肥。这种方法称为氨法脱硫技术。这种方法回收烟气中的二氧化硫，生产附加值较高的化肥。

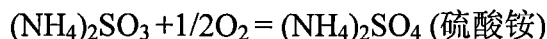
中国是一个人口、粮食和化肥大国，化肥的产量折合为合成氨，相当于 3500 万吨/年。以 FGD 技术可以解决 2000 万吨 SO₂/年计算，需要提供合成氨 1000 万吨/年，占全国合成氨总需求量不到 30%，同时可生产 4000 万吨硫酸铵，产值近 300 亿元。另外，碳铵或尿素仅含氮营养，而硫酸铵中同时含氮和硫营养。因此，硫酸铵是比碳铵和尿素更好的化肥，在中国具有巨大的市场前景。但是，我国，乃至世界范围内，硫酸铵的产量都很低，基本上都是副产品，几乎没有专门生产硫酸铵化肥的工厂。因此，发展以烟气脱硫为基础的硫酸铵化肥产业，对于促进我国农业的发展具有重要意义。

氨法脱硫技术对应的三个步骤如下：

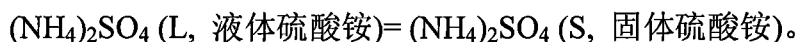
(1)SO₂ 吸收，表现为水溶液中的酸碱反应，首先生成亚硫酸铵，反应如下：



(2)亚硫酸铵氧化为硫酸铵，化学反应也在水溶液中发生，反应如下：



(3)硫酸铵结晶，水溶液中的硫酸铵浓度超过溶解度后，会结晶析出固体硫酸铵颗粒。结晶通常也被看作为一个化学反应，即：



但是，与其他碱性物质不同的是，氨易挥发。传统的逆流接触式回收装置，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 SO₂ 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。这个难题正是导致氨法脱硫技术在过去长期未能很好发展的一个重要原因。

发明内容

为克服现有技术存在的上述缺陷和不足，本发明从降低氨的挥发损失的角度，提出了一种新的烟气二氧化硫回收方法和装置，分别如附图 1 和 2 所示。附图 1 为该发明的方法包括的主要设备和工艺流程，附图 2 为该方法的核心设备，即二氧化硫回收装置。

本发明的方法为一种逆流烟气二氧化硫回收方法，该方法包括三个步骤，原烟气的一阶氨法脱硫净化；半净化烟气的二阶脱氨脱硫净化；对所述一阶、二阶净化产生的亚硫酸铵溶液实施氧化结晶。实现该方法的装置可以是一种圆柱形或方形的塔式设备，简称为二氧化硫回收装置 1；

二氧化硫回收装置 1 主要分为三个功能区：脱氨区 106、脱硫区 108 和氧化结晶区 1010。

(1) 脱氨区主要完成氨回收的任务，从脱硫区上来的已经脱出大部分二氧化硫的烟气含有的氨气在这个区域被吸收，同时在脱硫区剩余的二氧化硫在这个区域进一步被吸收。该区域的高度为 H1，直径为 D1。脱氨区位于脱氨吸收液分布器和脱硫吸收液分布器之间。

(2) 脱硫区主要完成脱硫任务，烟气中的二氧化硫主要是在脱硫区被吸收液吸收变为亚硫酸铵。该区域位于的高度为 H2，直径为 D2，位于脱硫吸收液分布器和溢流出口之间。

(3) 从脱硫区和脱氨区下来的含有亚硫酸铵的吸收液体直接落入氧化结晶区。在这个区域，亚硫酸铵被鼓入的空气氧化为硫酸铵，并使吸收液中的硫酸铵浓度增加，超过硫酸铵的饱和溶解度，结晶析出固体硫酸铵。该区域的高度为 H3，直径为 D3，位于溢流出口和塔底板之间。

如图 1 所示，该发明的二氧化硫回收新装置包括，但不限于以下设备：

二氧化硫回收装置 (1)；

设置在二氧化硫回收装置 (1) 上游的烟气增压风机 (2)；

设置在二氧化硫回收装置 (1) 上游的氧化空气鼓风机 (3)；

设置在二氧化硫回收装置 (1) 附近的脱氨吸收液循环泵 (4)；

设置在二氧化硫回收装置 (1) 附近的脱硫吸收液循环泵 (5)；

设置在与脱硫吸收液循环泵 (5) 相连的吸收液循环管路上的进氨混合器 (6)；

设置在二氧化硫回收装置 (1) 下游的硫铵提取设备 (7)；

设置在二氧化硫回收装置 (1) 上游的气、液分离器冲洗水蓄水器 (8)。

如图 2 所示，所说的二氧化硫回收装置 (1) 具体包括：

设置在塔顶的净化烟气出口 (102)，该出口可以是圆形，也可以是其它形状。

设置在塔体 (101) 内上部的气、液分离构件 (103)；

设置在气、液分离构件 (103) 中的与水进口相连接的冲洗水分布器 (104)；

设置在冲洗水分布器 (104) 下方的与脱氨循环吸收液进口相连接的脱氨循环吸收液分布器 (105)；

设置在脱氨循环吸收液分布器 (105) 下方的脱氨区 (106)；

设置在脱氨区 (106) 下方的与脱硫循环吸收液进口相连接的脱硫循环吸收液分布器 (107)；

设置在脱硫循环吸收液分布器 (107) 下方的脱硫区 (108)；

设置在脱硫区 (108) 的烟气入口 (1013)；

设置在烟气入口 (1013) 下方的氧化结晶区 (1010)；

设置在氧化结晶区(1010)的与空气入口相连接的空气分布器(1011);

设置在氧化结晶区(1010)的空气分布器(1011)上部或下部的搅拌器(1012);

设置在氧化结晶区(1010)塔体(101)上的母液回流入口;

设置在氧化结晶区(1010)空气分布器(1011)下方塔体(101)上的循环吸收液出口;

设置在氧化结晶区(1010)空气分布器(1011)下方塔体(101)上的硫铵料浆出口;

本发明的一个特征是, 脱硫剂氨的加入接口设置在脱硫循环管线上, 不设置在塔体上, 也不设置在脱氨循环管路上, 目的是让将脱氨循环吸收液中的游离氨含量降低到最低程度, 使脱氨区成为以氨的吸收和二氧化硫的吸收同时存在的区域, 甚至以氨吸收为主的区域, 最大限度减少尾气中的氨挥发损失。

本发明的第二个特征是, 脱氨区高度H1为1~10m, 更好地在2~6m之间, 烟气通过脱氨区的空塔速度在1~5m/s之间, 最好在2.0~3.5m/s之间, 据此确定脱氨区的直径。

脱硫区的高度为5~20m, 更好在8~15m之间, 其直径与脱氨区相同。

氧化结晶区的高度在5~20m之间, 更好在8~15m之间, 其直径是脱氨区直径的1~2倍。

本发明的第三个特征是, 脱氨以及脱硫吸收液分布器包括一根总管, 以及与总管相连的若干根支管, 和与支管相连接的喷嘴。总管和支管的内径大小按照吸收液在管内的流动速度为1~5m/s而确定, 更好按照1.5~2.5m/s确定。

本发明的第四个特征是, 所要求的喷嘴为螺旋喷嘴, 螺旋的旋转匝数为2~5匝。螺旋喷嘴的喷口内径在5~150mm之间, 更好在20~80mm之间。喷嘴喷出的液体喷洒的角度在50~160度之间, 更好在80~130度之间。喷嘴个数的分布密度以对应区域的横截面积为基础为0.3~5.0个喷嘴/m², 更好地为1~3个喷嘴/m²。

本发明的第五个特征是, 所要求的脱氨区, 或者脱硫区的吸收液的喷淋密度, 以对应的横截面积为基础, 为5~300m³/m²/h, 更好为10~200m³/m²/h, 最好为20~100m³/m²/h。对应的循环泵流量的大小以此为依据确定。

本发明的第六个特征是, 设置在脱氨吸收液分布器上方的气、液分离器, 用以分离尾气中夹带的液滴。而且该分离器是采用增强塑料薄板为材料制备成的波纹板片组合而成的。薄板的厚度在0.5~5mm之间, 更好在1.0~3.5mm之间; 相邻两片波纹板片的间距为10~100mm, 更好在20~50mm之间。波纹的峰谷高度为50~500mm, 更好为100~300mm; 波纹的单个波的宽度为50~500mm, 更好在100~300mm。

本发明的第七个特征是, 设置在气、液分离器上下的冲洗水分布器, 它由冲洗水总管、支管和喷嘴组成。

本发明的第八个特征是, 烟气入口为矩形口, 矩形口的高度和长度的比例为0.2~0.8, 目的是尽量降低塔体的总高度, 降低造价。

本发明的第九个特征是, 设置在脱硫区的烟气分布器。

烟气分布器为筛板, 其开孔率(开孔的总面积/塔体的横截面积)为20~50%, 开孔的孔直径为10~100mm;

烟气分布器为栅板, 其开孔率(开孔的总面积/塔体的横截面积)为20~50%, 栅条缝隙的宽度为10~100mm, 长度为0.5~5.0m。

本发明的第十个特征是, 设置在脱氨区内和脱硫区内的强化气、液接触效率, 即提高脱

氨效率和脱硫效率的降低壁流效应和防止烟气短路的挡圈,挡圈与塔壁的角度在10~80度之间。挡圈的长度在0.1~3.0m之间。挡圈不一定要是一个整体,可以分段,分段的段数在2~20之间。

附图说明

附图1为该发明的方法包括的主要设备和工艺流程。

附图2为该方法的核心设备,即二氧化硫回收装置。

具体实施方式

参见图1和图2,本发明的方法包括如下步骤:

含SO₂的烟气,温度为100~200℃,首先由烟气增压风机2送到二氧化硫回收装置1的烟气进口1013,经过烟气分布器109分布均匀后,向上流动进入脱硫区108,与由脱硫吸收液分布器107喷洒下来,甚至也包括脱氨吸收液分布器105喷洒下来的含有氨的吸收液,逆流接触,吸收烟气中的二氧化硫,生成亚硫酸铵,同时烟气被吸收液激冷,温度降低到50-60℃之间,烟气中的其他污染物也被吸收;烟气继续向上流动,其中会含有气体氨,还有未被完全吸收的二氧化硫,进入脱氨区106,与由脱氨吸收液分布器105喷洒下来的吸收液,逆流接触,吸收烟气中的氨气和二氧化硫气体,实现氨气脱出和回收的目的。经过脱硫区108和脱氨区106后,烟气中的二氧化硫的吸收效率可达到95-99%以上,而且其中夹带的氨含量可低于10mg/Nm³。烟气继续向上流动,经过设置在脱氨吸收液分布器105上方的气、液分离器103,除去夹带的液滴后,通过烟气出口102,离开二氧化硫回收装置1,经过出口烟道,进入下游的烟囱排放。

为了得到良好的吸收效果,要求脱硫吸收液的流量,或者脱氨吸收液的流量达到10-100m³/m²/h的喷淋密度。

由脱硫区108和脱氨区106得到吸收了二氧化硫的含有亚硫酸铵的吸收液,其中大部分为硫酸铵溶液,也含有硫酸铵结晶体,因而称为浆状吸收液。吸收液直接落入位于二氧化硫回收装置1下部的氧化结晶区,与由氧化空气鼓风机3送入的空气,经过空气分布器1011鼓泡接触后,吸收液中的亚硫酸铵被氧化为硫酸铵;在硫酸铵的浓度超过其对应的溶解度一定程度后,硫酸铵会结晶析出固体,得到固体硫酸铵。为了促进氧化需要的传质,以及结晶需要的传质,在空气分布器1011的上方布置了搅拌器1012,同时为了防止固体沉积在回收装置的地板结块,在空气分布器1011的下方也布置了搅拌器1012。

去二氧化硫回收装置1脱硫区108和脱氨区106的吸收液从二氧化硫回收装置1下部的氧化结晶区1010的脱硫吸收液和脱氨吸收液出口取出,分别经过脱硫循环泵5,和脱氨循环泵4,送到对应的脱硫吸收液接口和脱氨吸收液接口,再进入对应的脱硫吸收液分布器107和脱氨吸收液分布器105分布喷淋。特别地,本发明要求,脱硫原料氨的加入接口,或称加氨混合器6设置在脱硫吸收液的循环管路上,可以在脱硫循环泵5的进口管路,也可以在其出口管路上。

在二氧化硫回收装置1下部的氧化结晶区1010形成的固体硫酸铵浆液,可单独设置一个泵从硫酸铵浆液出口抽取,送到硫酸铵提取设备7,经过浓缩、分离、干燥、包装等工序得到可以销售的商品硫酸铵化肥,剩余的液体又循环回到氧化结晶区1010再结晶。

另外,二氧化硫吸收过程伴随高温烟气的激冷降温,需要消耗水。本发明的水加入位置设置在气、液分离器冲洗水蓄水器8上。由于脱硫后的烟气夹带液体进入气、液分离器脱水,

分离器构件上很容易粘附硫酸晶体，必须定时冲洗，否则分离器堵塞，影响正常运行。但是由于冲洗水量较大，而供水量必须满足水的平衡，一般较小。设置冲洗水蓄水器后，可以满足这个要求。

实施例 1

一台 440T/h 的流化床锅炉，燃用含硫量 1.5% 的煤，烟道气流量为 50 万 Nm^3/hr ， SO_2 含量为 $3200\text{mg}/\text{Nm}^3$ ，烟气中其他污染物的含量为：尘= $80\text{mg}/\text{Nm}^3$ ， $\text{SO}_3=55\text{mg}/\text{Nm}^3$ ， $\text{HCl}=35\text{mg}/\text{Nm}^3$ ， $\text{HF}=20\text{mg}/\text{Nm}^3$ ， $\text{NO}_x=100\text{mg}/\text{Nm}^3$ ，烟气温度为 120°C 。

二氧化硫吸收的原料为氨重量浓度为 18% 的氨水混合物。

二氧化硫吸收装置的塔顶中心位置设置圆形净化烟气出口，在塔体内上部设置气、液分离构件；在气、液分离构件下方设置与水进口相连接的冲洗水分布器；在冲洗水分布器下方设置与氨循环吸收液进口相连接的脱氨循环吸收液分布器；在脱氨循环吸收液分布器下方设置脱氨区；在脱氨区下方设置与脱硫循环吸收液进口相连接的脱硫循环吸收液分布器；在脱硫循环吸收液分布器下方设置脱硫区；在脱硫区设置烟气入口；在塔体上设置吸收液溢流出口；在溢流出口下方设置氧化结晶区；在氧化结晶区下部设置循环吸收液出口，以及连接吸收液出口，并连接塔体上部的脱硫循环吸收液进口的脱硫循环泵，和连接脱氨循环吸收液进口的脱氨循环泵；在氧化结晶区下部设置母液回流入口；在氧化结晶区下方设置与空气入口相连接的空气分布器；在空气分布器上部设置搅拌器；在空气分布器下部设置搅拌器；在空气分布器下部设置硫酸料浆出口；在相关位置设置连接塔体循环吸收液出口，脱硫循环泵和脱硫吸收液分布器的脱硫循环管；在相关位置设置连接塔体循环吸收液出口，脱氨循环泵和脱氨吸收液分布器的脱氨循环管；在脱硫循环管上设置进氨混合器。

此外，脱硫剂氨的加入接口设置在脱硫循环管线上，不设置在塔体上，也不设置在脱氨循环管路上；脱氨区高度 H_1 为 5m，烟气通过脱氨区的空塔速度为 $3\text{m}/\text{s}$ ，据此确定脱氨区的直径；脱硫区的高度为 12m，其直径与脱氨区相同；氧化结晶区的高度为 9m，其直径是脱氨区直径的 1.6 倍；脱氨以及脱硫吸收液分布器包括一根总管，以及与总管相连的若干根支管，和与支管相连接的喷嘴。总管和支管的内径大小按照吸收液在管内的流动速度为 $2\text{m}/\text{s}$ 确定。

喷嘴为螺旋喷嘴，螺旋的旋转匝数为 4 匝。螺旋喷嘴的喷口内径为 30mm。喷嘴喷出的液体喷洒的角度为 90° 。喷嘴个数的分布密度以对应区域的横截面积为基础，本实施例优选 2 个喷嘴/ m^2 。

脱氨区，或者脱硫区的吸收液的喷淋密度，以对应的横截面积为基础，本实施例优选 $30\text{m}^3/\text{m}^2/\text{h}$ 。对应的循环泵流量的大小以此为依据确定。

设置在脱氨吸收液分布器上方的气、液分离器用于分离尾气中夹带的液滴。该分离器采用玻璃纤维增强的塑料薄板为材料制备成的波纹板片组合而成。薄板的厚度为 2mm；相邻两片波纹板片的间距为 30mm。波纹的峰谷高度为 200mm；波纹的单个波的宽度为 200mm。

设置在气、液分离器上下的两组冲洗水分布器由冲洗水总管、支管和喷嘴组成。

烟气入口为矩形口，矩形口的高度和长度的比例为 0.32。设置在脱硫区的烟气分布器为筛板，其开孔率(开孔的总面积/塔体的横截面积)为 30%，开孔的孔直径为 20mm；烟气分布器为栅板，则其开孔率(开孔的总面积/塔体的横截面积)为 40%，栅条缝隙的宽度为 30mm，长度为 1m。此外，设置在脱氨区内和脱硫区内的挡圈与塔壁的角度为 30° 。挡圈的长度为 2m。挡圈分为 5 段。

经过净化塔后，各污染物的净化效率如下：

$\text{SO}_2=97.8\%$ ， $\text{SO}_3=100\%$ ， $\text{HCl}=100\%$ ， $\text{HF}=100\%$ ， $\text{NO}_x=22.5\%$ ， $\text{尘}=89\%$ 。

氧化结晶区排除的浆状溶液中，固体含量为 14.8%，经过硫铵提取设备后，得到满足国家标准的硫铵化肥产品，含氮量为 20.9，含水量为 0.4%，生产能力为 3.36 吨/小时。

经过脱硫净化后，烟气的温度为 52.5℃。

实施例 2

一台 300MW 机组，燃用含硫量 3.5%的煤，烟道气流量为 120 万 Nm^3/hr ， SO_2 含量为 $9000\text{mg}/\text{Nm}^3$ ，烟气中其他污染物的含量为： $\text{尘}=220\text{mg}/\text{Nm}^3$ ， $\text{SO}_3=105\text{mg}/\text{Nm}^3$ ， $\text{HCl}=35\text{mg}/\text{Nm}^3$ ， $\text{HF}=20\text{mg}/\text{Nm}^3$ ， $\text{NO}_x=500\text{mg}/\text{Nm}^3$ ，烟气温度为 135℃。

二氧化硫吸收的原料为液化氨。

二氧化硫吸收装置的烟气出口设置在塔上部紧靠塔顶的塔体上，为矩形口；在塔体内上部设置气、液分离构件；在气、液分离构件下方设置与水进口相连接的冲洗水分布器；在冲洗水分布器下方设置与脱氨循环吸收液进口相连接的脱氨循环吸收液分布器；在脱氨循环吸收液分布器下方设置脱氨区；在脱氨区下方设置与脱硫循环吸收液进口相连接的脱硫循环吸收液分布器；在脱硫循环吸收液分布器下方设置脱硫区；在脱硫区设置烟气入口；在塔体上设置吸收液溢流出口；在溢流出口下方设置氧化结晶区；在氧化结晶区下部设置循环吸收液出口，以及连接吸收液出口，并连接塔体上部的脱硫循环吸收液进口的脱硫循环泵，和连接脱氨循环吸收液进口的脱氨循环泵；在氧化结晶区下部设置母液回流入口；在氧化结晶区下方设置与空气入口相连接的空气分布器；在空气分布器上部设置搅拌器；在空气分布器下部设置搅拌器；在空气分布器下部设置硫铵料浆出口；在相关位置设置连接塔体循环吸收液出口，脱硫循环泵和脱硫吸收液分布器的脱硫循环管；在相关位置设置连接塔体循环吸收液出口，脱氨循环泵和脱氨吸收液分布器的脱氨循环管；在脱硫循环管上设置进氨混合器。

此外，脱硫剂氨的加入接口设置在脱硫循环管线上，不设置在塔体上，也不设置在脱氨循环管路上；脱氨区高度 H_1 为 4.5m，烟气通过脱氨区的空塔速度为 3.25m/s，据此确定脱氨区的直径；脱硫区的高度为 11.5m，其直径与脱氨区相同；氧化结晶区的高度为 12.5m，其直径是脱氨区直径的 1.5 倍；脱氨以及脱硫吸收液分布器包括一根总管，以及与总管相连的若干根支管，和与支管相连接的喷嘴。总管和支管的内径大小按照吸收液在管内的流动速度按照 2.5m/s 确定。

喷嘴为螺旋喷嘴，螺旋的旋转匝数选定为 3 匝。螺旋喷嘴的喷口内径为 45mm。喷嘴喷出的液体喷洒的角度为 120 度。喷嘴个数的分布密度以对应区域的横截面积为基础，本实施例优选 1.5 个喷嘴/ m^2 。

脱氨区，或者脱硫区的吸收液的喷淋密度，以对应的横截面积为基础，本实施例优选 $40\text{m}^3/\text{m}^2/\text{h}$ 。对应的循环泵流量的大小以此为依据确定。

设置在脱氨吸收液分布器上方的气、液分离器用于分离尾气中夹带的液滴。该分离器采用纤维增强的聚丙烯塑料薄板为材料制备成的波纹板片组合而成。薄板的厚度为 3.0mm；相邻两片波纹板片的间距为 28mm。波纹的峰谷高度为 190mm；波纹的单个波的宽度为 190mm。

设置在气、液分离器上下的两组冲洗水分布器由冲洗水总管、支管和喷嘴组成。

烟气入口为矩形口，矩形口的高度和长度的比例为 0.28。设置在脱硫区的烟气分布器为筛板，其开孔率(开孔的总面积/塔体的横截面积)为 35%，开孔的孔直径为 18mm；烟气分布

器为栅板，则其开孔率(开孔的总面积/塔体的横截面积)为 30%，栅条缝隙的宽度为 28mm，长度为 0.8m。此外，设置在脱氨区内和脱硫区内的挡圈与塔壁的角度为 28 度。挡圈的长度为 2.8m。挡圈分为 7 段。

经过净化塔后，各污染物的净化效率如下：

$\text{SO}_2=98.8\%$ ， $\text{SO}_3=100\%$ ， $\text{HCl}=100\%$ 。HF=100%， $\text{NO}_x=28.5\%$ ，尘=91%。

氧化结晶区段排除的浆状溶液中，固体含量为 15.8%，经过硫铵提取设备后，得到满足国家标准的硫铵化肥产品，含氮量为 20.85，含水量为 0.42%，生产能力为 22.72 吨/小时。

经过脱硫净化后，烟气的温度为 53.5℃。

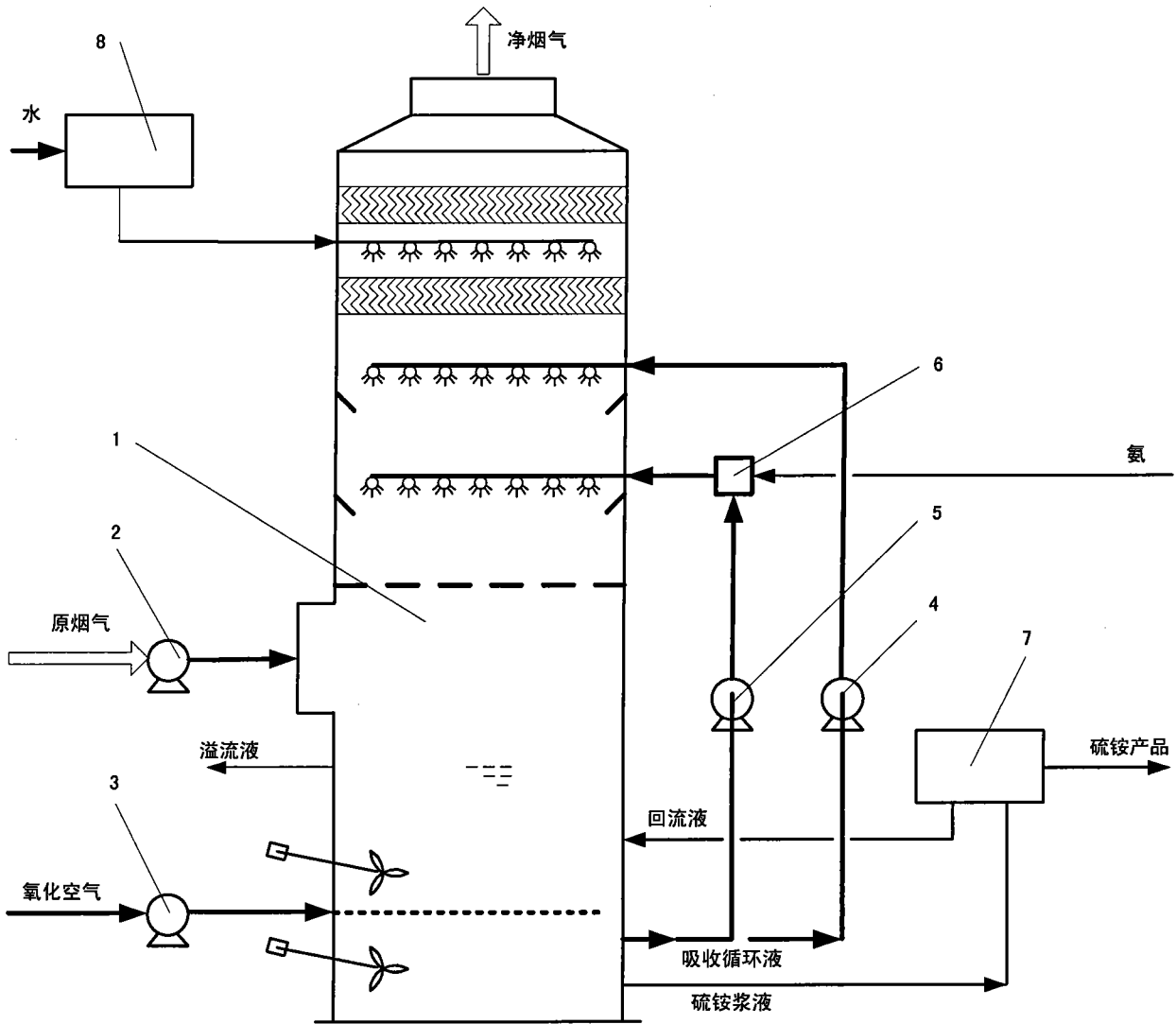


图 1

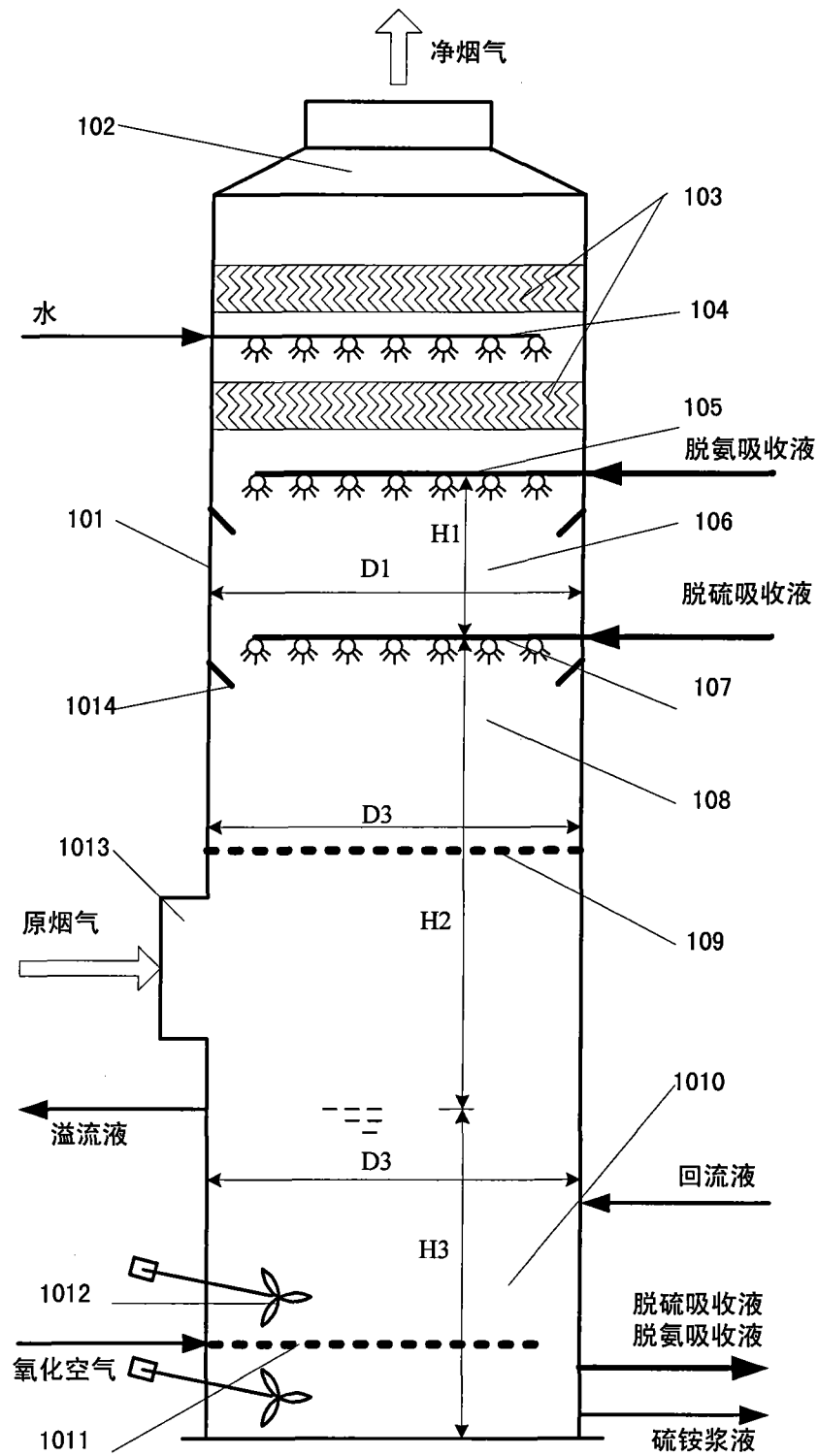


图 2