

[19] 中华人民共和国国家知识产权局

[51] Int. Cl.

B01D 53/78 (2006.01)

B01D 53/50 (2006.01)



[12] 发明专利申请公布说明书

[21] 申请号 200910049603.X

[43] 公开日 2009 年 10 月 7 日

[11] 公开号 CN 101549254A

[22] 申请日 2009.4.20

[21] 申请号 200910049603.X

[71] 申请人 姜爱娟

地址 200237 上海市闸北区梅陇路 130 号化
工一村 139/501 室

[72] 发明人 姜爱娟

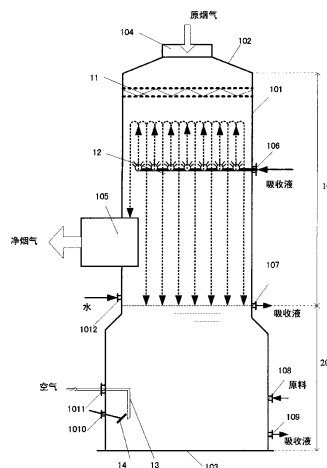
权利要求书 2 页 说明书 7 页 附图 2 页

[54] 发明名称

顶进式烟气处理装置及方法

[57] 摘要

本发明公开一种新型的顶进式烟气处理装置及方法，烟气从装置顶部进入，实现含氨碱性吸收液吸收烟气中酸性气体，并进而氧化和结晶的多功能一体化过程。本发明创新的实质在于，设置的烟气均布器和向上安装的雾化喷嘴可以使得气液两相撞击射流接触，尤其在吸收液喷淋器上方形成烟气与吸收液的同时逆流和顺流接触，完成主要处理任务，取消其他技术中设置的冷激水喷淋构件；在下方烟气与吸收液顺流接触，进一步提高处理效率，同时有效控制氨的逃逸损失；采用水平流除沫器，效率高，设备紧凑，可望在烟气净化领域获得广泛应用。



1、一种顶进式烟气处理装置，包括脱硫塔，所述脱硫塔顶部或上部设置有烟气进口，所述脱硫塔中部设置有烟气出口；所述烟气进口至烟气出口之间为吸收器，所述烟气出口至塔底之间为氧化结晶器；所述吸收器内设置有烟气分布器和吸收液喷淋器，并且所述烟气分布器在所述吸收液喷淋器的上方；所述氧化结晶器内设置有空气鼓泡器和搅拌器，并且所述搅拌器的安装接口位于所述鼓泡器安装接口的下方；其特征在于：所述脱硫装置还包括在所述脱硫塔体外设置的除沫器，所述除沫器与所述烟气出口相连接，并且所述除沫器内设置有水喷淋器，所述水喷淋器的喷嘴数量是所述除沫器面积的0.5~1.5倍；所述吸收液喷淋器的喷嘴的喷口向上，并且所述喷嘴的数量为所述吸收器面积的0.5~1.5倍。

2、根据权利要求1所述的顶进式烟气处理装置，其特征在于，所述脱硫装置还配置有1~4个吸收液循环回路，所述吸收液循环回路包括所述吸收器体内的吸收液喷淋器，连接所述吸收液喷淋器并设置在所述吸收器上的吸收液循环进口，在所述脱硫塔体外设置的并与所述吸收液循环进口相连接的吸收液循环管，与所述吸收液循环管相连接的吸收液循环泵，并且所述吸收液循环泵与所述氧化结晶器上设置的吸收液循环出口相连接。

3、根据权利要求2所述的顶进式烟气处理装置，其特征在于，所述脱硫装置配置有2个或3个吸收液循环回路。

4、根据权利要求3所述的顶进式烟气处理装置，其特征在于，所述氧化结晶器的直径是所述吸收器的直径的1.0~1.5倍。

5、根据权利要求4所述的顶进式烟气处理装置，其特征在于，所述烟气出口内设置有水喷淋器，并且所述水喷淋器的喷嘴数量是所述烟气出口面积的0.5~1.5倍。

6、根据权利要求5所述的顶进式烟气处理装置，其特征在于，所述氧化结晶器内设置的所述空气鼓泡器的数量为2~4，所述搅拌器为侧装式搅拌器，且数量为2~4台。

7、一种顶进式烟气处理方法，其特征在于：

含有二氧化硫和烟尘等污染物且温度大于100℃的烟气，从位于脱硫塔顶部或上部的烟气进口进入所述吸收器，经过吸收器内设置的烟气分布器均匀分布后，与吸收液喷淋器向上喷射而出的含有氨的吸收液雾滴同时逆流和顺流接触，发生混合、传热和传质并化学反应，洗涤和吸收烟气中的污染物，尤其将二氧化硫变为亚硫酸铵进入吸收液，同时烟气温度下降50~100℃，脱硫效率大于90~95%；

烟气下行穿过所述吸收液喷淋器，与同时下行的吸收液雾滴顺流接触，进一步脱硫，并脱出烟气中存在的氨气，烟气和吸收液继续下行，烟气与吸收液相分离进入烟气出口，经过其中设置的水喷淋器喷水洗涤后进入除沫器，除去夹带的液滴成为净化烟气，进入烟囱排放，同时除沫器的除沫元件间断地被内置的水喷淋器冲洗，冲洗后的水进入所述脱硫塔的氧化结晶器，调节水平衡；

所述吸收液与烟气分离后下行进入氧化结晶器，其中的亚硫酸铵被鼓入的空气氧化为硫酸铵，并进而结晶析出硫酸铵固体，使吸收液成浆状水溶液，所述浆状水溶液被间断或连续输送到脱硫塔外的硫铵分离设备，得到符合国家化肥标准的商品硫酸铵；

并且，所述净化烟气中剩余二氧化硫含量小于50~250mg/Nm³，所述净化烟气中逃逸氨

含量小于 $5\sim 25\text{mg/Nm}^3$ 。

8、根据权利要求 7 所述的顶进式烟气处理方法，其特征在于，所述氨是氨含量在 $0.5\sim 25\%$ 的氨水溶液，氨含量大于 99% 的液化氨，还可以是氨含量大于 1% 的氨气，并且：

(1) 控制氨的加入量使吸收液的 pH 值维持在 $5.0\sim 6.5$ 之间；

(2) 间断或连续将氨加入到所述氧化结晶器或吸收液循环管中，使吸收液氨化；

(3) 吸收液从所述氧化结晶器经吸收液循环回路被输送到吸收液喷淋器，洗涤吸收烟气中的二氧化硫及其他污染物；

(4) 烟气体积流量是吸收液循环体积流量的 $65\sim 195$ 倍，由所述吸收液循环回路的运行数量或者吸收液的循环流量决定。

9、根据权利要求 8 所述的顶进式烟气处理方法，其特征在于，所述氧化结晶器的液位控制在 $8.0\sim 16.0\text{m}$ ，由所述除沫器的冲洗水量或冲洗时间决定；所述氧化结晶器的吸收液密度在 $1.25\sim 1.40\text{kg/m}^3$ ，由向所述硫铵分离设备的排除量决定。

顶进式烟气处理装置及方法

技术领域

本发明涉及一种烟气处理装置及方法，尤其是一种以氨为原料回收烟气中硫氧化物生产高附加值有用产品的脱硫装置和方法，属于电力、冶金、环保和化工技术领域。

背景技术

经济的不断发达使得工业生产装置的环保要求越来越高。烟气，或称烟道气和烟气脱硫（FGD, Flue Gas Desulfurization），或烟气洗涤净化（Scrubbing）是当今燃或石油火力发电厂，和钢铁厂必须配置的废气治理环保设施。在中国，关于烟气脱硫的环保法律法规已经制定多年且有多部，并已经严格执行，对于违法排放二氧化硫行为的处罚已经相当严格。

烟气脱硫技术的分类根据所采用的原料不同，可以分为：（1）钙法，以石灰石，即碳酸钙为原料；（2）钠法，以碳酸钠即纯碱，或氢氧化钠即烧碱为原料；（3）镁法，以碳酸镁或氧化镁为原料；（4）氨法，即以氨为原料。对应地，脱硫所得的产品为相应的硫酸盐，比如硫酸钙（或称石膏），可作为建筑材料，包括石膏板 and 水泥添加剂，或者硫酸铵，作为化肥。以上四种方法由于原料易得，具有工业化价值。尤其钙法，由于地球上丰富的石灰石资源，尤其西方发达国家，其市场占有率超过 90%。

众所周知，硫是植物生长的必要元素，也正因为如此，才导致由亿万年前的森林衍变的化石燃料含硫，进而导致其燃烧过程排放二氧化硫，成为酸雨污染的来源。因此，回收烟气中排放的二氧化硫，将其转化为硫酸铵化肥是符合自然规律的。中国每年燃用煤炭超过 20 亿吨，据此排放的二氧化硫达 3000 万吨/年，致使其酸雨国土面积接近 40%。但是，中国的土壤还存在另外一个问题，就是严重缺硫，迫切要求使用含硫元素的肥料。因而，氨法脱硫技术在中国具有明显的应用价值。

但是，氨法脱硫技术由于使用的脱硫原料是易挥发弱碱性的氨，与现在普遍使用的钙法使用的碳酸钙相比，更容易出现挥发损失，要么招致浪费，要么招致二次污染问题，因而该类技术至今还不够成熟，难以在实践中获得推广应用。

美国专利 USP6221325（2001）和 USP6187278（2001）认为氨的逃逸损失主要是由于脱硫过程生成的中间体，即亚硫酸铵和亚硫酸氢铵氧化不完全造成的，因而提出了充分氧化并使得吸收液几乎全部为硫酸铵溶液，从而使得循环吸收液也几乎全部为硫酸铵溶液的解决办法，脱硫塔为气液逆流，或称烟气上行或顶出的脱硫塔。但是，实践过程中，这种方案的吸收液循环量十分巨大，气液比，即烟气标态流量/循环吸收液总流量，过小，一般小于 60，甚至还低于以石灰石为原料的钙法脱硫技术的循环量，导致能耗和投资过大，而且，由于过大的循环量，使得硫酸铵结晶过细，后续分离也成为困难，与钙法的竞争优势被明显削弱。

中国专利 CN1178735C（2002）也公开了一种采用逆流塔的氨法脱硫方法和装置，尤其脱硫塔分为氧化段，浓缩段，吸收段，水洗段和除雾段，但吸收液循环量过小，即气液比过高，为 2000-5000，氨的逃逸问题并没有解决。并且，实际应用中，此类脱硫塔结构过于复杂

存在设备易堵塞。中国专利 CN2790569Y 和 CN1648049A (2005) 提出了带有氨回收段的脱硫塔, 试图解决氨的损失问题, 且气液比降低到 200-2000, 但实际应用中也仍然由于设备内部构件过多, 设备结构过于复杂, 具有设备容易堵塞的缺点, 因而难以进一步推广应用。

由于氨的易挥发性, 根据其在水溶液中的溶解平衡关系, 如果水溶液中氨含量为 1%, 其在气相中会形成一个平衡分压为 20000ppmv, 即体积分率 2%, 反之, 如果要达到 20ppmv, 即 $15\text{mg}/\text{Nm}^3$ 以下的气相含量, 则液相中的氨含量应小于 10ppm。与碳酸钙在水中溶解度为 50ppm 左右形成一个鲜明的对比, 就是很显然, 氨法脱硫的吸收液循环量的确将是十分巨大的, 这也是氨法脱硫技术迄今很难被推广应用的一个重要原因, 也不难理解, 这也是国外诸多从事烟气脱硫的技术商都不推荐氨法脱硫技术的一个在技术和经济难点方面的重要原因。

但是, 在中国, 伴随着经济的迅速崛起, 包括能源和化肥工业, 尤其电力工业的飞速发展, 使得中国具有发展氨法烟气脱硫技术的非常急迫的社会需求和基础。

近几年来, 中国电力工业, 尤其是以煤炭为原料的燃煤发电行业爆炸式增长, 大量的以引进国外的钙法 (俗称湿法), 或称石灰石-石膏法的烟气脱硫装置已建成, 出现一个十分严重的问题, 就是二次污染, 石膏几乎很难找到用途。根据化学剂量学, 1 吨二氧化硫要产近 3 吨石膏, 消耗近 1.8 吨石灰石, 还要副产近 0.7 吨二氧化碳, 按目前已建成的钙法烟气脱硫装置的规模情况, 理论上, 每年至少会产生近 5000 万吨石膏, 消耗近 3000 万吨石灰石, 副产近 1200 万吨二氧化碳。另外, 中国还有一个国情是, 化肥大国, 一个表现是磷肥工业也属世界第一, 其也副产大量石膏, 称磷石膏, 每年磷石膏产量也接近 5000 万吨, 而且, 中国的天然石膏资源也十分丰富。因此, 发展氨法脱硫技术, 取代钙法脱硫技术具有节约资源和减少排放的优点, 具有迫切的市场需求。

专利 CN1648048A 和 CN2768881Y 公开了一种气液顺流的脱硫塔和方法, 具有结构较为简单且可控制氨挥发损失的潜在优点, 且气液比也为 200-2000。在这种脱硫塔中, 烟气从塔顶进入脱硫塔, 并且氧化段耦合了结晶段, 其中气液两相为顺流, 传质效率相对削弱, 要求塔高要增高, 且为了防止脱硫塔上段温度过高, 设置了水冷激分布装置。实际上, 由于烟气脱硫过程中的水很宝贵, 用水难度较高。此外, 这种脱硫塔的硫酸铵浆液出口在空气入口上方, 会由于空气可能会进入循环泵而导致循环泵效率低下, 甚至出现运行困难。因此, 这种脱硫塔构型的应用也受到了限制, 从而也限制了氨法脱硫技术的推广应用。

因此, 如何设计一种更加有效地控制氨的挥发损耗, 设备结构更加简单, 更具有抗堵塞性, 而且传质效率更高的氨法脱硫装置和方法, 是氨法烟气脱硫技术推广应用的重要保证, 具有重要的意义。

发明内容

本发明需要解决的技术问题是公开一种新型的烟气处理, 即烟气脱硫装置, 具体为一种烟气脱硫塔, 以及使用所述烟气装置的烟气处理即脱硫方法, 具有更高的传质效率和控制氨逃逸浪费的性能, 且可优化水的利用, 简化设备结构。

为实现上述目的, 本发明的顶进式烟气脱硫装置的技术方案如下:

本发明的顶进式烟气脱硫装置包括顶进式烟气脱硫塔, 烟气从塔顶部进入, 其创新的实

质在于提供了一种具有向上安装的雾化喷嘴的吸收液或脱硫液或脱硫吸收液的喷淋器，构成一种既包括气液逆流也包括气液顺流的气液混合流的接触模式；尤其是，在气液接触之前，烟气先经过均布器，强化气液接触的均匀性，在气液接触之后，烟气进入脱硫塔外置的水平流除沫器，除沫效率更高。

所述脱硫塔包括设置在其顶部或上部的烟气进口，设置在中部的烟气出口；

所述烟气进口至烟气出口之间为吸收器，所述烟气出口至塔底之间为氧化结晶器；

所述吸收器内设置有烟气分布器和吸收液喷淋器，并且所述烟气分布器在所述吸收液喷淋器的上方；

所述氧化结晶器内设置有空气鼓泡器和搅拌器，并且所述搅拌器的安装接口位于所述鼓泡器安装接口的下方；

尤其是，吸收液喷淋器由吸收液输送主管，与主管相连接的支管和连接在支管上的雾化喷嘴组成，尤其是，雾化喷嘴向上安装，即雾化喷嘴的喷口向上。这样，在脱硫液经过喷淋器向上喷出后，形成一个抛物线的运动轨迹，首先以逆流方式与烟气接触，至最高点后下落，以并流或称顺流方式再与烟气接触，因此，在喷淋器上方，吸收液与烟气同时逆流和顺流（也可称为混流）接触，从而较以前的技术具有更高的接触效率，尤其是可以确保省去水冷激喷淋器，简化脱硫塔的结构，节省投资，并可以优化水的利用。而在喷淋器以下，烟气与脱硫液成并流状态，可以确保烟气中的氨被二氧化硫有效消耗，从而有效控制烟气中的氨夹带损耗及氨逃逸损失。

而且，喷嘴的数量与所述塔体内烟气流通面积的比例为 0.5~1.5，优选地为 0.75~1.0。这样，可以确保喷嘴的分布均匀，提供足够的气液接触面积，并且不会使得结构过于复杂。

所述的喷嘴可以为任何一种雾化效果优良的喷嘴，包括空心喷嘴，实心喷嘴，或多环喷嘴，较好地选用实心或多环喷嘴，最好选用多环喷嘴。空心喷嘴内无构件，分为切向流和轴向流两种；实心喷嘴内置旋流片，多环喷嘴或称；螺旋喷嘴，形象地也称为猪尾巴喷嘴，由直径逐渐变小的多匝螺旋，一般为 2~4 匝，优选地为 2.5~3.5 匝组成。所述喷嘴的喷口直径为 20~80mm，优选地为 30~60mm。

本发明中，所述烟气出口下方为氧化结晶器，其中设置有 1~6 支空气鼓泡器，优化地 2~4 支空气鼓泡器，和 1~6 台侧装式搅拌器，优化地 2~4 台侧装式搅拌器，将从吸收器获得的亚硫酸铵氧化为硫酸铵，而且可以在硫酸铵浓度超过其对应条件的溶解度情况下结晶析出固体硫酸铵，使得吸收液成为含有固体的浆态状液体。其中的搅拌器具有使得吸收液中的固体悬浮不沉积的功能，和分散空气鼓泡的功能。此外，氧化结晶器还具有吸收液的循环槽的功能，使得脱硫过程具有良好的操作弹性和安全运行可靠性，并且节约占地面积。

同时，为了确保有效或高效的氧化功能，氧化结晶器的直径（指内径）可以吸收器的直径，其比例为 1.0~1.5 倍，优化地为 1.0~1.35。而且，氧化结晶器的液位高度，或者设置在所述氧化结晶器塔体上的吸收液溢流出口距离塔底为 6.0~18.0m，优选地为 10.0~15.0m；吸收液喷淋器和烟气分布器在竖直方向上相距 2.0~8.0m，优选地为 4.0~6.0m。

本发明的顶进式烟气脱硫装置的特征还在于，配置有 1~4 个吸收液循环回路，优化地，

有2个或3个吸收液循环回路，所述吸收液循环回路包括所述吸收液喷淋器，和通过所述吸收液喷淋器的所述吸收液输送主管在所述脱硫塔体外连接的吸收液循环管，和与所述吸收液循环管相连接的吸收液循环泵，并且所述吸收液循环泵与所述氧化结晶器上设置的吸收液循环出口相连接。这样，可以至少配备一个备用循环回路，用于当在用循环回路故障时快速启用备用回路，或者即使有某一回路故障时仍然有其他回路在运行，确保运行的连续和稳定；而且可以确保在大型，甚至特大型处理规模情况下，使得烟气处理量与循环吸收液的总流量之比例达到65~100，以克服现有其他氨法脱硫技术中吸收液循环量过低的缺点。

而且，还在于，所述脱硫塔的烟气出口在塔体外连接着一个水平流除沫器，且所述除沫器内置有两组或三组填料层，或称为气液分离组件，以及填料层前方设置的水喷淋器。所述水喷淋器，由水分布管和与所述水分布管相连接的雾化喷嘴构成，并且所述喷嘴的个数与所述除沫器的面积（烟气流过的垂直截面，或与水平方向垂直的竖直截面面积）之比为0.5~1.5。尤其是除沫器中烟气流速低于烟气管道，或称烟道中的流速，两者的比例为0.3~0.6。这样可以高效分离烟气中夹带的液滴，尤其吸收液的液沫，或称为雾沫夹带，降低烟气的二次污染；水喷淋器可以有效冲洗可能附着在气液分离组件上的固体，防止堵塞气体流道；设置两组分离填料组件是为了更好地冲洗，且可防止冲洗水的雾沫夹带。所述的气液分离组件可以是常规的波纹板片平行组合而成，波纹板片用塑料板或玻璃纤维增强的塑料板制成，板间距在20-50mm之间，板厚在2-4mm之间。

优化地，所述烟气出口中还设置有水喷淋器，其连接的喷嘴数量是所述烟气出口面积（烟气流过的垂直截面面积）的0.5~1.5倍。

此外，在所述氧化结晶器的吸收液溢流出口下方还依次设置有空气进口，搅拌器接口和吸收液出口，空气鼓泡管与空气进口相连接，搅拌器与搅拌器接口相连接；在所述吸收液溢流出口的上方或者下方塔体上还设置有补水进口，并且补水进口通过管线与所述除沫器的水出口相连接。这样，可以使得脱硫装置所需的工艺水在进入脱硫塔参与烟气脱硫之前，用于洗涤烟气，尤其洗涤烟气除沫器，使得更容易控制整个过程的水平衡。

本发明的烟气脱硫装置还有一个特征是，脱硫原料氨的进口可以设置在所述吸收液循环管上，也可以在吸收液储槽的壳体上，优选地在所述的吸收液储槽上设置的吸收液循环出口与所述的循环泵进口之间的吸收液循环管上。这样，可以确保流量较小的原料流股与流量很大的循环吸收液流股之间快速的混合，为脱硫效率提供保证。

此外，为配合本发明的顶进式脱硫装置的使用，还配置了用于输送烟气的烟气鼓风机，及输送烟气的烟道，用于输送工艺水的水泵，用于输送氧化空气的空气鼓风机或压缩机，用于从吸收液中分离硫酸铵固体的液固分离设备，这些都是烟气脱硫装置中的常规配置。特别地，所述的液固分离设备包括沉降式或水力旋流式固体浓缩设备，和离心、压榨或真空式分离设备，甚至还包括硫酸铵干燥设备，还可能包括包装设备和储藏设备在，这些设备是氨法烟气脱硫过程常备的辅助设备。

本发明的使用上述发明的顶进式烟气脱硫方法，以氨为原料，其特征如下：

含有二氧化硫和烟尘等污染物且温度大于100℃的烟气，从位于脱硫塔顶部或上部的烟

气进口进入所述吸收器，经过吸收器内设置的烟气分布器均匀分布后，与吸收液喷淋器向上喷射而出的含有氨的吸收液雾滴同时逆流和顺流接触，发生混合、传热和传质并化学反应，洗涤和吸收烟气中的污染物，尤其将二氧化硫变为亚硫酸铵进入吸收液，同时烟气温度下降 50~100℃，脱硫效率大于 90~95%；

烟气下行穿过所述吸收液喷淋器，与同时下行的吸收液雾滴顺流接触，进一步脱硫，并脱出烟气中存在的氨气，烟气和吸收液继续下行，烟气与吸收液相分离进入烟气出口，经过其中设置的水喷淋器喷水洗涤后进入除沫器，除去夹带的液滴成为净化烟气，进入烟囱排放，同时除沫器的除沫元件间断地被内置的水喷淋器冲洗，冲洗后的水进入所述脱硫塔的氧化结晶器，调节水平衡；

所述吸收液与烟气分离后下行进入氧化结晶器，其中的亚硫酸铵被鼓入的空气氧化为硫酸铵，并进而结晶析出硫酸铵固体，使吸收液成浆状水溶液，所述浆状水溶液被间断或连续输送到脱硫塔外的硫铵分离设备，得到符合国家化肥标准的商品硫酸铵；

并且，所述净化烟气中剩余二氧化硫含量小于 50~250mg/Nm³，所述净化烟气中逃逸氨含量小于 5~25mg/Nm³。

此外，所述氨是氨含量在 0.5~25%的氨水溶液，氨含量大于 99%的液化氨，还可以是氨含量大于 1%的氨气，并且，（1）控制氨的加入量使吸收液的 pH 值维持在 5.0~6.5 之间；（2）间断或连续将氨加入到所述氧化结晶器或吸收液循环管中，使吸收液氨化；（3）吸收液从所述氧化结晶器经吸收液循环回路被输送到吸收液喷淋器，洗涤吸收烟气中的二氧化硫及其他污染物；（4）烟气体积流量（标态）是吸收液循环体积流量（总流量）的 65~195 倍，由所述吸收液循环回路的运行数量或者吸收液的循环流量决定。

还有，氧化结晶器的液位控制在 8.0~16.0m，由所述除沫器的冲洗水量或冲洗时间决定；所述氧化结晶器的吸收液密度在 1.25~1.40kg/m³，对应的铵盐（包括硫酸铵和氯化铵）总重量浓度在 45~70%之间，尤其是其中含固体硫酸铵在 5~20%，具体由向所述硫铵分离设备的排除量决定。

与现有技术方案相比，采用本发明的脱硫装置和脱硫方法的有益效果是，烟气中二氧化硫的脱出效果可以达到 95~99%以上，确保净化烟气中剩余二氧化硫含量小于 50~250mg/Nm³，而且具有优越的氨逃逸控制效果，使得净化烟气中逃逸氨含量小于 5~25mg/Nm³。本发明的向上安装的雾化喷嘴可以使得气液两相可以撞击和射流接触，并借助于烟气均布器，确保提供较高的传质效率和较低的塔高，尤其是可以使得在所述吸收液喷淋器上方形成烟气与吸收液的同时逆流合顺流的混流接触，完成主要脱硫任务，还可以取消现有其他技术方案中设置的冷激水喷淋构件；在下方形成烟气与吸收液的顺流接触，进一步提高脱硫效率，同时有效控制氨的逃逸损失；脱硫塔体外置水平流除沫器，效率高，设备紧凑，即节省了投资，还优化了水的利用。

附图说明

图 1 为顶进式烟气脱硫塔的结构示意图。

图 2 为顶进式烟气脱硫装置的流程示意图。

具体实施方式

参见图 1 和图 2，本发明的顶进式烟气脱硫装置包括脱硫塔 1。

所述脱硫塔 1 顶部设置有烟气进口 104，所述脱硫塔 1 中部设置有烟气出口 105；所述烟气进口 104 至烟气出口 105 之间为吸收器 10，所述烟气出口 105 至塔底 103 之间为氧化结晶器 20；所述吸收器 10 内设置有烟气分布器 11 和吸收液喷淋器 2，并且所述烟气分布器 11 在所述吸收液喷淋器 12 的上方；所述氧化结晶器 20 内设置有空气鼓泡器 13 和搅拌器 14，并且所述搅拌器 14 的安装接口 1010 位于所述鼓泡器 13 安装接口 1011 的下方；所述氧化结晶器 20 的直径是所述吸收器 10 的直径的 1.25 倍；所述氧化结晶器 20 内设置的空气鼓泡器 13 的数量为 4，搅拌器 14 为侧装式搅拌器且数量为 4 台。

而且，所述顶进式脱硫装置还包括在脱硫塔 1 体外设置的水平流除沫器 6，除沫器 6 与所述烟气出口 105 相连接，并且所述除沫器 6 内设置有水喷淋器 17，所述水喷淋器 17 的喷嘴数量是所述除沫器 6 面积的 1.0 倍；吸收液喷淋器 12 的喷嘴的喷口向上，并且喷嘴的数量为所述吸收器 10 面积的 1.0 倍；所述烟气出口 105 内设置有水喷淋器，并且水喷淋器的喷嘴数量是所述烟气出口 105 面积的 0.75 倍。

还有，所述顶进式脱硫装置还配置有 2 个吸收液循环回路，所述吸收液循环回路包括所述吸收器 10 体内的吸收液喷淋器 12，连接所述吸收液喷淋器 12 并设置在吸收器 10 上的吸收液循环进口 106，在脱硫塔 1 体外设置的并与吸收液循环进口 106 相连接的吸收液循环管 3，与吸收液循环管 3 相连接的吸收液循环泵 2，并且吸收液循环泵 2 与所述氧化结晶器 20 上设置的吸收液循环出口 109 相连接。

实施例 1

一台 260T/h 的燃煤发电锅炉，燃用高硫煤，燃煤含硫量为 3.0%，其烟气表态流量为 320,000m³/h，烟气含二氧化硫 8,500mg/Nm³，含烟尘 80 mg/Nm³，其它组分，比如三氧化硫，氧化氮和氯化氢或氟化氢的含量未能测定，烟气温度 135℃。

采用本发明的脱硫方法，含有二氧化硫和烟尘等污染物且温度大于 100℃的烟气，或称为原烟气，从位于脱硫塔 1 顶部的烟气进口 104 进入所述吸收器 10，经过吸收器 10 内设置的烟气分布器 11 均匀分布后，与吸收液喷淋器 12 向上喷射而出的含有氨的吸收液雾滴同时逆流和顺流接触，发生混合、传热和传质并化学反应，洗涤和吸收烟气中的污染物，尤其将二氧化硫变为亚硫酸铵进入吸收液，同时烟气温度下降 80℃，脱硫效率大于 95%；

烟气下行穿过所述吸收液喷淋器 12，与同时下行的吸收液雾滴顺流接触，进一步脱硫，并脱出烟气中存在的氨气，烟气和吸收液继续下行，烟气与吸收液相分离进入烟气出口 105，经过其中设置的水喷淋器喷水洗涤后进入除沫器 6，除去夹带的液滴成为净化烟气，进入烟囱排放，同时除沫器 6 的除沫元件 16 间断地被内置的水喷淋器 17 冲洗，冲洗后的水进入所述脱硫塔 1 的氧化结晶器 20，调节水平衡；

所述吸收液与烟气分离后下行进入氧化结晶器 20，其中的亚硫酸铵被鼓泡器 13 鼓入的空气氧化为硫酸铵，并进而结晶析出硫酸铵固体，使吸收液成浆状水溶液，搅拌器 14 的连续搅拌即促进了空气的分散和与吸收液的混和，并防止浆液中固体的沉积，所述浆状水溶液被

间断或连续输送到脱硫塔外的硫铵分离设备，得到符合国家化肥标准的商品硫酸铵。

原料氨是氨含量为 99.5%的液化氨，并且氨的加入量 1430kg/h，吸收液的 pH 值维持在 5.6，液化氨从所述脱硫塔 1 的氧化结晶器 20 上设置的氨加入口 108 连续加入到所述吸收液中，吸收液被不断氨化，吸收液从所述氧化结晶器 20 经两个吸收液循环回路，即两台吸收液循环泵 2 经过两根吸收液循环管线 3，被输送到吸收液喷淋器 12，每个回路的流量为 2400m³/h，使得所处理的烟气体积流量（标态）达到吸收液循环回路输送的吸收液循环体积分流量的 67 倍。

还有，氧化结晶器 20 的液位控制在 14.0m，由水加入量控制，且所述水在进入氧化结晶器 20 之前被用来冲洗除沫器 6，平均加水量为 13.2m³/h，所述氧化结晶器 20 的吸收液密度控制在 1.285 kg/m³，由向硫铵分离设备 5 排除的浆液流量控制，为间断出料。

由此，本实施例中，获得的净化烟气中剩余二氧化硫含量为 145mg/Nm³，脱硫效率达到 98.3%，而且，净化烟气中逃逸氨含量为 6mg/Nm³，满足中国硫铵化肥一等品标准（即含氮量 21.0%）硫酸铵产量为 5570kg/h。

实施例 2

一台 260T/h 的燃煤发电锅炉，燃用高硫煤，燃煤含硫量为 0.6%，其烟气表态流量为 320,000m³/h，烟气含二氧化硫 1400mg/Nm³，含烟尘 40 mg/Nm³，其它组分，比如三氧化硫，氧化氮和氯化氢或氟化氢的含量未能测定，烟气温度 125℃。

采用本发明的方法，与实施例 1 相同。

原料氨是氨含量为 18.0%的氨水，并且加入量 1260kg/h，吸收液的 pH 值维持在 5.3，所述氨水连续加入所述吸收液，加入位置在所述吸收液循环管线 3 上，具体在所述氧化结晶器 20 的吸收液循环出口 109 与循环泵 2 的进口之间的循环管 3 上设置的氨加入进口 108，吸收液被不断氨化，吸收液从所述氧化结晶器 20 经两个吸收液循环回路被输送到吸收液喷淋器 12，每个回路的流量为 900m³/h，使得所处理的烟气体积流量（标态）达到吸收液循环回路输送的吸收液循环体积分流量的 178 倍。

还有，氧化结晶器 20 的液位控制在 8.0m，由水加入量控制，且所述水在进入氧化结晶器 20 之前被用来冲洗除沫器 6，平均加水量为 13.0m³/h，氧化结晶器 20 的吸收液密度控制在 1.27 kg/m³，由向硫铵分离设备 5 排除的浆液流量控制，为间断出料。

由此，本实施例中，获得的净化烟气中剩余二氧化硫含量 58mg/Nm³，脱硫效率达到 95.9%，而且，净化烟气中逃逸氨含量为 8mg/Nm³，满足中国硫铵化肥合格品标准（即含氮量 20.5%）硫酸铵产量为 918kg/h。

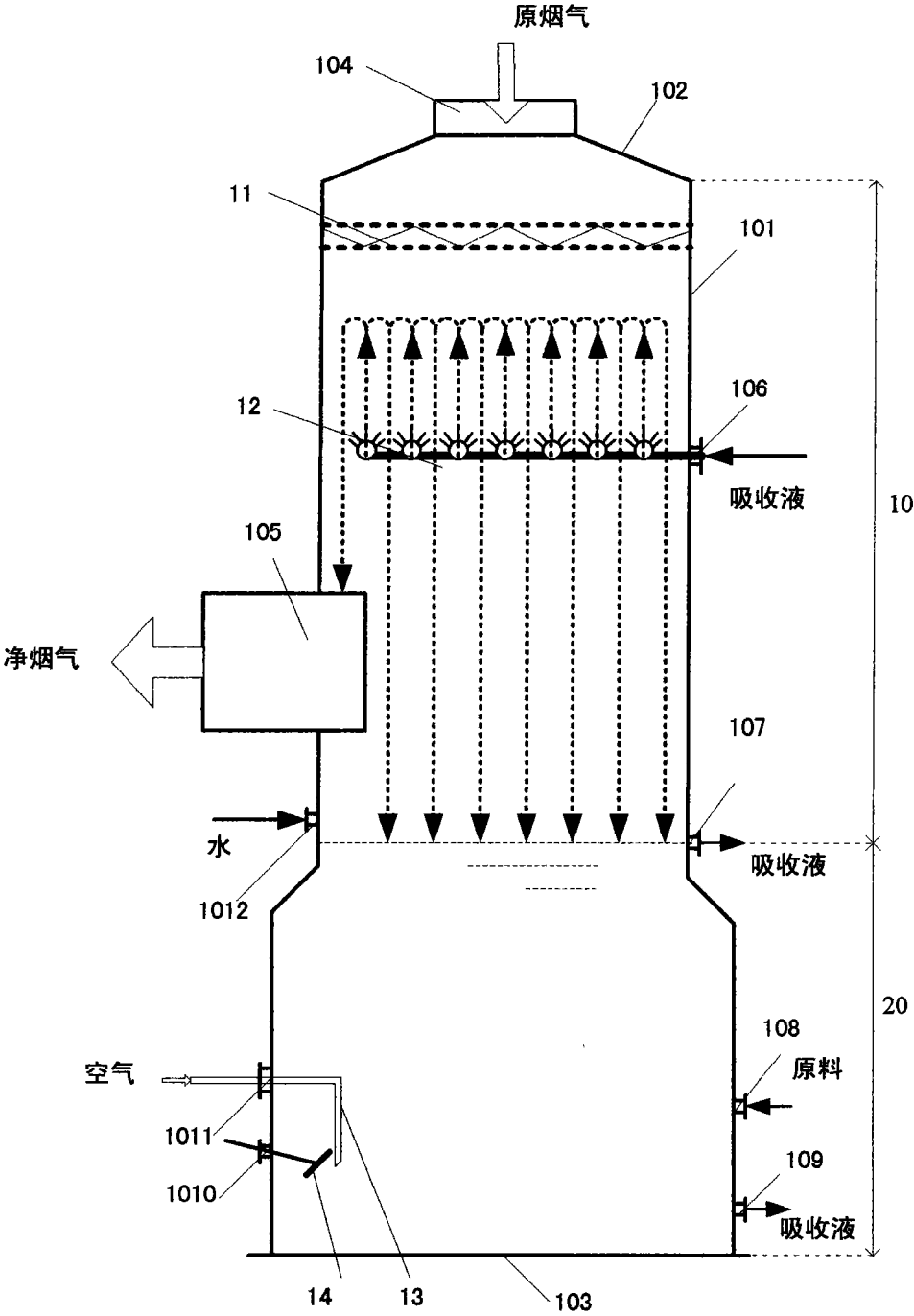


图 1

