

一种氨法脱硫脱碳一体化装置及方法

技术领域：

5 本发明属于环保技术领域，具体涉及一种用于氨法脱除硫氧化物和 CO₂ 的装置及方法。

背景技术：

10 大气中的 CO₂、甲烷等气体，可以透过太阳短波辐射，但却能阻挡地球表面向宇宙空间的长波辐射，随着 CO₂ 等温室气体浓度的增加，造成入射能量大于逸散能量，导致地球大气的温度升高，这种现象称作温室效应(greenhouse effect)。

15 二氧化碳是最重要的温室气体，化石能源使用是其主要排放源，我国 CO₂ 排放总量已位居世界第一，而且中国能源结构以煤为主的局面还将持续一段时间，煤炭能源仍将是新能源调峰及能源安全的基础，我国已向世界承诺 2030 年碳达峰，2060 年实现碳中和。对排放烟气中 CO₂ 进行捕集封存和资源化，对于控制和减少温室气体的排放，应对温室效应、全球变暖问题具有重要意义。

20 目前，世界范围内主要采用的碳捕集技术是有机胺法，但存在运行成本高、系统三废排放量大且难处理的等问题。国内外也一直积极探索新的脱碳技术，与有机胺法相比，氨法具有再生容易、运行成本低、脱碳的副产物即为重要的碳酸氢铵化肥，也可将部分脱碳循环液再生得到 CO₂，CO₂ 部分用于下游产品如尿素、纯碱、聚碳酸酯等的生产，部分用于驱油、饮料生产、气焊，部分直接回注地底或海洋。碳酸氢铵是一个典型的复合肥，可同时向植物提供氮肥和 CO₂，特别适合于无土栽培的现代农业、大棚植物生长的需要，真正实现了 CO₂ 的资源化利用，实现碳循环，可以避免碳地下储存可能造成的二次污染和 CO₂ 环境事故。与有机胺脱碳产物相比，氨吸收 CO₂ 的效率、碳酸氢铵更容易再生，可大幅降低脱碳成本。

25 氨法脱碳技术一直是研究的重点，也是解决温室气体的最佳方法；但氨易挥发，脱碳需在偏碱性条件下进行，造成氨逃逸量增加。如不加以解决，大量的氨逃逸，不仅造成脱碳成本的增加，也造成二次污染。

30 专利 CN104707451A 报道一种氨法烟气碳捕集及合成化工产品的方法，它在烟气吸收合成装置内运行，所述烟气吸收合成装置包括烟气管路、并联的吸收塔和碳化塔、除氨塔和固液分离设备，以氨水为吸收剂捕集烟气中的 CO₂，并以硫酸钠为转化媒介生产碳酸钠、碳酸氢钠等化工产品。脱碳后的含氨尾气，采用简单的水洗方法脱除氨，造成大量的氨逃逸。

CN201110039363.2 报道了一种氨法常压捕集吸收二氧化硫和二氧化碳系统及工艺，先

进行脱硫，再进行脱碳，在脱硫和脱碳单元设置了多个换热器，用于控制吸收温度，同时先用高浓度氨水进行脱硫和脱碳，再用稀浓度氨水进行脱硫和脱碳，脱碳后气体直接排放，仅采用低温和低浓度氨水吸收，并不能解决氨逃逸问题，此外氨水浓度还不能太低，低浓度氨水会带入大量的水，造成脱硫产物硫酸铵和脱碳产物碳酸氢铵不能结晶。

- 5 CN104874272A 报道了一种集成脱硫和二氧化碳捕集的设备和方法，烟气首先经过氨法脱硫装置脱除 SO_2 ，再进入直接接触式冷却装置进行冷却降温后，进入脱碳塔进行脱碳，脱碳后气体进行氨洗涤塔，用水进行洗涤，洗涤后烟气再进入直接接触式加热装置，在喷淋接触加热过程中同步脱除一些氨。喷淋接触溶液采用接触冷却塔排出的水溶液，接触喷淋后溶液经冷却塔降温后再用于接触冷却喷淋。水洗塔的氨溶液进入脱碳塔用于脱碳，或进入汽提塔脱氨。在再生接触塔中加入酸性试剂硫酸强化氨洗涤。本方法存在以下问题，直接采用水洗，洗涤后的水返回脱碳使用，大量的水带入脱碳系统造成投资和运行成本增加；其次采用硫酸进一步洗涤氨，会造成硫酸消耗；第三流程复杂，需要单独设置接触冷却装置、接触再热装置，投资和运行成本高。

15 发明概述

本发明人针对上述问题，结合氨法脱硫经验，开发了一种氨法脱硫脱碳一体化技术。在脱硫过程中对吸收液和/或工艺气进行降温，达到后续脱碳的温度要求；脱碳后的含氨工艺气气体首先采用脱硫循环液进行吸收，吸收后的循环溶液返回脱硫功能区脱硫，减少脱硫加氨量；进一步采用新鲜水洗涤脱碳后排放气，洗涤后含氨洗涤水返回脱硫功能区，作为脱硫颗粒物脱除洗涤水补水；脱硫颗粒物洗涤区产生的冷凝水通过膜分离净化后，干净水用于洗氨补充水，多余的排出装置外用。

本发明具有以下优点：

- 1、洗涤效果好，采用酸性脱硫吸收液洗涤含氨工艺气，洗涤效果好；
- 2、使用脱硫循环液脱除脱碳后工艺气中的氨，洗涤后脱硫循环液直接用于脱硫，简化了工艺流程，实现了脱硫脱碳一体化；
- 25 3、洗涤氨后的含氨洗涤水直接用于脱硫颗粒物洗涤补水，减少了脱硫补水；
- 4、不需要单独设置接触冷却装置，流程简单；
- 5、冷凝水经膜分离净化后循环使用，无废水排放。
- 6、回收得到硫酸铵和碳铵化肥，也可以将部分或全部脱碳循环液解析得到 CO_2 ，部分 CO_2 用于饮料生产、驱油、气焊，部分 CO_2 用于生产下游产品包括尿素、纯碱、碳酸氢钠、聚碳酸酯、聚氨酯、食品 CO_2 、 CO_2 气肥、碳酸氢钾等。不需要将全部 CO_2 回注到地下封存，真正实现了碳减排。
- 30 7、不需控制脱硫功能区出口 SO_2 到 $\leq 2\text{ppm}$ ，脱硫功能区未脱除的硫氧化物可在脱碳

装置进一步脱除，降低了脱硫装置投资及运行成本。

附图简要说明

图1是按照本发明方法的一个实施方案的流程图。

5 图2显示了按照本发明的一个实施方案的氨法脱硫脱碳一体化装置。

图3显示了按照本发明的一个实施方案的氨法脱硫脱碳一体化装置的二氧化碳再生段。

在图2和图3中，各符号具有如下含义：1-工艺气；2-脱硫功能区；3-脱硫1#循环泵；4-脱硫换热器-a；5-脱硫循环泵-a；6-硫铵排出泵；7-氧化空气；8-去脱硫系统加氨；9-脱硫循环水槽；10-脱硫循环泵-b；11-脱硫换热器-b；12-脱硫后尾气；13-脱硫循环槽；14-烟气冷凝水；15-膜分离装置；16-膜分离浓水；17-膜分离外排净化水；18-去洗氨功能区净化水；19-脱碳功能区；20-颗粒物洗涤循环泵；21-脱碳塔循环泵；22-脱碳塔排出泵；23-脱碳后尾气；24-去脱碳系统加氨；25-洗氨功能区；26-洗氨功能区循环泵-a；27-洗氨功能区循环泵-b；28-洗氨水槽；29-洗氨排水；30-净烟气；31-硫酸铵固液分离器；32-硫酸铵干燥器；33-硫酸铵包装机；34-成品硫酸铵；35-酸性脱硫液；36-返回脱硫液；37-碳酸氢铵固液分离器；38-碳酸氢铵干燥器；39-碳酸氢铵包装机；40-成品碳酸氢铵；41-CO₂再生塔；42-溶液换热器；43-再沸器；44-循环水冷却器；45-冷冻水冷却器；46-CO₂缓冲罐；47-CO₂压缩机；48-装瓶或罐车；49-CO₂下游生产装置；50-热泵系统；51-蒸汽；52-冷凝水；53-工艺水；54-冷冻上水，55-冷冻回水。

20

优选实施方案的描述

本发明提供了一种氨法脱硫脱碳一体化装置及方法，采用氨脱除硫氧化物和 CO₂，生成硫酸铵化肥和碳酸氢铵化肥。装置设置氨法脱硫功能区、氨法脱碳功能区，氨洗涤功能区，硫铵后处理系统及碳酸氢铵后处理系统。采用氨为脱硫和脱碳剂气体首先进入脱硫功能区中进行脱硫，生成硫酸铵化肥；脱硫后的气体进入脱碳功能区中，脱除气体中的二氧化碳，生成碳酸氢铵化肥；脱碳后的气体中含有游离氨，进入氨洗涤功能区中，采用脱硫的硫酸铵溶液进行洗涤，再用水洗涤，洗涤后含氨的硫酸铵溶液和水溶液，返回脱硫塔用于脱硫的吸收剂。上述功能区，可以组合成一个塔中或多个塔中。在脱硫功能区，分成多个段，其中包括冷却浓缩降温段、吸收段、颗粒物去除段。每个段设置至少一层喷淋层，段与段之间设有允许气体通过的设备/部件。

30

在一些优选的实施方案中，颗粒物去除段分成两个部分，其中第一颗粒物去除段喷淋洗涤采用含硫铵的高浓度溶液循环洗涤，第二颗粒物去除段采用含硫铵的稀溶液循环洗涤。

两个部分之间设有允许气体通过的设备/部件。第一颗粒物去除段使用的浓硫酸溶液浓度控制在 5-40%，优选 10-30%，PH 控制在 3-7，优选 3-5.5；第二颗粒物去除段稀硫酸溶液浓度控制在 0.02-10%，优选 0.03-5%，PH 控制在 3-7。

5 在一些优选的实施方案中，本发明的装置包括脱硫循环槽，该脱硫循环槽包括彼此流体连通的氧化室和加氨室的脱硫循环槽，其中氧化室被构建成允许来自吸收段的回流液的至少一部分与含氧气体接触和反应，并允许从其取出液相的至少一部分以循环到第一颗粒物去除段和氨洗涤功能区，并且加氨室被构建成与所述氧化室流体联通，允许来自吸收段的回流液的至少一部分与氨吸收剂混合，和允许从其取出液体物流以循环到吸收段。

所述脱硫脱碳一体化方法依次包括以下步骤：

- 10 1) 使用脱硫循环液脱除烟气中的部分 SO_2 ；
2) 使用脱碳循环液脱除工艺气中的部分 CO_2 ；
3) 使用脱硫循环液脱除工艺气中的部分游离氨，并将吸收游离氨后的脱硫循环液返回脱硫装置。

15 在一些优选的实施方案中，步骤 3) 中使用来自脱硫循环槽的氧化室的脱硫循环液脱除工艺气中的部分游离氨，并将吸收游离氨后的脱硫循环液返回脱硫装置。

在一些实施方案中，步骤 1) 和步骤 2) 的产品包括硫酸铵化肥、碳酸氢铵化肥。

在一些实施方案中，步骤 2) 中 CO_2 脱除率 30-98%。

20 在一些实施方案中，将部分脱碳循环液送碳铵后处理装置生产碳酸氢铵化肥，或将部分脱碳循环液送 CO_2 再生装置再生得到气体 CO_2 ，部分 CO_2 用于饮料生产、驱油、气焊，部分 CO_2 用于生产下游产品包括尿素、纯碱、碳酸氢钠、聚碳酸酯、聚氨酯、食品 CO_2 、 CO_2 气肥、碳酸氢钾等。

在一些实施方案中，在步骤 2) 与步骤 3) 之间还包括步骤 4) 使用工艺水脱除工艺气中的部分游离氨和/或

在步骤 3) 后还包括步骤 5) 使用工艺水进一步脱除工艺气中的部分游离氨。

25 在本发明中使用的脱硫循环液包括浓缩循环液、吸收循环液。在一些实施方案中，浓缩循环液 pH 1-6，优选 2-4.5，亚硫酸铵浓度 0-0.2%，硫酸铵浓度 10-60%，吸收循环液 pH 4.5-6.5，优选 4.8-6.2，亚硫酸铵浓度 0.1-3%，硫酸铵浓度 10-38%。

30 在一些实施方案中，在本发明中使用的脱碳循环液 pH 7-13，优选 7.5-11，更优 8-9.5，碳酸氢铵浓度 3-40%，优选 10-22%， NH_3/CO_2 摩尔比 0.6-4，优选 1.2-3，更优 2-2.5。

在一些实施方案中，脱硫吸收温度 5-55℃，优选 15-50℃，更优 20-40℃；脱碳吸收温度 0-45℃，优选 5-40℃，更优 10-30℃。可使用热泵制冷技术提供脱碳循环液、脱硫循

环液冷却所需的冷量。热泵得到的冷冻水温度可为 3-25℃，优选 5-10℃。

热泵动力可包括热水、蒸汽和电中的一种或多种，冷源可采用循环水/脱盐水，使用脱盐水时，换热后的脱盐水可送至低温省煤器，节省吨蒸汽耗煤。

5 在一些实施方案中，在所述的脱硫功能区，设有冷却装置，控制脱硫后烟气温度 5-55℃，优选 20-40℃，满足后续脱碳的温度要求；冷却装置可设置在循环脱硫液循环管线上，冷却循环脱硫液，降温后循环脱硫液进一步冷却脱硫烟气；可设置多个冷却装置，如在吸收段、颗粒物去除段循环吸收管线上，优选在第二颗粒物去除部分的水洗管线上；洗涤冷凝水可采用膜分离净化后，浓溶液可进入脱硫吸收区，清水可充当洗氨的补水或外用。

10 在一些实施方案中，冷却装置也可设置在工艺气管道上，可以在脱硫功能区的进口、中间或出口。冷却剂采用循环水或冷冻水，可以单独使用或组合使用。

在一些实施方案中，洗氨用的脱硫循环溶液可取自脱硫塔的循环洗涤溶液，洗涤氨后返回氨法脱硫功能区，用于脱硫，洗氨用的脱硫循环溶液的 PH 控制在 2.5-7.5，优选 3-5.5。在一些实施方案中，洗氨用的脱硫循环溶液取自脱硫循环槽氧化室。

15 在一些实施方案中，洗氨功能区中使用的洗涤工艺水的 PH 控制在 3-7。工艺水洗氨后产生的水溶液的至少一部分可进入脱硫塔第二颗粒物去除部分的循环液，充当补水。这样，所述循环液中硫酸铵浓度可控制在 0-5%，优选 0.02-2%。

20 在一些实施方案中，第二颗粒物去除部分的水洗循环溶液部分抽出进入净化膜分离装置，净化的产水作为氨洗涤功能区补水，控制洗涤水中的氨浓度及脱硫段稀硫酸溶液的浓度。膜分离装置产生的浓水可进入到脱硫吸收段。

在一些实施方案中，脱碳功能区和氨洗涤功能区可采用喷淋吸收、板式吸收、填料吸收、浮阀吸收等一种或其组合。

25 在一些实施方案中，脱硫产生的硫酸铵浆液可进入硫铵后系统，经过固液分离后，湿硫铵经干燥包装成硫铵产品，或直接出湿硫铵产品；固液分离出来的溶液返回脱硫功能区；如产生硫铵溶液，需经蒸发结晶后形成硫铵浆液再进入固液分离装置。

在一些实施方案中，从脱碳塔出来的碳酸氢铵浆液可进入固液分离设备，溶液返回脱碳功能区，湿碳酸氢铵经干燥包装成产品，或直接出湿碳酸氢铵产品。在一些实施方案中，脱碳产生的至少部分碳酸氢铵可进一步加热再生成 CO₂ 和氨溶液，该氨溶液返回脱碳功能区进一步使用。

30 在一些实施方案中，脱硫功能区主要参数如下：

空塔气速控制 0.5-5m/s，优选 2-4m/s；

每层喷循环液喷淋密度 4-100m³/m².h，优选 8-80 m³/m².h；

循环液温度控制 5-55℃，优选 20-40℃；

循环液 PH 控制 1-7。

在一些实施方案中，脱碳功能区主要参数如下：

空塔气速控制 0.1-5m/s；

温度控制 5-40℃，优选 10-30℃；

5 循环液 PH 控制 7-11。

在一些实施方案中，洗氨功能区主要参数如下：

空塔气速控制 0.25-5m/s；

温度控制 0-50℃，优选 3-40℃；

循环液 PH 控制 3-10。

10 在一些实施方案中，在脱硫功能区和/或氨洗涤功能区加入强酸调节循环液 pH，如硫酸、硝酸、盐酸。

在一些实施方案中，装置还包括热泵系统，以使用热泵制冷技术提供脱碳循环液、脱硫循环液冷却所需的冷量。热泵得到的冷冻水温度可为 3-25℃，优选 5-10℃。冷冻水进水/回水管线与各冷冻换热器连接。

15 在一些实施方案中，装置还包括 CO₂ 再生塔，脱碳循环液再生在 CO₂ 再生塔进行，操作参数为：再生温度为塔底 90-150℃，优选 100-130℃，塔顶 6-100℃，优选 70-90℃，再生压力为塔底 0.2-0.7MPa，优选 0.3-0.5MPa。再生塔气速 0.2-3m/s，优选 0.3-2m/s。

在一些实施方案中，装置还包括溶液换热器、再沸器、循环水冷却器、冷冻水冷却器、CO₂ 缓冲罐、CO₂ 压缩机中的一个或多个。

20 在一些实施方案中，来自脱碳碳酸氢铵溶液/浆液可送至再生单元，以产生二氧化碳和氨溶液。

25 在一些实施方案中，经气液分离后，再生得到的气体 CO₂ 可用于下游产品生产，下游产品包括例如尿素、纯碱、碳酸氢钠、聚碳酸酯、食品 CO₂、CO₂ 气肥、碳酸氢钾等，或用于驱油、饮料生产、气焊，或用于海洋封存或地底封存。分离液可返回 CO₂ 再生塔。

本发明方案将脱碳和脱硫技术有机集成在一起，采用酸性脱硫循环液洗氨，洗氨效率高，成功解决脱碳过程中氨逃逸问题，流程更简单，投资和运行成本低，副产硫酸铵和碳酸氢铵化肥，并将一部分 CO₂ 回注到地下封存，可灵活调节碳铵产量、CO₂ 封存量、CO₂ 下游产品产量。

30 本发明方案可使用副产氨水，实现了以废治废、循环经济。本发明方案与钙法脱硫/钠法脱硫+有机胺脱碳+碳封存装置相比：

本发明方案占地面积小，可灵活调节碳封存量；

本发明方案流程简单、可灵活调节副产品产量，CO₂ 可用于生产尿素、碳铵、纯碱、

食品 CO₂、聚碳酸酯、甲醇、合成气、聚氨酯，用作驱油、气焊、气肥等，中国总需求量接近 1.5 亿吨/年；

钙法脱硫后有机胺脱碳需配套碱法深度脱硫装置，脱硫投资在现有基础上增加 60-80%，常规氨法脱硫投资约为钙法脱硫的 85-95%，氨法脱碳投资约为有机胺脱碳的 60%，而脱硫脱碳一体化可进一步降低投资约 10-20%，故氨法脱硫脱碳一体化技术投资较钙法脱硫+钠法脱硫+有机胺脱碳低 40-50%；且无废水废渣排放。

氨法脱硫脱碳一体化技术运行费用较钙法脱硫+碱法脱硫+有机胺脱碳低 50-60%。

氨法脱硫脱碳一体化技术与钙法脱硫+碱法脱硫+有机胺脱碳技术对比

工艺方案	钙法脱硫+碱洗+有机胺脱碳	氨法脱硫脱碳一体化
脱硫脱碳原料	石灰石粉 CaCO ₃ /液碱+乙醇胺	液氨(或氨水) NH ₃
脱硫脱碳副产物	石膏（固废）/废碱	硫酸铵+碳铵（作为化肥销售）
废水	有，约 0.35t/万 kw	无
废渣	有	无
废气	脱硫会产生 CO ₂ ，0.7t/tSO ₂	无
投资	1A	0.5-0.6A
运行成本	1B-2B	0.4-0.5B
占地面积	大	小
配套要求	高，需配套碳封存所需的海洋或深地质结构层	低，可灵活调节产品结构

主要技术指标如下：

10 脱碳效率不低于50%，能显著控制脱碳塔出口烟气中CO₂（含细微颗粒物）的含量≤6%

出口SO₂含量≤5mg/Nm³

氨回收率（即在所述气体清洁方法中被利用和捕集的氨占添加到该方法中的氨的分数或百分比）≥98%，工艺出口氨逃逸≤10ppm

15 电耗≤250kWh/t CO₂

蒸汽消耗≤1.2t/t CO₂

除非另外指明，本文中使用的百分浓度对于气体来说是体积百分浓度，对于液体来说是重量百分浓度。

下面结合附图描述按照本发明的一些实施方案的氨法脱硫脱碳一体化装置和方法。

图 1 是按照本发明方法的一个实施方案的示意性流程图。

5 图 2 和图 3 显示了按照本发明的一些实施方案的氨法脱硫脱碳一体化装置。参见图 2，含硫氧化物、CO₂ 的工艺气 1 进入脱硫功能区 2，用脱硫循环泵-a 5 进行喷淋循环，尾气降温的同时提浓硫酸铵溶液，提浓并析出固体的硫酸铵浆液经硫酸铵排出泵 6 送至硫酸铵固液分离器 31，固体可以被在硫酸铵干燥器 32 中干燥和在硫酸铵包装机 33 中包装，最终得到成品硫酸铵 34。用脱硫功能区 2 循环泵-b 3、脱硫循环槽 13 进行吸收喷淋
10 循环，吸收尾气中的硫氧化物（二氧化硫及三氧化硫），利用脱硫换热器-a 4 控制脱硫温度。利用脱硫循环泵-c 10、脱硫循环水槽 9 进行洗涤喷淋循环，利用脱硫换热器-b 11 控制洗涤温度及脱硫后尾气 12 的温度，烟气冷凝水 14 经膜分离装置 15 处理，得到的膜分离浓水 16 回脱硫功能区 2 使用，一部分净化水 18 作为洗氨塔补水，其余净化水 17 外排。氨 8 经计量后去脱硫循环槽 13 的加氨室加氨。氧化空气 7 去脱硫循环槽 13 的氧化
15 室将脱硫循环液氧化。

脱硫后尾气 12 进入脱碳功能区 19，用脱碳循环泵 21 进行吸收喷淋循环，溶液/浆液用脱碳排出泵 22 送至碳酸氢铵固液分离器 37，固体可以被在碳酸氢铵干燥器 38 中干燥和在碳酸氢铵包装机 39 中包装，最终得到成品硫酸铵 40。氨 24 经计量后分别去脱碳塔 19 加氨。

20 脱碳尾气 23 进入洗氨功能区 25，利用洗氨塔循环泵-a 26 进行一级洗涤，一级洗涤液可来自脱硫循环槽 13 颗粒物洗涤循环泵酸性脱硫液 35，连续补入洗氨塔 25 底部。优选地，所述酸性脱硫液 35 来自连接至脱硫循环槽氧化室的颗粒物洗涤循环泵。吸收氨气后的脱硫液 36 返回至脱硫循环槽 13，优选的返回至所述氧化室。利用洗氨功能区循环泵-b 27、洗氨功能区循环水槽 28 进行二级洗涤，二级洗涤液来自净化水 18，洗涤后液体返回
25 至脱硫功能区 2。洗涤后净烟气 30 排出。

参见图 3，脱碳循环泵 22 出口部分溶液经溶液换热器 42 换热后进入 CO₂ 再生塔 41，部分塔釜液在再沸器 43 经蒸汽加热后，塔顶采出 CO₂ 气体，经循环水冷却器 44、冷冻水冷却器 45 两级冷却后送 CO₂ 缓冲罐 46，缓冲一定时间后经 CO₂ 压缩机 47 压缩后，部分送 CO₂ 下游生产装置 49 生产尿素、纯碱等下游产品，部分去装瓶或罐车 48 罐
30 装。从再沸器 43 底部取出冷凝液。

CO₂ 再生塔 41 上部加入工艺水 53。

装置还包括热泵系统 50，热泵系统生产冷冻水，冷冻上水 54 送冷冻水冷却器 45、脱硫换热器-a 5、脱硫换热器-b3 等换热器用于工艺气（烟气）、CO₂ 气体、循环液冷却，

冷冻回水 55 返回热泵系统 50。

本公开提供了以下实施方案：

实施方案 1. 一种氨法脱硫脱碳一体化方法，采用氨脱除工艺气中硫氧化物和 CO_2 ，其特征在于，依次包括以下步骤：

- 5 1) 使用脱硫循环液脱除工艺气中的部分 SO_2 ；
- 2) 使用脱碳循环液脱除工艺气中的部分 CO_2 ；和
- 3) 使用来自脱硫循环槽、优选来自脱硫循环槽氧化室的脱硫循环液脱除工艺气中的部分游离氨，并且吸收游离氨后的脱硫循环液返回脱硫装置。

实施方案 2. 如实施方案 1 所述的方法，其特征在于以下至少之一：

- 10 - 产品包括硫酸铵化肥和碳酸氢铵化肥；
- 步骤 2) 中 CO_2 脱除率为 30-98%；
- 所述方法还包括

将部分脱碳循环液送碳铵后处理装置生产碳酸氢铵化肥，

和/或将部分脱碳循环液送 CO_2 再生装置再生得到气体 CO_2 ，

- 15 脱碳循环液再生在 CO_2 再生系统进行，优选地操作参数为：再生温度为塔底 90-150℃，优选 100-130℃，塔顶 6-100℃，优选 70-90℃，再生压力为塔底 0.2-0.7MPa，优选 0.3-0.5MPa。再生塔气速 0.2-3m/s，优选 0.3-2m/s；

- 所述方法还包括将部分气体 CO_2 用于下游产品生产或用于驱油，下游产品优选包括尿素、纯碱、碳酸氢钠、聚碳酸酯、食品 CO_2 、 CO_2 气肥、碳酸氢钾；

- 20 和/或将部分 CO_2 用于海洋封存或地底封存。

实施方案 3. 如实施方案 1 所述的方法，其特征在于，在步骤 2) 与步骤 3) 之间还包括步骤 4) 使用工艺水脱除工艺气中的部分游离氨，和/或在步骤 3) 后还包括步骤 5) 使用工艺水进一步脱除工艺气中的部分游离氨。

实施方案 4. 如实施方案 1 所述的方法，其特征在于以下至少之一：

- 25 - 脱硫循环液包括浓缩循环液、吸收循环液，浓缩循环液 pH 1-6，优选 2-4.5，亚硫酸铵浓度 0-0.2%，硫酸铵浓度 10-60%，吸收循环液 pH 4.5-6.5，优选 4.8-6.2，亚硫酸铵浓度 0.1-3%，硫酸铵浓度 10-38%；

- 脱碳循环液 pH 7-13，优选 7.5-11，更优 8-9.5，碳酸氢铵浓度 3-40%，优选 10-22%， NH_3/CO_2 摩尔比 0.6-4，优选 1.2-3，更优 2-2.5；

- 30 - 脱硫吸收温度 5-55℃，优选 15-50℃，更优 20-40℃；

- 脱碳吸收温度 0-45℃，优选 5-40℃，更优 10-30℃。

实施方案 5. 用于实现实施方案 1-4 中任一项所述的方法的装置，其特征在于，设置氨法脱硫功能区、氨法脱碳功能区、氨洗涤功能区，硫铵后处理系统及碳酸氢铵后处理

系统；采用氨为脱硫和脱碳剂，工艺气首先进入脱硫功能区中进行脱硫，生成硫酸铵化肥，脱硫后的工艺气进入脱碳功能区中，脱除工艺气中的二氧化碳，生成含碳酸氢铵溶液/浆液，脱碳后的工艺气中含有游离氨，进入氨洗涤功能区中，采用脱硫的循环溶液进行洗涤，再用工艺水洗涤，洗涤后含氨的脱硫溶液和工艺水溶液，返回脱硫功能区用做
5 脱硫的吸收剂，部分含硫铵的碳铵液返回脱硫功能区。

实施方案 6. 如实施方案 5 所述的装置，其特征在于以下至少之一：

- 所述装置包括脱硫循环槽，该脱硫循环槽包括彼此流体连通的氧化室和加氨室，其中氧化室被构建成为允许来自吸收段的回流液的至少一部分与含氧气体接触和反应，并允许从其取出液相的至少一部分以循环到颗粒物去除段和氨洗涤功能区，并且加氨室被构
10 建成与所述氧化室流体联通，允许来自吸收段的回流液的至少一部分与氨吸收剂混合，和允许从其取出液体物流以循环到吸收段；

- 氨洗涤功能区还包括在采用脱硫的循环溶液进行洗涤前，使用工艺水洗涤，氨法脱硫功能区、氨法脱碳功能区、氨洗涤功能区组合成一个塔中或多个塔中。

实施方案 7. 如实施方案 5 所述的装置，其特征在于，脱硫功能区分成多个段，其中
15 包括冷却浓缩降温段、吸收段、颗粒物去除段，每个段设置至少一层喷淋层，段与段之间设有允许气体通过的设备/部件，

优选地，颗粒物去除段分成两个部分，第一颗粒物去除段喷淋洗涤采用含硫铵的高浓度溶液循环洗涤，第二颗粒物去除段采用含硫铵的稀溶液循环洗涤，两个部分之间设有允许气体通过的设备/部件；第一颗粒物去除段浓硫铵溶液浓度控制在 10-38%，优选
20 12-30%，PH 控制在 2.5-7.5，优选 3-5.5；第二颗粒物去除段稀硫铵溶液浓度控制在 0-5%，优选 0.02-2%，PH 控制在 3-7。

优选地，脱硫功能区设有冷却装置，控制脱硫后烟气温度 5-55℃，优选 15-50℃，更优 20-40℃，优选地，冷却装置设置在循环脱硫液循环管线上，冷却喷淋循环脱硫液，并进一步冷却脱硫烟气；或者冷却装置设置在脱硫功能区工艺气管道/烟道上，直接冷却气
25 体；冷却剂采用循环水和/或冷冻水。

实施方案 8. 如实施方案 5 所述的装置，其特征在于，脱碳功能区设有冷却装置，控制脱碳后烟气温度 0--45℃，优选 5-40℃，更优 10-30℃。

实施方案 9. 如实施方案 5 所述的装置，其特征在于以下至少之一：

- 洗氨循环溶液取自氨法脱硫功能区的颗粒物去除段洗涤硫铵溶液，洗涤氨后返回氨
30 法脱硫功能区，用于脱硫，洗涤硫铵溶液的 PH 控制在 2.5-7.5；

- 洗氨循环溶液取自脱硫功能区吸收段洗涤硫铵溶液，洗涤氨后返回脱硫功能区吸收段，用于脱硫，所述硫铵溶液的 PH 控制在 3-7；

- 洗氨循环吸收的水溶液一部分进入脱硫功能区颗粒物去除段的循环液的补水，洗氨

循环液中氨浓度控制在 0-5%，优选 0-1%。

实施方案 10. 如实施方案 7 所述的装置，其特征在于，稀硫酸洗涤溶液部分抽出进入净化膜分离装置，净化的产水补水作为脱氨洗涤功能区补水，多额外用，控制洗涤水中的氨浓度及脱硫洗涤稀硫酸溶液的浓度，浓水进入到脱硫吸收区。

5 实施方案 11. 如实施方案 5 所述的装置，其特征在于，具有以下特征至少之一：

- 脱硫、脱碳、洗氨功能区，脱碳功能区采用喷淋吸收、板式吸收、填料吸收、浮阀吸收中一种或其组合；

- 脱硫产生的硫酸铵浆液，经固液分离、干燥包装成产品，或直接出湿产品；

10 - 脱碳产生的碳铵浆液，部分经固液分离、干燥包装成产品，或直接出湿产品；分离出来的溶液返回脱碳装置。

- 脱碳产生的碳铵浆液或碳酸氢铵溶液，部分或全部进一步加热再生成 CO_2 和氨溶液，氨溶液返回脱碳功能区进一步使用；

- CO_2 用于下游产品生产、驱油、饮料生产、封存；

- 氨法脱硫功能区主要参数如下：

15 1) 空塔气速控制 0.5-5m/s，优选 2-4m/s；

2) 每层喷循环液喷淋密度 4-100m³/m².h，优选 8-80 m³/m².h；

3) 循环液温度控制 5-55℃，优选 20-40℃；和

4) 循环液 PH 控制 1-7；

- 脱碳功能区主要参数如下：

20 1) 空塔气速控制 0.1-5m/s；

2) 温度控制 5-40℃，优选 10-30℃；和

3) 循环液 PH 控制 7-11；

- 洗氨功能区主要参数如下：

1) 空塔气速控制 0.25-5m/s；

25 2) 温度控制 0-50℃，优选 3-40℃；和

3) 循环液 PH 控制 3-10；

- 所述装置还包括热泵系统，热泵系统提供冷却所需的冷冻水，热泵得到的冷冻水温度为 3-25℃，优选 5-10℃；

- 所述装置还包括 CO_2 再生塔，脱碳循环液再生在 CO_2 再生塔进行，操作参数为：

30 再生温度为塔底 90-150℃，优选 100-130℃，塔顶 6-100℃，优选 70-90℃，再生压力为塔底 0.2-0.7MPa，优选 0.3-0.5MPa。再生塔气速 0.2-3m/s，优选 0.3-2m/s 优选地，再生塔上部设有工艺水入口；

优选地，再生塔得到的气体 CO_2 用于下游产品生产，下游产品包括尿素、纯碱、碳

酸氢钠、聚碳酸酯、食品 CO₂、CO₂ 气肥、碳酸氢钾，或者用于驱油、饮料生产、气焊，或者用于海洋封存或地底封存；

优选地，所述装置还包括溶液换热器、再沸器、循环水冷却器、冷冻水冷却器、CO₂ 缓冲罐、CO₂ 压缩机，

5 其中脱碳循环泵出口部分溶液经溶液换热器换热后进入 CO₂ 再生塔，塔顶采出 CO₂ 气体，经冷却器冷却后送 CO₂ 缓冲罐，经 CO₂ 压缩机压缩后外送。

实施例

下面结合具体实施例对本发明作进一步说明，但并不构成对本发明的任何限制。

实施例 1:

10 含硫氧化物、CO₂ 燃煤锅炉烟气（工艺气）进入上述脱硫脱碳一体化装置，工艺流程见图 2。装置包括脱硫功能区 2、脱碳功能区 19、洗氨功能区 25。

含硫氧化物、CO₂ 的工艺气 1 进入脱硫功能区 2，用脱硫循环泵-a 5 进行喷淋循环，尾气降温的同时提浓硫酸铵溶液，提浓并析出固体的硫酸铵浆液经硫铵排出泵 6 送至硫酸铵固液分离器 31、硫酸铵干燥器 32、硫酸铵包装机 33，最终得到成品硫酸铵 34。用
15 脱硫功能区 2 循环泵-b 3、脱硫循环槽 13（加氨室）进行吸收喷淋循环，吸收尾气中的硫氧化物（二氧化硫及三氧化硫），利用脱硫换热器-a 4 控制脱硫温度。利用脱硫循环泵-c 10、脱硫循环水槽 9 进行洗涤喷淋循环，利用脱硫换热器-b 11 控制洗涤温度及脱硫后
20 尾气 12 的温度，烟气冷凝水 14 经膜分离装置 15 处理，得到的膜分离浓水 16 回脱硫功能区 2 使用，一部分净化水 18 作为洗氨塔补水，其余净化水 17 外排。氨 8 经计量后去
20 脱硫循环槽 13 加氨室加氨。氧化空气 7 去脱硫循环槽 13 氧化室将溶液氧化。

脱硫后尾气 12 进入脱碳功能区 19，用脱碳循环泵 21 进行吸收喷淋循环，浆液用脱碳排出泵 22 送至碳酸氢铵固液分离器 37、碳酸氢铵干燥器 38、碳酸氢铵包装机 39，最终得到成品碳酸铵 40。氨 24 经计量后去脱碳塔 19 加氨。部分含硫铵的碳铵液返回脱硫功能区。

25 脱碳尾气 23 进入洗氨功能区 25，利用洗氨塔循环泵-a 26 进行一级洗涤，一级洗涤液为来自脱硫循环槽 13 氧化室的颗粒物洗涤循环泵酸性脱硫液 35，连续补入洗氨塔 25，吸收氨气后的脱硫液 36 返回至脱硫循环槽 13。利用洗氨功能区循环泵-b 27、洗氨功能区循环水槽 28 进行二级洗涤，二级洗涤液来自净化水 18，洗涤后液体返回至脱硫功能区 2。洗涤后净烟气 30 排出。

30 脱硫脱碳采用 99.6% 的液氨作为吸收剂，工艺气（锅炉烟气）参数见下表：

序号	项目	数值
1	气量，Nm ³ /h	560000
2	温度，℃	160

3	SO ₂ 含量, mg/Nm ³	4500
4	CO ₂ 含量, v%	12
5	H ₂ O 含量, v%	5.48
6	O ₂ 含量, v%	8.65

经脱硫系统处理的主要参数见下表:

序号	项目	数值
1	脱硫塔出口气量, Nm ³ /h	528326
2	脱硫塔出口温度, °C	18
3	脱硫塔出口 SO ₂ 含量, ppm	<5
4	脱硫塔出口 CO ₂ 含量, v%	12.7
5	脱硫塔出口 H ₂ O 含量, v%	2.0
6	副产硫酸铵量, t/h	5.24
7	脱硫效率, %	99.9
8	99.6%液氨消耗量, t/h	1.34

经脱碳塔处理后主要参数见下表:

序号	项目	数值
1	脱碳塔出口气量, Nm ³ /h	468360
2	脱碳塔出口 CO ₂ 含量, v%	1.4
3	脱碳塔出口 NH ₃ 含量, ppm	900
4	脱碳效率, %	90
5	副产碳酸氢铵量, t/h	221.9
6	99.6%的液氨消耗量, t/h	46.0

经洗氨塔处理后主要参数见下表:

序号	项目	数值
1	洗氨塔出口气量, Nm ³ /h	467940
2	洗氨塔出口 CO ₂ 含量, v%	1.4
3	洗氨塔出口 NH ₃ 含量, ppm	<3
4	洗氨塔出口 SO ₂ 含量, ppm	<2

实施例 2:

- 5 含硫氧化物、CO₂ 燃煤锅炉烟气(工艺气)进入上述脱硫脱碳一体化装置, 工艺流程见图 2、图 3。图 2 中的装置包括脱硫功能区 2、脱碳功能区 19、洗氨功能区 25。含硫氧化物、CO₂ 的工艺气 1 进入脱硫功能区 2, 用脱硫循环泵-a 5 进行喷淋循环,

尾气降温的同时提浓硫酸铵溶液，提浓并析出固体的硫酸铵浆液经硫酸铵排出泵 6 送至硫酸铵固液分离器 31、硫酸铵干燥器 32、硫酸铵包装机 33，最终得到成品硫酸铵 34。用脱硫功能区 2 循环泵-b 3、脱硫循环槽 13 进行吸收喷淋循环，吸收尾气中的硫氧化物（二氧化硫及三氧化硫），利用脱硫换热器-a 4 控制脱硫温度。利用脱硫循环泵-c 10、脱硫循环水槽 9 进行洗涤喷淋循环，利用脱硫换热器-b 11 控制洗涤温度及脱硫后尾气 12 的温度，烟气冷凝水 14 经膜分离装置 15 处理，得到的膜分离浓水 16 回脱硫功能区 2 使用，一部分净化水 18 作为洗氨塔补水，其余净化水 17 外排。氨 8 经计量后去脱硫循环槽 13 加氨室加氨。氧化空气 7 去脱硫循环槽 13 氧化室将溶液氧化。

脱硫后尾气 12 进入脱碳功能区 19，用脱碳循环泵 21 进行吸收喷淋循环，浆液用脱碳排出泵 22 送至碳酸氢铵固液分离器 37、碳酸氢铵干燥器 38、碳酸氢铵包装机 39，最终得到成品碳酸铵 40。氨 24 经计量后去脱碳塔 19 加氨。部分含硫铵的碳铵溶液返回脱硫功能区。

脱碳尾气 23 进入洗氨功能区 25，利用洗氨塔循环泵-a 26 进行一级洗涤，一级洗涤液为来自氨法脱硫功能区酸性脱硫液 35，连续补入洗氨塔 25，吸收氨气后的脱硫液 36 返回至脱硫循环槽 13。利用洗氨功能区循环泵-b 27、洗氨功能区循环水槽 28 进行二级洗涤，二级洗涤液来自净化水 18，洗涤后液体返回至脱硫功能区 2。洗涤后净烟气 30 排出。

装置还包括 CO₂ 再生塔 41，脱碳循环液再生在 CO₂ 再生塔 41 进行，操作参数为：塔底 100-130℃，塔顶 60-90℃，塔底操作压力 0.3-0.4MPa，气速 0.6-0.8m/s。

装置还包括溶液换热器 42、再沸器 43、循环水冷却器 44、冷冻水冷却器 45、CO₂ 缓冲罐 46、CO₂ 压缩机 47。

脱碳循环泵 22 出口采出溶液中的部分去碳铵后处理装置（37-39）得到产品碳酸氢铵 40，其余经溶液换热器 42 换热后进入 CO₂ 再生塔 41，部分塔釜液在再沸器 43 经蒸汽加热后，塔顶采出 CO₂ 气体，经循环水冷却器 44、冷冻水冷却器 45 两级冷却后送 CO₂ 缓冲罐 46，缓冲一定时间后经 CO₂ 压缩机 47 压缩后，10%送 CO₂ 下游生产装置 49 生产聚碳酸酯，5%装瓶或罐车 48 罐装，85%去封存。

从再沸器 43 底部取出冷凝液。

CO₂ 再生塔 41 上部加入工艺水 53。

装置还包括热泵系统 50，热泵系统生产冷冻水，冷冻上水 54 送冷冻水冷却器 45、脱硫换热器-a、脱硫换热器-b 等换热器用于 CO₂ 气体、循环液冷却，冷冻回水 55 返回热泵系统 50。

脱硫脱碳采用 99.6%的液氨作为吸收剂，1 台 600MW 机组，工艺气（锅炉烟气）参数见下表：

序号	项目	数值
1	烟气量, Nm ³ /h	2100000
2	温度, °C	150
3	SO ₂ 含量, mg/Nm ³	7000
4	CO ₂ 含量, v%	12
5	H ₂ O 含量, v%	6.1
6	O ₂ 含量, v%	5.9

经脱硫系统处理的主要参数见下表:

序号	项目	数值
1	脱硫塔出口气量, Nm ³ /h	1923557
2	脱硫塔出口温度, °C	18
3	脱硫塔出口 SO ₂ 含量, ppm	<10
4	脱硫塔出口 CO ₂ 含量, v%	13.1
5	脱硫塔出口 H ₂ O 含量, v%	2.0
6	副产硫酸铵量, t/h	30.6
7	脱硫效率, %	99.9
8	99.6%的液氨消耗量, t/h	7.8

经脱碳塔处理后主要参数见下表:

序号	项目	数值
1	脱碳塔出口气量, Nm ³ /h	1698128
2	脱碳塔出口 CO ₂ 含量, v%	1.48
3	脱碳塔出口 NH ₃ 含量, ppm	800
4	脱碳效率, %	90
5	副产碳酸氢铵量, t/h	83.3
6	99.6%的液氨消耗量, t/h	17.3

经洗氨塔处理后主要参数见下表:

序号	项目	数值
1	洗氨塔出口气量, Nm ³ /h	1696783
2	洗氨塔出口 CO ₂ 含量, v%	1.49
3	洗氨塔出口 NH ₃ 含量, ppm	<8
4	洗氨塔出口 SO ₂ 含量, ppm	<2

经 CO₂ 再生塔再生、两级冷却后的 CO₂ 气体主要参数见下表:

序号	项目	数值
1	气量, Nm ³ /h	204313
2	CO ₂ 含量, v%	99.9
3	气体中 NH ₃ 含量, ppm	<20
4	气体中水含量, ppm	<500
5	气体压力, MPa	0.3

权 利 要 求

1. 一种氨法脱硫脱碳一体化方法，采用氨脱除工艺气中硫氧化物和 CO_2 ，其特征在于，依次包括以下步骤：

- 1) 使用脱硫循环液脱除工艺气中的 SO_2 ；
- 2) 使用脱碳循环液脱除工艺气中的 CO_2 ；和
- 3) 使用脱硫循环液脱除工艺气中的游离氨，并且吸收游离氨后的脱硫循环液返回脱硫装置。

2. 如权利要求 1 所述的方法，其特征在于以下至少之一：

- 步骤 3) 使用来自脱硫循环槽氧化室的脱硫循环液脱除工艺气中的部分游离氨；
- 产品包括硫酸铵化肥和碳酸氢铵化肥；
- 步骤 2) 中 CO_2 脱除率为 30-98%；
- 所述方法还包括

将部分脱碳循环液送碳铵后处理装置生产碳酸氢铵化肥，

和/或将部分脱碳循环液送 CO_2 再生装置再生得到气体 CO_2 ，

脱碳循环液再生在 CO_2 再生系统进行，优选地操作参数为：再生温度为塔底 90-150℃，优选 100-130℃，塔顶 6-100℃，优选 70-90℃，再生压力为塔底 0.2-0.7MPa，优选 0.3-0.5MPa。再生塔气速 0.2-3m/s，优选 0.3-2m/s；

- 所述方法还包括将部分气体 CO_2 用于下游产品生产或用于驱油，下游产品优选包括尿素、纯碱、碳酸氢钠、聚碳酸酯、食品 CO_2 、 CO_2 气肥、碳酸氢钾；

和/或将部分 CO_2 用于海洋封存或地底封存。

3. 如权利要求 1 所述的方法，其特征在于，在步骤 2) 与步骤 3) 之间还包括步骤 4) 使用工艺水脱除工艺气中的部分游离氨，和/或在步骤 3) 后还包括步骤 5) 使用工艺水进一步脱除工艺气中的部分游离氨。

4. 如权利要求 1 所述的方法，其特征在于以下至少之一：

- 脱硫循环液包括浓缩循环液、吸收循环液，浓缩循环液 pH 1-6，优选 2-4.5，亚硫酸铵浓度 0-0.2%，硫酸铵浓度 10-60%，吸收循环液 pH 4.5-6.5，优选 4.8-6.2，亚硫酸铵浓度 0.1-3%，硫酸铵浓度 10-38%；

- 脱碳循环液 pH 7-13，优选 7.5-11，更优 8-9.5，碳酸氢铵浓度 3-40%，优选 10-22%， NH_3/CO_2 摩尔比 0.6-4，优选 1.2-3，更优 2-2.5；

- 脱硫吸收温度 5-55℃，优选 15-50℃，更优 20-40℃；

- 脱碳吸收温度 0-45℃，优选 5-40℃，更优 10-30℃。

5. 用于实现权利要求 1-4 中任一项所述的方法的装置，其特征在于，设置氨法脱硫

功能区、氨法脱碳功能区、氨洗涤功能区，硫铵后处理系统及碳酸氢铵后处理系统；采用氨为脱硫和脱碳剂，工艺气首先进入脱硫功能区中进行脱硫，生成硫酸铵化肥，脱硫后的工艺气进入脱碳功能区中，脱除工艺气中的二氧化碳，生成含碳酸氢铵溶液/浆液，脱碳后的工艺气中含有游离氨，进入氨洗涤功能区中，采用脱硫的循环溶液进行洗涤，再用工艺水洗涤，洗涤后含氨的脱硫溶液和工艺水溶液，返回脱硫功能区用做脱硫的吸收剂，部分含硫铵的碳铵液返回脱硫功能区。

6. 如权利要求 5 所述的装置，其特征在于以下至少之一：

- 所述装置包括脱硫循环槽，该脱硫循环槽包括彼此流体连通的氧化室和加氨室，其中氧化室被构建成允许来自吸收段的回流液的至少一部分与含氧气体接触和反应，并允许从其取出液相的至少一部分以循环到颗粒物去除段和氨洗涤功能区，并且加氨室被构建成与所述氧化室流体联通，允许来自吸收段的回流液的至少一部分与氨吸收剂混合，和允许从其取出液体物流以循环到吸收段；

- 氨洗涤功能区还包括在采用脱硫的循环溶液进行洗涤前，使用工艺水洗涤，氨法脱硫功能区、氨法脱碳功能区、氨洗涤功能区组合成一个塔中或多个塔中。

7. 如权利要求 5 所述的装置，其特征在于，脱硫功能区分成多个段，其中包括冷却浓缩降温段、吸收段、颗粒物去除段，每个段设置至少一层喷淋层，段与段之间设有允许气体通过的设备/部件，

优选地，颗粒物去除段分成两个部分，第一颗粒物去除段喷淋洗涤采用含硫铵的高浓度溶液循环洗涤，第二颗粒物去除段采用含硫铵的稀溶液循环洗涤，两个部分之间设有允许气体通过的设备/部件；第一颗粒物去除段浓硫铵溶液浓度控制在 10-38%，优选 12-30%，PH 控制在 2.5-7.5，优选 3-5.5；第二颗粒物去除段稀硫铵溶液浓度控制在 0-5%，优选 0.02-2%，PH 控制在 3-7，

优选地，脱硫功能区设有冷却装置，控制脱硫后烟气温度 5-55℃，优选 15-50℃，更优 20-40℃，优选地，冷却装置设置在循环脱硫液循环管线上，冷却喷淋循环脱硫液，并进一步冷却脱硫烟气；或者冷却装置设置在脱硫功能区工艺气管道/烟道上，直接冷却气体；冷却剂采用循环水和/或冷冻水。

8. 如权利要求 5 所述的装置，其特征在于，脱碳功能区设有冷却装置，控制脱碳后烟气温度 0-45℃，优选 5-40℃，更优 10-30℃。

9. 如权利要求 5 所述的装置，其特征在于以下至少之一：

- 洗氨循环溶液取自氨法脱硫功能区的颗粒物去除段洗涤硫铵溶液，洗涤氨后返回氨法脱硫功能区，用于脱硫，洗涤硫铵溶液的 PH 控制在 2.5-7.5；

- 洗氨循环溶液取自脱硫功能区吸收段洗涤硫铵溶液，洗涤氨后返回脱硫功能区吸收段，用于脱硫，所述洗涤硫铵溶液的 PH 控制在 3-7；

- 洗氨循环吸收的水溶液一部分进入脱硫功能区颗粒物去除段的循环液的补水，洗氨循环液中氨浓度控制在 0-5%，优选 0-1%。

10. 如权利要求 7 所述的装置，其特征在于，稀硫酸洗涤溶液部分抽出进入净化膜分离装置，净化的产水补水作为脱氨洗涤功能区补水，多额外用，控制洗涤水中的氨浓度及脱硫洗涤稀硫酸溶液的浓度，浓水进入到脱硫吸收区。

11. 如权利要求 5 所述的装置，其特征在于，具有以下特征至少之一：

- 脱硫、脱碳、洗氨功能区，脱碳功能区采用喷淋吸收、板式吸收、填料吸收、浮阀吸收中一种或其组合；

- 脱硫产生的硫酸铵浆液，经固液分离、干燥包装成产品，或直接出湿产品；

- 脱碳产生的碳铵浆液，部分经固液分离、干燥包装成产品，或直接出湿产品；分离出来的溶液返回脱碳装置。

- 脱碳产生的碳铵浆液或碳酸氢铵溶液，部分或全部进一步加热再生生成 CO_2 和氨溶液，氨溶液返回脱碳功能区进一步使用；

- CO_2 用于下游产品生产、驱油、饮料生产、封存；

- 氨法脱硫功能区主要参数如下：

1) 空塔气速控制 0.5-5m/s，优选 2-4m/s；

2) 每层喷淋循环液喷淋密度 4-100m³/m².h，优选 8-80 m³/m².h；

3) 循环液温度控制 5-55℃，优选 20-40℃；和

4) 循环液 PH 控制 1-7；

- 脱碳功能区主要参数如下：

1) 空塔气速控制 0.1-5m/s；

2) 温度控制 5-40℃，优选 10-30℃；和

3) 循环液 PH 控制 7-11；

- 洗氨功能区主要参数如下：

1) 空塔气速控制 0.25-5m/s；

2) 温度控制 0-50℃，优选 3-40℃；和

3) 循环液 PH 控制 3-10；

- 所述装置还包括热泵系统，热泵系统提供冷却所需的冷冻水，热泵得到的冷冻水温度为 3-25℃，优选 5-10℃；

- 所述装置还包括 CO_2 再生塔，脱碳循环液再生在 CO_2 再生塔进行，操作参数为：再生温度为塔底 90-150℃，优选 100-130℃，塔顶 6-100℃，优选 70-90℃，再生压力为塔底 0.2-0.7MPa，优选 0.3-0.5MPa。再生塔气速 0.2-3m/s，优选 0.3-2m/s 优选地，再生塔上部设有工艺水入口；

优选地，再生塔得到的气体 CO_2 用于下游产品生产，下游产品包括尿素、纯碱、碳酸氢钠、聚碳酸酯、食品 CO_2 、 CO_2 气肥、碳酸氢钾，或者用于驱油、饮料生产、气焊，或者用于海洋封存或地底封存；

优选地，所述装置还包括溶液换热器、再沸器、循环水冷却器、冷冻水冷却器、 CO_2 缓冲罐、 CO_2 压缩机，

其中脱碳循环泵出口部分溶液经溶液换热器换热后进入 CO_2 再生塔，塔顶采出 CO_2 气体，经冷却器冷却后送 CO_2 缓冲罐，经 CO_2 压缩机压缩后外送。