

活性碳酸钠捕集烟气中二氧化碳的方法及其设备

技术领域

本发明涉及电站锅炉烟气中二氧化碳的减排及资源化利用技术，具体地指一种活性碳酸钠捕集烟气中二氧化碳的方法及其设备。

背景技术

大气温室效应是现今人类面临的最主要环境问题之一，在所有温室气体中， CO_2 在大气中含量高、寿命长，对温室效应的贡献最大，因此 CO_2 减排是可持续发展的必然要求。据统计，截止至 2007 年底我国 CO_2 排放量为 60.1 亿吨/年，占世界第一位，其中 1623 个强排放源（单源排放 CO_2 量 1 百万吨/年以上）共排放 CO_2 达 39 亿吨/年，占全部 CO_2 排放量的 65% 左右。这些强排放源中燃煤电站占了绝大多数，因此燃煤电站烟气是 CO_2 长期稳定集中的排放源，是 CO_2 减排的重中之重，开发燃煤电站烟气 CO_2 减排新技术与装置，使我国经济发展免受碳排放指标的影响，其社会效益和经济效益巨大。

捕集 CO_2 的方法有多种，工业应用较多的是化学吸收法，其原理是烟气中的 CO_2 与化学溶剂发生反应而被吸收，吸收 CO_2 达到平衡的化学溶剂变成富液，富液进入再生塔加热解析放出 CO_2 气体而变为贫液，贫液再去循环吸收烟气中的 CO_2 ，如此通过吸收溶液在吸收塔和再生塔中的循环运行，烟气中的 CO_2 得到捕集、分离和提纯。目前，用醇胺溶液吸收 CO_2 的化学吸收法应用最广，具体地说主要有 MEA 法、MDEA 法及混合有机胺法。实际工程已经证明，在化工领域应用近二十年的醇胺溶液吸收法虽然具有吸收速度快、吸收能力强的特点，但用在电站烟气时普遍存在醇胺氧化降解起泡影响设备长期稳定运行、设备腐蚀严重、再生能耗高等缺陷，这主要是由于燃煤电站的烟气跟一般的化工气源相比，具有以下特点：（1）烟气量大，但二氧化碳浓度偏低（10~15%）；（2）烟气中氧气含量较高（5~10%）、含尘（尘中有 Fe 等金属离子），可促使有机胺氧化降解，造成醇胺吸收剂的损耗较大，而醇胺的价格较贵，以上原因造成采用醇胺溶液回收二氧化碳的成本很高。

而碳酸钠是最早应用于工业制取 CO_2 的吸收剂，其吸收 CO_2 后生成的 NaHCO_3 完全分解成 Na_2CO_3 和 CO_2 的温度比醇胺再生的温度要低 20~30℃。因此，就再生耗能而言，采用碳酸钠作吸收剂比采用醇胺作吸收剂要低 20~30%，优势非常明显。但由于碳酸钠

的碱性相比醇胺要弱，其单独运用时的吸收速度太低、吸收效果较差，综合下来其能耗和成本跟有机胺法相比不占优势，现已基本淘汰。

如何改良碳酸钠吸收法以提高其吸收 CO_2 的能力、从而降低其综合能耗和成本是本领域技术人员一直在努力攻克的难题，但至今为止各种针对碳酸钠吸收 CO_2 的实验效果并不理想，更未见其在商业上投入应用。

发明内容

本发明的目的就是要提供了一种工艺流程和设备组合简单、投资和运行成本低廉的活性碳酸钠捕集烟气中二氧化碳的方法及其设备。采用该方法及其设备能够完全适应电站锅炉尾部烟气的上述特点，克服有机胺氧化降解、设备腐蚀严重、再生能耗高等缺陷，低成本高效率生产出高纯度的液态二氧化碳。

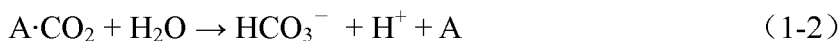
为实现上述目的，本发明所设计的活性碳酸钠捕集烟气中二氧化碳的方法，是对经过常规除尘和脱硫处理的电站锅炉尾部烟气进行再加工的过程。该方法包括如下步骤：

1) 以添加醇胺活化剂的碳酸钠水溶液作为 CO_2 吸收剂，将其均匀喷射到经过除尘和脱硫处理后的烟气中，使向上运动的烟气与向下喷射的吸收剂溶液充分逆向接触，烟气中的 CO_2 气体与醇胺活化剂和碳酸钠水溶液发生气液两相化学反应，其中醇胺活化剂先与 CO_2 结合生成两性离子中间产物，再发生水化反应而重新游离出来，而水化反应生成的 H^+ 被碳酸钠水溶液中的碱性离子 CO_3^{2-} 中和，水化反应生成的 HCO_3^- 则与碳酸钠水溶液中的金属离子 Na^+ 相结合逐渐析出，最终获得碳酸氢钠浆液。为了描述方便，上述醇胺活化剂用 A 表示，其与 Na_2CO_3 溶液协同作用吸收 CO_2 的机理简述如下：

第一步：醇胺活化剂 A 与 CO_2 结合生成两性离子中间产物 $\text{A}\cdot\text{CO}_2$ ，其反应式为：



第二步：两性离子中间产物 $\text{A}\cdot\text{CO}_2$ 发生水化反应，使醇胺活化剂 A 重新游离出来，并生成 HCO_3^- 和 H^+ ，其反应式为：



第三步： Na_2CO_3 溶液中的碱性离子 CO_3^{2-} 中和水化反应产生的 H^+ ，也生成 HCO_3^- ，其反应式为：

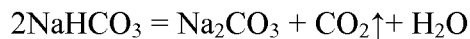


第四步： Na_2CO_3 溶液中的金属离子 Na^+ 与 HCO_3^- 相结合逐渐析出，其反应式为：



由于醇胺活化剂 A 是一种极易与 CO_2 相结合的化合物，故上述反应式 (1-1) 所生成的两性离子中间产物 $\text{A} \cdot \text{CO}_2$ 将在反应带中瞬间完成。而该两性离子中间产物 $\text{A} \cdot \text{CO}_2$ 的水化反应速度远比单独 CO_2 的水化反应速度快，故上述反应式 (1-2) 所生成 HCO_3^- 和 H^+ 的速度也相应加快。这样，醇胺活化剂 A 以吸收和游离两种形态在反应带中的循环往复，可确保上述反应式 (1-3) 的中和反应能够持续不断进行，进而使总的吸收反应速度远大于单独用 Na_2CO_3 吸收 CO_2 的反应速度。另外，由于上述反应式 (1-4) 所生成的 NaHCO_3 在吸收剂溶液中的溶解度相对较小，随着其生成量的增加，积累的 NaHCO_3 将发生结晶而沉淀析出，吸收剂溶液中的 HCO_3^- 不断减少，将促使反应向吸收方向进一步加速，因此总的吸收效果与用单独醇胺溶液的吸收效果基本相当，但成本却大幅降低。

2) 对步骤 1) 所得碳酸氢钠浆液进行加热解析处理，再生获得高浓度 CO_2 气体，同时使碳酸氢钠分解成碳酸钠溶液。其反应方程式为：



3) 将步骤 2) 所得碳酸钠溶液送回至步骤 1) 中，作为 CO_2 吸收剂继续循环使用。

4) 对步骤 2) 所分离出的高浓度 CO_2 气体进行冷却处理，使其中含有的热水蒸汽产生凝结。

5) 对步骤 4) 冷却处理的高浓度 CO_2 气体进行气液分离处理，脱除其中的凝结水份，获得纯度高于 99% 的 CO_2 气体。

6) 将步骤 5) 所得高纯度 CO_2 气体进一步干燥，再经过压缩和冷凝处理，将其变成液态，即可制成高浓度液态二氧化碳成品。

进一步地，上述步骤 1) 中，优选碳酸钠水溶液的重量百分比浓度为 10~30%，醇胺活化剂为单乙醇胺 (MEA) 或二乙醇胺 (DEA)，单乙醇胺或二乙醇胺的加入量为碳酸钠重量的 0.5~6%，整个吸收剂溶液与烟气的循环液气比为 $5 \sim 25 \text{L/m}^3$ 。这样，适当的醇胺活化剂比例和碳酸钠溶液浓度既可以确保其与 CO_2 发生快速反应，又可以最大限度地减少昂贵醇胺吸收剂的用量，避免醇胺氧化降解带来的设备腐蚀损坏，从而大幅降低设备投入和运行成本。

进一步地，上述步骤 1) 中，最好控制烟气中的 CO_2 气体与吸收剂溶液的反应温度为 $40 \sim 55^\circ\text{C}$ ，反应压力为 $3 \sim 300 \text{kPa}$ 。这样，吸收剂溶液可以在合适的温度和压力下与烟

气中的 CO_2 发生充分完全的反应，将绝大部分的 CO_2 转化为碳酸氢钠。

再进一步地，上述步骤 2) 中，对所得碳酸氢钠浆液进行加热解析处理的温度优选控制在 $80\sim 130^\circ\text{C}$ 的范围内。在此温度条件下，碳酸氢铵可以迅速完全分解，使绝大部分的 CO_2 从中解析出来，获得高浓度的 CO_2 气体。

更进一步地，上述步骤 4) 中，可将所分离出的高浓度 CO_2 气体冷却处理至 $20\sim 35^\circ\text{C}$ 的最佳温度范围。这样，可以使其中绝大部分的水蒸汽凝结出来，提高 CO_2 气体的纯度。

为实现上述方法而设计的活性碳酸钠捕集电站烟气中二氧化碳的设备，包括通过管道相连的吸收塔、再生塔、冷却器、气液分离器、干燥器、压缩机和冷凝器。所述吸收塔的下部烟气进口和顶部烟气出口之间自下而上依次设置有多组吸收剂喷淋层和至少一组除雾装置，所述吸收塔的底部碳酸氢钠浆液出口与斜板沉淀池的上部浆液进口相连，所述斜板沉淀池的上部吸收剂进口与吸收剂容器相连，所述斜板沉淀池的上清液出口通过吸收剂循环泵与吸收塔内的吸收剂喷淋层相连，所述斜板沉淀池的底流出口通过碳酸氢钠泵与再生塔的上部进料口相连，所述再生塔的下部出料口通过碳酸钠泵与斜板沉淀池的上部吸收剂进口相连，所述再生塔的上部解析气出口通过冷却器与气液分离器的进口相连，所述气液分离器的气体出口依次与干燥器、压缩机、冷凝器串联连接。由此，在脱除烟气中二氧化碳的同时，通过上述组合为一体的设备对其进行再生、脱水、干燥、压缩和冷凝等连续处理，直至获得高纯度液态二氧化碳。

进一步地，在所述碳酸氢钠泵和碳酸钠泵的输送管路上还设置有贫富液换热器，所述斜板沉淀池的底流出口通过碳酸氢钠泵、贫富液换热器与再生塔的上部进料口相连，所述再生塔的下部出料口通过碳酸钠泵、贫富液换热器与斜板沉淀池的上部吸收剂进口相连。这样，可以充分利用再生塔内碳酸钠贫液的余热，给进入再生塔的碳酸氢钠富液预热，同时将碳酸钠贫液冷却，实现热交换的良性循环，节省热能资源。

进一步地，所述气液分离器的液体出口与斜板沉淀池的上部吸收剂进口相连。这样，可以将分离出来的凝结液重新返回到斜板沉淀池中进行循环，减少工艺用水量，降低生产成本。

再进一步地，所述吸收剂喷淋层设置有三组，其中最上一组吸收剂喷淋层的下方设置有一层填料层，其它两组吸收剂喷淋层的下方各设置有一块均流筛板。并且，所述均流筛板的孔面积与板面积之比为 $30\sim 40\%$ 。这样，一方面烟气向上通过均流筛板后，气

流分布更加均匀，有效消除了烟气流动的死角，有利于烟气与吸收剂溶液充分接触；另一方面在多组吸收剂喷淋层的交互喷射作用下，对吸收塔截面的喷淋覆盖率能达到 300% 以上，可使烟气中的二氧化碳与吸收剂溶液充分接触，能够完全发生化学反应而被吸收。

与传统醇胺溶液脱除烟气中二氧化碳的工艺相比，本发明具有以下突出效果：

其一，采用添加醇胺活化剂的碳酸钠溶液作为吸收剂，其二氧化碳的脱除效率跟单独醇胺法相当，但却克服了醇胺作吸收剂损耗量大、降解后处理困难、运行成本高等难题。而碳酸钠是大宗化工产品，不仅采购极易，而且价格仅仅是醇胺的 1/10 左右，因此本发明可显著降低捕集二氧化碳的成本。

其二，碳酸钠溶液吸收二氧化碳后，所生成碳酸氢钠的解析温度比醇胺的再生温度低 20~30℃，不仅再生能耗较低，而且还可有效利用烟气的低位余热等多种加热方式，可以最大限度地节能减排，因此本发明特别适合于处理烟气流量大、二氧化碳浓度低的燃煤电站锅炉尾部烟气。

其三，醇胺活化剂只占碳酸钠溶液中的极少一部分，不存在氧化降解起泡的问题，而且设备的腐蚀情况远低于单独醇胺吸收法，因此本发明运行稳定，设备的可用率大大高于醇胺吸收法，设备投资和运行均比醇胺法低许多。

其四，利用电站锅炉尾部烟气变废为宝，在有效减少二氧化碳温室气体排放的同时获得液态二氧化碳，其产品纯度可达 99% 以上，完全符合国际工业级二氧化碳标准。这样，既有利于大气环境污染的综合治理，又有利于循环经济的良性发展，可实现电站锅炉尾部烟气的无害化和资源化利用，特别适合我国以燃煤发电为主的国情。

附图说明

附图为本发明的活性碳酸钠捕集烟气中二氧化碳的设备的连接结构示意图。

具体实施方式

以下结合附图和具体实施例对本发明的设备和工艺流程作进一步的详细描述：

图中所示的活性碳酸钠捕集电站烟气中二氧化碳的设备，主要由通过管道相连的吸收塔 1、再生塔 10、冷却器 17、气液分离器 16、干燥器 15、压缩机 14 和冷凝器 13 等组成。吸收塔 1 的下部烟气进口 5 和顶部烟气出口 22 之间自下而上依次设置有三组吸收剂喷淋层 20 和一组除雾装置 21。其中最上一组吸收剂喷淋层 20 的下方设置有一层填料层 3，其它两组吸收剂喷淋层 20 的下方各设置有一块均流筛板 4，均流筛板 4 的孔面积

与板面积之比为 38%。这种组合喷淋结构可以确保对吸收塔截面的喷淋覆盖率在 350% 以上。除雾装置 21 由上、下二层除雾滤网和位于上、下二层除雾滤网之间的清洗喷淋部件构成, 以完全清除烟气中夹带的吸收剂液滴。

吸收塔 1 的底部碳酸氢钠浆液出口与斜板沉淀池 6 的上部浆液进口 6a 相连, 碳酸氢钠浆液可在自重作用下流入斜板沉淀池 6 中。斜板沉淀池 6 的上部吸收剂进口 6b 与吸收剂容器 19 相连, 用于补充作为吸收剂的碳酸钠、醇胺活化剂和工艺水。斜板沉淀池 6 中上清液以含碳酸钠为主, 底流以含碳酸氢钠浆液为主。斜板沉淀池 6 的上清液出口 6c 通过吸收剂循环泵 8 与吸收塔 1 内的三组吸收剂喷淋层 20 相连。斜板沉淀池 6 的底流出口 6d 通过碳酸氢钠泵 7、贫富液换热器 18 与再生塔 10 的上部进料口相连, 再生塔 10 的下部出料口通过碳酸钠泵 9、贫富液换热器 18 与斜板沉淀池 6 的上部吸收剂进口 6b 相连。与再生塔 10 配套的煮沸器 11 设置在塔底部外侧。

再生塔 10 的上部解析气出口通过冷却器 17 与气液分离器 16 的进口相连。气液分离器 16 的液体出口通过管路与斜板沉淀池 6 的上部吸收剂进口 6b 相连, 气液分离器 16 的气体出口依次与干燥器 15、压缩机 14、冷凝器 13 串联连接。冷凝器 13 的出口则与液态二氧化碳储存罐 12 相连。以上各部分设备均为化工领域常用设备, 其具体结构不再赘述。

上述设备在测试运行时, 根据烟气中 CO_2 的含量差异可以在以下几种主要配比参数的 CO_2 吸收剂中选择其一:

(1) 碳酸钠水溶液的重量百分比浓度为 10%, 单乙醇胺 (MEA) 或二乙醇胺 (DEA) 的添加量为碳酸钠重量的 1.5~6%;

(2) 碳酸钠水溶液的重量百分比浓度为 15%, 单乙醇胺 (MEA) 或二乙醇胺 (DEA) 的添加量为碳酸钠重量的 1~5%;

(3) 碳酸钠水溶液的重量百分比浓度为 20~25%, 单乙醇胺 (MEA) 或二乙醇胺 (DEA) 的添加量为碳酸钠重量的 0.8~4%;

(4) 碳酸钠水溶液的重量百分比浓度为 30%, 单乙醇胺 (MEA) 或二乙醇胺 (DEA) 的添加量为碳酸钠重量的 0.5~3%;

其具体工艺流程如下: 燃煤电站锅炉尾部烟气经过常规除尘和脱硫处理后, 由吸收塔 1 下部的烟气进口 5 输入塔中, 穿越均流筛板 4、填料层 3 上行。与此同时, 添加醇

胺活化剂的碳酸钠溶液通过吸收剂喷淋层 20 向下喷出。控制整个吸收剂溶液与烟气的循环液气比在 $5\sim 25\text{L}/\text{m}^3$ 的范围，优选控制在 $12\sim 22\text{L}/\text{m}^3$ 的范围。同时控制烟气中的 CO_2 气体与吸收剂溶液的反应温度为 $40\sim 55^\circ\text{C}$ ，反应压力为 $3\sim 300\text{kPa}$ ，优选 $5\sim 200\text{kPa}$ 。此时，烟气中的 CO_2 气体与吸收剂溶液在填料层 3 和均流筛板 4 处充分逆向接触，发生化学反应而被吸收。

被吸收大部分 CO_2 的烟气继续向上流动，经过布置在吸收塔 1 顶部的除雾装置 21 脱除吸收剂雾滴后，清洁烟气直接排入大气。而吸收 CO_2 后生成的碳酸氢钠浆液则落入吸收塔 1 的底部，从吸收塔 1 的底部碳酸氢钠浆液出口自流入斜板沉淀池 6 中进行分层，斜板沉淀池 6 中的上层清液含碳酸钠为主，底流则以碳酸氢钠浆液为主。

碳酸氢钠浆液通过碳酸氢钠泵 7 输送到贫富液换热器 18 的吸热管中，吸收热量后从再生塔 10 的上部进料口送入其内。碳酸氢钠浆液喷洒到再生塔 10 内的各层筛板上，被上升的蒸汽加热解析， CO_2 被气提，解析不全的碳酸氢钠浆液落在塔底，经过塔底煮沸器 11 加热至 $80\sim 130^\circ\text{C}$ ，进一步解析出高浓度 CO_2 气体，同时获得碳酸钠溶液。

从再生塔 10 解析的碳酸钠溶液通过碳酸钠泵 9 提升，进入到贫富液换热器 18 的放热管，放出热量后从高位通过斜板沉淀池 6 的上部吸收剂进口 6b 进入其中，再通过吸收剂循环泵 8 输送到吸收塔 1 内的吸收剂喷淋层 2 中循环使用。

从再生塔 10 解析出的高浓度 CO_2 气体随同大量水蒸汽由再生塔 10 的上部解析气出口流出，进入冷却器 17 中，在此 CO_2 气流被冷却至 $25\sim 35^\circ\text{C}$ ，其中大部分水蒸汽被凝结出来。

经过冷却器 17 处理后的高浓度 CO_2 气体，进入气液分离器 16 中，通过离心作用将 CO_2 气体中夹带的凝结液完全分离出来，获得纯度高于 99% 的 CO_2 气体。所分离出的凝结液依次从气液分离器 16 的液体出口、斜板沉淀池 6 的上部吸收剂进口 6b 输送到斜板沉淀池 6 中循环使用。所分离出的高纯度 CO_2 气体则送入干燥器 15，经干燥处理后送至压缩机 14，经压缩处理后，再进入冷凝器 13，冷凝成液态，制成高浓度工业级液体二氧化碳成品，最后送入液态二氧化碳储存槽 12 中保存。

权利要求书

1. 一种活性碳酸钠捕集烟气中二氧化碳的方法，是对经过常规除尘和脱硫处理的电站锅炉烟气进行再加工的过程，其特征在于：该方法包括如下步骤：

1) 以添加醇胺活化剂的碳酸钠水溶液作为 CO_2 吸收剂，将其均匀喷射到经过除尘和脱硫处理后的烟气中，使向上运动的烟气与向下喷射的吸收剂溶液充分逆向接触，烟气中的 CO_2 气体与醇胺活化剂和碳酸钠水溶液发生气液两相化学反应，其中醇胺活化剂先与 CO_2 结合生成两性离子中间产物，再发生水化反应而重新游离出来，而水化反应生成的 H^+ 被碳酸钠水溶液中的碱性离子 CO_3^{2-} 中和，水化反应生成的 HCO_3^- 则与碳酸钠水溶液中的金属离子 Na^+ 相结合逐渐析出，最终获得碳酸氢钠浆液；

2) 对步骤 1) 所得碳酸氢钠浆液进行加热解析处理，再生获得高浓度 CO_2 气体，同时使碳酸氢钠分解成碳酸钠溶液；

3) 将步骤 2) 所得碳酸钠溶液送回至步骤 1) 中，作为 CO_2 吸收剂继续循环使用；

4) 对步骤 2) 所分离出的高浓度 CO_2 气体进行冷却处理，使其中含有的热水蒸汽产生凝结；

5) 对步骤 4) 冷却处理的高浓度 CO_2 气体进行气液分离处理，脱除其中的凝结水份，获得纯度高于 99% 的 CO_2 气体；

6) 将步骤 5) 所得高纯度 CO_2 气体进一步干燥，再经过压缩和冷凝处理，将其变成液态，即可制成高浓度液态二氧化碳成品。

2. 根据权利要求 1 所述的活性碳酸钠捕集烟气中二氧化碳的方法，其特征在于：所说的步骤 1) 中，碳酸钠水溶液的重量百分比浓度为 10~30%，醇胺活化剂为单乙醇胺或二乙醇胺，单乙醇胺或二乙醇胺的加入量为碳酸钠重量的 0.5~6%，整个吸收剂溶液与烟气的循环液气比为 5~25L/m³。

3. 根据权利要求 1 或 2 所述的活性碳酸钠捕集烟气中二氧化碳的方法，其特征在于：所说的步骤 1) 中，控制烟气中的 CO_2 气体与吸收剂溶液的反应温度为 40~55℃，反应压力为 3~300kPa。

4. 根据权利要求 1 或 2 所述的活性碳酸钠捕集烟气中二氧化碳的方法, 其特征在于: 所说的步骤 2) 中, 对所得碳酸氢钠浆液进行加热解析处理的温度控制在 80~130℃ 的范围内。

5. 根据权利要求 1 或 2 所述的活性碳酸钠捕集烟气中二氧化碳的方法, 其特征在于: 所说的步骤 4) 中, 将所分离出的高浓度 CO₂ 气体冷却处理至 20~35℃。

6. 一种为实现权利要求 1 所述方法而设计的活性碳酸钠捕集电站烟气中二氧化碳的设备, 包括通过管道相连的吸收塔 (1)、再生塔 (10)、冷却器 (17)、气液分离器 (16)、干燥器 (15)、压缩机 (14) 和冷凝器 (13), 其特征在于:

所述吸收塔 (1) 的下部烟气进口 (5) 和顶部烟气出口 (22) 之间自下而上依次设置有多组吸收剂喷淋层 (20) 和至少一组除雾装置 (21), 所述吸收塔 (1) 的底部碳酸氢钠浆液出口与斜板沉淀池 (6) 的上部浆液进口 (6a) 相连, 所述斜板沉淀池 (6) 的上部吸收剂进口 (6b) 与吸收剂容器 (19) 相连, 所述斜板沉淀池 (6) 的上清液出口 (6c) 通过吸收剂循环泵 (8) 与吸收塔 (1) 内的吸收剂喷淋层 (20) 相连, 所述斜板沉淀池 (6) 的底流出口 (6d) 通过碳酸氢钠泵 (7) 与再生塔 (10) 的上部进料口相连, 所述再生塔 (10) 的下部出料口通过碳酸钠泵 (9) 与斜板沉淀池 (6) 的上部吸收剂进口 (6b) 相连, 所述再生塔 (10) 的上部解析气出口通过冷却器 (17) 与气液分离器 (16) 的进口相连, 所述气液分离器 (16) 的气体出口依次与干燥器 (15)、压缩机 (14)、冷凝器 (13) 串联连接。

7. 根据权利要求 6 所述的活性碳酸钠捕集电站烟气中二氧化碳的设备, 其特征在于: 所述斜板沉淀池 (6) 的底流出口 (6d) 通过碳酸氢钠泵 (7)、贫富液换热器 (18) 与再生塔 (10) 的上部进料口相连, 所述再生塔 (10) 的下部出料口通过碳酸钠泵 (9)、贫富液换热器 (18) 与斜板沉淀池 (6) 的上部吸收剂进口 (6b) 相连。

8. 根据权利要求 6 或 7 所述的活性碳酸钠捕集电站烟气中二氧化碳的设备, 其特征

在于：所述气液分离器（16）的液体出口与斜板沉淀池（6）的上部吸收剂进口（6b）相连。

9. 根据权利要求 6 或 7 所述的活性碳酸钠捕集电站烟气中二氧化碳的设备，其特征在于：所述吸收剂喷淋层（20）设置有三组，其中最上一组吸收剂喷淋层（20）的下方设置有一层填料层（3），其它两组吸收剂喷淋层（20）的下方各设置有一块均流筛板（4）。

10. 根据权利要求 9 所述的活性碳酸钠捕集电站烟气中二氧化碳的设备，其特征在于：所述均流筛板（4）的孔面积与板面积之比为 30~40%。