

一种捕集电站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领域，具体地指一种捕集电站烟气中二氧化碳的方法及其设备。

背景技术

进入二十一世纪，人类所面临的最大挑战之一为大量排放的温室气体所造成的“温室效应”，由此引起全球变暖、气候变化以及对生态、经济、社会等方面产生综合影响的全球性的环境问题。二氧化碳是有机物质及石化燃料燃烧的主要产物，同时也被认为是造成温室效应及全球变暖的主要成分之一，约占温室气体的 2/3。目前，全球每年的二氧化碳排放量，2010 年升至 306 亿吨，我国已成为二氧化碳排放第一大国，而且排放量还在不断增加。

2009 年 11 月，我国对世界庄严承诺：到 2020 年单位国内生产总值二氧化碳排放比 2005 年下降 40%~45%。而电站烟气是 CO₂ 长期稳定集中的排放源，是 CO₂ 减排的重中之重，开发电站烟气 CO₂ 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。

CO₂ 捕集方法有多种，工业应用较多的是化学吸收法，其原理是烟气中的 CO₂ 与化学溶剂发生反应而被吸收，吸收 CO₂ 达到平衡的化学溶剂变成富液，富液进入再生塔加热分解放出 CO₂ 气体而变为贫液，贫液再去循环吸收烟气中的 CO₂，如此通过吸收溶液在吸收塔和再生塔中循环运行，烟气中的 CO₂ 得到分离提纯被捕集下来。目前用醇胺溶液吸收 CO₂ 的化学吸收法应用最广，主要有 MEA、MDEA 及混合有机胺等吸收剂。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，虽然吸收速度快、吸收能力强，但用在电站烟气时，普遍存在下列缺陷：（1）醇胺氧化降解起泡影响设备长期稳定运行，溶液损耗也较大；（2）设备腐蚀严重；（3）MEA 的浓度通常在 20% 以下，吸收 CO₂ 的量有限，再生能耗高；以上原因造成采用醇胺溶液回收二氧化碳的成本很高。

发明内容

本发明的目的在于提供一种高效低能耗捕集电站烟气中二氧化碳的方法及其设备，该方法具有捕集效率高、能耗低、工艺流程简单的特点。

为实现上述目的，本发明所采取的技术方案是：一种高效低能耗捕集电站烟气中二氧化碳的方法，其特征在于它包括如下步骤：

1) 按有机胺与离子液体的摩尔比为 (1~1.1):1，将有机胺、离子液体和水混合，得到复合吸收剂水溶液，其中复合吸收剂水溶液的浓度为 20~40wt%；

以有机胺和离子液体组成的复合吸收剂水溶液作为 CO₂ 吸收剂，将复合吸收剂水溶液均匀喷射到经过常规除尘和脱硫处理后的电站锅炉尾部烟气中，使向上运动的烟气与向下喷射的

复合吸收剂水溶液充分逆向接触,烟气中的 CO_2 气体与复合吸收剂发生气液两相化学反应而被吸收,复合吸收剂吸收 CO_2 的机理如下所示;(A—有机胺;B—离子液体;下面反应式并不代表实际的反应过程,其中包含物理吸附和化学吸收);



控制液气比在 $5 \sim 25 \text{L}/\text{m}^3$ 的范围,烟气中 CO_2 与复合吸收剂水溶液的反应温度可优选在 $40 \sim 55^\circ\text{C}$ 的范围,反应压力为 $0.01 \sim 10 \text{atm}$;这样,复合吸收剂水溶液可以在合适的温度和压力下与烟气中的 CO_2 发生充分的反应,生成富含 $\text{A} \cdot \text{CO}_2$ 和 $\text{B} \cdot \text{CO}_2$ 的液体;

2) 吸收了 CO_2 的富含 $\text{A} \cdot \text{CO}_2$ 和 $\text{B} \cdot \text{CO}_2$ 的两种物质,通过自身的凝聚,经过静置澄清形成不同液层;富含 $\text{A} \cdot \text{CO}_2$ 和 $\text{B} \cdot \text{CO}_2$ 的液体处于下层,复合吸收剂水溶液处于上层,然后将下层溶液分离出来,得到富含 $\text{A} \cdot \text{CO}_2$ 和 $\text{B} \cdot \text{CO}_2$ 的混合液体;

分离出来的富含 $\text{A} \cdot \text{CO}_2$ 和 $\text{B} \cdot \text{CO}_2$ 的混合液体经过换热,富含 $\text{A} \cdot \text{CO}_2$ 和 $\text{B} \cdot \text{CO}_2$ 的混合液体中被复合吸收剂水溶液溶解或吸附的部分 CO_2 气体就蒸发出来,得到换热出来富含 $\text{A} \cdot \text{CO}_2$ 和 $\text{B} \cdot \text{CO}_2$ 的混合液体;

3) 将换热出来富含 $\text{A} \cdot \text{CO}_2$ 和 $\text{B} \cdot \text{CO}_2$ 的混合液体进行加热解析处理,化学吸收的 CO_2 被解析出来,再生获得高浓度 CO_2 气体和复合吸收剂水溶液;其化学反应机理为:



4) 将步骤 3) 所得复合吸收剂水溶液送回至步骤 1) 中,作为 CO_2 吸收剂继续循环使用;

5) 对步骤 3) 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;

6) 对步骤 5) 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 $\geq 99\%$ 的 CO_2 气体(高纯度 CO_2 气体);

7) 将步骤 6) 所得高纯度 CO_2 气体进一步干燥(干燥温度为 110°C ,时间为 $0.1 \sim 5 \text{min}$),再经过压缩和冷凝处理,将其变成液态,制成高浓度工业级液态二氧化碳成品。

在上述步骤 1) 中,离子液体可为传统离子液体、功能化离子液体、聚合离子液体中的任意一种或任意二种以上(含二种)的混合,任意二种以上(含二种)混合时为任意配比。

传统离子液体包含咪唑盐类、吡咯盐类、吡啶盐类、铵盐类、磺酸盐类离子液体中的任意一种或任意二种以上(含二种)的混合,任意二种以上(含二种)混合时为任意配比。

所述的功能化离子液体为引入氨基的离子液体。

所述的传统离子液体为 1-丁基-3-甲基咪唑四氟硼酸盐、1-丁基-3-甲基咪唑六氟磷酸盐、1-己基-3-甲基咪唑双三氟甲磺酰亚胺盐、1-己基-3-甲基咪唑六氟磷酸盐等中的任意一种或任意二种以上(含二种)的混合,任意二种以上(含二种)混合时为任意配比。

所述的引入氨基离子液体为 1-(1-氨基丙基)-3-甲基咪唑溴盐、1-(3-丙胺基)-3-丁基咪唑四氟硼酸盐等中的任意一种或任意二种以上（含二种）的混合，任意二种以上（含二种）混合时为任意配比。

所述的聚合离子液体为聚 1-(4-苯乙烯基)-3-甲基咪唑四氟硼酸盐、聚 1-(4-苯乙烯基)-3-甲基咪唑六氟磷酸盐、聚 1-(4-苯乙烯基)-3-甲基咪唑邻苯甲磺酰亚胺盐、聚 1-(4-苯乙烯基)-3-甲基咪唑三氟甲磺酰亚胺盐和聚 1-(4-苯乙烯基)-3-甲基咪唑四氟硼酸盐等中的任意一种或任意二种以上（含二种）的混合，任意二种以上（含二种）混合时为任意配比。

在上述步骤 1) 中，有机胺为乙醇胺 (MEA)、N-甲基二乙醇胺 (MDEA) 等醇胺类中的任意一种或任意二种以上（含二种）的混合，任意二种以上（含二种）混合时为任意配比。

在上述步骤 3) 中，加热解析处理是在温度 80~110℃、压力 0.01~10atm 下解析，解析时间为 1~5min， $A \cdot CO_2$ 首先迅速分解，即 $A \cdot CO_2$ 分解生成 A，并释放出 CO_2 ， $B \cdot CO_2$ 在此条件下不易释放出 CO_2 ；由于 A 在溶液中将很容易夺取吸收 $B \cdot CO_2$ 中的 CO_2 生成 $A \cdot CO_2$ ，接着 $A \cdot CO_2$ 继续分解释放出 CO_2 。

在上述步骤 5) 中，进行冷却处理是将所分离出的高浓度 CO_2 气体冷却处理至 20~35℃ 的最佳温度范围，冷却时间为 1~5min。这样，可以使其中绝大部分的水蒸汽凝结出来，然后返回解析塔循环利用。

实现上述方法的一种高效低能耗捕集电站烟气中二氧化碳的设备，它包括吸收塔 1、斜板澄清池 7、再生塔 22、气液分离器 19、干燥器 18、压缩机 17 和冷凝器 16；吸收塔 1 底部的富液自流入斜板澄清池 7 进行分层，气液分离器 19 的气体出口依次与干燥器 18、压缩机 17、冷凝器 16 和液态二氧化碳储存槽 15 串连连接；

其特征在于：

斜板澄清池 7 的底流出口通过管道与第二换热器 23 的第一介质（混合凝聚液）输入口相连通（进行第一次升温），所述的管道上设有富液泵 8，斜板澄清池 7 的上清液溢流口通过管道与循环吸收液储箱 10 的输入口相连通；循环吸收液储箱 10 的输出口通过管道与吸收塔 1 内的喷淋层 2 的喷淋管相连通，所述管道上设有吸收液循环泵 9；

第二换热器 23 的第一介质（混合凝聚液）输出口通过管道与第一换热器 21 的第一介质（混合凝聚液）输入口相连通（进行第二次升温），第一换热器 21 的第一介质（混合凝聚液）输出口通过管道与再生塔 22 上部的进口相连通，第二换热器 23 顶部的气体释放口通过管道与第一换热器 21 和冷却器 20 之间相连的管道相连通，再生塔 22 上部的气体出口通过管道与第一换热器 21 的第二介质（气体，加热第一介质）输入口相连通，第一换热器 21 的第二介质输出口通过管道与冷却器 20 的输入口相连通，冷却器 20 的输出口通过管道与气液分离器 19 的进口相连；

再生塔 22 下部的液体出口通过管道与第二换热器 23 的第二介质输入口相连通，所述管

道上设有贫液泵 13，第二换热器 23 的第二介质输出口通过管道与循环吸收液储箱 10 的输入口相连通，所述管道上设有过滤器 24；气液分离器 19 的凝结液溢流口通过管道与循环吸收液储箱 10 的输入口相连通；用于储存复合吸收剂水溶液的溶液储箱 12 通过管道与循环吸收液储箱 10 的输入口相连通，所述管道上设有溶液泵 11。

所述的吸收塔 1 为气动鼓泡塔，在吸收塔 1 下部的烟气进口 6 和吸收塔 1 顶部的烟气出口 27 之间的吸收塔 1 内自下而上依次设置有筛板 5、气动鼓泡层 4、填料层 3 和除雾装置 26，吸收塔 1 内还设有喷淋层 2，喷淋层 2 共设置有 2~4 根喷淋管，每根喷淋管上设有多个喷嘴（喷淋头）25，筛板 5 的圆形通孔面积与板面积之比率为 30~40%，除雾装置 26 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。

本发明具有以下突出效果：

1、采用有机胺和离子液体组成的复合吸收剂水溶液，二氧化碳的脱除效率比有机胺法高 10%；两种物质都吸收或吸附二氧化碳，单位体积内吸附或吸收的二氧化碳，且通过再生塔内部的传递促分解作用，可以快速将二氧化碳气体全部再生释放；该方法具有捕集效率高的特点。

2、并且此复合吸收剂水溶液生成物易相互凝聚，与水形成不同液体层，富含二氧化碳的生成物液体层部分被分离出来进入再生塔再生，减少了水溶液进入再生塔内部，从而大量减少了系统能耗；

3、经第二换热器（贫富液换热器）后，富液中被复合吸收剂溶解或吸附的部分气体就被贫液加热蒸发出来，减少了进入再生塔中加热富液的质量，从而减少能耗；同时从吸收塔出来的低温富液经再生塔底部的高温贫液、顶部的高温二氧化碳气体两次加热，提高富液的温度，进一步的减少系统能耗；顶部高温二氧化碳气体经富液的换热降温，减少了其后的冷却器的冷却水耗，再次减少能耗。

4、该方法工艺流程简单，其设备结构简单、投资及运行成本低。本发明克服了有机胺法设备腐蚀严重、再生能耗高、利用离子液体几乎没有蒸汽压的优点减少了单纯有机胺作为吸收剂的易损耗等缺点。

附图说明

图 1 为本发明设备的结构示意图。

图中：1- 吸收塔，2- 喷淋层，3- 填料层，4- 气动鼓泡层，5- 筛板，6- 烟气进口，7- 斜板澄清池，8- 富液泵，9- 吸收液循环泵，10- 循环吸收液储箱，11- 溶液泵，12- 溶液储箱，13- 贫液泵，14- 再沸器，15- 液态二氧化碳储存槽，16- 冷凝器，17- 压缩机，18- 干燥器，19- 气液分离器，20- 冷却器，21- 第一换热器，22- 再生塔，23- 第二换热器（贫富液换热器），24- 过滤器，25- 喷嘴，26- 除雾装置，27- 烟气出口。

具体实施方式

为了更好地理解本发明，下面结合附图和实施例进一步阐明本发明的内容，但本发明的内容不仅仅局限于下面的实施例。

实施例 1:

一种高效低能耗捕集电站烟气中二氧化碳的方法，它包括如下步骤：

1) 按有机胺与离子液体的摩尔比为 1.01:1，将有机胺、离子液体和水混合，得到复合吸收剂水溶液，其中复合吸收剂水溶液的浓度为 20wt%；

所述的离子液体为传统离子液体中的 1-丁基-3-甲基咪唑四氟硼酸盐；

所述的有机胺为乙醇胺 (MEA)；

以有机胺和离子液体组成的复合吸收剂水溶液作为 CO₂ 吸收剂，将复合吸收剂水溶液均匀喷射到经过常规除尘和脱硫处理后的电站锅炉尾部烟气中，使向上运动的烟气与向下喷射的复合吸收剂水溶液充分逆向接触，烟气中的 CO₂ 气体与复合吸收剂发生气液两相化学反应而被吸收；

控制液气比为 20L/m³ (液指复合吸收剂水溶液，气指烟气)，烟气中 CO₂ 与复合吸收剂水溶液的反应温度为 50℃ 的范围，吸收塔入口压力为 1.2atm；这样，复合吸收剂水溶液可以在合适的温度和压力下与烟气中的 CO₂ 发生充分完全的反应，生成富含 A · CO₂ 和 B · CO₂ 的液体，A 为有机胺；B 为功能化离子液体；

2) 吸收了 CO₂ 的富含 A · CO₂ 和 B · CO₂ 的两种物质，通过自身的凝聚，经过静止澄清形成不同液体层；富含 A · CO₂ 和 B · CO₂ 的液体处于下层，复合吸收剂水溶液处于上层，然后将下层溶液分离出来；

3) 将分离出来富含 A · CO₂ 和 B · CO₂ 的液体进行加热解析处理，行加热解析处理是在温度 100℃、再生塔出口压力 0.3atm 下 (加热时间为 2min)，A · CO₂ 首先迅速分解，即 A · CO₂ 分解生成 A，并释放出 CO₂，B · CO₂ 在此条件下不易释放出 CO₂；由于 A 在溶液中将很容易夺取吸收 B · CO₂ 中的 CO₂ 生成 A · CO₂，接着 A · CO₂ 继续分解释放出 CO₂；再生获得高浓度 CO₂ 气体和复合吸收剂水溶液；

4) 将步骤 3) 所得复合吸收剂水溶液送回至步骤 1) 中，作为 CO₂ 吸收剂继续循环使用；

5) 对步骤 3) 所分离出的高浓度 CO₂ 气体进行冷却处理，使其中含有的热水蒸汽产生凝结；进行冷却处理是将所分离出的高浓度 CO₂ 气体冷却处理至 30℃ (冷却时间为 1.5min)；这样，可以使其中绝大部分的水蒸汽凝结出来，然后返回解析塔循环利用；

6) 对步骤 5) 冷却处理的高浓度 CO₂ 气体经过气液分离器，进行气液分离处理，将凝结的水蒸汽分离出去，获得纯度高于 99% 的 CO₂ 气体；

7) 将步骤 6) 所得高纯度 CO₂ 气体进一步干燥 (干燥温度为 110℃，时间为 2min)，再经过压缩机压缩和换热冷凝处理至 20℃、72atm，将其变成液态 CO₂，即可制成高浓度工业级液态二氧化碳成品。

经实验测得：

吸收塔入口烟气 CO_2 含量 12%（体积，以下相同），吸收塔出口烟气 CO_2 含量 0.7%（体积，以下相同），二氧化碳吸收效率达到 94.2%；

传统 MEA 吸收 CO_2 再生能耗为 $2.1 \times 10^7 \text{kJ/h}$ ，本实验测得再生能耗为 $1.52 \times 10^7 \text{kJ/h}$ ，能耗降低 27.6%。

如图 1 所示，实现上述方法的一种高效低能耗捕集电站烟气中二氧化碳的设备，它包括吸收塔 1、斜板澄清池 7、第二换热器 23、第一换热器 21、再生塔 22、气液分离器 19、干燥器 18、压缩机 17 和冷凝器 16；

吸收塔 1 为气动鼓泡塔，吸收塔 1 的上部为填料层、中部为气动鼓泡层、下层为筛板；再生塔 22 为筛板塔；

在吸收塔 1 下部的烟气进口 6 和吸收塔 1 顶部的烟气出口 27 之间的吸收塔 1 内自下而上依次设置有筛板 5、气动鼓泡层 4、填料层 3 和除雾装置 26，吸收塔 1 内还设有喷淋层 2，喷淋层 2 共设置有 2~4 根喷淋管（图 1 中为 3 根，第一根位于筛板 5 的上方，第二根位于气动鼓泡层 4 的上方，第三根位于填料层 3 的上方），每根喷淋管上设有多个喷嘴（喷淋头）25（具体数量根据流量确定，一般每根喷淋管上设 2-20 个喷嘴），筛板 5 的圆形通孔面积与板面积之比为 30~40%，除雾装置 26 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复合吸收剂液滴；

吸收塔 1 底部的富液出口通过管道与斜板澄清池 7 的输入口相连通，吸收塔 1 底部的富液自流入斜板澄清池 7 进行分层，在斜板澄清池 7 内上清液（为复合吸收剂水溶液）为主，在斜板澄清池 7 内的底流以生成物混合凝聚液为主，斜板澄清池 7 的底流出口通过管道与第二换热器 23 的第一介质（混合凝聚液）输入口相连通（进行第一次升温），所述的管道上设有富液泵 8，斜板澄清池 7 的上清液溢流口通过管道与循环吸收液储箱 10 的输入口相连通；循环吸收液储箱 10 的输出口通过管道与吸收塔 1 内的喷淋层 2 的喷淋管相连通，所述管道上设有吸收液循环泵 9；

第二换热器 23 的第一介质（混合凝聚液）输出口通过管道与第一换热器 21 的第一介质（混合凝聚液）输入口相连通（进行第二次升温），第一换热器 21 的第一介质（混合凝聚液）输出口通过管道与再生塔 22 上部的进口相连通，第二换热器 23 顶部的气体释放口通过管道与第一换热器 21 和冷却器 20 之间相连的管道相连通，再生塔 22 上部的气体出口通过管道与第一换热器 21 的第二介质（气体，加热第一介质）输入口相连通，第一换热器 21 的第二介质输出口通过管道与冷却器 20 的输入口相连通，冷却器 20 的输出口通过管道与气液分离器 19 的进口相连；

与再生塔 22 配套的再沸器 14 设置在再生塔的底部外侧，再沸器 14 的输出口通过管道与再生塔底部储液槽相连通，再沸器 14 的输入口通过管道与再生塔底部储液槽相连通；再生塔

22 下部的液体出口通过管道与第二换热器 23 的第二介质输入口相连通, 所述管道上设有贫液泵 13, 第二换热器 23 的第二介质输出口通过管道与循环吸收液储箱 10 的输入口相连通, 所述管道上设有过滤器 24;

气液分离器 19 的气体出口依次与干燥器 18、压缩机 17、冷凝器 16 和液态二氧化碳储存槽 15 串连接; 气液分离器 19 的凝结液溢流口通过管道与循环吸收液储箱 10 的输入口相连通;

用于储存复合吸收剂水溶液的溶液储箱 12 通过管道与循环吸收液储箱 10 的输入口相连通, 所述管道上设有溶液泵 11 (补充的复合吸收剂水溶液和水加入到溶液储箱 12)。

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。

上述吸收塔下部的烟气进口上方设置有促使烟气均匀分布和气液接触的筛板, 筛板的孔面积与板面积之比率为 30~40%。这样, 一方面烟气向上通过筛板后, 气流分布更加均匀, 有效消除了烟气流死角, 有利于烟气与吸收剂溶液充分接触; 另一方面在多组喷淋管的交互喷射作用下, 对吸收塔截面的喷淋覆盖率能达到 300%以上, 使烟气中的二氧化碳与吸收液充分接触, 能够充分完全地发生反应而被吸收。

设置贫富液换热器, 斜板澄清池的底部富液出口通过富液泵、第二 (贫富液) 换热器、第一换热器与再生塔的上部进口相连, 再生塔贫液出口通过贫液泵、第二 (贫富液) 换热器与循环吸收液储箱上部进液口相连。这样, 可以充分利用再生塔贫液和再生塔出口烟气的余热, 给进入再生塔的富液预热, 同时将再生塔下部出来的贫液和上部出来的烟气降温, 实现热交换的良性循环, 节省热能资源。

工作原理如下:

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 6 进入吸收塔 1 中, 经筛板 5 的气流分布、气动鼓泡层 4、填料层 3 上行。与此同时, 复合吸收剂水溶液通过喷淋层 2 向下喷出, 控制液气比在 5~25L/m³ 的范围, 烟气中 CO₂ 与复合吸收剂水溶液的反应温度可优选在 40~55℃ 的范围, 反应压力为 0.01~10atm。此时, 烟气中的 CO₂ 气体与复合吸收剂水溶液在填料层 3 和气动鼓泡层 4 处充分逆向接触, CO₂ 被化学吸收或吸附到溶液里。

被去除大部分 CO₂ 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 26 脱除吸收剂雾滴后, 清洁烟气直接排入大气。而吸收 CO₂ 后生成的富液落入吸收塔 1 的底部, 自流入斜板澄清池 7 进行凝聚分层, 上清液为含少量复合吸收剂的溶液, 底流以凝聚的复合吸收剂生成物浆液为主。斜板澄清池底流通过富液泵 8 输送经第二换热器 (贫富液换热器) 23 的管程进行一次升温、第一换热器 21 中二次升温, 然后从再生塔 22 的上部进口送入塔内。富液在经过第二换热器 (贫富液换热器) 23 加热后, 部分溶解或吸附 CO₂ 气体被释放出来。

被吸收或吸附 CO₂ 富液被喷洒到再生塔 22, 依次通过各筛板, 复合吸收剂的生成物被上

升的蒸汽加热分解， CO_2 被释放出来，分解不全的复合吸收剂生成物浆液落入塔底，经过塔底再沸器 14 加热至 $80\sim 110^\circ\text{C}$ ，进一步解析出高浓度 CO_2 气体，同时使复合吸收剂生成物完全解析。

解析出的 CO_2 气体随同大量水蒸汽由再生塔 22 的上部气体出口流出，进入第一换热器 21，对经第二换热器（贫富液换热器）23 加热后的富液再次加热，换热后气体与经第二换热器（贫富液换热器）23 加热释放出的气体混合后进入冷却器 20，在此 CO_2 气流被冷却至 $25\sim 35^\circ\text{C}$ ，其中的大部分水蒸汽被凝结出来。

再生塔 22 分解产生的复合吸收剂溶液，通过贫液泵 13 提升后进入第二换热器（贫富液换热器）23 的管程放出热量被冷却后，进入过滤器 24，去除烟气中溶解的重金属或反应产生的杂质，处理纯净的复合吸收剂溶液从高位自流进循环吸收液储箱 10 中，补充的复合吸收剂和工艺水加入到溶液储箱 12，溶液储箱 12 通过溶液泵 11 补充到与循环吸收液储箱 10。循环吸收液通过吸收液循环泵输送到吸收塔内喷淋层 2 进行喷淋吸收。

经过冷却器 20 处理后的高浓度 CO_2 气体，进入气液分离器 19 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。所分离出的凝结液从气液分离器 19 的凝结液出口自流进入循环吸收液储箱 10 中，循环使用。所分离出的高纯度 CO_2 气体则送入干燥器 18，经干燥处理后送至压缩机 17，经压缩处理后，再进入冷凝器 16，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 15 中保存。

实施例 2:

一种高效低能耗捕集电站烟气中二氧化碳的方法，它包括如下步骤：

1) 按有机胺与功能化离子液体的摩尔比为 1.1:1，将有机胺、功能化离子液体和水混合，得到复合吸收剂水溶液，其中复合吸收剂水溶液的浓度为 40wt%；

所述的功能化离子液体为引入氨基的离子液体，所述的功能化离子液体为 1-(1-氨基丙基)-3-甲基咪唑溴盐；

所述的有机胺为 N-甲基二乙醇胺(MDEA)；

以有机胺和离子液体组成的复合吸收剂水溶液作为 CO_2 吸收剂，将复合吸收剂水溶液均匀喷射到经过常规除尘和脱硫处理后的电站锅炉尾部烟气中，使向上运动的烟气与向下喷射的复合吸收剂水溶液充分逆向接触，烟气中的 CO_2 气体与复合吸收剂发生气液两相化学反应而被吸收；

控制液气比为 $20\text{L}/\text{m}^3$ （液指复合吸收剂水溶液，气指烟气），烟气中 CO_2 与复合吸收剂水溶液的反应温度为 50°C 的范围，吸收塔入口压力为 1.2atm；这样，复合吸收剂水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，生成富含 $\text{A}\cdot\text{CO}_2$ 和 $\text{B}\cdot\text{CO}_2$ 的液体，A 为有机胺；B 为功能化离子液体；

2) 吸收了 CO_2 的富含 $\text{A}\cdot\text{CO}_2$ 和 $\text{B}\cdot\text{CO}_2$ 的两种物质，通过自身的凝聚，经过静止澄清形成

不同液体层；富含 $A \cdot CO_2$ 和 $B \cdot CO_2$ 的液体处于下层，复合吸收剂水溶液处于上层，然后将下层溶液分离出来；

3) 将分离出来富含 $A \cdot CO_2$ 和 $B \cdot CO_2$ 的液体进行加热解析处理，行加热解析处理是在温度 $100^\circ C$ 、再生塔出口压力 0.3 atm 下（加热时间为 2 min ）， $A \cdot CO_2$ 首先迅速分解，即 $A \cdot CO_2$ 分解生成 A ，并释放出 CO_2 ， $B \cdot CO_2$ 在此条件下不易释放出 CO_2 ；由于 A 在溶液中将很容易夺取吸收 $B \cdot CO_2$ 中的 CO_2 生成 $A \cdot CO_2$ ，接着 $A \cdot CO_2$ 继续分解释放出 CO_2 ；再生获得高浓度 CO_2 气体和复合吸收剂水溶液；

4) 将步骤 3) 所得复合吸收剂水溶液送回至步骤 1) 中，作为 CO_2 吸收剂继续循环使用；

5) 对步骤 3) 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；进行冷却处理是将所分离出的高浓度 CO_2 气体冷却处理至 $30^\circ C$ （冷却时间为 1.5 min ）；这样，可以使其中绝大部分的水蒸汽凝结出来，然后返回解析塔循环利用；

6) 对步骤 5) 冷却处理的高浓度 CO_2 气体经过气液分离器，进行气液分离处理，将凝结的水蒸汽分离出去，获得纯度高于 99% 的 CO_2 气体；

7) 将步骤 6) 所得高纯度 CO_2 气体进一步干燥（干燥温度为 $110^\circ C$ ，时间为 2 min ），再经过压缩机压缩和换热冷凝处理至 $20^\circ C$ 、 72 atm ，将其变成液态 CO_2 ，即可制成高浓度工业级液态二氧化碳成品。

经实验测得：

吸收塔入口烟气 CO_2 含量 12%，吸收塔出口烟气 CO_2 含量 0.4%，二氧化碳吸收效率达到 96.7%；

传统 MEA 吸收 CO_2 再生能耗为 $2.1 \times 10^7 \text{ kJ/h}$ ，本实验测得再生能耗为 $1.46 \times 10^7 \text{ kJ/h}$ ，能耗降低 30.5%。

实施例 3：

一种高效低能耗捕集电站烟气中二氧化碳的方法，它包括如下步骤：

1) 按有机胺与离子液体的摩尔比为 1.05:1，将有机胺、离子液体和水混合，得到复合吸收剂水溶液，其中复合吸收剂水溶液的浓度为 40wt%；

所述的离子液体为聚合离子液体，所述的聚合离子液体为聚 1-(4-苯乙烯基)-3-甲基咪唑四氟硼酸盐；

所述的有机胺为乙醇胺 (MEA) 和 N-甲基二乙醇胺 (MDEA)，乙醇胺 (MEA) 和 N-甲基二乙醇胺 (MDEA) 的质量各占 1/2；

以有机胺和离子液体组成的复合吸收剂水溶液作为 CO_2 吸收剂，将复合吸收剂水溶液均匀喷射到经过常规除尘和脱硫处理后的电站锅炉尾部烟气中，使向上运动的烟气与向下喷射的复合吸收剂水溶液充分逆向接触，烟气中的 CO_2 气体与复合吸收剂发生气液两相化学反应而被吸收；

控制液气比为 $20\text{L}/\text{m}^3$ (液指复合吸收剂水溶液, 气指烟气), 烟气中 CO_2 与复合吸收剂水溶液的反应温度为 50°C 的范围, 吸收塔入口压力为 1.2atm ; 这样, 复合吸收剂水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, 生成富含 $\text{A} \cdot \text{CO}_2$ 和 $\text{B} \cdot \text{CO}_2$ 的液体, A 为有机胺; B 为功能化离子液体;

2) 吸收了 CO_2 的富含 $\text{A} \cdot \text{CO}_2$ 和 $\text{B} \cdot \text{CO}_2$ 的两种物质, 通过自身的凝聚, 经过静止澄清形成不同液体层; 富含 $\text{A} \cdot \text{CO}_2$ 和 $\text{B} \cdot \text{CO}_2$ 的液体处于下层, 复合吸收剂水溶液处于上层, 然后将下层溶液分离出来;

3) 将分离出来富含 $\text{A} \cdot \text{CO}_2$ 和 $\text{B} \cdot \text{CO}_2$ 的液体进行加热解析处理, 行加热解析处理是在温度 100°C 、再生塔出口压力 0.3atm 下 (加热时间为 2min), $\text{A} \cdot \text{CO}_2$ 首先迅速分解, 即 $\text{A} \cdot \text{CO}_2$ 分解生成 A, 并释放出 CO_2 , $\text{B} \cdot \text{CO}_2$ 在此条件下不易释放出 CO_2 ; 由于 A 在溶液中将很容易夺取吸收 $\text{B} \cdot \text{CO}_2$ 中的 CO_2 生成 $\text{A} \cdot \text{CO}_2$, 接着 $\text{A} \cdot \text{CO}_2$ 继续分解释放出 CO_2 ; 再生获得高浓度 CO_2 气体和复合吸收剂水溶液;

4) 将步骤 3) 所得复合吸收剂水溶液送回至步骤 1) 中, 作为 CO_2 吸收剂继续循环使用;

5) 对步骤 3) 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; 进行冷却处理是将所分离出的高浓度 CO_2 气体冷却处理至 30°C (冷却时间为 1.5min); 这样, 可以使其中绝大部分的水蒸汽凝结出来, 然后返回解析塔循环利用;

6) 对步骤 5) 冷却处理的高浓度 CO_2 气体经过气液分离器, 进行气液分离处理, 将凝结的水蒸汽分离出去, 获得纯度高于 99% 的 CO_2 气体;

7) 将步骤 6) 所得高纯度 CO_2 气体进一步干燥 (干燥温度为 110°C , 时间为 2min), 再经过压缩机压缩和换热冷凝处理至 20°C 、 72atm , 将其变成液态 CO_2 , 即可制成高浓度工业级液态二氧化碳成品。

经实验测得:

吸收塔入口烟气 CO_2 含量 12%, 吸收塔出口烟气 CO_2 含量 0.6%, 二氧化碳吸收效率达到 95%;

传统 MEA 吸收 CO_2 再生能耗为 $2.1 \times 10^7 \text{kJ/h}$, 本实验测得再生能耗为 $1.49 \times 10^7 \text{kJ/h}$, 能耗降低 29.1%。

实施例 4:

与实施例 1 基本相同, 不同之处在于: 按有机胺与离子液体的摩尔比为 1:1, 将有机胺、离子液体和水混合, 得到复合吸收剂水溶液, 其中复合吸收剂水溶液的浓度为 30wt%。

经实验测得:

吸收塔入口烟气 CO_2 含量 12%, 吸收塔出口烟气 CO_2 含量 0.7%, 二氧化碳吸收效率达到 94.2%;

传统 MEA 吸收 CO_2 再生能耗为 $2.1 \times 10^7 \text{kJ/h}$, 本实验测得再生能耗为 $1.52 \times 10^7 \text{kJ/h}$, 能耗降低 27.6%。

实施例 5:

与实施例 1 基本相同, 不同之处在于: 步骤 1) 中, 控制液气比为 $5\text{L}/\text{m}^3$, 烟气中 CO_2 与复合吸收剂水溶液的反应温度为 40°C , 反应压力为 0.01atm 。

经实验测得:

吸收塔入口烟气 CO_2 含量 12%, 吸收塔出口烟气 CO_2 含量 0.7%, 二氧化碳吸收效率达到 94.2%;

传统 MEA 吸收 CO_2 再生能耗为 $2.1 \times 10^7 \text{kJ/h}$, 本实验测得再生能耗为 $1.52 \times 10^7 \text{kJ/h}$, 能耗降低 27.6%。

实施例 6:

与实施例 1 基本相同, 不同之处在于: 步骤 1) 中, 控制液气比为 $25\text{L}/\text{m}^3$, 烟气中 CO_2 与复合吸收剂水溶液的反应温度为 55°C , 反应压力为 10atm 。

经实验测得:

吸收塔入口烟气 CO_2 含量 12%, 吸收塔出口烟气 CO_2 含量 0.7%, 二氧化碳吸收效率达到 94.2%;

传统 MEA 吸收 CO_2 再生能耗为 $2.1 \times 10^7 \text{kJ/h}$, 本实验测得再生能耗为 $1.52 \times 10^7 \text{kJ/h}$, 能耗降低 27.6%。

实施例 7:

与实施例 1 基本相同, 不同之处在于: 在上述步骤 3) 中, 加热解析处理是在温度 $80 \sim 100^\circ\text{C}$ 、压力 0.01atm 下解析, 解析时间为 1min 。

经实验测得:

吸收塔入口烟气 CO_2 含量 12%, 吸收塔出口烟气 CO_2 含量 0.7%, 二氧化碳吸收效率达到 94.2%;

传统 MEA 吸收 CO_2 再生能耗为 $2.1 \times 10^7 \text{kJ/h}$, 本实验测得再生能耗为 $1.52 \times 10^7 \text{kJ/h}$, 能耗降低 27.6%。

实施例 8:

与实施例 1 基本相同, 不同之处在于: 在上述步骤 3) 中, 加热解析处理是在温度 $110 \sim 120^\circ\text{C}$ 、压力 10atm 下解析, 解析时间为 5min 。

经实验测得:

吸收塔入口烟气 CO_2 含量 12%, 吸收塔出口烟气 CO_2 含量 0.7%, 二氧化碳吸收效率达到 94.2%;

传统 MEA 吸收 CO_2 再生能耗为 $2.1 \times 10^7 \text{kJ/h}$, 本实验测得再生能耗为 $1.52 \times 10^7 \text{kJ/h}$, 能耗降低 27.6%。

实施例 9:

与实施例 1 基本相同，不同之处在于：在上述步骤 5) 中，进行冷却处理是将所分离出的高浓度 CO_2 气体冷却处理至 20°C 的，冷却时间为 1min。

经实验测得：

吸收塔入口烟气 CO_2 含量 12%，吸收塔出口烟气 CO_2 含量 0.7%，二氧化碳吸收效率达到 94.2%；

传统 MEA 吸收 CO_2 再生能耗为 $2.1 \times 10^7 \text{kJ/h}$ ，本实验测得再生能耗为 $1.52 \times 10^7 \text{kJ/h}$ ，能耗降低 27.6%。

实施例 10：

与实施例 1 基本相同，不同之处在于：在上述步骤 5) 中，进行冷却处理是将所分离出的高浓度 CO_2 气体冷却处理至 35°C ，冷却时间为 5min。

经实验测得：

吸收塔入口烟气 CO_2 含量 12%，吸收塔出口烟气 CO_2 含量 0.7%，二氧化碳吸收效率达到 94.2%；

传统 MEA 吸收 CO_2 再生能耗为 $2.1 \times 10^7 \text{kJ/h}$ ，本实验测得再生能耗为 $1.52 \times 10^7 \text{kJ/h}$ ，能耗降低 27.6%。

实施例 11：

与实施例 1 基本相同，不同之处在于：步骤 7) 中，干燥温度为 110°C ，时间为 0.1min。

经实验测得：

吸收塔入口烟气 CO_2 含量 12%，吸收塔出口烟气 CO_2 含量 0.7%，二氧化碳吸收效率达到 94.2%；

传统 MEA 吸收 CO_2 再生能耗为 $2.1 \times 10^7 \text{kJ/h}$ ，本实验测得再生能耗为 $1.52 \times 10^7 \text{kJ/h}$ ，能耗降低 27.6%。

实施例 12：

与实施例 1 基本相同，不同之处在于：步骤 7) 中，干燥温度为 110°C ，时间为 5min。

经实验测得：

吸收塔入口烟气 CO_2 含量 12%，吸收塔出口烟气 CO_2 含量 0.7%，二氧化碳吸收效率达到 94.2%；

传统 MEA 吸收 CO_2 再生能耗为 $2.1 \times 10^7 \text{kJ/h}$ ，本实验测得再生能耗为 $1.52 \times 10^7 \text{kJ/h}$ ，能耗降低 27.6%。

实施例 13：

与实施例 1 基本相同，不同之处在于：所述的离子液体为传统离子液体中的 1-丁基-3-甲基咪唑六氟磷酸盐。

经实验测得：

吸收塔入口烟气 CO_2 含量 12%，吸收塔出口烟气 CO_2 含量 0.7%，二氧化碳吸收效率达到 94.2%；

传统 MEA 吸收 CO_2 再生能耗为 $2.1 \times 10^7 \text{kJ/h}$ ，本实验测得再生能耗为 $1.52 \times 10^7 \text{kJ/h}$ ，能耗降低 27.6%。

实施例 14：

与实施例 1 基本相同，不同之处在于：所述的离子液体为传统离子液体中的 1-己基-3-甲基咪唑双三氟甲磺酰亚胺盐。

经实验测得：

吸收塔入口烟气 CO_2 含量 12%，吸收塔出口烟气 CO_2 含量 0.7%，二氧化碳吸收效率达到 94.2%；

传统 MEA 吸收 CO_2 再生能耗为 $2.1 \times 10^7 \text{kJ/h}$ ，本实验测得再生能耗为 $1.52 \times 10^7 \text{kJ/h}$ ，能耗降低 27.6%。

实施例 15：

与实施例 1 基本相同，不同之处在于：所述的离子液体为传统离子液体中的 1-己基-3-甲基咪唑六氟磷酸盐。

经实验测得：

吸收塔入口烟气 CO_2 含量 12%，吸收塔出口烟气 CO_2 含量 0.7%，二氧化碳吸收效率达到 94.2%；

传统 MEA 吸收 CO_2 再生能耗为 $2.1 \times 10^7 \text{kJ/h}$ ，本实验测得再生能耗为 $1.52 \times 10^7 \text{kJ/h}$ ，能耗降低 27.6%。

实施例 16：

与实施例 1 基本相同，不同之处在于：所述的离子液体为传统离子液体中的 1-丁基-3-甲基咪唑六氟磷酸盐、1-己基-3-甲基咪唑双三氟甲磺酰亚胺盐和 1-己基-3-甲基咪唑六氟磷酸盐，用量各占 1/3。

经实验测得：

吸收塔入口烟气 CO_2 含量 12%，吸收塔出口烟气 CO_2 含量 0.7%，二氧化碳吸收效率达到 94.2%；

传统 MEA 吸收 CO_2 再生能耗为 $2.1 \times 10^7 \text{kJ/h}$ ，本实验测得再生能耗为 $1.52 \times 10^7 \text{kJ/h}$ ，能耗降低 27.6%。

实施例 17：

与实施例 1 基本相同，不同之处在于：所述的离子液体为传统离子液体和功能化离子液体，用量各占 1/2；

传统离子液体为 1-丁基-3-甲基咪唑四氟硼酸盐；所述的功能化离子液体为 1-(1-氨基丙

基)-3-甲基咪唑溴盐。

经实验测得：

吸收塔入口烟气 CO₂ 含量 12%，吸收塔出口烟气 CO₂ 含量 0.7%，二氧化碳吸收效率达到 94.2%；

传统 MEA 吸收 CO₂ 再生能耗为 2.1×10^7 kJ/h，本实验测得再生能耗为 1.52×10^7 kJ/h，能耗降低 27.6%。

实施例 18：

与实施例 1 基本相同，不同之处在于：所述的离子液体为传统离子液体、功能化离子液体和聚合离子液体，用量各占 1/3；

传统离子液体为 1-丁基-3-甲基咪唑四氟硼酸盐；所述的功能化离子液体为 1-(1-氨基丙基)-3-甲基咪唑溴盐；所述的聚合离子液体为聚 1-(4-苯乙烯基)-3-甲基咪唑四氟硼酸盐。

经实验测得：

吸收塔入口烟气 CO₂ 含量 12%，吸收塔出口烟气 CO₂ 含量 0.7%，二氧化碳吸收效率达到 94.2%；

传统 MEA 吸收 CO₂ 再生能耗为 2.1×10^7 kJ/h，本实验测得再生能耗为 1.52×10^7 kJ/h，能耗降低 27.6%。

实施例 19：

与实施例 2 基本相同，不同之处在于：所述的功能化离子液体为 1-(3 丙胺基)-3-丁基咪唑四氟硼酸盐。

经实验测得：

吸收塔入口烟气 CO₂ 含量 12%，吸收塔出口烟气 CO₂ 含量 0.4%，二氧化碳吸收效率达到 96.7%；

传统 MEA 吸收 CO₂ 再生能耗为 2.1×10^7 kJ/h，本实验测得再生能耗为 1.46×10^7 kJ/h，能耗降低 30.5%。

实施例 20：

与实施例 2 基本相同，不同之处在于：所述的功能化离子液体为 1-(1-氨基丙基)-3-甲基咪唑溴盐和 1-(3 丙胺基)-3-丁基咪唑四氟硼酸盐，用量各占 1/2。

经实验测得：

吸收塔入口烟气 CO₂ 含量 12%，吸收塔出口烟气 CO₂ 含量 0.4%，二氧化碳吸收效率达到 96.7%；

传统 MEA 吸收 CO₂ 再生能耗为 2.1×10^7 kJ/h，本实验测得再生能耗为 1.46×10^7 kJ/h，能耗降低 30.5%。

实施例 21：

与实施例 3 基本相同，不同之处在于：所述的聚合离子液体为聚 1-(4-苯乙烯基)-3-甲基咪唑六氟磷酸盐。

经实验测得：

吸收塔入口烟气 CO₂ 含量 12%，吸收塔出口烟气 CO₂ 含量 0.6%，二氧化碳吸收效率达到 95%；
传统 MEA 吸收 CO₂ 再生能耗为 2.1×10^7 kJ/h，本实验测得再生能耗为 1.49×10^7 kJ/h，能耗降低 29.1%。

实施例 22：

与实施例 3 基本相同，不同之处在于：所述的聚合离子液体为聚 1-(4-苯乙烯基)-3-甲基咪唑邻苯甲磺酰亚胺盐。

经实验测得：

吸收塔入口烟气 CO₂ 含量 12%，吸收塔出口烟气 CO₂ 含量 0.6%，二氧化碳吸收效率达到 95%；
传统 MEA 吸收 CO₂ 再生能耗为 2.1×10^7 kJ/h，本实验测得再生能耗为 1.49×10^7 kJ/h，能耗降低 29.1%。

实施例 23：

与实施例 3 基本相同，不同之处在于：所述的聚合离子液体为聚 1-(4-苯乙烯基)-3-甲基咪唑三氟甲磺酰亚胺盐和聚 1-(4-苯乙烯基)-3-甲基咪唑四氟硼酸盐，用量各占 1/2。

经实验测得：

吸收塔入口烟气 CO₂ 含量 12%，吸收塔出口烟气 CO₂ 含量 0.6%，二氧化碳吸收效率达到 95%；
传统 MEA 吸收 CO₂ 再生能耗为 2.1×10^7 kJ/h，本实验测得再生能耗为 1.49×10^7 kJ/h，能耗降低 29.1%。

1. 一种高效低能耗捕集电站烟气中二氧化碳的方法，其特征在于它包括如下步骤：

1) 按有机胺与离子液体的摩尔比为 (1~1.1):1，将有机胺、离子液体和水混合，得到复合吸收剂水溶液，其中复合吸收剂水溶液的浓度为 20~40wt%；

以有机胺和离子液体组成的复合吸收剂水溶液作为 CO₂ 吸收剂，将复合吸收剂水溶液均匀喷射到经过常规除尘和脱硫处理后的电站锅炉尾部烟气中，使向上运动的烟气与向下喷射的复合吸收剂水溶液充分逆向接触，烟气中的 CO₂ 气体与复合吸收剂发生气液两相化学反应而被吸收；

控制液气比在 5~25L/m³ 的范围，烟气中 CO₂ 与复合吸收剂水溶液的反应温度在 40~55℃ 的范围，反应压力为 0.01~10atm；生成富含 A·CO₂ 和 B·CO₂ 的液体，其中 A 为有机胺、B 为离子液体；

2) 富含 A·CO₂ 和 B·CO₂ 的液体通过自身的凝聚，经过静止澄清形成不同液体层；富含 A·CO₂ 和 B·CO₂ 的液体处于下层，复合吸收剂水溶液处于上层，然后将下层溶液分离出来，得到富含 A·CO₂ 和 B·CO₂ 的混合液体；

分离出来的富含 A·CO₂ 和 B·CO₂ 的混合液体经过换热，富含 A·CO₂ 和 B·CO₂ 的混合液体中被复合吸收剂水溶液溶解或吸附的部分 CO₂ 气体就蒸发出来，得到换热出来富含 A·CO₂ 和 B·CO₂ 的混合液体；

3) 将换热出来富含 A·CO₂ 和 B·CO₂ 的混合液体进行加热解析处理，化学吸收的 CO₂ 被解析出来，再生获得高浓度 CO₂ 气体和复合吸收剂水溶液；

4) 将步骤 3) 所得复合吸收剂水溶液送回至步骤 1) 中，作为 CO₂ 吸收剂继续循环使用；

5) 对步骤 3) 所分离出的高浓度 CO₂ 气体进行冷却处理，使其中含有的热水蒸汽产生凝结；

6) 对步骤 5) 冷却处理的高浓度 CO₂ 气体进行气液分离处理，脱除其中的凝结水份，获得纯度 ≥99% 的 CO₂ 气体；

7) 将步骤 6) 所得纯度 ≥99% 的 CO₂ 气体进一步干燥，再经过压缩和冷凝处理，将其变成液态，制成高浓度工业级液态二氧化碳成品。

2. 根据权利要求 1 所述的一种高效低能耗捕集电站烟气中二氧化碳的方法，其特征在于：步骤 1) 中，离子液体为传统离子液体、功能化离子液体、聚合离子液体中的任意一种或任意二种以上的混合，任意二种以上混合时为任意配比。

3. 根据权利要求 2 所述的一种高效低能耗捕集电站烟气中二氧化碳的方法，其特征在于：传统离子液体包含咪唑盐类、吡咯盐类、吡啶盐类、铵盐类、磺酸盐类离子液体中的任意一种或任意二种以上的混合，任意二种以上混合时为任意配比。

4. 根据权利要求 2 所述的一种高效低能耗捕集电站烟气中二氧化碳的方法，其特征在于：所述的功能化离子液体为引入氨基的离子液体。

5. 根据权利要求2或3所述的一种高效低能耗捕集电站烟气中二氧化碳的方法,其特征
在于:所述的传统离子液体为1-丁基-3-甲基咪唑四氟硼酸盐、1-丁基-3-甲基咪唑六氟磷酸
盐、1-己基-3-甲基咪唑双三氟甲磺酰亚胺盐、1-己基-3-甲基咪唑六氟磷酸盐等中的任意一
种或任意二种以上的混合,任意二种以上混合时为任意配比。

6. 根据权利要求4所述的一种高效低能耗捕集电站烟气中二氧化碳的方法,其特征
在于:所述的引入氨基离子液体为1-(1-氨基丙基)-3-甲基咪唑溴盐、1-(3-丙胺基)-3-丁基咪唑四
氟硼酸盐等中的任意一种或任意二种以上的混合,任意二种以上混合时为任意配比。

7. 根据权利要求2所述的一种高效低能耗捕集电站烟气中二氧化碳的方法,其特征
在于:所述的聚合离子液体为聚1-(4-苯乙烯基)-3-甲基咪唑四氟硼酸盐、聚1-(4-苯乙烯基)-3-
甲基咪唑六氟磷酸盐、聚1-(4-苯乙烯基)-3-甲基咪唑邻苯甲磺酰亚胺盐、聚1-(4-苯乙烯
基)-3-甲基咪唑三氟甲磺酰亚胺盐和聚1-(4-苯乙烯基)-3-甲基咪唑四氟硼酸盐等中的任意
一种或任意二种以上的混合,任意二种以上混合时为任意配比。

8. 根据权利要求1所述的一种高效低能耗捕集电站烟气中二氧化碳的方法,其特征
在于:步骤1)中,有机胺为乙醇胺、N-甲基二乙醇胺中的任意一种或任意二种的混合,任意二种
混合时为任意配比。

9. 根据权利要求1所述的一种高效低能耗捕集电站烟气中二氧化碳的方法,其特征
在于:步骤3)中,加热解析处理是在温度80~110℃、压力0.01~10atm下解析,解析时间为1~
5min。

10. 根据权利要求1所述的一种高效低能耗捕集电站烟气中二氧化碳的方法,其特征
在于:步骤5)中,进行冷却处理是将所分离出的高浓度CO₂气体冷却处理至20~35℃的温度范
围,冷却时间为1~5min。

11. 实现权利要求1所述的方法的一种高效低能耗捕集电站烟气中二氧化碳的设备,它
包括吸收塔(1)、斜板澄清池(7)、再生塔(22)、气液分离器(19)、干燥器(18)、压缩机
(17)和冷凝器(16);吸收塔(1)底部的富液自流入斜板澄清池(7)进行分层,气液分离
器(19)的气体出口依次与干燥器(18)、压缩机(17)、冷凝器(16)和液态二氧化碳储存
槽(15)串连连接;

其特征在于:

斜板澄清池(7)的底流出口通过管道与第二换热器(23)的第一介质输入口相连通,所
述的管道上设有富液泵(8),斜板澄清池(7)的上清液溢流口通过管道与循环吸收液储箱(10)
的输入口相连通;循环吸收液储箱(10)的输出口通过管道与吸收塔(1)内的喷淋层(2)
的喷淋管相连通,所述管道上设有吸收液循环泵(9);

第二换热器(23)的第一介质输出口通过管道与第一换热器(21)的第一介质输入口相
连通,第一换热器(21)的第一介质输出口通过管道与再生塔(22)上部的进口相连通,第

二换热器（23）顶部的气体释放口通过管道与第一换热器（21）和冷却器（20）之间相连的管道相连通，再生塔（22）上部的气体出口通过管道与第一换热器（21）的第二介质输入口相连通，第一换热器（21）的第二介质输出口通过管道与冷却器（20）的输入口相连通，冷却器（20）的输出口通过管道与气液分离器（19）的进口相连；

再生塔（22）下部的液体出口通过管道与第二换热器（23）的第二介质输入口相连通，所述管道上设有贫液泵（13），第二换热器（23）的第二介质输出口通过管道与循环吸收液储箱（10）的输入口相连通，所述管道上设有过滤器（24）；气液分离器（19）的凝结液溢流口通过管道与循环吸收液储箱（10）的输入口相连通；用于储存复合吸收剂水溶液的溶液储箱（12）通过管道与循环吸收液储箱（10）的输入口相连通，所述管道上设有溶液泵（11）。

12. 根据权利要求 11 所述的一种高效低能耗捕集电站烟气中二氧化碳的设备，其特征在于：所述的吸收塔（1）为气动鼓泡塔，在吸收塔（1）下部的烟气进口（6）和吸收塔（1）顶部的烟气出口（27）之间的吸收塔（1）内自下而上依次设置有筛板（5）、气动鼓泡层（4）、填料层（3）和除雾装置（26），吸收塔（1）内还设有喷淋层（2），喷淋层（2）共设置有 2~4 根喷淋管，每根喷淋管上设有多个喷嘴（25），筛板（5）的圆形通孔面积与板面积之比率为 30~40%，除雾装置（26）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。