

捕集和利用二氧化碳的方法及系统

本申请是以 CN 申请号为 202110360301.5, 申请日为 2021 年 4 月 2 日的中国申请为基础, 并主张其优先权, 该 CN 申请的公开内容再次作为整体引入本申请中。

技术领域

本申请涉及二氧化碳捕集和应用领域, 具体而言, 涉及一种捕集和利用二氧化碳的方法及系统。

背景技术

现有的碳捕捉技术分为从燃烧尾气中捕捉和从空气中捕捉两种路径。

从燃烧尾气中捕捉二氧化碳的方法主要分为液态胺吸附法和固态膜吸附的方法。这两种从燃烧尾气中捕捉二氧化碳的技术在国内外均可以达到中试程度, 但是其无法解决以下问题:

(1) 由于空气里的二氧化碳的浓度只有 400ppm, 现有从烟气捕捉的方法无法同时实现从空气中捕捉二氧化碳; (2) 液态胺吸附剂的还原需要大量蒸汽, 因此需要大量低温热量, 热量产生会增加二氧化碳排放, 并且增加系统的造价和运行成本; (3) 捕集的二氧化碳无法现场利用, 需要运输和找到二氧化碳的利用或者封存方案。

从空气中捕捉二氧化碳的技术主要分为液态碱性溶液吸附和固态胺膜吸附的路线, 两种路线的技术现阶段处于中试阶段, 但是现有从空气中捕捉二氧化碳的技术无法解决以下问题:

(1) 由于现有技术都只能做到从空气中捕捉二氧化碳, 无工业副产品产生利润, 导致现有技术的捕捉成本太高。

(2) 现有技术无法解决二氧化碳的运输和利用的问题, 采集的二氧化碳需要配套其它技术解决二氧化碳利用问题。

(3) 固态胺膜吸附技术中, 胺吸附剂在还原时需要大量低温蒸汽, 耗能大。如果蒸汽热源是从化石能源燃烧而来, 会增加二氧化碳的排放。

(4) 现有的碱性溶液吸附技术中, 气体吸附剂还原需要通过两次化学回路实现, $K_2CO_3 + Ca(OH)_2 = CaCO_3 + 2KOH$, $CaCO_3 = CaO + CO_2$, $CaO + H_2O = Ca(OH)_2$ 。该方法的缺陷为: 第一, 系统设计复杂, 造价成本高, 而且控制系统难实现。第二, 二氧化碳和碳酸钙的化学回路需要 900℃ 的燃烧实现, 大大增加其能量损耗和碳排放, 氧化钙吸附剂容易失活, 需要大量碳酸钙的补充。

(5) 现有文献报道的碱性溶液吸附技术中, 碱性溶液还原是通过氯气与碳酸钠溶液反应, 而氯气和氢氧化钠是通过电解盐水 (氯碱行业) 获得。该路线一方面存在投资成本高, 系统

复杂，且难以实现精准控制的问题，另一方面，氯气具有毒性、腐蚀性和难以运输的特性，会造成系统的安全防护的投资成本太高，不利于技术的商业化。

鉴于上述问题的存在，需要研发一种能够解决二氧化碳的运输和利用的问题，且实现较高经济价值的二氧化碳捕集和利用的方法和系统。

发明内容

本申请的主要目的在于提供一种捕集和利用二氧化碳的方法及系统，以解决现有的二氧化碳捕集装置的方法无法解决二氧化碳的运输和利用的问题，同时存在系统的运行成本较高的问题。

氯氢行业中，利用可再生能源电解水制氢过程中，氢气的储运成本很高，利用二氧化碳作为工业原料实现液体有机物储氢作为未来可以降低储氢成本的技术路线而广受关注。然而，二氧化碳无法在电解水制氢的过程中产生，需要运输到制氢地而大大增加运输成本。因此，在制氢过程中能同时产生二氧化碳实现低成本液体有机物储氢的关键。

为了实现上述目的，本申请一方面提供了一种捕集和利用二氧化碳的方法，捕集和利用二氧化碳的方法包括：利用碱性溶液对目标组分中的二氧化碳进行捕集，获得含碳酸盐水溶液；对含碳酸盐水溶液进行电解还原，得到氢氧化物水溶液、二氧化碳电解气、氧气和氢气，同时通过控制含碳酸盐水溶液的浓度和电解还原过程的电解电压调节二氧化碳电解气和氢气的产出比例；可选地，将二氧化碳电解气和氢气进行催化反应，得到碳氢化合物，碳氢化合物可以作为工业副产品。

进一步地，电解还原过程包括：对含碳酸盐水溶液进行电解还原，得到二氧化碳电解气和氧气的混合气，氢气和氢氧化物水溶液；及分离混合气中的二氧化碳电解气和氧气。

进一步地，分离过程的方法选自深冷液化、催化氧化、膜分离和吸附装置中的一种或多种。

进一步地，电解还原过程为分级电解过程。

进一步地，电解还原过程中，电解槽电压为 1.5~4V，优选为 2~3V，电流密度为 1000~10000A/m²，含碳酸盐水溶液的 pH 为 7~14，含碳酸盐水溶液中碳酸盐的浓度为 1~10mol/L。

进一步地，电流密度为 1500~10000A/m²；含碳酸盐水溶液的 pH 为 7~12，优选为 7~10 或 8~12；含碳酸盐水溶液中，碳酸盐的浓度为 1~6.2mol/L，优选为 1~5mol/L。

进一步地，电流密度为 2000~6000A/m²，优选为 2000~4000A/m²。

进一步地，在进行电解还原过程之前，捕集和利用二氧化碳的方法还包括：对含碳酸盐水溶液进行除杂。

进一步地，经除杂过程后，含碳酸盐水溶液中，碱土金属离子的含量≤10ppm。

进一步地，经除杂过程后，含碳酸盐水溶液中，杂质离子的含量 $\leq 10\text{ppm}$ ，且杂质离子包括碱土金属离子以及 Al^{3+} 和/或 Si^{4+} 。

进一步地，碱土金属离子包括 Ca^{2+} 和/或 Mg^{2+} 。

进一步地，除杂过程的方法选自过滤、沉淀或吸附法；优选沉淀为化学沉淀。

进一步地，电解还原过程在 $1\text{atm} \sim 40\text{bar}$ 条件下进行，优选为 $2 \sim 40\text{bar}$ 条件下进行。

进一步地，在进行除杂过程和电解还原过程之间，捕集和利用二氧化碳的方法还包括：对含碳酸盐水溶液的浓度进行调整，其中调整过程的方法包括加水稀释或加热浓缩。

进一步地，捕集和利用二氧化碳的方法还包括：对部分含碳酸盐水溶液进行提取处理，得到碳酸盐，碳酸盐可以作为工业副产品。

进一步地，提取处理过程的方法为重结晶法或结晶法。

进一步地，碱性溶液为碱金属氢氧化物水溶液。

进一步地，碱性溶液为氢氧化钠水溶液和/或氢氧化钾水溶液。

进一步地，碱性溶液的 pH 为 $7 \sim 14$ ，优选为 >7 且 ≤ 10 。

进一步地，电解还原过程的产物还包括碳酸氢盐。

进一步地，电解还原过程在电解槽中进行，捕集和利用二氧化碳的方法还包括：将部分离开电解槽的氢氧化物水溶液对进入电解槽的含碳酸盐水溶液进行预热。

进一步地，捕集和利用二氧化碳的方法还包括：将部分离开电解槽的氢氧化物水溶液作为碱性溶液。

进一步地，电解还原过程在电解槽中进行，捕集和利用二氧化碳的方法还包括：将催化反应放出的热量用于对进入电解槽的含碳酸盐水溶液进行预热。

进一步地，捕集和利用二氧化碳的方法还包括：将含碳酸盐水溶液预热至 $60 \sim 90^\circ\text{C}$ 。

进一步地，碳氢化合物选自甲烷、甲醇、汽油和航空燃油中的一种或多种。

进一步地，当碳氢化合物为甲醇时，催化反应过程的温度为 $200 \sim 400^\circ\text{C}$ ，压力为 $10 \sim 50\text{bar}$ ，二氧化碳电解气与氢气的摩尔比为 $1: (1 \sim 5)$ 。

进一步地，目标组分选自空气和/或燃烧尾气。

进一步地，当目标组分为空气时，在进行捕集过程之前，捕集和利用二氧化碳的方法还包括：对目标组分进行浓缩，得到浓缩气，以提升二氧化碳的浓度；然后将浓缩气进行捕集过程。

进一步地，浓缩过程包括：采用吸附剂吸附目标组分中的二氧化碳，然后进行解吸附，得到浓缩气，其中浓缩气中二氧化碳的浓度为 0.4~5%。

进一步地，浓缩过程和捕集过程之间，捕集和利用二氧化碳的方法还包括：将浓缩气进行压缩处理。

进一步地，压缩处理过程的压力为 5~500bar。

进一步地，当目标组分为燃烧尾气时，在进行捕集过程之前，捕集和利用二氧化碳的方法还包括：对燃烧尾气进行脱氮脱硫处理和/或除尘处理。

进一步地，催化反应为热催化反应、光催化反应或生物催化反应；催化反应中采用的氢气由电解还原过程产生，或部分由电解还原过程产生、剩余部分由外部输入或全部由外部输入。

本申请的另一方面还提供了一种捕集和利用二氧化碳的系统，捕集和利用二氧化碳的系统包括：二氧化碳捕集装置、电解还原单元、电压调节装置和可选的催化装置，二氧化碳捕集装置设置有碱性溶液入口、目标组分入口和含碳酸盐水溶液排放口；电解还原单元设置有第一含碳酸盐水溶液入口、二氧化碳电解气出口、氧气出口、氢气出口和氢氧化物水溶液排放口，第一含碳酸盐水溶液入口与含碳酸盐水溶液排放口通过含碳酸盐水溶液输送管路连通；电压调节装置用于调节电解还原过程中的电压，以调节二氧化碳电解气和氢气的产出比例；催化装置设置有催化入口和碳氢化合物出口，且催化入口分别与二氧化碳电解气出口及氢气出口连通。

进一步地，当通过电压调节装置能够使电解还原单元进行分级电解时，电解还原单元为电解还原装置，电解还原装置设置有第一含碳酸盐水溶液入口、氢气出口、二氧化碳电解气出口、氧气出口和氢氧化物水溶液排放口；或当电解还原单元不进行分级电解时，电解还原单元包括电解还原装置和分离装置，电解还原装置设置有第一含碳酸盐水溶液入口、氢气出口、阳极气排放口和氢氧化物水溶液排放口，其中阳极气包括二氧化碳电解气和氧气；分离装置设置有待分离气入口、二氧化碳电解气出口和氧气出口，待分离气入口与阳极气排放口连通。

进一步地，分离装置选自深冷装置、催化氧化装置、吸附装置和膜分离装置中的一种或多种。

进一步地，捕集和利用二氧化碳的系统还包括除杂装置，除杂装置设置在含碳酸盐水溶液输送管路上。

进一步地，除杂装置选自过滤装置、沉淀装置或吸附装置。

进一步地，捕集和利用二氧化碳的系统还包括第一换热装置，第一换热装置设置在含碳酸盐水溶液输送管路上。

进一步地，第一换热装置的热介质入口与氢氧化物水溶液排放口相连，以使从氢氧化物水溶液排放口排出的氢氧化物水溶液与含碳酸盐水溶液输送管路中的含碳酸盐水溶液进行换热。

进一步地，捕集和利用二氧化碳的系统包括催化装置和第二换热装置，第二换热装置设置在含碳酸盐水溶液输送管路上。

进一步地，第二换热装置的热介质入口与碳氢化合物出口相连，以使从碳氢化合物出口排出的碳氢化合物中的热量与含碳酸盐水溶液输送管路中的含碳酸盐水溶液进行换热。

进一步地，捕集和利用二氧化碳的系统还包括：含碳酸盐水溶液浓度调节装置和电压调节装置，含碳酸盐水溶液浓度调节装置设置在含碳酸盐水溶液输送管路上，用于调节含碳酸盐水溶液的浓度和 pH；电压调节装置用于调节电解还原装置的电解电压。

进一步地，含碳酸盐水溶液浓度调节装置为稀释装置或浓缩装置。

进一步地，捕集和利用二氧化碳的系统还包括碳酸盐提取装置，碳酸盐提取装置设置有第二含碳酸盐水溶液入口，第二含碳酸盐水溶液入口与含碳酸盐水溶液排放口连通设置。

进一步地，提取装置为结晶装置或重结晶装置。

进一步地，氢氧化物水溶液排放口与碱性溶液入口连通。

进一步地，当目标组分为空气时，捕集和利用二氧化碳的系统还包括浓缩单元，浓缩单元设置有待浓缩气入口和浓缩气出口，浓缩气出口与目标组分入口通过浓缩气输送管路连通，浓缩单元用于提高目标组分中二氧化碳的含量。

进一步地，浓缩单元包括：二氧化碳吸附装置和解吸附装置，二氧化碳吸附装置设置有待浓缩气入口，用于吸附目标组分中的二氧化碳；解吸附装置设置在二氧化碳吸附装置的下流，且设置有浓缩气出口，用于使二氧化碳吸附装置中吸附的二氧化碳进行解吸附。

进一步地，捕集和利用二氧化碳的系统还包括第一压缩装置，第一压缩装置设置在浓缩气输送管路上。

进一步地，当目标组分为燃烧尾气时，捕集和利用二氧化碳的系统还包括除尘装置、脱硫装置和脱氮装置以及与目标组分入口连通的的目标组分输送管路，除尘装置、脱硫装置和脱氮装置设置在目标组分输送管路上。

进一步地，捕集和利用二氧化碳的系统还包括收集装置，收集装置设置有收集口，收集口与氧气出口连通用于收集氧气。

进一步地，捕集和利用二氧化碳的系统还包括：二氧化碳压缩装置和氢气压缩装置，二氧化碳压缩装置设置有二氧化碳电解气入口和二氧化碳电解气出口，二氧化碳电解气入口与电解还原单元的二氧化碳电解气出口连通，二氧化碳压缩气出口与催化入口连通；氢气压缩

装置设置有氢气入口和氢气压缩气出口，氢气入口与电解还原单元的氢气出口连通，氢气压缩气出口与催化入口连通。

应用本申请的技术方案，采用本申请提供的捕集和利用二氧化碳的方法不仅能够实现二氧化碳的减排，可选地能够解决二氧化碳和氢气的运输和利用的问题，同时还能够获得工艺副产品，从而使该过程具有较低的投资成本，便于工业化应用。

附图说明

构成本申请的一部分的说明书附图用来提供对本申请的进一步理解，本申请的示意性实施例及其说明用于解释本申请，并不构成对本申请的不当限定。在附图中：

图 1 示出了根据本申请的第一种优选的实施方式提供的捕集和利用二氧化碳的工艺流程示意图。

图 2 示出了根据本申请的第二种优选的实施方式提供的捕集和利用二氧化碳的工艺流程示意图，此实施方式中将系统产出的一部分碳酸钠晶体作为工业副产品进行直接利用。

图 3 示出了根据本申请的第四种优选的实施方式提供的捕集和利用二氧化碳的工艺流程示意图，此实施方式中先对空气中的二氧化碳进行浓缩，同时将系统和压缩空气储能相结合。

图 4 示出了本申请实施例 1 提供的捕集和利用二氧化碳的工艺流程示意图。

具体实施方式

需要说明的是，在不冲突的情况下，本申请中的各个实施例及各实施例中的各个特征可以相互组合。下面将结合实施例来详细说明本申请。

正如背景技术所描述的，现有的二氧化碳捕集方法无法解决二氧化碳的运输和利用的问题，同时存在运行成本较高的问题。为了解决上述技术问题，如图 1 所示，本申请提供了一种捕集和利用二氧化碳的方法，包括：利用碱性溶液对目标组分中的二氧化碳进行捕集，获得含碳酸盐水溶液；对含碳酸盐水溶液进行电解还原，得到氢氧化物水溶液、二氧化碳电解气、氧气和氢气，同时优选通过控制含碳酸盐水溶液的浓度和电解还原过程的电解电压调节二氧化碳电解气和氢气的产出比例；可选地，将二氧化碳电解气和氢气进行催化反应，得到碳氢化合物，碳氢化合物可以作为工业副产品而产出。

通过上述方法能够从目标组分（比如空气或燃烧尾气）中捕集二氧化碳，实现减少二氧化碳排放的目的。同时利用电解还原过程将含碳酸盐水溶液转化为二氧化碳、氧气、氢气和氢氧化物水溶液（比如氢氧化钠水溶液），所形成的氢氧化物水溶液可以返回二氧化碳的捕集过程重复使用。可选地将二氧化碳与氢气进行催化反应合成碳氢化合物，能够很好地解决二氧化碳和氢气的运输和利用的问题，产生的碳氢化合物可以作为副产品出售，从而能够大大降低二氧化碳捕集和利用过程的投资成本，便于工业化推广，同时提高了整体的生产利润。

综上所述，采用本申请提供的捕集和利用二氧化碳的方法不仅能够实现二氧化碳的减排，可选地能够解决二氧化碳和氢气的运输和利用的问题，同时还能够获得工艺副产品，从而使该过程具有较低的投资成本，便于工业化应用，提高了整体的生产利润。

需要说明的是，在催化反应过程中使用的氢气可以完全来自电解还原过程，也可以部分由电解还原过程产生、剩余部分来自外部输入，或者全部由外部输入。

在一些实施例中，如图 1 所示，电解还原过程包括：对含碳酸盐水溶液进行电解还原，得到二氧化碳电解气和氧气的混合气，氢气和氢氧化钠水溶液；及分离混合气中的二氧化碳电解气和氧气。通过电解还原过程可以同时电解产出二氧化碳和氢气，这能够大大提高二氧化碳的浓度，并使二氧化碳可持续性产出，提高其利用率。

电解还原过程的反应原理如下： $\text{CO}_3^{2-} + 3\text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{OH}^- + \text{CO}_2 \uparrow + \text{O}_2 \uparrow + 2\text{H}_2 \uparrow$ 。电解还原过程中，氧气和二氧化碳从阳极产出，氢气和氢氧化钠从阴极产出。为了提高二氧化碳的利用率，需要将混合气中的氧气和二氧化碳进行分离。在一些实施例中，上述分离过程的方法包括但不限于深冷液化、催化氧化和膜分离中的一种或多种。相比于其它方法，采用上述分离方法可以大大降低整个工艺的投资成本，同时提高二氧化碳和氧气的分离效率。

在另一些实施例中，上述电解过程为分级电解过程。分级电解过程中，在第一级电解阳极产生氧气，第二级电解阳极产生二氧化碳和残留的氧气，即两级串联电解。通过分级电解过程能够使电解还原过程和从二氧化碳与氧气的混合气中分离二氧化碳的过程均在电解槽中完成，大大缩短了工艺流程和工艺时间，提高了工艺的经济性。

为了进一步提高电解还原过程中二氧化碳和氢气的产率，同时调节二氧化碳和氢气的产出比例，可以对各项工艺参数进行优化。在一些实施例中，电解还原过程中，电解槽电压为 1.5~4V，优选为 2~3V，电流密度为 1000~10000A/m²，含碳酸盐水溶液的 pH 为 7~14，含碳酸盐水溶液中碳酸盐的浓度为 1~10mol/L。为了调整二氧化碳和氢气的产出比例以及产出率，可以对电解过程中的工艺参数进行调整。在一些实施例中，电流密度为 1500~10000A/m²，优选为 2000~6000A/m²，更优选为 2000~4000A/m²；在一些实施例中，含碳酸盐水溶液的 pH 为 7~12，优选为 7~10 或 8~12；优选地，含碳酸盐水溶液中，碳酸盐的浓度为 1~6.2mol/L，更优选为 1~5mol/L。

电解还原过程中，将电能转化为所需的化学能，激发含碳酸盐水溶液的反应活性，从而产生新的二氧化碳（二氧化碳电解气）、氢气、氧气等。为了进一步提高电解还原过程的效果，如图 1 所示，可以对含碳酸盐水溶液进行预处理（比如调浓度、除杂和预热）。在一些实施例中，在进行电解还原过程之前，捕集和利用二氧化碳的方法还包括：对含碳酸盐水溶液进行除杂。由于进行二氧化碳捕集的目标组分中除了二氧化碳，还有可能包含其它的杂质组分（比如硫化物、氮化物，钙镁等碱土金属离子等），上述杂质组分可能会影响电解还原过程的电解还原的效果，因而为了降低此方面的风险，在进行电解还原过程之前需要对含碳酸盐水溶液进行除杂。

当碱土金属离子的含量较高时容易在电解过程中以沉淀形式析出，这部分沉淀物会影响电解还原过程的效果以及二氧化碳和氢气的产出。在一些实施例中，经除杂过程后，含碳酸盐水溶液中，碱土金属离子的含量 $\leq 10\text{ppm}$ 。在一些实施例中，碱土金属离子包括但不限于 Ca^{2+} 和 Mg^{2+} 。

当杂质离子的含量较高时容易在电解过程中以沉淀形式析出，这部分沉淀物会影响电解还原过程的效果以及二氧化碳和氢气的产出。在另一些实施例中，经除杂过程后，含碳酸盐水溶液中，杂质离子的含量 $\leq 10\text{ppm}$ ，且杂质离子包括碱土金属离子以及 Al^{3+} 和/或 Si^{4+} 。

除杂的具体工艺可以根据杂质的组成进行选择。在一些实施例中，上述除杂的方法包括但不限于过滤、沉淀或吸附法。优选地，沉淀为化学沉淀。

上述电解还原过程在 $1\text{atm} \sim 40\text{bar}$ 条件下进行，优选为加压（ $2 \sim 40\text{bar}$ ）条件下进行。由于电解还原过程中会产生二氧化碳、氧气、氢气，因而将该过程在较高的压力下进行一方面便于上述气体组分的收集，另一方面还有利于降低后续气体组分压缩的能耗。

在一些实施例中，在对含碳酸盐水溶液进行除杂的过程和电解还原过程之间，还包括对含碳酸盐水溶液的浓度进行调整的过程，其中调整过程的方法包括加水稀释或加热浓缩。

在一些实施例中，如图2所示，上述捕集和利用二氧化碳的方法还包括：对部分含碳酸盐水溶液进行提取处理，得到碳酸盐，其中碳酸盐可以作为工业副产品直接产出。上述提取处理过程的方法包括但不限于结晶法、重结晶法等。通过温差可以使含碳酸盐水溶液过饱和，从而使碳酸盐或碳酸氢盐结晶而从溶液中分离出来。分离出的碳酸钠结晶可以作为副产品进行出售，例如作为玻璃行业的原材料，从而能够进一步提高整个工艺的经济效益，降低工艺成本。

由于二氧化碳与氢气的催化反应会放出大量的热，因而也可以将此部分热量对进入电解槽的含碳酸盐水溶液进行预热。催化反应的热量也可以用来产生高温的水或者蒸汽，进行废热利用。此外由于电解还原过程产生的氢氧化钠水溶液也具有一定的热量，因而也可以将从电解还原过程中分离出的氢氧化钠水溶液作为待进入电解槽的碳酸钠水溶液的预热热源。采用上述预热方式可以更加充分地利用整个工艺中的热能，提高能源的利用率。

在一些实施例中，在进行电解还原过程之前，捕集和利用二氧化碳的方法还包括：将含碳酸盐水溶液预热至 $60 \sim 90^\circ\text{C}$ 。将含碳酸盐水溶液预热至上述特定的温度后再进行电解还原过程，电解产生的热量可以产生高温水做热联产，不仅能保持电解槽的恒定温度还能够大大降低电解电耗，从而实现节能环保的目的。

由于二氧化碳与氢气的催化反应会放出大量的热，因而也可以将此部分热量对进入电解槽的含碳酸盐水溶液进行预热。催化反应的热量也可以用来产生高温的水或者蒸汽，进行废热利用。此外由于电解还原过程产生的氢氧化钠水溶液也具有一定的热量，因而也可以将从电解还原过程中分离出的氢氧化钠水溶液作为进入电解槽的碳酸钠水溶液的预热热源。采用上述预热方式可以更加充分地利用整个工艺中的热能，提高能源的利用率。

在一些实施例中,在进行电解还原过程之前,捕集和利用二氧化碳的方法还包括:将含碳酸盐水溶液预热至 60~90℃。将含碳酸盐水溶液预热至上述特定的温度后再进行电解还原过程,电解产生的热量可以产生高温水做热联产,保持电解槽的恒定温度大大降低电解电耗,从而实现节能环保的目的。

需要说明的是,预处理过程中可选的依次进行除杂、调浓度和预热过程。

在一些实施例中,上述碱性溶液为碱金属氢氧化物水溶液。相比于其它碱性溶液,碱金属氢氧化物水溶液具有更强的碱性,对二氧化碳的捕集效果更好。上述碱金属氢氧化物水溶液包括但不限于氢氧化钠水溶液和/或氢氧化钾水溶液。

以氢氧化钠水溶液作为捕集剂进行说明,二氧化碳捕集过程的反应原理如下: $2\text{NaOH}+\text{CO}_2=\text{H}_2\text{O}+\text{Na}_2\text{CO}_3$ 。通过上述捕集过程能够高效和持续地实现二氧化碳的减排的效果,同时该过程采用的原料来源广、成本低廉,从而有利于进一步降低二氧化碳的捕集成本。二氧化碳捕集过程中采用的捕集装置包括但不限于逆流冷却塔或者横流冷却塔。

电解还原过程产生的氢氧化物水溶液也可以作为捕集过程的捕集剂,这能够实现捕集剂的循环利用,有利于大大降低工艺的投资成本,且整个过程涉及的装置简单,便于实施精准控制和工业化应用。

为了进一步提高二氧化碳的捕集效果,在一些实施例中,二氧化碳捕集过程中,碱性溶液的 pH 为 7~14,优选为 >7 且 ≤10。

在一些实施例中,当电解还原过程不完全时,部分二氧化碳会溶解在水溶液中,从而使得电解还原过程的产物为碳酸氢盐(比如 NaHCO_3 、 KHCO_3)。因而当需要提高二氧化碳的产率时,应尽量使电解还原过程更加充分。

电解还原过程产出的二氧化碳、氧气、氢气可以有多种用途,比如将二氧化碳用于医疗领域、冷藏领域和制冷剂;氢气可以作为燃料、食品领域、清洁用品领域及电子微芯器件领域;氧气可以用于医疗领域、助燃及矿石开采领域。为了充分利用上述原料,同时产生更具有经济附加值的产品,在一些实施例中,使二氧化碳和氢气通过催化反应合成碳氢化合物。在一些实施例中,上述碳氢化合物包括但不限于甲烷、甲醇、汽油和航空燃油中的一种或多种。

根据最终生成产物的不同,催化反应过程的温度压力也有不同。在一些实施例中,当上述碳氢化合物为甲醇时,催化反应过程的温度为 200~400℃,压力为 10~50bar,二氧化碳电解气与氢气的摩尔比为 1:(1~5)。催化反应甲醇的反应原理如下: $\text{CO}_2+3\text{H}_2\rightarrow\text{CH}_3\text{OH}+\text{H}_2\text{O}$ 。将催化反应的温度、压力及二氧化碳电解气与氢气的摩尔比限定在上述范围内有利于进一步提高甲醇的收率,从而能够进一步降低二氧化碳的捕集成本。

由于催化反应是放热反应,其反应热量可用来加热生成热水或者蒸汽作为工业副产品。从催化反应出来的未反应的二氧化碳和氢气可以循环返回到催化反应装置中,以提高最终产物的产量和二氧化碳和氢气的转化率。由于甲醇生成需要的氢气和二氧化碳的最佳的物质质量

之比为 3:1，因而可以调节电解槽的入口电解液化学组分，以及控制电解槽电压的方式来控制不同电解气体（二氧化碳，氢气）的产出比例，不同的氢气和二氧化碳的摩尔比例可用于下游不同的催化反应。

在一些可选的实施例中，如图 3 所示，当目标组分为空气时，在进行捕集过程之前，捕集和利用二氧化碳的方法还包括：对目标组分进行浓缩，得到浓缩气，以提升二氧化碳的浓度；然后再对浓缩气进行捕集。通过上述浓缩过程可以提高目标组分中二氧化碳的浓度，从而有利于大幅提高捕集过程中二氧化碳的捕集效率。优选地，浓缩过程包括：采用吸附剂吸附目标组分中的二氧化碳，然后进行解吸附，得到浓缩气，其中浓缩气中二氧化碳的浓度为 0.4~5%（单位为 vol，体积百分含量）。

在一些可选的实施例中，如图 3 所示，在浓缩过程和捕集过程之间，上述捕集和利用二氧化碳的方法还包括：将浓缩后的二氧化碳在空气压缩装置中进行压缩处理。通过压缩过程有利于提高捕集过程中二氧化碳在碱性溶液中的溶解度，从而有利于进一步提高二氧化碳的捕集率。优选地，压缩处理过程的压力为 5~500bar。在一些实施例中，上述压缩过程采用的压缩装置与电网相连，利用电网负荷低谷时的剩余电力对浓缩气进行压缩，并将其储存在高压密封装置中，然后在用电高峰将其释放出来发电。这能够通过压缩储能过程充分利用电网中的电力资源，获得更高的经济效益。

燃烧尾气中通常含有含硫氧化物、含氮氧化物和/或粉尘，这些组分会影响后续的捕集过程，尤其是会对电解池的电极有腐蚀或者对于后续的催化反应可能产生催化剂中毒，因而为了降低上述组分的影响。在一些可选的实施例中，当目标组分为燃烧尾气时，在进行捕集过程之前，上述捕集和利用二氧化碳的方法还包括：对燃烧尾气进行脱氮脱硫处理和/或除尘处理。

在一些实施例中，上述捕集和利用二氧化碳的方法还包括：将电解还原过程产生的二氧化碳和氢气分别进行压缩后再进行催化反应。这有利于提高催化反应的反应速率以及碳氢燃料的转化率。

需要说明的是，二氧化碳电解气是指经过电解还原过程产生的二氧化碳气体。

本申请的另一方面还提供了一种捕集和利用二氧化碳的系统，该捕集和利用二氧化碳的系统包括：二氧化碳捕集装置、电解还原单元和电压调节装置及可选的催化装置。二氧化碳捕集装置设置有碱性溶液入口、目标组分入口和含碳酸盐水溶液排放口；电解还原单元设置有第一含碳酸盐水溶液入口、二氧化碳电解气出口、氧气出口、氢气出口和氢氧化物水溶液排放口，第一含碳酸盐水溶液入口与含碳酸盐水溶液排放口通过含碳酸盐水溶液输送管路连通；电压调节装置用于调节电解还原过程中的电压，以调节二氧化碳电解气和氢气的产出比例；催化装置设置有催化入口和碳氢化合物出口，且催化入口分别与二氧化碳电解气出口及氢气出口连通。

通过上述捕集和利用二氧化碳的系统能够从目标组分（比如空气或燃烧尾气）中捕集二氧化碳，实现减少二氧化碳排放的目的。同时利用电解还原单元将含碳酸盐水溶液转化为二

氧化碳、氧气、氢气和氢氧化物水溶液（比如氢氧化钠水溶液），其所形成的氢氧化物水溶液可以考虑返回二氧化碳的捕集过程重复使用。可选地将二氧化碳与氢气在催化装置中进行催化反应合成碳氢化合物，能够很好地解决二氧化碳和氢气的运输和利用的问题，产生的碳氢化合物可以作为副产品出售，从而能够大大降低二氧化碳捕集和利用过程的投资成本，便于工业化推广，提高了整体的生产利润。综上所述，采用本申请提供的捕集和利用二氧化碳的方法不仅能够实现二氧化碳的减排，可选地能够解决二氧化碳和氢气的运输和利用的问题，同时还能够获得工艺副产品，例如碳酸钠的直接产出或者碳氢化合物的产出，从而使该过程具有较低的投资成本，便于工业化应用，提高了整体的生产利润。

在一些实施例中，当通过电压调节装置调节电解电压使电解还原装置能够进行分级电解时，二氧化碳和氧气能够分阶段产出，此时无需设置分离装置，电解还原单元仅包括电解还原装置，且二氧化碳电解气出口、氧气出口、氢气出口及氢氧化物水溶液排放口均设置在电解还原装置上。

在一些实施例中，当电解还原装置无法进行分级电解时，电解还原单元包括电解还原装置和分离装置，电解还原装置设置有第一含碳酸盐水溶液入口、氢气出口、阳极气排放口和氢氧化物水溶液排放口，其中阳极气包括二氧化碳电解气和氧气；分离装置设置有待分离气入口、二氧化碳电解气出口和氧气出口，待分离气入口与阳极气排放口连通。通过电解还原装置可以同时电解出二氧化碳和氢气，这能够大大提高二氧化碳的浓度，并使二氧化碳可持续性的产出，提高其利用率。在一些实施例中，分离装置包括但不限于深冷装置、催化氧化装置、吸附装置和膜分离装置中的一种或多种。相比于其它分离装置，采用上述分离装置可以大大降低整个工艺的投资成本，同时提高二氧化碳和氧气的分离效率。

由于进行二氧化碳捕集的目标组分中除了二氧化碳，还有可能包含其它的杂质组分（比如硫化物、氮化物、钙镁等碱土金属离子等），上述杂质组分可能会影响电解还原过程的电解还原的效果，因而为了降低此方面的风险，在一些实施例中，捕集和利用二氧化碳的系统还包括除杂装置，该除杂装置设置在含碳酸盐水溶液输送管路上。除杂的具体工艺可以根据杂质的组成进行选择。在一些实施例中，除杂装置包括但不限于过滤装置、沉淀装置或吸附装置。

由于电解还原过程和催化反应过程会放出大量的热，因而为了进一步提高整个工艺的热量利用率，在一些实施例中，上述捕集和利用二氧化碳的系统还包括第一换热装置，第一换热装置设置在含碳酸盐水溶液输送管路上。通过第一换热装置用于回收含碳酸盐水溶液中的热量，提高能源利用率。在一些实施例中，第一换热装置的热介质入口与氢氧化物水溶液排放口相连，以使从氢氧化物水溶液排放口排出的氢氧化物水溶液与含碳酸盐水溶液输送管路中的含碳酸盐水溶液进行换热。在另一些实施例中，捕集和利用二氧化碳的系统包括催化装置和第二换热装置，第二换热装置设置在含碳酸盐水溶液输送管路上。在一些实施例中，第二换热装置的热介质入口与碳氢化合物出口相连，以使从碳氢化合物出口排出的碳氢化合物中的热量与含碳酸盐水溶液输送管路中的含碳酸盐水溶液进行换热。

电解还原过程中，含碳酸盐水溶液的浓度、pH 以及电解电压均会对电解还原过程的效果产生影响，因而为了提高电解还原过程二氧化碳和氢气的产率，并调节二者的比例，需要根据需要对含碳酸盐的浓度、pH 以及电解电压进行调整，在一些实施例中，捕集和利用二氧化碳的系统还包括：含碳酸盐水溶液浓度调节装置和调压装置，含碳酸盐水溶液浓度调节装置设置在含碳酸盐水溶液输送管路上，用于调节含碳酸盐水溶液的浓度和 pH，上述调压装置用于调节电解装置中的电解电压。在一些实施例中，含碳酸盐水溶液浓度调节装置为稀释装置或浓缩装置。

在一些实施例中，捕集和利用二氧化碳的系统还包括碳酸盐提取装置，碳酸盐提取装置设置有第二含碳酸盐水溶液入口，第二含碳酸盐水溶液入口与含碳酸盐水溶液排放口连通设置。通过设置碳酸盐提取装置可以将多余的碳酸盐分离出来，作为工业副产品直接产出，从而有利于进一步降低二氧化碳的捕集成本。上述提取装置包括但不限于结晶装置或重结晶装置。在结晶装置或重结晶装置中可以通过温差使碳酸盐结晶，从而使碳酸盐析出，和/或进行进一步纯化。此外由于由捕集装置中排出的含碳酸盐水溶液中含有部分的氢氧化物水溶液，因而也可以将其返回吸收塔再次作为捕集剂。

由于电解还原过程的产物包括氢氧化物水溶液，此原料也可以用于二氧化碳捕集过程，因而为了进一步提高氢氧化物水溶液的利用率，同时提高原料的利用率和二氧化碳捕集过程的可循环性。在一些实施例中，氢氧化物水溶液排放口与碱性溶液入口连通。

在一些实施例中，当目标组分为空气时，捕集和利用二氧化碳的系统还包括浓缩单元，浓缩单元设置有待浓缩气入口和浓缩气出口，浓缩气出口与目标组分入口通过浓缩气输送管路连通，浓缩单元用于提高目标组分中的含量。通过上述浓缩单元可以提高目标组分中二氧化碳的浓度，从而有利于大幅提高捕集过程中二氧化碳的捕集效率。为了进一步提高二氧化碳的浓缩效率，在一些实施例中，浓缩单元包括：二氧化碳吸附装置和解吸附装置，二氧化碳吸附装置设置有待浓缩气入口，用于吸附目标组分中的二氧化碳；解吸附装置设置在二氧化碳吸附装置的下游，且设置有浓缩气出口，用于使二氧化碳吸附装置中吸附的二氧化碳进行解吸附。

在一些实施例中，上述捕集和利用二氧化碳的系统还包括第一压缩装置，该第一压缩装置设置在浓缩气输送管路上。通过第一压缩装置有利于提高捕集过程中二氧化碳在碱性溶液中的溶解度，从而有利于进一步提高二氧化碳的捕集率。在一些实施例中，上述第一压缩装置与电网相连，利用电网负荷低谷时的剩余电力对浓缩气进行压缩，并将其储存在高压密封装置中，然后在用电高峰将其释放出来发电。这能够通过压缩储能过程充分利用电网中的电力资源，获得更高的经济效益。

在一些实施例中，当目标组分为燃烧尾气时，捕集和利用二氧化碳的系统还包括除尘装置、脱硫装置和脱氮装置以及与目标组分入口连通的的目标组分输送管路，且除尘装置、脱硫装置和脱氮装置设置在目标组分输送管路上。需要说明的是，上述除尘装置、脱硫装置和脱氮装置在均设置在目标组分输送管路上，同时三个装置的顺序可以根据需要进行排序。

在一些实施例中，捕集和利用二氧化碳的系统还包括收集装置，收集装置设置有收集口，收集口与氧气出口连通用于收集氧气。通过收集装置将氧气收集起来便于后续利用，从而能够进一步提高整个工艺的经济价值。

在一些实施例中，捕集和利用二氧化碳的系统还包括：二氧化碳压缩装置和氢气压缩装置，二氧化碳压缩装置设置有二氧化碳电解气入口和二氧化碳压缩气出口，二氧化碳电解气入口与电解还原单元的二氧化碳电解气出口连通，二氧化碳压缩气出口与催化入口连通；氢气压缩装置设置有氢气入口和氢气压缩气出口，氢气入口与电解还原单元的氢气出口连通，氢气压缩气出口与催化入口连通。将二氧化碳和氢气进行压缩后在输送至催化装置有利于进一步提高催化反应的反应速率以及碳氢燃料的转化率。

本申请提供一种优选的捕集和利用的工艺如图1所示（目标组分为空气）。采用上述方法可以建成每年可从空气中捕获10万吨二氧化碳的制负碳燃油的系统，相当于500万颗成年树木每年吸收二氧化碳的总量。此工艺可降低大气中的二氧化碳含量，可捕集电站，化工站，水泥，钢铁等行业产生的二氧化碳，并同时产生氢气，合成负碳能源，解决航空，汽车，船舶等交通行业的碳排放问题。该工艺的应用场景包括但不限于：（1）利用可再生能源或者核能进行空气捕集二氧化碳生产负碳能源，以此降低飞机，船舶，汽车等交通运输的二氧化碳排放。（2）利用此装置捕集电站或者工业系统中的二氧化碳并转化为零碳燃料，解决工业二氧化碳的捕集，运输和利用问题。（3）由于二氧化碳和氢气同时产生，此发明也可解决电解水制造氢气的氢气储运和利用问题。（4）此技术可用来解决可再生能源的长时储运问题。

实施例1

如图4所示提供了一种二氧化碳的捕集及利用工艺的流程示意图，工艺中各流程的温度、压力、流量及组成见表1。

捕集过程：

空气经压缩机进行压缩后，得到压缩空气，并输送至吸收塔中；在吸收塔中，压缩空气与碱性溶液（氢氧化钠/氢氧化钾水溶液）反应，转化为含碳酸盐水溶液（碳酸钠或碳酸钾水溶液）。经捕集过程得到含碳酸盐水溶液中的一部分泵入过滤装置进行过滤，经过滤后输送至电解槽中，另一部分返回吸收塔再次作为循环的捕集剂。

电解还原过程：

含碳酸盐水溶液（例如碳酸钠或碳酸钾水溶液）在电解槽中进行电解还原，在阳极产生二氧化碳和氧气的混合气，在阴极产生氢气。二氧化碳和氧气的混合气在分离器中进行分离（例如通过深冷装置进行分离），然后得到二氧化碳，以及氧气与少量二氧化碳的混合气。经电解还原过程产生的部分氢氧化钠或氢氧化钾水溶液泵入吸收塔作为捕集剂。

碳氢化合物的合成：

将分离得到的较纯净的二氧化碳输送至压缩机进行压缩，将电解还原过程产生的氢气进行压缩，然后将二者进行催化反应（催化加氢的催化剂为 ZnZrO/ZSM-5，压力 25~35bar，温度为 200~300℃），得到产品气；上述产品气在冷凝器中冷却后，得到甲醇。

表 1

系统物流参数				
物流	温度/℃	压力/MPa	流量 kg/h	摩尔组分 (N ₂ 、O ₂ 、CO ₂ 、H ₂ O、H ₂ 、NaOH、Na ₂ CO ₃ 、CH ₄ O)
1	15	0.1	941.6	0.775、0.208、0.001、0.007、0、0、0、0
2	60	0.15	201.7	0、0、0、0.942、0、0.021、0.036、0
3	40	0.1	188.5	0、0、0、0.938、0、0.021、0.04、0
4	40	0.15	3.77	0、0、0、0.938、0、0.021、0.04、0
5	80	0.1	0.102	0、0、1、0、0、0、0、0
6	80	0.1	0.014	0、0、0、0、1、0、0、0
7	80	0.1	3.34	0、0、0、0.893、0、0.107、0、0
8	80	0.1	0.204	0、0、1、0、0、0、0、0
9	15	3	0.115	0、0、0、0.5、0、0、0、0.5
系统性能参数				
项目			数值	
CO ₂ 捕集量 kg/y			2680	
甲醇产量 kg/y			1007	
吸收塔空气流量/kg/h			941.6	
吸收塔电耗/kWh/y			217	
电解槽功率/kW			0.83	
电解槽电耗/kWh/y			7236	

实施例 2

与实施例 1 的区别在于：电解还原过程中，电解槽电压为 2V，含碳酸盐水溶液的 pH 为 7，电流密度为 4000A/m²，含碳酸盐水溶液中碳酸盐的浓度为 5mol/L。

实施例 3

与实施例 1 的区别在于：电解还原过程中，电解槽电压为 1.5V，含碳酸盐水溶液的 pH 为 8，电流密度为 6000A/m²，含碳酸盐水溶液中碳酸盐的浓度为 6.2mol/L。

实施例 4

与实施例 1 的区别在于：电解还原过程中，电解槽电压为 4V，含碳酸盐水溶液的 pH 为 10，电流密度为 6000A/m²，含碳酸盐水溶液中碳酸盐的浓度为 6.2mol/L。

实施例 5

与实施例 1 的区别在于：电解还原过程中，电解槽电压为 2V，含碳酸盐水溶液的 pH 为 12，电流密度为 4000A/m²，含碳酸盐水溶液中碳酸盐的浓度为 5mol/L。

实施例 6

与实施例 1 的区别在于：电解还原过程中，电解槽电压为 3V，含碳酸盐水溶液的 pH 为 14，电流密度为 2000A/m²，含碳酸盐水溶液中碳酸盐的浓度为 1mol/L。

本申请提供的上述实施例 2 至 6 的二氧化碳的捕集及利用工艺的流程分别与实施例 1 相同，实施例 2 至 6 的系统性能参数见表 2。

表 2

	CO ₂ 捕集量 kg/y	甲醇产量 kg/y	电解槽功率/kW	电解槽电耗/kWh/y
实施例 2	2466	926	0.76	6652
实施例 3	3216	1208	1.02	8851
实施例 4	3752	1410	1.20	10927
实施例 5	3323	1249	1.08	9415
实施例 6	4020	1511	1.37	11830

从以上的描述中，可以看出，本申请上述的实施例实现了如下技术效果：

(1) 利用碱性溶液吸收空气和燃烧尾气中的二氧化碳产生碳酸盐溶液，利用电解碳酸溶液的方式生成二氧化碳，还原碱性溶液吸附剂以及同时产生氢气；

(2) 该装置或系统可以调节电解槽的入口电解液的化学组分，以及控制电解槽电压的方式来控制不同电解气体（二氧化碳，氢气）的产出比例，不同的氢气和二氧化碳的摩尔比例可用于下游不同的催化反应。碱性电解槽生成的 CO₂ 和 O₂ 需要进行气体分离，CO₂ 和 H₂ 合成产生碳氢燃料，例如甲烷，甲醇，汽油，航空燃油等等；

(3) CO₂ 和 H₂ 合成催化反应为放热反应，其热量可以合理回收利用而产生热水或者蒸汽，对碳酸溶液电解槽进行预加热，使得碳酸溶液电解槽运行在最佳温度，达到最高效率；

(4) 此二氧化碳捕集和利用技术将捕集和利用同时实现，空气或者烟气中捕集的二氧化碳可以固体苏打灰的形式成为工业副产品直接产出，或者以液态碳氢化合物燃料的形式直接输出，提高了整体装置或系统的生产利润并实现了整体装置或系统产出的多样性；同时解决二氧化碳的运输和利用问题，也同时解决电解水制氢领域氢气的运输和利用问题。

需要说明的是，本申请的说明书和权利要求书中的术语“第一”、“第二”等是用于区别类似的对象，而不必用于描述特定的顺序或先后次序。应该理解这样使用的术语在适当情况下可以互换，以便这里描述的本申请的实施方式例如能够以除了在这里描述的那些以外的顺序实施。

以上所述仅为本申请的优选实施例而已，并不用于限制本申请，对于本领域的技术人员来说，本申请可以有各种更改和变化。凡在本申请的精神和原则之内，所作的任何修改、等同替换、改进等，均应包含在本申请的保护范围之内。

权利要求书

1. 一种捕集和利用二氧化碳的方法，其特征在于，所述捕集和利用二氧化碳的方法包括：

利用碱性溶液对目标组分中的二氧化碳进行捕集，获得含碳酸盐水溶液；

对所述含碳酸盐水溶液进行电解还原，得到氢氧化物水溶液、二氧化碳电解气、氧气和氢气，同时通过控制所述含碳酸盐水溶液的浓度和所述电解还原过程的电解电压调节所述二氧化碳电解气和所述氢气的产出比例；

可选地，将所述二氧化碳电解气和氢气进行催化反应，得到碳氢化合物，所述碳氢化合物可以作为工业副产品。
2. 根据权利要求 1 所述的捕集和利用二氧化碳的方法，其特征在于，所述电解还原过程包括：

对所述含碳酸盐水溶液进行电解还原，得到所述二氧化碳电解气和所述氧气的混合气，所述氢气和所述氢氧化物水溶液；及

分离所述混合气中的所述二氧化碳电解气和所述氧气。
3. 根据权利要求 2 所述的捕集和利用二氧化碳的方法，其特征在于，所述分离过程的方法选自深冷液化、催化氧化、膜分离和吸附装置中的一种或多种。
4. 根据权利要求 1 所述的捕集和利用二氧化碳的方法，其特征在于，所述电解还原过程为分级电解过程。
5. 根据权利要求 1 至 4 中任一项所述的捕集和利用二氧化碳的方法，其特征在于，所述电解还原过程中，电解槽电压为 1.5~4V，优选为 2~3V，电流密度为 1000~10000A/m²，所述含碳酸盐水溶液的 pH 为 7~14，所述含碳酸盐水溶液中碳酸盐的浓度为 1~10mol/L。
6. 根据权利要求 5 所述的捕集和利用二氧化碳的方法，其特征在于，所述电流密度为 1500~10000A/m²；

所述含碳酸盐水溶液的 pH 为 7~12，优选为 7~10 或 8~12；

所述含碳酸盐水溶液中，碳酸盐的浓度为 1~6.2mol/L，优选为 1~5mol/L。
7. 根据权利要求 6 所述的捕集和利用二氧化碳的方法，其特征在于，所述电流密度为 2000~6000A/m²，优选为 2000~4000A/m²。
8. 根据权利要求 1 所述的捕集和利用二氧化碳的方法，其特征在于，在进行所述电解还原过程之前，所述捕集和利用二氧化碳的方法还包括：对所述含碳酸盐水溶液进行除杂。
9. 根据权利要求 8 所述的捕集和利用二氧化碳的方法，其特征在于，经所述除杂过程后，所述含碳酸盐水溶液中，碱土金属离子的含量≤10ppm。

10. 根据权利要求 8 所述的捕集和利用二氧化碳的方法, 其特征在于, 经所述除杂过程后, 所述含碳酸盐水溶液中, 杂质离子的含量 $\leq 10\text{ppm}$, 且所述杂质离子包括碱土金属离子以及 Al^{3+} 和/或 Si^{4+} 。
11. 根据权利要求 9 或 10 所述的捕集和利用二氧化碳的方法, 其特征在于, 所述碱土金属离子包括 Ca^{2+} 和/或 Mg^{2+} 。
12. 根据权利要求 8 所述的捕集和利用二氧化碳的方法, 其特征在于, 所述除杂过程的方法选自过滤、沉淀或吸附法; 优选所述沉淀为化学沉淀。
13. 根据权利要求 1 所述的捕集和利用二氧化碳的方法, 其特征在于, 所述电解还原过程在 $1\text{atm} \sim 40\text{bar}$ 条件下进行, 优选为 $2 \sim 40\text{bar}$ 条件下进行。
14. 根据权利要求 8 所述的捕集和利用二氧化碳的方法, 其特征在于, 在进行所述除杂过程和所述电解还原过程之间, 所述捕集和利用二氧化碳的方法还包括: 对所述含碳酸盐水溶液的浓度进行调整, 其中所述调整过程的方法包括加水稀释或加热浓缩。
15. 根据权利要求 14 所述的捕集和利用二氧化碳的方法, 其特征在于, 所述捕集和利用二氧化碳的方法还包括: 对部分所述含碳酸盐水溶液进行提取处理, 得到碳酸盐, 所述碳酸盐可以作为工业副产品。
16. 根据权利要求 15 所述的捕集和利用二氧化碳的方法, 其特征在于, 所述提取处理过程的方法为重结晶法或结晶法。
17. 根据权利要求 1 所述的捕集和利用二氧化碳的方法, 其特征在于, 所述碱性溶液为碱金属氢氧化物水溶液。
18. 根据权利要求 17 所述的捕集和利用二氧化碳的方法, 其特征在于, 所述碱性溶液为氢氧化钠水溶液和/或氢氧化钾水溶液。
19. 根据权利要求 17 所述的捕集和利用二氧化碳的方法, 其特征在于, 所述碱性溶液的 pH 为 $7 \sim 14$, 优选为 >7 且 ≤ 10 。
20. 根据权利要求 1 所述的捕集和利用二氧化碳的方法, 其特征在于, 所述电解还原过程的产物还包括碳酸氢盐。
21. 根据权利要求 1 所述的捕集和利用二氧化碳的方法, 其特征在于, 所述电解还原过程在电解槽中进行, 所述捕集和利用二氧化碳的方法还包括: 将部分离开所述电解槽的氢氧化物水溶液对进入所述电解槽的含碳酸盐水溶液进行预热。
22. 根据权利要求 21 所述的捕集和利用二氧化碳的方法, 其特征在于, 所述捕集和利用二氧化碳的方法还包括: 将部分离开所述电解槽的氢氧化物水溶液作为所述碱性溶液。

23. 根据权利要求 1 所述的捕集和利用二氧化碳的方法，其特征在于，所述电解还原过程在电解槽中进行，所述捕集和利用二氧化碳的方法还包括：将所述催化反应放出的热量用于对进入所述电解槽的含碳酸盐水溶液进行预热。
24. 根据权利要求 21 或 23 所述的捕集和利用二氧化碳的方法，其特征在于，所述捕集和利用二氧化碳的方法还包括：将所述含碳酸盐水溶液预热至 60~90℃。
25. 根据权利要求 1 所述的捕集和利用二氧化碳的方法，其特征在于，所述碳氢化合物选自甲烷、甲醇、汽油和航空燃油中的一种或多种。
26. 根据权利要求 25 所述的捕集和利用二氧化碳的方法，其特征在于，当所述碳氢化合物为甲醇时，所述催化反应过程的温度为 200~400℃，压力为 10~50bar，所述二氧化碳电解气与所述氢气的摩尔比为 1: (1~5)。
27. 根据权利要求 1 所述的捕集和利用二氧化碳的方法，其特征在于，所述目标组分选自空气和/或燃烧尾气。
28. 根据权利要求 27 所述的捕集和利用二氧化碳的方法，其特征在于，当所述目标组分为空气时，在进行所述捕集过程之前，所述捕集和利用二氧化碳的方法还包括：对所述目标组分进行浓缩，得到浓缩气，以提升二氧化碳的浓度；然后将所述浓缩气进行所述捕集过程。
29. 根据权利要求 28 所述的捕集和利用二氧化碳的方法，其特征在于，所述浓缩过程包括：采用吸附剂吸附所述目标组分中的二氧化碳，然后进行解吸附，得到所述浓缩气，其中所述浓缩气中二氧化碳的浓度为 0.4~5%。
30. 根据权利要求 28 或 29 所述的捕集和利用二氧化碳的方法，其特征在于，所述浓缩过程和所述捕集过程之间，所述捕集和利用二氧化碳的方法还包括：将所述浓缩气进行压缩处理。
31. 根据权利要求 30 所述的捕集和利用二氧化碳的方法，其特征在于，所述压缩处理过程的压力为 5~500bar。
32. 根据权利要求 27 所述的捕集和利用二氧化碳的方法，其特征在于，当所述目标组分为燃烧尾气时，在进行所述捕集过程之前，所述捕集和利用二氧化碳的方法还包括：对所述燃烧尾气进行脱氮脱硫处理和/或除尘处理。
33. 根据权利要求 1 所述的捕集和利用二氧化碳的方法，其特征在于，所述催化反应为热催化反应、光催化反应或生物催化反应；所述催化反应中采用的氢气由所述电解还原过程产生，或部分由所述电解还原过程产生、剩余部分由外部输入或全部由外部输入。
34. 一种捕集和利用二氧化碳的系统，其特征在于，所述捕集和利用二氧化碳的系统包括：
二氧化碳捕集装置，所述二氧化碳捕集装置设置有碱性溶液入口、目标组分入口和含碳酸盐水溶液排放口；

电解还原单元，所述电解还原单元设置有第一含碳酸盐水溶液入口、二氧化碳电解气出口、氧气出口、氢气出口和氢氧化物水溶液排放口，所述第一含碳酸盐水溶液入口与所述含碳酸盐水溶液排放口通过含碳酸盐水溶液输送管路连通；

电压调节装置，所述电压调节装置用于调节电解还原过程中的电压，以调节所述二氧化碳电解气和所述氢气的产出比例；

可选的催化装置，所述催化装置设置有催化入口和碳氢化合物出口，且所述催化入口分别与所述二氧化碳电解气出口及所述氢气出口连通。

35. 根据权利要求 34 所述的捕集和利用二氧化碳的系统，其特征在于，当通过所述电压调节装置能够使所述电解还原单元进行分级电解时，所述电解还原单元为电解还原装置，所述电解还原装置设置有所述第一含碳酸盐水溶液入口、所述氢气出口、所述二氧化碳电解气出口、所述氧气出口和所述氢氧化物水溶液排放口；或

当所述电解还原单元不进行分级电解时，所述电解还原单元包括：

电解还原装置，所述电解还原装置设置有所述第一含碳酸盐水溶液入口、所述氢气出口、阳极气排放口和所述氢氧化物水溶液排放口，其中阳极气包括二氧化碳电解气和氧气；

分离装置，所述分离装置设置有待分离气入口、所述二氧化碳电解气出口和所述氧气出口，所述待分离气入口与所述阳极气排放口连通。

36. 根据权利要求 35 所述的捕集和利用二氧化碳的系统，其特征在于，所述分离装置选自深冷装置、催化氧化装置、吸附装置和膜分离装置中的一种或多种。
37. 根据权利要求 34 所述的捕集和利用二氧化碳的系统，其特征在于，所述捕集和利用二氧化碳的系统还包括除杂装置，所述除杂装置设置在所述含碳酸盐水溶液输送管路上。
38. 根据权利要求 37 所述的捕集和利用二氧化碳的系统，其特征在于，所述除杂装置选自过滤装置、沉淀装置或吸附装置。
39. 根据权利要求 34 所述的捕集和利用二氧化碳的系统，其特征在于，所述捕集和利用二氧化碳的系统还包括第一换热装置，所述第一换热装置设置在所述含碳酸盐水溶液输送管路上。
40. 根据权利要求 39 所述的捕集和利用二氧化碳的系统，其特征在于，所述第一换热装置的热介质入口与所述氢氧化物水溶液排放口相连，以使从所述氢氧化物水溶液排放口排出的氢氧化物水溶液与所述含碳酸盐水溶液输送管路中的含碳酸盐水溶液进行换热。
41. 根据权利要求 34 所述的捕集和利用二氧化碳的系统，其特征在于，所述捕集和利用二氧化碳的系统包括所述催化装置和第二换热装置，所述第二换热装置设置在所述含碳酸盐水溶液输送管路上。

42. 根据权利要求 41 所述的捕集和利用二氧化碳的系统，其特征在于，所述第二换热装置的热介质入口与所述碳氢化合物出口相连，以使从所述碳氢化合物出口排出的碳氢化合物中的热量与所述含碳酸盐水溶液输送管路中的含碳酸盐水溶液进行换热。
43. 根据权利要求 34 所述的捕集和利用二氧化碳的系统，其特征在于，所述捕集和利用二氧化碳的系统还包括：
- 含碳酸盐水溶液浓度调节装置，设置在所述含碳酸盐水溶液输送管路上，所述含碳酸盐水溶液浓度调节装置用于调节含碳酸盐水溶液的浓度和 pH。
44. 根据权利要求 43 所述的捕集和利用二氧化碳的系统，其特征在于，所述含碳酸盐水溶液浓度调节装置为稀释装置或浓缩装置。
45. 根据权利要求 34 所述的捕集和利用二氧化碳的系统，其特征在于，所述捕集和利用二氧化碳的系统还包括碳酸盐提取装置，所述碳酸盐提取装置设置有第二含碳酸盐水溶液入口，所述第二含碳酸盐水溶液入口与所述含碳酸盐水溶液排放口连通设置。
46. 根据权利要求 45 所述的捕集和利用二氧化碳的系统，其特征在于，所述提取装置为结晶装置或重结晶装置。
47. 根据权利要求 34 所述的捕集和利用二氧化碳的系统，其特征在于，所述氢氧化物水溶液排放口与所述碱性溶液入口连通。
48. 根据权利要求 34 所述的捕集和利用二氧化碳的系统，其特征在于，当目标组分为空气时，所述捕集和利用二氧化碳的系统还包括浓缩单元，所述浓缩单元设置有待浓缩气入口和浓缩气出口，所述浓缩气出口与所述目标组分入口通过浓缩气输送管路连通，所述浓缩单元用于提高所述目标组分中二氧化碳的含量。
49. 根据权利要求 48 所述的捕集和利用二氧化碳的系统，其特征在于，所述浓缩单元包括：
- 二氧化碳吸附装置，设置有待浓缩气入口，用于吸附所述目标组分中的二氧化碳；
- 解吸附装置，设置在所述二氧化碳吸附装置的下游，且设置有所述浓缩气出口，用于使所述二氧化碳吸附装置中吸附的二氧化碳进行解吸附。
50. 根据权利要求 48 所述的捕集和利用二氧化碳的系统，其特征在于，所述捕集和利用二氧化碳的系统还包括第一压缩装置，所述第一压缩装置设置在所述浓缩气输送管路上。
51. 根据权利要求 34 所述的捕集和利用二氧化碳的系统，其特征在于，当目标组分为燃烧尾气时，所述捕集和利用二氧化碳的系统还包括除尘装置、脱硫装置和脱氮装置以及与所述目标组分入口连通的的目标组分输送管路，所述除尘装置、所述脱硫装置和所述脱氮装置设置在所述目标组分输送管路上。

52. 根据权利要求 35 所述的捕集和利用二氧化碳的系统，其特征在于，所述捕集和利用二氧化碳的系统还包括收集装置，所述收集装置设置有收集口，所述收集口与所述氧气出口连通用于收集氧气。
53. 根据权利要求 35 所述的捕集和利用二氧化碳的系统，其特征在于，所述捕集和利用二氧化碳的系统还包括：

二氧化碳压缩装置，所述二氧化碳压缩装置设置有二氧化碳电解气入口和二氧化碳压缩气出口，所述二氧化碳电解气入口与所述电解还原单元的所述二氧化碳电解气出口连通，所述二氧化碳压缩气出口与所述催化入口连通；

氢气压缩装置，所述氢气压缩装置设置有氢气入口和氢气压缩气出口，所述氢气入口与所述电解还原单元的所述氢气出口连通，所述氢气压缩气出口与所述催化入口连通。