(19)国家知识产权局

(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 114470847 A
(43)申请公布日 2022.05.13

(21)申请号 202210073939.5

(22)申请日 2022.01.21

(71)申请人 昱创(天津)化工科技有限公司
地址 301700 天津市武清区下伍旗镇旗良路498号

(72)发明人 董忠哲 张竞平 魏顺安

(74)专利代理机构 天津市鼎拓知识产权代理有限公司 12233
专利代理师 刘雪娜

(51)Int.Cl.
B01D 5/00(2006.01)
B01D 53/18(2006.01)
B01D 53/14(2006.01)
B01D 3/06(2006.01)

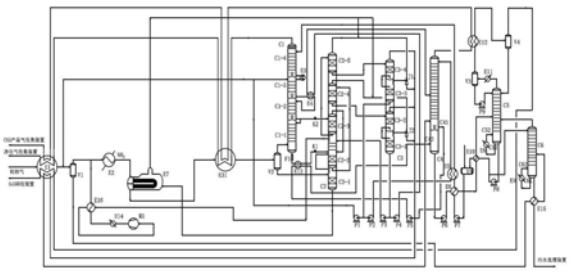
权利要求书3页 说明书13页 附图1页

(54)发明名称

一种分离净化CO_2的系统

(57)摘要

本申请提供有一种分离净化CO_2的系统，可以将初始气中的CO_2分为两部分处理，通过采用四级冷却的方式将初始气中一部分CO_2冷凝成液态，并利用液态CO_2压力高、温位低的特点，经气化后作为系统喷射器的动力，降低了整个系统喷射器能耗，然后经脱硫处理后进行回收，初始气中另一部分CO_2采用贫甲醇液体吸收的方式处理，然后经逐级减压闪蒸脱硫处理后回收。初始气净化处理过程只有废水排放，无气体外排放环节，实现了初始气中CO_2几乎完全捕集回收，而且由于脱除CO_2的贫甲醇液体用量降低了30～45％，回收贫甲醇液体的能耗也降低了30～45％，从而实现各处理塔塔径也可以减小，进而实现设备小型化，降低投资和占地，具有较高的推广应用价值。



CN 114470847 A

1.一种分离净化CO_2的系统,其特征在于,所述系统包括:

冷却分离装置,用于将初始气冷凝分离得到CO_2液体a和气体a,设有与所述初始气输送管道连接的第一气体输入口、与闪蒸塔系统连接且用于输出CO_2液体a的第二液体输出口、与吸收塔(C1)连接且用于输出气体a的第三气体输出口、与所述闪蒸塔系统连接且用于输入所述CO_2液体a减压闪蒸得到的CO_2液体b的第四液体输入口、与CO_2喷射器进气端连接且用于输出所述CO_2液体b蒸发形成的气体b的第五气体输出口;

所述吸收塔(C1)用于第一液体吸收所述气体a中的CO_2和硫化物产出净化气和第二液体,经管道分别与净化气收集装置和闪蒸塔系统连接;

所述闪蒸塔系统用于对所述第二液体进行减压闪蒸分离CO_2,得到气体c;

所述CO_2喷射器用于将所述气体c抽出与所述气体b混合后经管道输送至所述硫化物吸收塔(C4);

所述硫化物吸收塔(C4)用于吸收所述气体c和所述气体b中的硫化物,产出的CO_2产品气经管道与CO_2产品气收集装置连接。

2.根据权利要求1所述的一种分离净化CO_2的系统,其特征在于,

所述冷却分离装置包括第一冷却分离模块、第二冷却分离模块和液体CO_2蒸发器(E7);所述液体CO_2蒸发器(E7)包括第一进口、第一出口、第二进口、第二出口;所述第二进口为所述第四液体输入口,所述第二出口为所述第五气体输出口;

所述第一冷却分离模块的输出端与所述第一进口连接,输入端为所述第一气体输入口;

所述第二冷却分离模块的输入端与所述第一出口连接,输出端包括所述第二液体输出口和所述第三气体输出口。

3.根据权利要求2所述的一种分离净化CO_2的系统,其特征在于,

所述第一冷却分离模块包括设有所述第一气体输入口的初始气-净化气换热器(E1)和与所述初始气-净化气换热器(E1)出口连接的醇水分离罐(V1)以及与所述第一进口连接的氨冷器(E2),所述氨冷器(E2)的另一端与所述醇水分离罐(V1)的顶部连接,所述醇水分离罐(V1)的底部经管道通过污水冷却器(E15)与醇水分馏塔(C6)连接。

4.根据权利要求2或3所述的一种分离净化CO_2的系统,其特征在于,

所述第二冷却分离模块包括与所述第一出口连接的初始气四级冷却器(E31)和与所述初始气四级冷却器(E31)另一端连接的液体CO_2分离罐(V2);所述液体CO_2分离罐(V2)顶部设有所述第三气体输出口,底部设有第二液体输出口。

5.根据权利要求4所述的一种分离净化CO_2的系统,其特征在于,所述吸收塔(C1)自下而上包括脱硫段(C1-1)、粗洗段(C1-2)、主洗段(C1-3)、精洗段(C1-4),所述脱硫段(C1-1)下部经管道与所述第三气体输出口连接,底部经管道依次通过过滤器(F1)、含硫甲醇冷却器(E13)、减压阀门一(K1)与所述闪蒸塔系统内的含硫甲醇中压闪蒸段(C2-2)连接;所述粗洗段(C1-2)下部经管道分别于所述脱硫段(C1-1)上部和所述闪蒸塔系统内的无硫甲醇中压闪蒸段(C2-3)上部连接,在连接所述粗洗段(C1-2)下部和所述无硫甲醇中压闪蒸段(C2-3)上部的管道上设有减压阀门二(K2);所述主洗段(C1-3)下部经管道通过吸收塔主洗段甲醇冷却器(E4)与所述粗洗段(C1-2)上部连接;所述精洗段(C1-4)下部经管道通过吸收塔甲醇氨冷器(E3)与所述主洗段(C1-3)上部连接,顶部经管道依次通过所述初始气四级冷却器

(E31)、所述初始气-净化气换热器(E1)与净化气收集装置连接，且所述精洗段(C1-4)设有与所述甲醇储罐(V5)连接的管道。

6.根据权利要求5所述的一种分离净化CO_2的系统，其特征在于，

所述CO_2喷射器包括无硫CO_2喷射器(J1)和含硫CO_2喷射器(J2)，所述第二出口经管道分别与所述无硫CO_2喷射器(J1)和所述含硫CO_2喷射器(J2)的进气端连接；

所述闪蒸塔系统包括中低压闪蒸塔(C2)，所述中低压闪蒸塔(C2)包括有效气体回收段(C2-1)、含硫甲醇中压闪蒸段(C2-2)、无硫甲醇中压闪蒸段(C2-3)、含硫甲醇低压闪蒸段(C2-4)、无硫甲醇低压闪蒸段(C2-5)；

所述有效气体回收段(C2-1)底部经管道与所述第二进口连接，上部经管道分别与所述第二液体输出口和所述含硫甲醇中压闪蒸段(C2-2)连接；所述含硫甲醇中压闪蒸段(C2-2)底部经管道与所述含硫甲醇低压闪蒸段(C2-4)上部连接，上部经管道依次通过循环CO_2冷却器(E16)、气体压缩机(M1)、水冷器(E14)、循环CO_2冷却器(E16)与所述氨冷器(E2)连接初始气的管道连接；所述无硫甲醇中压闪蒸段(C2-3)底部经管道与所述无硫甲醇低压闪蒸段(C2-5)上部连接，顶部经管道与所述含硫甲醇中压闪蒸段(C2-2)连接；所述含硫甲醇低压闪蒸段(C2-4)底部经管道与所述闪蒸塔系统内的含硫甲醇常压闪蒸段(C3-2)上部连接，顶部经管道与所述含硫CO_2喷射器(J2)的进气端连接；所述无硫甲醇低压闪蒸段(C2-5)底部经管道与所述闪蒸塔系统内的无硫甲醇常压闪蒸段(C3-4)的上部连接，顶部经管道与所述无硫CO_2喷射器(J1)的进气端连接。

7.根据权利要求6所述的一种分离净化CO_2的系统，其特征在于，

所述闪蒸塔系统包括常压真空闪蒸塔(C3)，所述常压真空闪蒸塔(C3)包括含硫甲醇真空闪蒸段(C3-1)、含硫甲醇常压闪蒸段(C3-2)、无硫甲醇真空闪蒸段(C3-3)、无硫甲醇常压闪蒸段(C3-4)；所述含硫甲醇真空闪蒸段(C3-1)底部经管道分别与中压闪蒸塔给料泵(P3)和含硫甲醇循环泵(P4)的进料口连接，上部经管道与所述含硫CO_2喷射器(J2)的进气端连接；所述中压闪蒸塔给料泵(P3)的出料口经管道与所述含硫甲醇中压闪蒸段(C2-2)连接；所述含硫甲醇循环泵(P4)的出料口经管道通过吸收塔主洗段甲醇冷却器(E4)与硫化物吸收塔(C4)中部连接；所述含硫甲醇常压闪蒸段(C3-2)底部经管道与所述含硫甲醇真空闪蒸段(C3-1)上部连接，顶部经管道与所述含硫CO_2喷射器(J2)的出气端连接，上部经管道与所述含硫甲醇低压闪蒸段(C2-4)底部连接；所述无硫甲醇真空闪蒸段(C3-3)底部经管道分别与补充/防冻甲醇给料泵(P1)和硫化物吸收塔给料泵(P2)的进料口连接，上部经管道与所述无硫CO_2喷射器(J1)的进气端连接；所述补充/防冻甲醇给料泵(P1)的出料口经管道分别与所述主洗段(C1-3)上部和所述初始气-净化气换热器(E1)与所述醇水分离罐(V1)之间的初始气输送管道连接；所述硫化物吸收塔给料泵(P2)的出料口经管道通过贫甲醇预冷器(E5)与所述硫化物吸收塔(C4)上部连接；所述无硫甲醇常压闪蒸段(C3-4)底部经管道与所述无硫甲醇真空闪蒸段(C3-3)上部连接，顶部经管道与所述无硫CO_2喷射器(J1)的出气端连接，上部经管道与所述无硫甲醇低压闪蒸段(C2-5)底部连接；所述无硫CO_2喷射器(J1)和所述含硫CO_2喷射器(J2)的出气端经管道汇合后通过所述初始气-净化气换热器(E1)与所述硫化物吸收塔(C4)下部连接。

8.根据权利要求7所述的一种分离净化CO_2的系统，其特征在于，所述硫化物吸收塔(C4)底部经管道依次通过热再生塔给料泵(P6)、一级预热器(E6)、二级预热器(E10)与热再生塔

(C5)中部连接，顶部经管道依次通过H_2S冷却器(E12)、所述初始气四级冷却器(E31)、所述初始气-净化气换热器(E1)与CO_2产品气收集装置连接。

9.根据权利要求8所述的一种分离净化CO_2的系统，其特征在于，所述热再生塔(C5)底部经管道依次通过热再生塔底抽出泵(P8)、二级预热器(E10)与甲醇储罐(V5)的进料口连接，顶部经管道通过热再生塔顶冷凝器(E11)与H_2S一级分离罐(V3)连接；所述H_2S一级分离罐(V3)底部经管道通过热再生塔顶回流泵(P9)与所述热再生塔(C5)上部连接，顶部经管道通过所述H_2S冷却器(E12)与H_2S二级分离罐(V4)连接；所述H_2S二级分离罐(V4)底部经管道与所述热再生塔(C5)上部连接，顶部经管道通过所述初始气-净化气换热器(E1)与H_2S回收装置连接。

10.根据权利要求7所述的一种分离净化CO_2的系统，其特征在于，所述含硫甲醇中压闪蒸段(C2-2)内设有塔板；所述脱硫段(C1-1)底部经管道与所述含硫甲醇中压闪蒸段(C2-2)连接，且与所述含硫甲醇中压闪蒸段(C2-2)连接的管道接口位置低于所述塔板；所述有效气体回收段(C2-1)上部经管道与所述含硫甲醇中压闪蒸段(C2-2)连接，且与所述含硫甲醇中压闪蒸段(C2-2)连接的管道接口位置低于所述塔板；所述无硫甲醇中压闪蒸段(C2-3)顶部经管道与所述含硫甲醇中压闪蒸段(C2-2)连接，且与所述含硫甲醇中压闪蒸段(C2-2)连接的管道接口位置低于所述塔板；所述中压闪蒸塔给料泵(P3)的出料口经管道与所述含硫甲醇中压闪蒸段(C2-2)连接，且与所述含硫甲醇中压闪蒸段(C2-2)连接的管道接口位置高于所述塔板；所述循环CO_2冷却器(E16)经管道与所述含硫甲醇中压闪蒸段(C2-2)连接，且与所述含硫甲醇中压闪蒸段(C2-2)连接的管道接口位置高于所述塔板。

一种分离净化CO_2的系统

技术领域

[0001] 本发明涉及气体净化技术领域，特别涉及一种分离净化CO_2的系统，尤其涉及一种煤化工气体分离净化CO_2系统。

背景技术

[0002] 低温甲醇洗工艺是19世纪50年代林德和鲁齐两家公司联合开发的气体中脱除酸性气的工艺，其原理属于物理吸收。该工艺主要特点有气体净化程度高，吸收选择性好，吸收剂甲醇的热稳定性及化学稳定性好，可同时吸收气体中CO_2、H_2S、COS、HCN等多种组分等。该工艺广泛应用于制氢、合成氨、甲醇合成、煤制天然气等气体纯化装置中，且现有大型煤化工装置的气体净化技术也绝大部分采用低温甲醇洗工艺。

[0003] 传统的低温甲醇洗工艺在碳排放、能耗、设备大型化等方面存在着诸多问题，比如CO_2气体的排放量约为CO_2总量的30～60％，已经不能满足国家的发展要求。

[0004] 专利CN103320176A提出了一种高CO_2收率的低温甲醇洗方法及装置，CO_2气体最高收率可达到91.2％，但该装置仍然保留了氮气气体再生甲醇的工艺。

[0005] 专利CN103418210B提出了一种CO_2全捕集和H_2S富集工艺，将低温甲醇洗工艺和酸性气提浓工艺有效组合在一起，取消了氮气气提系统和H_2S 富集塔，不设置尾气洗涤及放空系统，运行过程中无尾气产生，将粗合成气中99.5％以上的CO_2气体回收变成高浓度CO_2产品气，但该设备引入了了MDEA溶液，而且为了实现CO_2气体全捕集，大大增加了甲醇的循环用量，导致设备大型化，工艺路线复杂，运行能耗高。

[0006] 液体CO_2温度接近于-56.57℃，其蒸压力较高，最低0.518MPa，闪蒸后CO_2气体具有较高的动能，而且闪蒸温度低，比其它制冷剂在同等压力下蒸发温度低，在0.518Mpa下蒸发能提供约-55℃的制冷温度，所以可使几乎所有煤气化技术初始气中的部分CO_2冷凝，而无需额外提供使原料气中CO_2液化所需的冷量。

[0007] 专利CN102971253A提出了液化分离CO_2的工艺思路，并分离得到液体CO_2产品，但没有充分利用液体CO_2作为吸收剂的性能，也没有利用液体CO_2的高位动能作为喷射动力。专利CN104208978B在专利 CN102971253A的基础上改进了低温甲醇洗的流程，并设计利用了液体CO_2的吸收剂性质及高位液体CO_2的动能，但在流程配置方面，专利 CN104208978B没有系统考虑全流程的能量配置，只有冷凝CO_2的降温不足以支撑全流程的冷量，缺乏可行性。

发明内容

[0008] 鉴于现有技术中的上述缺陷或不足，本申请旨在提供一种分离净化CO_2的系统，通过重新设计净化系统，可以将初始气中的CO_2气体分为两部分处理，通过冷凝的方式将初始气中一部分部分CO_2冷凝成液态CO_2，并充分利用液态CO_2压力高、温位低的特点，经气化后作为整个系统喷射器的动力，然后经处理后回收，初始气中另一部分CO_2采用贫甲醇液体吸收的方式处理，然后经逐级减压闪蒸处理后回收，由于脱除CO_2的贫甲醇液体用量大大减少，回收贫甲醇液体的能耗也显著降低，从而实现各处理塔塔径也可以同时减小，进而实现设

备小型化，具有较高的推广应用价值。

[0009] 本申请提供一种分离净化CO_2的系统，所述系统包括：

[0010] 冷却分离装置，用于将初始气冷凝分离得到CO_2液体a和气体a，设有与所述初始气输送管道连接的第一气体输入口、与闪蒸塔系统连接且用于输出CO_2液体a的第二液体输出口、与吸收塔(C1)连接且用于输出气体 a的第三气体输出口、与所述闪蒸塔系统连接且用于输入减压闪蒸CO_2液体 b的第四液体输入口、与CO_2喷射器进气端连接且用于输出所述CO_2液体b 蒸发形成的气体b的第五气体输出口；

[0011] 所述吸收塔(C1)用于第一液体吸收所述气体a中的CO_2和硫化物产出净化气和第二液体，经管道分别与净化气收集装置和闪蒸塔系统连接；

[0012] 所述闪蒸塔系统用于对所述第二液体进行减压闪蒸分离CO_2，得到气体c和第三液体，所述第三液体经管道输送至硫化物吸收塔(C4)；

[0013] 所述CO_2喷射器用于将所述气体c抽出与所述气体b混合后经管道输送至所述硫化物吸收塔(C4)；

[0014] 所述硫化物吸收塔(C4)用于吸收所述气体c和所述气体b中的硫化物，产出的CO_2产品气经管道与CO_2产品气收集装置连接。

[0015] 具体的，所述第一液体为贫甲醇液体；所述第二液体为吸收了CO_2和硫化物的富甲醇液体，包括含硫富甲醇液体和无硫富甲醇液体；所述第三液体为含硫半贫甲醇液体；初始气经过冷却分离模块后，初始气中约40％左右的CO_2冷凝成CO_2液体a。

[0016] 根据本申请的实施例，所述冷却分离装置包括第一冷却分离模块、第二冷却分离模块和液体CO_2蒸发器(E7)；所述液体CO_2蒸发器(E7)包括第一进口、第一出口、第二进口、第二出口；所述第二进口为所述第四液体输入口，所述第二出口为所述第五气体输出口；

[0017] 所述第一冷却分离模块的输出端与所述第一进口连接，输入端为所述第一气体输入口；

[0018] 所述第二冷却分离模块的输入端与所述第一出口连接，输出端包括所述第二液体输出口和所述第三气体输出口。

[0019] 具体的，所述液体CO_2蒸发器(E7)用于蒸发气化液体CO_2提供低温环境从而冷却初始气，CO_2液体由高压力到低压力发生相变，由液态变为气态，可以提供-55℃左右的低温环境从而实现对初始气进行冷却。

[0020] 根据本申请的实施例，所述第一冷却分离模块包括设有所述第一气体输入口的初始气-净化气换热器(E1)和与所述初始气-净化气换热器(E1) 出口连接的醇水分离罐(V1)以及与所述第一进口连接的氨冷器(E2)，所述氨冷器(E2)的另一端与所述醇水分离罐(V1)的顶部连接，所述醇水分离罐(V1)的底部经管道通过污水冷却器(E15)与醇水分馏塔(C6)连接。

[0021] 具体的，所述初始气-净化气换热器(E1)与所述醇水分离罐(V1)之间的初始气输送管道与所述闪蒸塔系统内的无硫甲醇真空闪蒸段(C3-3) 连接；所述无硫甲醇真空闪蒸段(C3-3)向初始气输送管道输入的防冻甲醇液体为无硫半贫甲醇液体，是为了防止从初始气中冷凝的液体在管道中结冰堵塞管道，而所述醇水分离罐(V1)用于分离初始气和防冻甲醇液体；所述初始气-净化气换热器(E1)对初始气进行一级冷却；所述所述氨冷器(E2)对初始气进行二级冷却；所述醇水分馏塔(C6)用于加热蒸发分离甲醇和水，为甲醇液体循环再

生做准备，分离生产的废水进入污水处理装置。

[0022] 根据本申请的实施例，所述第二冷却分离模块包括与所述第一出口连接的初始气四级冷却器(E31)和与所述初始气四级冷却器(E31)另一端连接的液体CO_2分离罐(V2)；所述液体CO_2分离罐(V2)顶部设有所述第三气体输出口，底部设有第二液体输出口。

[0023] 根据本申请的实施例，所述吸收塔(C1)自下而上包括脱硫段(C1-1)、粗洗段(C1-2)、主洗段(C1-3)、精洗段(C1-4)，所述脱硫段(C1-1) 下部经管道与所述第三气体输出口连接，底部经管道依次通过过滤器(F1)、含硫甲醇冷却器(E13)、减压阀门一(K1)与所述闪蒸塔系统内的含硫甲醇中压闪蒸段(C2-2)连接；所述粗洗段(C1-2)下部经管道分别于所述脱硫段(C1-1)上部和所述闪蒸塔系统内的无硫甲醇中压闪蒸段(C2-3) 上部连接，在连接所述粗洗段(C1-2)下部和所述无硫甲醇中压闪蒸段 (C2-3)上部的管道上设有减压阀门二(K2)；所述主洗段(C1-3)下部经管道通过吸收塔主洗段甲醇冷却器(E4)与所述粗洗段(C1-2)上部连接；所述精洗段(C1-4)下部经管道通过吸收塔甲醇氨冷器(E3)与所述主洗段(C1-3)上部连接，顶部经管道依次通过所述初始气四级冷却器 (E31)、所述初始气-净化气换热器(E1)与净化气收集装置连接，且所述精洗段(C1-4)设有与所述甲醇储罐(V5)连接的管道。

[0024] 具体的，由于产出的净化气仍具有较低的温度(-40～-50℃)，可以作为冷却剂进一步发挥作用以降低整个系统制冷的能耗，经过对工艺路线分析，所述净化气经管道依次进入初始气四级冷却器(E31)和初始气-净化气换热器(E1)对初始气进行冷却降温后，再进入净化气产品收集装置，降低了整个系统制冷的能耗。

[0025] 所述吸收塔(C1)用于贫甲醇液体脱除剩余初始气中的CO_2和硫化物，产出达到标准要求的净化气，在贫甲醇液体逐渐吸收初始气中的CO_2和硫化物过程中，贫甲醇液体温度不断升高，为了保证贫甲醇液体良好的吸收性，所述精洗段(C1-4)底部的贫甲醇液体经吸收塔甲醇氨冷器(E3)冷却降温后进入主洗段(C1-3)，而主洗段(C1-3)底部的贫甲醇液体经主洗段甲醇冷却器E4冷却降温后进入粗洗段(C1-2)。

[0026] 根据本申请的实施例，所述CO_2喷射器包括无硫CO_2喷射器(J1)和含硫CO_2喷射器(J2)，所述第二出口经管道分别与所述无硫CO_2喷射器 (J1)和所述含硫CO_2喷射器(J2)的进气端连接；

[0027] 所述闪蒸塔系统包括中低压闪蒸塔(C2)，所述中低压闪蒸塔(C2) 包括有效气体回收段(C2-1)、含硫甲醇中压闪蒸段(C2-2)、无硫甲醇中压闪蒸段(C2-3)、含硫甲醇低压闪蒸段(C2-4)、无硫甲醇低压闪蒸段(C2-5)；

[0028] 所述有效气体回收段(C2-1)底部经管道与所述第二进口连接，上部经管道分别与所述第二液体输出口和所述含硫甲醇中压闪蒸段(C2-2)连接；所述含硫甲醇中压闪蒸段(C2-2)底部经管道与所述含硫甲醇低压闪蒸段(C2-4)上部连接，上部经管道依次通过循环CO_2冷却器(E16)、气体压缩机(M1)、水冷器(E14)、循环CO_2冷却器(E16)与所述氨冷器 (E2)连接初始气的管道连接；所述无硫甲醇中压闪蒸段(C2-3)底部经管道与所述无硫甲醇低压闪蒸段(C2-5)上部连接，顶部经管道与所述含硫甲醇中压闪蒸段(C2-2)连接；所述含硫甲醇低压闪蒸段(C2-4)底部经管道与所述闪蒸塔系统内的含硫甲醇常压闪蒸段(C3-2)上部连接，顶部经管道与所述含硫CO_2喷射器(J2)的进气端连接；所述无硫甲醇低压闪蒸段(C2-5)底部经管道与所述闪蒸塔系统内的无硫甲醇常压闪蒸段 (C3-4)的上部连接，顶部经管

道与所述无硫CO_2喷射器(J1)的进气端连接。

[0029] 具体的,所述中低压闪蒸塔(C2)用于对吸收CO_2和硫化物的富甲醇液体进行减压闪蒸,将CO_2从富甲醇液体中逐渐分离出来。

[0030] 根据本申请的实施例,所述闪蒸塔系统包括常压真空闪蒸塔(C3),所述常压真空闪蒸塔(C3)包括含硫甲醇真空闪蒸段(C3-1)、含硫甲醇常压闪蒸段(C3-2)、无硫甲醇真空闪蒸段(C3-3)、无硫甲醇常压闪蒸段(C3-4);所述含硫甲醇真空闪蒸段(C3-1)底部经管道分别与中压闪蒸塔给料泵(P3)和含硫甲醇循环泵(P4)的进料口连接,上部经管道与所述含硫CO_2喷射器(J2)的进气端连接;所述中压闪蒸塔给料泵(P3) 的出料口经管道与所述含硫甲醇中压闪蒸段(C2-2)连接;所述含硫甲醇循环泵(P4)的出料口经管道通过吸收塔主洗段甲醇冷却器(E4)与硫化物吸收塔(C4)中部连接;所述含硫甲醇常压闪蒸段(C3-2)底部经管道与所述含硫甲醇真空闪蒸段(C3-1)上部连接,顶部经管道与所述含硫CO_2喷射器(J2)的出气端连接,上部经管道与所述含硫甲醇低压闪蒸段(C2-4) 底部连接;所述无硫甲醇真空闪蒸段(C3-3)底部经管道分别与补充/防冻甲醇给料泵(P1)和硫化物吸收塔给料泵(P2)的进料口连接,上部经管道与所述无硫CO_2喷射器(J1)的进气端连接;所述补充/防冻甲醇给料泵 (P1)的出料口经管道分别与所述主洗段(C1-3)上部和所述初始气-净化气换热器(E1)与所述醇水分离罐(V1)之间的初始气输送管道连接;所述硫化物吸收塔给料泵(P2)的出料口经管道通过贫甲醇预冷器(E5)与所述硫化物吸收塔(C4)上部连接;所述无硫甲醇常压闪蒸段(C3-4)底部经管道与所述无硫甲醇真空闪蒸段(C3-3)上部连接,顶部经管道与所述无硫CO_2喷射器(J1)的出气端连接,上部经管道与所述无硫甲醇低压闪蒸段(C2-5)底部连接;所述无硫CO_2喷射器(J1)和所述含硫CO_2喷射器(J2)的出气端经管道汇合后通过所述初始气-净化气换热器(E1)与所述硫化物吸收塔(C4)下部连接。

[0031] 具体的,常压真空闪蒸塔(C3)用于对吸收CO_2和硫化物的富甲醇液体继续进行减压闪蒸,进一步将CO_2从富甲醇液体中逐渐分离出来,分离出的气体和半贫甲醇液体均通过管道输送到硫化物吸收塔(C4),在所述硫化物吸收塔(C4)内,气体经脱硫净化产出CO_2产品气,而半贫甲醇液体则进入热再生塔(C5)。

[0032] 所述常压真空闪蒸塔模块(C3)减压闪蒸出的气体和液体均具有较低温度(-40～-55℃),可以作为冷却剂进一步发挥作用以降低整个系统制冷的能耗,经过对工艺路线分析,所述常压真空闪蒸塔模块(C3)减压闪蒸出的气体经所述初始气-净化气换热器(E1)对初始气进行冷却后再返回进入所述硫化物吸收塔模块(C4),所述常压真空闪蒸塔模块(C3)减压闪蒸出的液体经吸收塔主洗段甲醇冷却器(E4)对主洗段(C1-3)的贫甲醇液体冷却后进入硫化物吸收塔模块(C4)。

[0033] 根据本申请的实施例,所述硫化物吸收塔(C4)底部经管道依次通过热再生塔给料泵(P6)、一级预热器(E6)、二级预热器(E10)与热再生塔(C5)中部连接,顶部经管道依次通过H_2S冷却器(E12)、所述初始气四级冷却器(E31)、所述初始气-净化气换热器(E1)与CO_2产品气收集装置连接。

[0034] 具体的,所述硫化物吸收塔(C4)还包括第三出口(C41)和第三进口 (C42),所述第三出口(C41)位置高于所述第三进口(C42)且位于所述硫化物吸收塔(C4)内最底层塔板之上;所述第三出口(C41)经管道依次通过硫化物吸收塔抽出泵(P5)、所述含硫甲醇冷却器(E13)与所述所述第三进口(C42)连接。

[0035] 由于所述CO_2产品气仍具有较低的温度(温度为-40～-50℃),也可以作为冷却剂进一步发挥作用以降低整个系统制冷的能耗,经过对工艺路线分析,所述CO_2产品气依次经H_2S冷却器(E12)、初始气四级冷却器(E31)、初始气-净化气换热器(E1)进一步发挥冷却作用后再进入CO_2产品气收集装置封存。

[0036] 根据本申请的实施例,所述热再生塔(C5)底部经管道依次通过热再生塔底抽出泵(P8)、二级预热器(E10)与甲醇储罐(V5)的进料口连接,顶部经管道通过热再生塔顶冷凝器(E11)与H_2S一级分离罐(V3)连接;所述H_2S一级分离罐(V3)底部经管道通过热再生塔顶回流泵(P9)与所述热再生塔(C5)上部连接,顶部经管道通过所述H_2S冷却器(E12)与 H_2S二级分离罐(V4)连接;所述H_2S二级分离罐(V4)底部经管道与所述热再生塔(C5)上部连接,顶部经管道通过所述初始气-净化气换热器(E1) 与H_2S回收装置连接。

[0037] 具体的,所述甲醇储罐(V5)的出料口径管道依次通过吸收塔给料泵 (P7)、所述一级预热器(E6)、所述贫甲醇预冷器(E5)与所述精洗段 (C1-4)上部连接。

[0038] 所述热再生塔(C5)还包括第四出口(C51)和第四进口(C52),所述第四出口(C51)位于所述热再生塔(C5)底部,所述第四进口(C52) 位置高于所述第四出口(C51),所述第四出口(C51)经管道通过热再生塔再沸器(E8)与所述第四进口(C52)连接。

[0039] 所述热再生塔底抽出泵(P8)的出料口经管道还与所述醇水分馏塔(C6) 上部连接。

[0040] 所述醇水分馏塔(C6)底部经管道通过污水冷却器(E15)污水处理装置连接,顶部与所述热再生塔(C5)中部连接;所述醇水分馏塔(C6)还包括第五出口(C61)和第五进口(C62),所述第五出口(C61)位于所述醇水分馏塔(C6)底部,所述第五进口(C62)位置高于所述第五出口 (C61),所述第五出口(C61)经管道通过醇水分离塔再沸器(E9)与所述第五进口(C62)连接。

[0041] 根据本申请的实施例,所述含硫甲醇中压闪蒸段(C2-2)内设有塔板;所述脱硫段(C1-1)底部经管道与所述含硫甲醇中压闪蒸段(C2-2)连接,且与所述含硫甲醇中压闪蒸段(C2-2)连接的管道接口位置低于所述塔板;所述有效气体回收段(C2-1)上部经管道与所述含硫甲醇中压闪蒸段(C2-2) 连接,且与所述含硫甲醇中压闪蒸段(C2-2)连接的管道接口位置低于所述塔板;所述无硫甲醇中压闪蒸段(C2-3)顶部经管道与所述含硫甲醇中压闪蒸段(C2-2)连接,且与所述含硫甲醇中压闪蒸段(C2-2)连接的管道接口位置低于所述塔板;所述中压闪蒸塔给料泵(P3)的出料口经管道与所述含硫甲醇中压闪蒸段(C2-2)连接,且与所述含硫甲醇中压闪蒸段 (C2-2)连接的管道接口位置高于所述塔板;所述循环CO_2冷却器(E16) 经管道与所述含硫甲醇中压闪蒸段(C2-2)连接,且与所述含硫甲醇中压闪蒸段(C2-2)连接的管道接口位置高于所述塔板。

[0042] 具体的,所述塔板为三层塔板,单层塔板压降控制在0.5～0.8KPa范围内,设置三层塔板可以在满足降低有效气体中的CO_2气体量,将CO_2气体量维持在10%～15%的范围内,又不至于压降太高,增大后续压缩机提升有效气体压力的能耗。

[0043] 综上,本申请公开有一种分离净化CO_2的系统,基于上述方案产生的有益效果是,相较于传统技术初始气中的CO_2全部采用甲醇吸收处理的工艺,本申请初始气中的CO_2分为两部分处理,一是通过采用冷却分离装置将初始气中40%左右的CO_2冷凝成CO_2液体a,分离后得到剩余的气体a, CO_2液体a经减压闪蒸得到有效气体a和CO_2液体b,并充分利用CO_2液体

b压力高、温位低的特点，蒸发后变为CO_2气体b作为系统喷射器的动力，降低了系统喷射器能耗，二是采用贫甲醇液体吸收气体a中另一部分CO_2，再经逐级减压蒸出CO_2气体c进行回收，最终气体c和气体b混合后进入硫化物吸收塔(C4)进行脱硫处理得到CO_2产品气，实现CO_2回收，整个处理过程无气体外排放环节，实现了初始气中CO_2几乎完全捕集回收，而且由于初始气中40％左右的CO_2不经贫甲醇液体吸收脱除，从而使得脱除 CO_2的贫甲醇液体用量降低了30～45％，回收贫甲醇液体的能耗也降低了 30～45％，由于大大降低了循环贫甲醇液体的用量，从而可以实现各处理塔塔径的减小，进而实现设备小型化，具有较高的推广应用价值。

附图说明

[0044] 通过阅读参照以下附图所作的对非限制性实施例所作的详细描述，本申请的其它特征、目的和优点将会变得更明显。

[0045] 图1为本申请气体净化系统的结构示意图。

[0046] 其中，

[0047] C1:吸收塔;C1-1:脱硫段;C1-2:粗洗段;C1-3:主洗段;C1-4:精洗段;C2:中低压闪蒸塔;C2-1:有效气体回收段;C2-2:含硫甲醇中压闪蒸段;C2-3:无硫甲醇中压闪蒸段;C2-4:含硫甲醇低压闪蒸段;C2-5:无硫甲醇低压闪蒸段;C3:常压真空闪蒸塔;C3-1:含硫甲醇真空闪蒸段; C3-2:含硫甲醇常压闪蒸段;C3-3:无硫甲醇真空闪蒸段;C3-4:无硫甲醇常压闪蒸段;C4:硫化物吸收塔;C5:热再生塔;C6:醇水分馏塔;C41:第三出口;C42:第三进口;C51:第四出口;C52:第四进口;C61:第五出口;C62:第五进口。

[0048] E1:初始气-净化气换热器;E2:氨冷器;E3:吸收塔甲醇氨冷器;E31:初始气四级冷却器;E4:吸收塔主洗段甲醇冷却器;E5:贫甲醇预冷器; E6:一级预热器;E7:液体CO_2蒸发器;E8:热再生塔再沸器;E9:醇水分离塔再沸器;E10:二级预热器;E11:热再生塔顶冷凝器;E12:H_2S冷却器;E13:含硫甲醇冷却器;E14:水冷器;E15:污水冷却器;E16:循环CO_2冷却器。

[0049] V1:醇水分离罐;V2:液体CO_2分离罐;V3:H_2S一级分离罐;V4: H_2S二级分离罐;V5:甲醇储罐。

[0050] P1:补充/防冻甲醇给料泵;P2:硫化物吸收塔给料泵;P3:中压闪蒸塔给料泵;P4:含硫甲醇循环泵;P5:硫化物吸收塔抽出泵;P6:热再生塔给料泵;P7:吸收塔给料泵;P8:热再生塔底抽出泵;P9:热再生塔顶回流泵。

[0051] J1:无硫CO2喷射器;J2:含硫CO2喷射器;M1:气体压缩机;F1:过滤器;K1:减压阀门一;K2:减压阀门二。

具体实施方式

[0052] 下面结合附图和实施例对本申请作进一步的详细说明。可以理解的是，此处所描述的具体实施例仅仅用于解释相关发明，而非对该发明的限定。另外还需要说明的是，为了便于描述，附图中仅示出了与发明相关的部分。

[0053] 下面参考附图并结合实施例来详细说明本申请。

[0054] 实施例1

[0055] 如图1所示的气体净化系统，主要包括冷却分离装置、吸收塔C1、闪蒸塔系统、硫化

物吸收塔C4、热再生塔C5、醇水分馏塔C6及CO_2喷射器，

[0056] 其中，所述闪蒸塔系统包括中低压闪蒸塔C2、常压真空闪蒸塔C3；所述吸收塔C1包括脱硫段C1-1、粗洗段C1-2、主洗段C1-3、精洗段C1-4；所述中低压闪蒸塔C2包括有效气体回收段C2-1、含硫甲醇中压闪蒸段C2-2、无硫甲醇中压闪蒸段C2-3、含硫甲醇低压闪蒸段C2-4、无硫甲醇低压闪蒸段C2-5；所述常压真空闪蒸塔C3、含硫甲醇真空闪蒸段C3-1、含硫甲醇常压闪蒸段C3-2、无硫甲醇真空闪蒸段C3-3、无硫甲醇常压闪蒸段C3-4，所述CO_2喷射器包括无硫CO_2喷射器J1和含硫CO_2喷射器J2。

[0057] 所述冷却分离装置设有与所述初始气输送管道连接的第一气体输入口、与闪蒸塔系统连接且用于输出CO_2液体a的第二液体输出口、与吸收塔 C1连接且用于输出气体a的第三气体输出口、与所述闪蒸塔系统连接且用于输入减压闪蒸后CO_2液体b的第四液体输入口、与CO_2喷射器进气端连接且用于输出所述CO_2液体b蒸发形成的气体b的第五气体输出口。

[0058] 所述冷却分离装置包括第一冷却分离模块、第二冷却分离模块和液体 CO_2蒸发器E7；所述液体CO_2蒸发器E7包括第一进口、第一出口、第二进口、第二出口；所述第二进口为所述第四液体输入口；所述第二出口为所述第五气体输出口，经管道分别与所述无硫CO_2喷射器J1和所述含硫CO_2喷射器 J2的进气端连接。

[0059] 进一步的，所述第一冷却分离模块包括设有所述第一气体输入口的初始气-净化气换热器E1和与所述初始气-净化气换热器E1出口连接的醇水分离罐V1以及与所述第一进口连接的氨冷器E2，所述氨冷器E2的另一端与所述醇水分离罐V1的顶部连接，所述醇水分离罐V1的底部经管道通过污水冷却器E15与醇水分馏塔C6连接；所述初始气-净化气换热器E1与所述醇水分离罐V1之间的初始气输送管道与所述常压真空闪蒸塔C3内的无硫甲醇真空闪蒸段C3-3连接。

[0060] 进一步的，所述第二冷却分离模块包括与所述第一出口连接的初始气四级冷却器E31和与所述初始气四级冷却器E31另一端连接的液体CO_2分离罐V2；所述液体CO_2分离罐V2顶部设有所述第三气体输出口，底部设有第二液体输出口。

[0061] 进一步的，所述脱硫段C1-1下部经管道与所述第三气体输出口连接，底部经管道依次通过过滤器F1、含硫甲醇冷却器E13、减压阀门一K1与设置于所述中低压闪蒸塔C2内的含硫甲醇中压闪蒸段C2-2连接，且与所述含硫甲醇中压闪蒸段C2-2连接的管道接口位置低于所述含硫甲醇中压闪蒸段C2-2内部设置的三层塔板；所述粗洗段C1-2下部经管道分别于所述脱硫段C1-1上部和设置于所述中低压闪蒸塔C2内的无硫甲醇中压闪蒸段 C2-3上部连接，在连接所述粗洗段C1-2下部和所述无硫甲醇中压闪蒸段 C2-3上部的管道上设有减压阀门二K2；所述主洗段C1-3下部经管道通过吸收塔主洗段甲醇冷却器E4与所述粗洗段C1-2上部连接；所述精洗段C1-4 下部经管道通过吸收塔甲醇氨冷器E3与所述主洗段C1-3上部连接，顶部经管道依次通过所述初始气四级冷却器E31、所述初始气-净化气换热器E1 与净化气收集装置连接，且所述精洗段C1-4设有与所述甲醇储罐V5连接的管道。

[0062] 进一步的，所述有效气体回收段C2-1底部经管道与所述第二进口连接，上部经管道分别与所述第二液体输出口和所述含硫甲醇中压闪蒸段C2-2连接，且与所述含硫甲醇中压闪蒸段C2-2连接的管道接口位置低于所述三层塔板；所述含硫甲醇中压闪蒸段C2-2底部经管道与所述含硫甲醇低压闪蒸段C2-4上部连接，上部经管道依次通过循环CO_2冷却器E16、气体压缩机 M1、水冷器E14、循环CO_2冷却器E16与所述氨冷器E2连接初始气的管道连

接，且所述含硫甲醇中压闪蒸段C2-2上部与所述循环CO_2冷却器(E16) 连接的管道接口位置高于所述塔板；所述无硫甲醇中压闪蒸段C2-3底部经管道与所述无硫甲醇低压闪蒸段C2-5上部连接，顶部经管道与所述含硫甲醇中压闪蒸段C2-2连接，且与所述含硫甲醇中压闪蒸段C2-2连接的管道接口位置低于所述三层塔板；所述含硫甲醇低压闪蒸段C2-4底部经管道与设置于所述常压真空闪蒸塔内C3的含硫甲醇常压闪蒸段C3-2上部连接，顶部经管道与所述含硫CO_2喷射器J2的进气端连接；所述无硫甲醇低压闪蒸段C2-5底部经管道与设置于所述常压真空闪蒸塔内C3的无硫甲醇常压闪蒸段C3-4的上部连接，顶部经管道与所述无硫CO_2喷射器J1的进气端连接。

[0063] 进一步的，所述含硫甲醇真空闪蒸段C3-1底部经管道分别与中压闪蒸塔给料泵P3和含硫甲醇循环泵P4的进料口连接，上部经管道与所述含硫 CO_2喷射器J2的进气端连接；所述中压闪蒸塔给料泵P3的出料口经管道与所述含硫甲醇中压闪蒸段C2-2上部连接且管道接口位置高于所述三层塔板；所述含硫甲醇循环泵P4的出料口经管道通过吸收塔主洗段甲醇冷却器 E4与硫化物吸收塔C4中部连接；所述含硫甲醇常压闪蒸段C3-2底部经管道与所述含硫甲醇真空闪蒸段C3-1上部连接，顶部经管道与所述含硫CO_2喷射器J2的出气端连接；所述无硫甲醇真空闪蒸段C3-3底部经管道分别与补充/防冻甲醇给料泵P1和硫化物吸收塔给料泵P2的进料口连接，上部经管道与所述无硫CO_2喷射器J1的进气端连接；所述补充/防冻甲醇给料泵 P1的出料口经管道分别与所述主洗段C1-3上部和所述初始气-净化气换热器E1与所述醇水分离罐V1之间的初始气输送管道连接；所述硫化物吸收塔给料泵P2的出料口经管道通过贫甲醇预冷器E5与所述硫化物吸收塔C4 上部连接；所述无硫甲醇常压闪蒸段C3-4底部经管道与所述无硫甲醇真空闪蒸段C3-3上部连接，顶部经管道与所述无硫CO_2喷射器J1的出气端连接；所述无硫CO_2喷射器J1和所述含硫CO_2喷射器J2的出气端经管道汇合后通过所述初始气-净化气换热器E1与所述硫化物吸收塔C4下部连接。

[0064] 进一步的，所述硫化物吸收塔C4底部经管道依次通过热再生塔给料泵 P6、一级预热器E6、二级预热器E10与所述热再生塔C5中部连接，顶部经管道依次通过H_2S冷却器E12、所述初始气四级冷却器E31、所述初始气 -净化气换热器E1与CO_2产品气收集装置连接；所述硫化物吸收塔C4还包括第三出口C41和第三进口C42，所述第三出口C41位置高于所述第三进口C42且位于所述硫化物吸收塔C4内最底层塔板之上；所述第三出口C41 经管道依次通过硫化物吸收塔抽出泵P5、所述含硫甲醇冷却器E13与所述所述第三进口C42连接。

[0065] 进一步的，所述热再生塔C5底部经管道依次通过热再生塔底抽出泵 P8、二级预热器E10与甲醇储罐V5的进料口连接，顶部经管道通过热再生塔顶冷凝器E11与H_2S一级分离罐V3连接；所述热再生塔C5还包括第四出口C51和第四进口C52，所述第四出口C51位于所述热再生塔C5底部，所述第四进口C52位置高于所述第四出口C51，所述第四出口C51经管道通过热再生塔再沸器E8与所述第四进口C52连接。

[0066] 进一步的，所述H_2S一级分离罐V3底部经管道通过热再生塔顶回流泵P9与所述热再生塔C5上部连接，顶部经管道通过所述H_2S冷却器E12与 H_2S二级分离罐V4连接；所述H_2S二级分离罐V4底部经管道与所述热再生塔C5上部连接，顶部经管道通过所述初始气-净化气换热器E1与H_2S回收装置连接。

[0067] 进一步的，所述热再生塔底抽出泵P8的出料口经管道还与所述醇水分馏塔C6上部连接。

[0068] 进一步的，所述甲醇储罐V5的出料口径管道依次通过吸收塔给料泵 P7、所述一级预热器E6、所述贫甲醇预冷器E5与所述精洗段C1-4上部连接。

[0069] 进一步的，所述醇水分馏塔C6底部经管道通过污水冷却器E15污水处理装置连接，顶部与所述热再生塔C5中部连接；所述醇水分馏塔C6还包括第五出口C61和第五进口C62，所述第五出口C61位于所述醇水分馏塔C6底部，所述第五进口C62位置高于所述第五出口C61，所述第六出口C61经管道通过醇水分离塔再沸器E9与所述第五进口C62连接。

[0070] 实施例2

[0071] 采用如图1所示的气体净化系统对煤制甲醇产生的初始气进行净化处理，所述初始气压力为3.56MPa左右，组成为：43％H_2、19.4％CO、36.2％CO_2、 0.69％H_2S以及其他组分气体，主要处理过程如下：

[0072] 初始气(温度30℃左右)经初始气-净化气换热器E1降温至0℃左右，与来自无硫甲醇真空闪蒸段C3-3的用于防冻的无硫半贫甲醇液体h混合后进入醇水分离罐V1，经醇水分离罐V1分离无硫半贫甲醇液体i(温度0℃左右，压力3.6MPa左右)和气体i(温度0℃，压力3.6MPa)，

[0073] 所述气体i从醇水分离罐V1顶部输出，与来自含硫甲醇中压闪蒸段C2-2的有效气体c混合后进入氨冷器E2，经氨冷器E2冷却至-10～-20℃后从第一进口进入液体CO_2蒸发器E7进一步冷却至-47～-53℃，此时气体i 中部分CO_2已冷凝成液相，从第一出口输出后进入初始气四级冷却器E31 进一步冷却降温至-55～-57℃，进一步冷凝气体i中的CO_2，之后进入液体 CO_2分离罐V2，经过分离得到CO_2液体a(温度-53℃左右，压力3.55MPa 左右)和气体a(温度-53℃，压力3.55MPa左右)，

[0074] 所述气体a从液体CO_2分离罐V2顶部第三气体输出口输出，进入吸收塔C1的脱硫段C1-1进行脱硫，之后依次进入粗洗段C1-2、主洗段C1-3 脱除气体a中剩余的大部分CO_2，最后经精洗段C1-4的贫甲醇液体进一步处理，产出符合要求的净化气，所述净化气温度为-45～-55℃，压力为3.6MPa 左右，CO_2含量＜20ppm，硫化物含量＜小于1ppm。由于所述净化气仍具有较低的温度，能够作为制冷剂为系统提供冷量，故所述净化气经管道依次进入初始气四级冷却器E31对气体i进行四级冷却、进入初始气-净化气换热器E1对初始气进行一级冷却降温后，进入净化气产品收集装置。该过程用于净化气体a的贫甲醇液体自甲醇储罐V5依次经一级预热器E6、贫甲醇预冷器E5冷却至-60℃左右后进入吸收塔C1的上部精洗段C1-4，然后依次进入主洗段C1-3、粗洗段C1-2、脱硫段C1-1，逐级吸收CO_2、硫化物，在贫甲醇液体逐渐吸收气体a中的CO_2、硫化物过程中，贫甲醇液体温度不断升高，为了保证贫甲醇液体良好的吸收性，精洗段C1-4底部-30℃左右的贫甲醇液体经吸收塔甲醇氨冷器E3冷却降温至-55℃左右后进入主洗段 C1-3，而主洗段C1-3底部-35℃左右的贫甲醇液体经主洗段甲醇冷却器E4 冷却降温至-45℃左右后进入粗洗段C1-2。

[0075] 从醇水分离罐V1底部输出无硫半贫甲醇液体i经污水冷却器E15后进入醇水分馏塔C6中部，加热后无硫半贫甲醇液体i中的甲醇蒸发气化形成甲醇蒸汽m从醇水分馏塔C6顶部输出进入热再生塔C5进行再生循环利用，而剩余的废水(温度110℃左右，压力0.15MPa左右)从醇水分馏塔C6底部流出，经污水冷却器E15降温后进入污水处理装置。为了保持醇水分馏塔C6的温度稳定，醇水分馏塔C6底部的废水从第五出口C61输出后经醇水分离塔再沸器E9加热至100～120℃，再从第五进口C62回到醇水分馏塔 C6加热来自醇水分离罐V1的无

硫半贫甲醇液体i,促使无硫半贫甲醇液体 i中的甲醇持续蒸发气化,形成甲醇蒸汽进入热再生塔C5进行甲醇再生循环利用,所述甲醇蒸汽温度为70～100℃,压力为0.1～0.2MPa,主要包括 35～40％甲醇、60～65％水。

[0076] 从液体CO_2分离罐V2底部第二液体输出口输出的CO_2液体a经管道进入中低压闪蒸塔C2的有效气体回收段C2-1,经减压闪蒸,得到有效气体a 和CO_2液体b(温度-53℃左右,温度1.0MPa左右),所述有效气体a温度为-35℃左右,压力为1.0MPa左右,包括5～8％的H_2和CO,经管道进入含硫甲醇中压闪蒸段C2-2的三层塔板以下。

[0077] 在吸收塔C1内吸收CO_2和硫化物的贫甲醇液体变为富甲醇液体a,所述富甲醇液体a包括含硫富甲醇液体c和无硫富甲醇液体d,从吸收塔C1 的脱硫段C1-1底部输出的含硫富甲醇液体c(温度为-25℃左右,压力为 3.6MPa左右,CO_2含量5～8％)依次经过滤器F1、经含硫甲醇冷却器E13 冷却至-28℃、经减压阀门一K1减压至1.0MPa后进入含硫甲醇中压闪蒸段 C2-2三层塔板以下,经减压闪蒸,得到含硫富甲醇液体e(温度-45℃左右,压力0.9MPa左右)和气体e(温度-45℃左右,压力0.9MPa左右),所述气体e包括CO_2和硫化物,与来自有效气体回收段C2-1的有效气体a混合。

[0078] 从吸收塔C1的粗洗段C1-2输出的无硫富甲醇液体d(温度为-25℃左右,压力为3.6MPa左右,CO_2含量40％)一部分进入脱硫段C1-1继续吸收气体a中的硫化物,另一部分可以根据需要选择经减压阀门二K2减压至 1.0MPa后进入无硫甲醇中压闪蒸段C2-3,经减压闪蒸,得到无硫富甲醇液体f(温度-45℃左右,压力0.9MPa左右)和气体f(温度为-45℃左右、压力为0.9MPa、CO_2含量10％),所述气体f进入含硫甲醇中压闪蒸段C2-2 三层塔板以下与此处的有效气体a和气体e混合,得到有效气体b(温度-40～ -45℃,压力0.9MPa左右,含有约55％的CO_2),经含硫半贫甲醇液体g 洗涤吸收其中的大部分CO_2后,得到有效气体c(温度-40～-50℃,压力 0.9MPa左右),所述有效气体c从含硫甲醇中压闪蒸段C2-2顶部排出,进入循环CO_2冷却器E16换热升温至-25℃左右后进入气体压缩机M1,经压缩机M1升压至3.6MPa后进入水冷器E14冷却降温至-30℃左右,之后再次进入循环CO_2冷却器E16,经循环CO_2冷却器E16冷却降温至-35℃左右经管道与气体i混合后进入氨冷器E2进一步降温。为降低被压缩有效气体 c的体积,在含硫甲醇中压闪蒸段C2-2的三层塔板处,来自常压真空闪蒸塔C3内含硫甲醇真空闪蒸段C3-1底部的含硫半贫甲醇液体g将吸收有效气体b中的约70～75％的CO_2气体,从而减少重新进入气体i中的CO_2量,降低有效气体c的体积,既提高了CO_2回收率,也降低了压缩机M1功耗。

[0079] 而从无硫甲醇中压闪蒸段C2-3底部输出的无硫富甲醇液体f(温度 -40℃左右、压力1.0MPa左右、CO_2含量10％)进入无硫甲醇低压闪蒸段 C2-5,进一步减压闪蒸出无硫CO_2气体h_1(温度为-45℃左右,压力为0.6MPa 左右,CO_2含量35％)与所述气体b混合后进入无硫CO_2喷射器J1进气端,作为无硫CO_2喷射器J1的动力气,而从无硫甲醇低压闪蒸段C2-5底部输出的无硫富甲醇液体h_1(温度-45℃左右,压力0.6MPa左右,CO_2含量5％) 进入无硫甲醇常压闪蒸段C3-4,进一步减压闪蒸出无硫CO_2气体h_2(温度 -50℃左右,压力0.1MPa左右),经管道与无硫CO_2喷射器J1的出气端汇合,而从无硫甲醇常压闪蒸段C3-4底部输出的无硫富甲醇液体h_2(温度 -50℃左右,压力0.1MPa左右,CO_2含量1～3％)进入无硫甲醇真空闪蒸段 C3-3,进一步减压闪蒸出无硫CO_2气体h_3(温度-65℃左右,压力0.02MPa 左右)并被无硫CO_2喷射器J1抽出,在无硫CO_2喷射器J1的出气端与与无硫CO_2气体h_1、无硫CO_2气体h_2汇合,得到气体h

(温度-65℃左右,压力0.02MPa左右),此时无硫甲醇真空闪蒸段C3-3中得到无硫半贫甲醇液体h(温度-65℃左右,压力0.02MPa左右,CO_2含量1～3%),从无硫甲醇真空闪蒸段C3-3底部输出的无硫半贫甲醇液体h分为三部分,第一部分经补充/防冻甲醇给料泵P1与初始气混合后进入醇水分离罐V1用于防冻,第二部分经补充/防冻甲醇给料泵P1进入主洗段C1-3用于继续吸收气体a中的CO_2气体,第三部分依次经硫化物吸收塔给料泵P2、贫甲醇预冷器E5后进入硫化物吸收塔C4上部用于脱除气体d中硫化物。

[0080] 从含硫甲醇中压闪蒸段C2-2底部输出的含硫富甲醇液体e(温度-40℃左右,压力1.0MPa左右,CO_2含量5%、硫化物＜0.5%)经管道进入含硫甲醇低压闪蒸段C2-4,经减压闪蒸出部分含硫CO_2气体g_1(温度-45℃左右,压力0.6MPa左右,CO_2含量10%)与所述气体b混合后进入含硫CO_2喷射器J2,作为含硫CO_2喷射器J2的动力气,而从含硫甲醇低压闪蒸段C2-4底部输出的含硫富甲醇液体g_1(温度-45℃左右,压力0.6MPa左右,CO_2含量3%、硫化物＜0.5%)则进入含硫甲醇常压闪蒸段C3-2,进一步减压闪蒸出部分含硫CO_2气体g_2(温度-50℃左右,压力0.1MPa左右,CO_2含量 8%),经管道与含硫CO_2喷射器J2的出气端汇合,而从含硫甲醇常压闪蒸段C3-2底部输出的含硫富甲醇液体g_2(温度-50℃左右,压力0.1MPa左右, CO_2含量3%、硫化物＜0.5%)进入含硫甲醇真空闪蒸段C3-1,进一步减压闪蒸出含硫CO_2气体g_3(温度-65℃左右,压力0.02MPa左右)并被含硫 CO_2喷射器J2抽出,在含硫CO_2喷射器J2的出气端与含硫CO_2气体g_1、含硫CO_2气体g_2汇合,得到气体g(温度-65℃左右,压力0.02MPa左右)。此时含硫甲醇真空闪蒸段C3-1中得到含硫半贫甲醇液体g(温度-65℃左右,压力0.02MPa左右,CO_2含量2%、硫化物＜0.5%),从含硫甲醇真空闪蒸段C3-1底部输出的含硫半贫甲醇液体g分为两部分,第一部分进入含硫甲醇中压闪蒸段C2-2三层塔板以上用于继续吸收有效气体b中的CO_2,第二部分经吸收塔主洗段甲醇冷却器E4对主洗段C1-3的贫甲醇液体冷却后进入硫化物吸收塔C4中部进行硫化物脱除。

[0081] 从有效气体回收段C2-1底部输出的CO_2液体b从第二进口进入所述液体CO_2蒸发器E7,经所述液体CO_2蒸发器E7减压,CO_2液体b由高压力到低压力发生相变,由液态变为气态,得到气体b(温度-55℃左右,压力 0.6MPa左右),可以提供-55℃左右的低温环境实现对气体i的冷却,同时气体b从第二出口输出后经管道分别进入无硫CO_2喷射器J1和含硫CO_2喷射器J2的进气端,作为无硫CO_2喷射器J1和含硫CO_2喷射器J2的动力气,降低无硫CO_2喷射器J1和含硫CO_2喷射器J2的能耗。

[0082] 分别在无硫CO_2喷射器J1和含硫CO_2喷射器J2的出气端汇合的无硫 CO_2气体h和含硫CO_2气体g经管道汇合后形成气体c,所述气体c与所述气体b混合后得到气体d,所述气体d(温度-55℃左右,压力0.1MPa左右) 经初始气-净化气换热器E1升温后(此时气体d的温度-35℃左右)进入硫化物吸收塔C4进行硫化物脱除以净化气体d,净化后的气体d从塔硫化物吸收C4顶部输出,此时的气体d已经达到CO_2产品气回收利用的标准(温度-55℃左右,压力0.6MPa左右,CO_2含量99.99%),但仍具有较低的温度,可以作为冷却剂进一步发挥作用以降低整个系统的冷量需求能耗,故依次经H_2S冷却器E12冷却含H_2S的气体k_1、经初始气四级冷却器E31对气体i进行四级冷却、经初始气-净化气换热器E1对初始气进行一级冷却后进入CO_2产品气收集装置封存(温度为-20℃左右,压力为0.6MPa左右, CO_2含量99.99%)。

[0083] 所述含硫半贫甲醇液体g和所述无硫半贫甲醇液体h在所述硫化物吸收塔C4下部汇合,得到所述半贫甲醇液体b(温度-40～-50℃左右,压力为 0.1～0.3MPa,CO_2含量3%、

硫化物＜0.5%)，此时所述半贫甲醇液体b仍具有较低的温度，可以进行充分利用发挥制冷剂的作用，降低系统制冷的能耗，为了充分利用该部分能量，进一步降低整个系统的冷量需求能耗，所述硫化物吸收塔C4内的半贫甲醇液体b从第三出口C41被抽出，经含硫甲醇冷却器E13对从脱硫段C1-1底部输出的含硫富甲醇液体c冷却后从第三进口C42回到所述硫化物吸收塔C4下部。

[0084] 从硫化物吸收塔C4底部输出的半贫甲醇液体b(温度为-10℃左右，压力为0.1～0.3MPa，CO_2含量3%、硫化物＜0.5%)依次经热再生塔给料泵 P6、一级预热器E6、二级预热器E10换热后(温度为-5℃，压力为 0.1～0.3MPa，CO_2含量3%、硫化物＜0.5%)进入热再生塔C5，进行硫化物脱除，以净化半贫甲醇液体b变为贫甲醇液体重复利用。

[0085] 净化后的贫甲醇液体(温度75℃左右，压力0.15MPa左右)从热再生塔C5底部输出后分为两部分，第一部分经二级预热器E10换热降温至25℃左右后进入甲醇储罐V5，第二部分进入醇水分馏塔C6加热蒸发气化后从醇水分馏塔C6顶部输出回到热再生塔C5加热半贫甲醇液体b，促进半贫甲醇液体b中的硫化物气体析出，充分利用醇水分馏塔C6的能量加热贫甲醇液体，降低热再生塔再沸器E8的能量消耗。

[0086] 当热再生塔C5中的半贫甲醇液体b温度降低到一定程度后，硫化物气体不再析出，故热再生塔C5底部的部分贫甲醇液体从第四出口C51输出后经热再生塔再沸器E8加热形成气液混合物，再从第四进口C52回到热再生塔C5加热半贫甲醇液体b，促进半贫甲醇液体b中的硫化物气体析出，保证半贫甲醇液体b中的硫化物脱除充分，形成贫甲醇液体(温度为75℃左右，压力为0.1～0.3MPa，CO_2含量0.1%、硫化物＜0.5%)。

[0087] 在热再生塔C5顶部输出的含H_2S的气体j(温度为50℃，压力为 0.1～0.3MPa，H_2S含量3～8%)经热再生塔顶冷凝器E11冷却降温至40℃左右进入H_2S一级分离罐V3，H_2S一级分离罐V3中的冷凝液体(温度为40℃左右，压力为0.1～0.3MPa，H_2S含量1%)从底部输出返回热再生塔C5上部加热继续蒸出含H_2S的气体j，而从H_2S一级分离罐V3顶部输出的含H_2S的气体k_1(温度为40℃左右，压力为0.1～0.3MPa，H_2S含量3～8%)经H_2S冷却器E12进一步冷却降温至25℃左右进入H_2S二级分离罐V4，H_2S二级分离罐V4中的冷凝液体(温度为25℃左右，压力为0.1～0.3MPa，H_2S含量1%)从底部输出返回热再生塔C5上部加热继续蒸出含H_2S的气体j，而从H_2S二级分离罐V4顶部输出的含H_2S的气体k(温度为25℃左右，压力为0.1～0.3MPa，H2S含量3～8%) 经初始气-净化气换热器E1换热升温至30℃左右进入H_2S回收装置。

[0088] 综合以上实施例可以看出，本申请提供一种分离净化CO2的系统，通过设计新的气体净化系统，可以将初始气中的CO_2气体分为两部分处理，一是通过采用初始气-净化气换热器E1、氨冷器E2、液体CO_2蒸发器E7、初始气四级冷却器E31四级冷却的方式，利用CO_2的自身物理状态的转变产生的低温将初始气中40%左右的CO_2冷凝成CO_2液体a，分离后得到剩余的气体a， CO_2液体a经减压闪蒸得到有效气体a和CO_2液体b，并充分利用CO_2液体b压力高、温位低的特点，经蒸发气化后变为气体b作为整个系统喷射器的动力，降低了整个系统喷射器能耗，二是采用贫甲醇液体吸收气体a中另一部分 CO_2，再经逐级减压闪蒸出气体c进行回收，最终两部分气体b和气体c混合后进入硫化物吸收塔C4进行脱硫处理得到CO_2产品气，实现CO_2回收，整个工艺处理过程只有废水排放，无气体外排放环节，实现了初始气中CO_2几乎完全捕集回收，并且带压封存，便于利用，而且由于初始气中40%左右的 CO_2不经贫甲醇液体吸收脱除，从而使得脱除CO_2的贫甲醇液体用量降低了 30～45%，回收贫甲醇液体的能

耗也降低了30～45％，由于大大降低了循环贫甲醇液体的用量，从而可以实现各处理塔塔径的减小，进而实现设备小型化，降低投资和占地，具有较高的推广应用价值。

[0089] 显然，本发明的上述实施例仅仅是为清楚地说明本发明所作的举例，而并非是对本发明的实施方式的限定，对于所属领域的普通技术人员来说，在上述说明的基础上还可以做出其它不同形式的变化或变动，这里无法对所有的实施方式予以穷举，凡是属于本发明的技术方案所引申出的显而易见的变化或者变动仍处于本发明的保护范围之列。

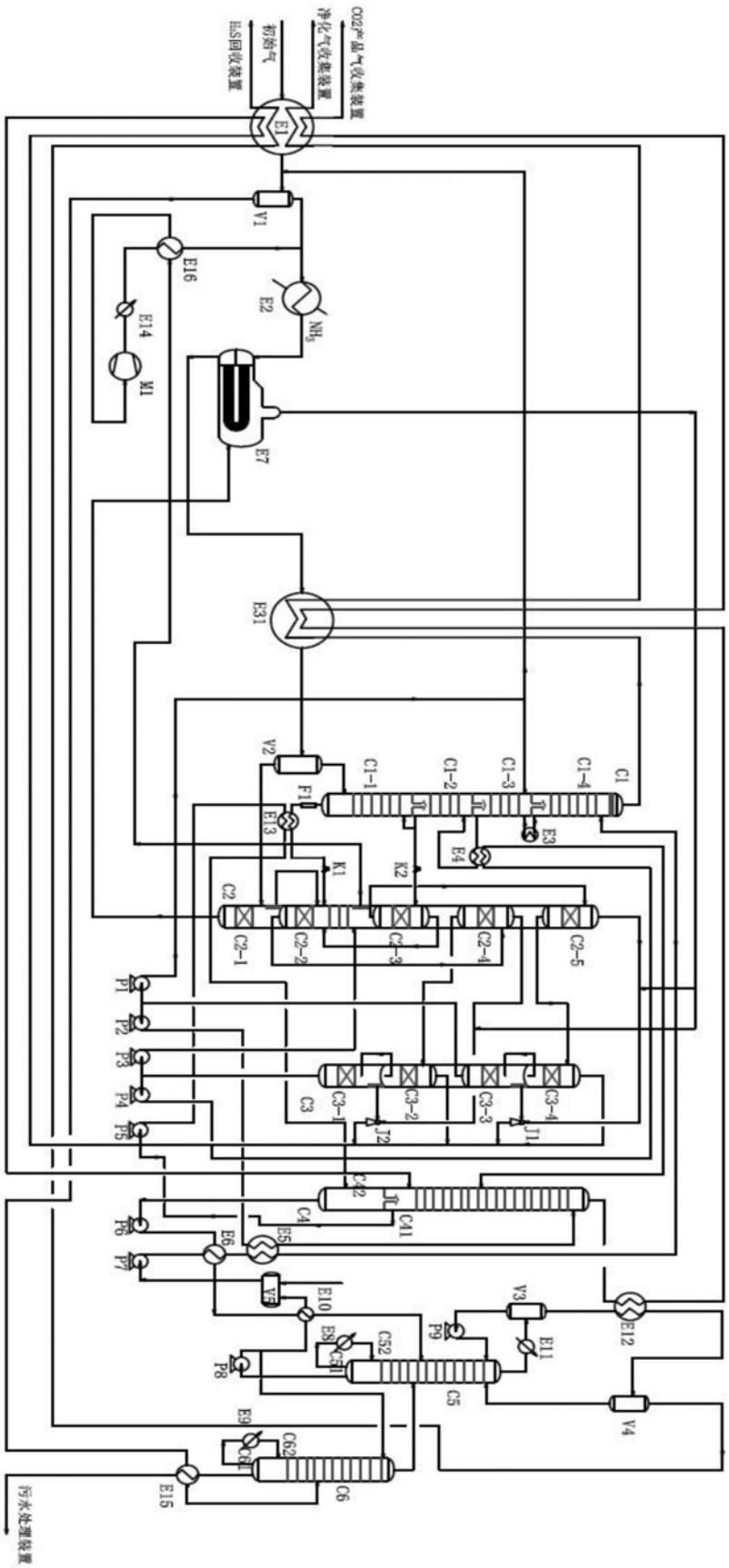

H2S回收装置
初始气
净化气收集装置
E1
V1
EI6
E2
NH3
EI4
M1
E7
E31
V2
C1-1
C1-2
C1-3
C1-4
C1
F1
EI3
E3
E4
K1
K2
C2
C2-1
C2-2
C2-3
C2-4
C2-5
P1
P2
P3
P4
P5
C3
C3-1
C3-2
C3-3
C3-4
J2
J1
C42
C41
C4
P6
P7
E6
E5
V3
E10
E8
C52
C51
P8
P9
E11
E12
C5
V4
E9
C62
C61
C6
E15
污水处理装置

图1