



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 118750896 A

(43) 申请公布日 2024.10.11

(21) 申请号 202410764360.2

(22) 申请日 2024.06.14

(71) 申请人 中国五环工程有限公司

地址 430223 湖北省武汉市东湖新技术开发区民族大道1019号

(72) 发明人 孙喜 夏炎华 杨志国 潘琦
余志文 望姣赟 叶霜 查溪
李培钰

(74) 专利代理机构 南京知识律师事务所 32207
专利代理师 高玲玲

(51) Int. Cl.

B01D 3/34 (2006.01)

C07C 273/04 (2006.01)

C07C 273/16 (2006.01)

B01D 3/42 (2006.01)

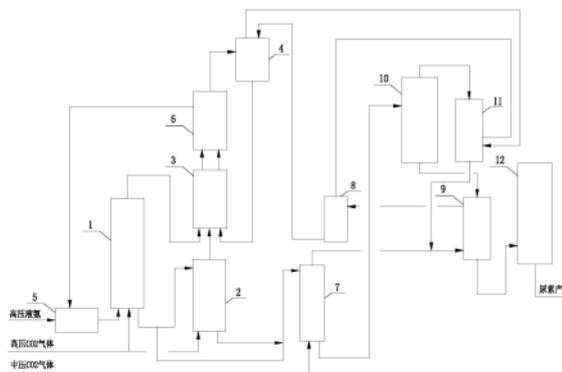
权利要求书2页 说明书5页 附图2页

(54) 发明名称

一种节能型尿素生产系统

(57) 摘要

本发明公开了一种节能型尿素生产系统,包括:第一合成塔、第二合成塔、汽提塔、高压甲铵冷凝器、高压洗涤器、中压分解系统、低压分解系统、真空预浓缩器和蒸发浓缩及造粒系统。采用本发明的生产系统,通过设置两台合成塔,优化了尿素高压合成的工艺流程,提高了尿素合成转化率和高压甲铵冷凝器副产低压蒸汽的压力,中压分解系统分流部分汽提塔的负荷,并充分利用这些副产的低压蒸汽,大幅度降低了尿素生产系统的能耗。



1. 一种节能型尿素生产系统,其特征在于包括:第一合成塔、第二合成塔、汽提塔、高压甲铵冷凝器、高压洗涤器、中压分解系统、低压分解系统、真空预浓缩器和蒸发浓缩及造粒系统;

其中第一合成塔用于将原料液氨和CO₂气体进行尿素合成反应,合成液进入汽提塔在CO₂气体下进行汽提,第一合成塔的气相汽提后的气相合并送至高压甲铵冷凝器底部,与来自高压洗涤器的液相混合在高压甲铵冷凝器内进行生成氨基甲酸铵的反应;高压甲铵冷凝器上部的出料送至第二合成塔进行尿素合成反应,第二合成塔的气相从上方进入高压洗涤器进行洗涤,液相送至第一合成塔参与尿素合成反应;

汽提塔出液的物料依次被送至中压分解系统、低压分解系统、真空预浓缩器进行进一步反应和浓缩,经真空预浓缩器浓缩后的尿液被送至蒸发浓缩及造粒系统进行浓缩和造粒。

2. 根据权利要求1所述的节能型尿素生产系统,其特征在于:所述高压甲铵冷凝器、第二合成塔、高压洗涤器可以分别为独立装置,或者由下至上设置在一个组合式合成塔中;所述组合式合成塔的下部为高压冷凝段,中间为尿素合成段,顶部为高压洗涤段;所述高压冷凝段采用列管式换热器;所述反应段内设置不少于1块的塔盘;所述高压洗涤段内设置填料;所述高压冷凝段和尿素合成段经管板直接连接,高压洗涤段的液体通过装置内置的管道自流至下部的高压冷凝段底部。

3. 根据权利要求1所述的节能型尿素生产系统,其特征在于:所述系统还包括甲铵喷射器,所述甲铵喷射器以高压液氨作为动力,用于将第二合成塔内的液体物料升压后送至第一合成塔。

4. 根据权利要求1所述的节能型尿素生产系统,其特征在于:所述节能型尿素生产系统还包括中压回收系统和低压回收系统;所述中压分解系统产生的气相先经真空预浓缩器壳程回收冷凝热后回到中压回收系统进一步冷凝成氨基甲酸铵溶液,中压回收系统排出的液相氨基甲酸铵溶液被送至高压洗涤器对进入气相进行洗涤,气相和高压洗涤器排放的尾气送至低压回收系统回收,回收的氨基甲酸铵溶液经升压后送至真空预浓缩器的壳侧回收冷凝热。

5. 根据权利要求4所述的节能型尿素生产系统,其特征在于:所述中压回收系统包括中压甲铵冷凝器和中压甲铵冷凝器液位槽,出真空预浓缩器热能回收段壳侧的气液混合物在中压甲铵冷凝器进一步冷凝,冷凝后的气液混合物进入中压甲铵冷凝器液位槽进行分离,分离出来液相经送至高压洗涤器,气相减压后送至低压回收系统。

6. 根据权利要求5所述的节能型尿素生产系统,其特征在于:所述中压分解塔的加热器为两段式,分别使用汽提塔蒸汽侧加热后的蒸汽冷凝液和高压甲铵冷凝器副产的低压蒸汽进行加热。

7. 根据权利要求4所述的节能型尿素生产系统,其特征在于:所述低压回收系统包括低压分解器和低压甲铵冷凝器;

所述低压分解器用于将输入的高压甲铵冷凝器副产的低压蒸汽和中压回收系统的气相加热,产生的低压分解气相经低压甲铵冷凝器冷凝后,冷凝的甲铵液送至真空预浓缩器的壳侧用作吸收液。

8. 根据权利要求1所述的节能型尿素生产系统,其特征在于:所述第一合成塔出液管道

上分流一股液相物料,分流的液相物料经减压阀减压到1.0~3.0MPaA,分流的物料为液相物料质量的0~50%,汽提塔出液的物料经减压阀减压到1.0~3.0MPaA,两者进行合并后送至中压分解系统。

9.根据权利要求1所述的节能型尿素生产系统,其特征在于:所述系统还包括自CO₂压缩机,用于产生中压CO₂和高压CO₂。

10.根据权利要求9所述的节能型尿素生产系统,其特征在于:所述高压CO₂中75~95(v)%送至汽提塔,5~25(v)%送至第一合成塔,来维持第一合成塔内的热平衡。

一种节能型尿素生产系统

技术领域

[0001] 本发明属于化工设备领域,特别涉及一种以氨和CO₂为原料生产尿素的节能工艺系统。

背景技术

[0002] 工业化尿素生产是以CO₂气体和液氨为原料,经过高压合成和中压或/和低压分解回收以及真空浓缩、造粒等工序加工成尿素产品。

[0003] CO₂和液氨在高压下合成尿素分两步合成,第一步为NH₃和CO₂生成中间产物——氨基甲酸铵(简称甲铵)的反应,该反应为快速的放热反应;第二步为甲铵脱水生成尿素的反应,该反应为缓慢的吸热反应。两步反应均为可逆平衡反应,反应式及反应热如下:

[0004] (1) $2\text{NH}_3 + \text{CO}_2 \rightleftharpoons \text{NH}_2\text{COONH}_4$ (-28.44kcal/mol)

[0005] (2) $\text{NH}_2\text{COONH}_4 \rightleftharpoons \text{NH}_2\text{CONH}_2 + \text{H}_2\text{O}$ (+5.98kcal/mol)

[0006] 上述两步反应中,第二步反应式整个尿素合成的控制步骤。因为氨易溶于水,易于回收,实际工业生产中均采用氨过量,即合成反应中的氨和CO₂的摩尔比大于2。由于合成反应式可逆平衡反应,就存在平衡转化率的问题,通常已CO₂的转化率来标定。根据相平衡原理,尿素合成反应的自由度为3,即3个变量影响尿素合成反应,工业生产中以温度、氨和CO₂摩尔比、水和CO₂摩尔比作为尿素合成反应的控制变量。要生产尿素成品,就需要对尿素合成过程中为生成尿素的甲铵进行处理,工业中采用先将合成溶液中的甲铵分解成NH₃和CO₂,然后再回收NH₃和CO₂的工艺原理,不同的分解及回收工艺,形成了不同的尿素生产工艺。

[0007] 根据尿素合成的基本原理,整个尿素合成过程是一个放热反应,但是由于尿素合成的化学反应是可逆平衡反应,在不同的合成压力下存在平衡转化率限制,未生成尿素的甲铵需要分解回收,分解是吸热反应,回收是放热反应,分解过程消耗高品位能源,而回收过程释放低品位热量。不同的生产工艺的差别主要体现在工艺流程、设备类型上,存在能耗高低、操作难易、投资高低等差别。

[0008] 目前,尿素生产工艺主要有如下几种:荷兰Stamicarbon公司CO₂汽提法工艺、意大利Saipem公司(原Snamprogetti技术)氨汽提法工艺、日本TOYO公司的ACES21工艺等,其中,以荷兰Stamicarbon公司的CO₂汽提工艺的应用最多。

[0009] 传统的CO₂汽提法的工艺流程,原料液氨及CO₂气体经增压后送入尿素合成塔(压力13.5~15MPaA)合成尿素,出尿素合成塔含氨基甲酸铵(中文简称:甲铵)的尿素溶液经高压分解回收(压力13.5~15MPaA)、低压分解回收(压力0.3~0.4MPaA)以及真空浓缩、造粒等工序加工成固体尿素产品。高压分解采用压力为2.3MPaA等级的中压蒸汽加热,低压分解及真空浓缩则利用高压回收系统副产的0.45MPaA低压蒸汽加热。

[0010] 根据尿素合成的基本原理,第一步生成氨基甲酸铵的反应是快速放热反应,低的NH₃/CO₂摩尔比和高的H₂O/CO₂摩尔比可以提高氨基甲酸铵的冷凝温度,能够副产更高压力的饱和蒸汽,第二步生成尿素的反应需要高的NH₃/CO₂摩尔比和低的H₂O/CO₂摩尔比,有利于提高合成的平衡转化率,也就是氨基甲酸铵的冷凝反应和生成尿素的反应需要的最佳工艺

条件不同。因此,根据尿素合成两步反应的基本原理,将尿素高压合成的设计成冷凝和反应分别在各自最近的 NH_3/CO_2 摩尔比和 $\text{H}_2\text{O}/\text{CO}_2$ 摩尔比下进行的工艺流程,可以提高副产蒸汽压力和合成的转化率,达到实现节能的目的。而传统 CO_2 汽提法尿素工艺装置,因原料液氨和高压 CO_2 经高压甲铵冷凝器冷凝后的气液两相全部进入尿素合成塔,冷凝和反应的 NH_3/CO_2 摩尔比和 $\text{H}_2\text{O}/\text{CO}_2$ 摩尔比相同,冷凝和反应不在最佳工艺条件,副产蒸汽压力低,合成转化率低,尿素生产的蒸汽消耗就高。

[0011] 通常 CO_2 汽提法工艺装置中,中压蒸汽(2.3MPaA)主要用于高压 CO_2 汽提塔的加热及工艺冷凝液处理系统的尿素水解器加热,其消耗为 $\sim 1000\text{kg/t}$ 尿素,高压甲铵冷凝器副产的0.45MPaA低压蒸汽除去系统自己使用外,约 200kg/t 尿素低压蒸汽需要外送出去。一般合成氨尿素工厂的低压蒸汽管网最低也要0.5MPaG,尿素装置副产的0.45MPaA低压蒸汽品位较低,无法并入低压蒸汽管网,难以利用,即使是注入到 CO_2 压缩机蒸汽透平(蒸汽透平驱动型压缩机),其效率也是很低的,还需要额外消耗大量循环水进行冷却。有些工厂不得已将其放空,白白浪费掉了。

[0012] 目前针对 CO_2 汽提法工艺装置能耗高的特点,发明一种节能型尿素生产系统,降低尿素生产的能耗。

发明内容

[0013] 本发明的目的是针对现有技术的缺陷,提供一种节能型尿素生产系统。

[0014] 为了实现上述目的,本发明采用以下技术方案:一种节能型尿素生产系统,其特征在于包括:第一合成塔、第二合成塔、汽提塔、高压甲铵冷凝器、高压洗涤器、中压分解系统、低压分解系统、真空预浓缩器和蒸发浓缩及造粒系统;

[0015] 其中第一合成塔用于将原料液氨和 CO_2 气体进行尿素合成反应,合成液进入汽提塔在 CO_2 气体下进行汽提,第一合成塔的气相汽提后的气相合并送至高压甲铵冷凝器底部,与来自高压洗涤器的液相混合在高压甲铵冷凝器内进行生成氨基甲酸铵的反应;高压甲铵冷凝器上部的出料送至第二合成塔进行尿素合成反应,第二合成塔的气相从上方进入高压洗涤器进行洗涤,液相送至第一合成塔参与尿素合成反应;

[0016] 汽提塔出液的物料依次被送至中压分解系统、低压分解系统、真空预浓缩器进行进一步反应和浓缩,经真空预浓缩器浓缩后的尿液被送至蒸发浓缩及造粒系统进行浓缩和造粒。

[0017] 进一步的,高压甲铵冷凝器、第二合成塔、高压洗涤器可以分别为独立装置,或者由下至上设置在一个组合式合成塔中;所述组合式合成塔的下部为高压冷凝段,中间为尿素合成段,顶部为高压洗涤段;所述高压冷凝段采用列管式换热器;所述反应段内设置不少于1块的塔盘;所述高压洗涤段内设置填料;所述高压冷凝段和尿素合成段经管板直接连接,高压洗涤段的液体通过装置内置的管道自流至下部的高压冷凝段底部。

[0018] 进一步的,系统还包括甲铵喷射器,所述甲铵喷射器以高压液氨作为动力,用于将第二合成塔内的液体物料升压后送至第一合成塔。

[0019] 进一步的,节能型尿素生产系统还包括中压回收系统和低压回收系统;所述中压分解系统产生的气相先经真空预浓缩器壳程回收冷凝热后回到中压回收系统进一步冷凝成氨基甲酸铵溶液,中压回收系统排出的液相氨基甲酸铵溶液被送至高压洗涤器对进入气

相进行洗涤,气相和高压洗涤器排放的尾气送至低压回收系统回收,回收的氨基甲酸铵溶液经升压后送至真空预浓缩器的壳侧回收冷凝热。

[0020] 进一步的,中压回收系统包括中压甲铵冷凝器和中压甲铵冷凝器液位槽,出真空预浓缩器热能回收段壳侧的气液混合物在中压甲铵冷凝器进一步冷凝,冷凝后的气液混合物进入中压甲铵冷凝器液位槽进行分离,分离出来液相经送至高压洗涤器,气相减压后送至低压回收系统。

[0021] 进一步的,中压分解塔的加热器为两段式,分别使用汽提塔蒸汽侧加热后的蒸汽冷凝液和高压甲铵冷凝器副产的低压蒸汽进行加热,

[0022] 进一步的,低压回收系统包括低压分解器和低压甲铵冷凝器;

[0023] 所述低压分解器用于将输入的高压甲铵冷凝器副产的低压蒸汽和中压回收系统的气相加热,产生的低压分解气相经低压甲铵冷凝器冷凝后,冷凝的甲铵液送至真空预浓缩器的壳侧用作吸收液。

[0024] 进一步的,第一合成塔出液管道上分流一股液相物料,分流的液相物料经减压阀减压到1.0~3.0MPaA,分流的物料为液相物料质量的0~50%,汽提塔出液的物料经减压阀减压到1.0~3.0MPaA,两者进行合并后送至中压分解系统。

[0025] 进一步的,系统还包括自CO₂压缩机,用于产生中压CO₂和高压CO₂。

[0026] 进一步的,高压CO₂中75~95(v)%送至汽提塔,5~25(v)%送至第一合成塔,来维持第一合成塔内的热平衡。

[0027] 本申请针对传统CO₂汽提法流程工艺装置能耗高的特点,从降低能耗的角度,根据尿素合成分两步反应的基本原理,发明了一种低能耗的尿素工艺系统。设置两个尿素合成塔,使得尿素合成的第一步反应和第二步反应分别在最佳工艺条件下进行,获得了更高的合成转化率和副产更高压力的饱和蒸汽,副产的饱和蒸汽可以供中压分解系统利用,第二合成塔分流一部分物料去中压分解系统,降低了汽提塔的负荷,从而降低了中压蒸汽的消耗。高压甲铵冷凝器的副产蒸汽压力由改造前的0.45MPaA提高到0.60MPaA以上,合成塔的转化率可以由58%~60%提高到60%~63%。同时设置中压分解系统,来分流汽提塔的负荷,并充分利用高压甲铵冷凝器副产的低压饱和蒸汽,使得改造后汽提塔和高压甲铵冷凝器的负荷减少,即可实现大幅降低中压蒸汽消耗的目的,也可以实现对现有的传统CO₂汽提法尿素装置进行扩产和降低中压蒸汽消耗的双重改造目的。

[0028] 来自CO₂压缩机的高压CO₂中75~95(v)%送至汽提塔,5~25(v)%送至第一合成塔,来维持第一合成塔内的热平衡。第一合成塔出液管道分流的液相物料经减压阀减压到1.0~3.0MPaA,分流的物料比例0~50(wt.)%,汽提塔出液的物料经减压阀减压到1.0~3.0MPaA,两者进行合并后进入中压分解系统。中压分解塔的加热热源分别使用汽提塔蒸汽侧加热后的蒸汽冷凝液和高压甲铵冷凝器副产的低压蒸汽,从CO₂压缩机抽出的中压CO₂气体送至中压分解塔下部作为汽提气,所产生的NH₃及CO₂气体与来自低压回收系统中低压甲铵冷凝器的甲铵液一并进入真空预浓缩器壳侧的热能回收段,在此冷凝吸收,冷凝热用于加热管侧内的尿素溶液,回收冷凝热。出真空预浓缩器壳侧的气液混合物再经中压甲铵冷凝器进一步冷凝,气液混合物在中压甲铵冷凝器液位槽内分离,甲铵液经高压甲铵泵加压后送到高压洗涤器,气相减压后送至低压回收系统的低压甲铵冷凝器。

[0029] 中压分解系统,包括中压分解塔和中压分解塔加热器,中压回收系统包括中压甲

铵冷凝器、中压甲铵冷凝器液位槽。真空预浓缩器是一个热能回收设备,壳侧连接的是中压分解系统和回收系统,管测连接低压分解系统和尿素浓缩机造粒系统。中压分解系统的核心设备为中压分解塔加热器,中压分解塔的加热段是上下两段式,加热热源分别使用汽提塔蒸汽侧加热后的蒸汽冷凝液和高压甲铵冷凝器副产的低压蒸汽。利用气提原理,以中压CO₂作为汽提剂,在中压分解塔底部通入一定量的中压CO₂气体,使尿素溶液中的甲铵能在1.0~3.0MPaA压力下分解,并达到所期望的甲铵分解率,这样中压分解塔加热段壳侧的加热介质就可以使用高压甲铵冷凝器副产的低压蒸汽加热,副产的低压蒸汽得到合理利用,从而降低中压蒸汽(2.3MPaA)的消耗。

[0030] 根据计算,采用本发明工艺技术建设的尿素装置,每生产一吨尿素产品的中压蒸汽(2.3MPaA,饱和蒸汽)消耗可以控制在600kg以下,对比传统CO₂汽提法尿素工艺装置可以节省蒸汽约400kg。以一套年产50万吨尿素装置为例,每年节约2.3MPaA的饱和蒸汽消耗约20万吨,节能效果非常明显。

附图说明

[0031] 图1是实施例1的节能型尿素生产系统的结构示意图。

[0032] 图2是实施例2的节能型尿素生产系统的结构示意图。

[0033] 图3是组合式合成塔结构示意图。

具体实施方式

[0034] 为了使本技术领域的人员更好地理解本申请方案,下面将结合本申请实施例中的附图,对本申请实施例中的技术方案进行清楚、完整地描述。显然,所描述的实施例仅是本申请一部分的实施例,而不是全部的实施例。基于本申请中的实施例,本领域普通技术人员在没有做出创造性劳动前提下所获得的所有其他实施例,都应当属于本申请保护的范围。

[0035] 需要说明的是,本申请的说明书和权利要求书及上述附图中的术语“包括”和“具有”以及他们的任何变形,意图在于覆盖不排他的包含,例如,包含了一系列步骤或单元的过程、方法、系统、产品或设备不必限于清楚地列出的那些步骤或单元,而是可包括没有清楚地列出的或对于这些过程、方法、产品或设备固有的其它步骤或单元。

[0036] 实施例1

[0037] 参见图1,节能型尿素生产系统包括:第一合成塔1、第二合成塔6、汽提塔2、高压甲铵冷凝器3、高压洗涤器4、中压分解系统7、中压回收系统8、低压分解系统10、低压回收系统11、真空预浓缩器9、蒸发浓缩及造粒系统12、甲铵喷射器5。

[0038] 来自CO₂压缩机的高压CO₂气体大部分送至汽提塔2,用于CO₂气体来汽提来自第一合成塔1的合成液,汽提后的气相进入高压甲铵冷凝器3底部,与来自高压洗涤器5的液相混合在高压甲铵冷凝器内进行生产甲铵的反应,并放出大量的热量被壳侧的锅炉给水移出,用于副产低压蒸汽。从高压甲铵冷凝器3顶部出来的气、液混合物通过管道从底部进入第二合成塔6,在第二合成塔6内进行生产尿素的反应。从第二合成塔6上部出来的合成液经过甲铵喷射器5升压后送至第一合成塔1,气相送至高压洗涤器4,在高压洗涤器4内被来自中压回收系统8的高压甲铵液洗涤,洗涤后的高压尾气送至后续的低压回收系统11,液相靠重力自流至3-高压甲铵冷凝器底部。第一合成塔1的上部液相靠重力自流至汽提塔2,气相与来

自汽提塔2的气相一起送至高压甲铵冷凝器3底部。

[0039] 从第一合成塔1出液管道上分流一股物料减压阀减压到1.0~3.0MPaA后,分流的物料量为0~50%,与从汽提塔2出液经减压阀减压到1.0~3.0MPaA后的物料合并,送至中压分解系统7,中压分解系统7中的尿液在经减压阀减压后送至低压分解系统10,而中压分解气相先经真空预浓缩器9回收冷凝热后再在中压回收系统8进一步冷凝成甲铵液。从界区来的中压CO₂气体送至中压分解系统7,来调节中压回收系统8的NH₃/CO₂摩尔比。

[0040] 低压分解系统10的低压分解的液相经减压阀减压后送至真空预浓缩器9,利用中压分解系统7的中压分解气的冷凝热浓缩尿液,经真空预浓缩器9浓缩后的尿液被送至后续的蒸发浓缩及造粒系统12。低压分解气在低压回收系统11回收,回收的甲铵液经升压后送至真空预浓缩器9的壳侧。

[0041] 实施例2

[0042] 参见图2,节能型尿素生产系统包括:第一合成塔1、组合式合成塔13、汽提塔2、中压分解系统7、中压回收系统8、低压分解系统10、低压回收系统11、真空预浓缩器9、蒸发浓缩及造粒系统12、甲铵喷射器5。

[0043] 来自CO₂压缩机的高压CO₂气体大部分送至汽提塔2,用CO₂气体来汽提来自第一合成塔1的合成液,汽提后的气相进入组合式合成塔13底部(组合式合成塔外形图,参见附图3),与来自组合式合成塔13顶部洗涤段下来的液相混合在下部冷凝段(A段)内进行生产甲铵的反应,并放出大量的热在管侧内被锅炉给水移出,用于副产低压蒸汽。组合式合成塔13中部反应段(B段)出来的合成液经过甲铵喷射器5升压后送至第一合成塔1,从组合式合成塔13中部反应段(B段)的气相直接进入上部的高压洗涤段(C段),在高压洗涤段(C段)内被来自中压回收系统8的高压甲铵液洗涤,洗涤后的高压尾气送至后续的低压吸收设备,液相靠重力自流经内置的管道送至组合式合成塔13下部的冷凝段(A段)底部。第一合成塔1的上部液相靠重力自流至汽提塔2,气相与来自汽提塔2的气相合并送至组合式合成塔13底部。

[0044] 从第一合成塔1出液管道上分流一股物料减压阀减压到1.0~3.0MPaA后,分流的物料量为0~50%,与从汽提塔2出液经减压阀减压到1.0~3.0MPaA后的物料合并,送至中压分解系统7,中压分解系统7中的尿液在经减压阀减压后送至低压分解系统10。中压分解系统7中的中压分解气相先经真空预浓缩器9回收冷凝热后再在中压回收系统8进一步冷凝成甲铵液后再返回组合式合成塔13上部的高压洗涤段。从界区来的中压CO₂气体送至中压分解系统7,来调节中压回收系统8的NH₃/CO₂摩尔比。

[0045] 低压分解系统10的低压分解的液相经减压阀减压后送至真空预浓缩器9,利用中压分解系统7的中压分解气的冷凝热浓缩尿液,经真空预浓缩器9浓缩后的尿液被送至后续的蒸发浓缩及造粒系统12。低压回收系统11的甲铵液经升压后送至真空预浓缩器9的壳侧。

[0046] 以上是对本发明所作的进一步详细说明,不可视为对本发明的具体实施的局限。对于本发明所属技术领域的普通技术人员来说,在不脱离本发明构思的简单推演或替换,都在本发明的保护范围之内。

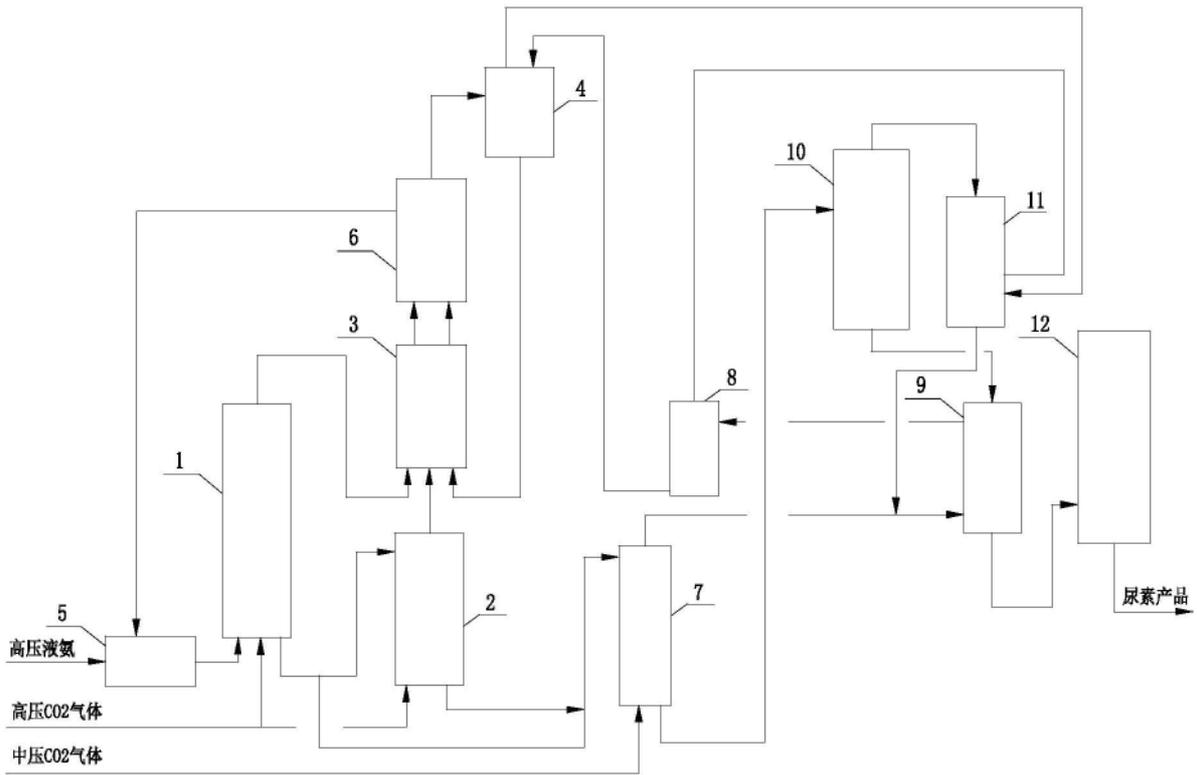


图1

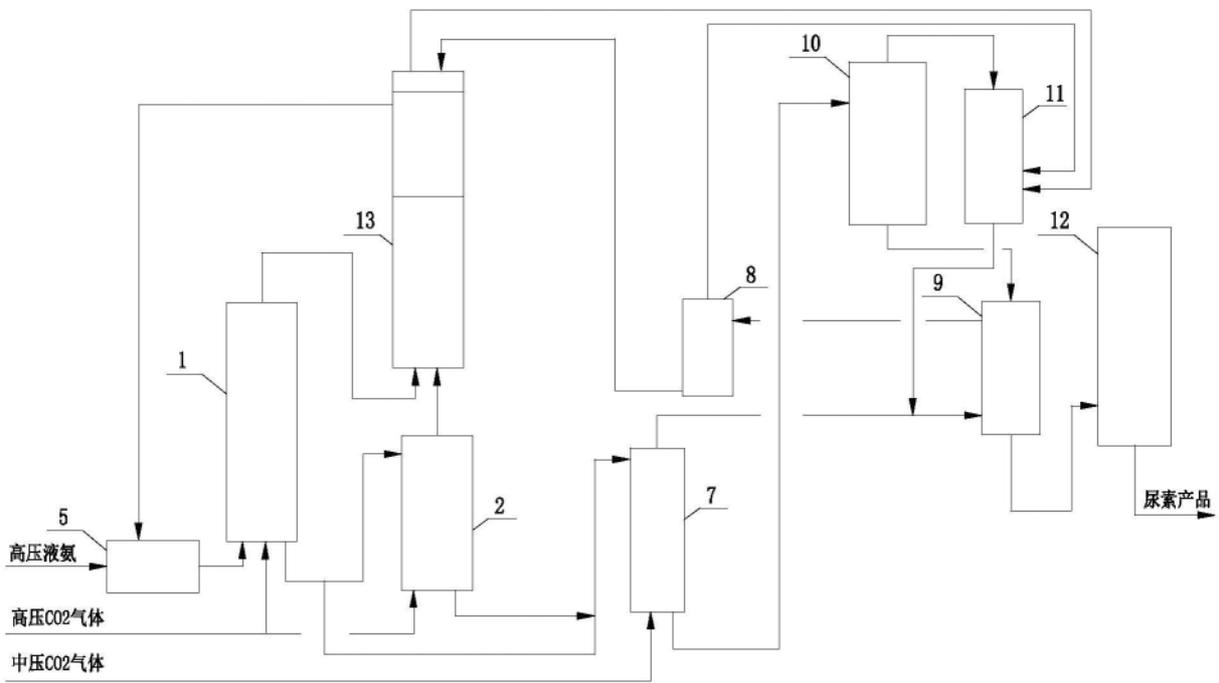


图2

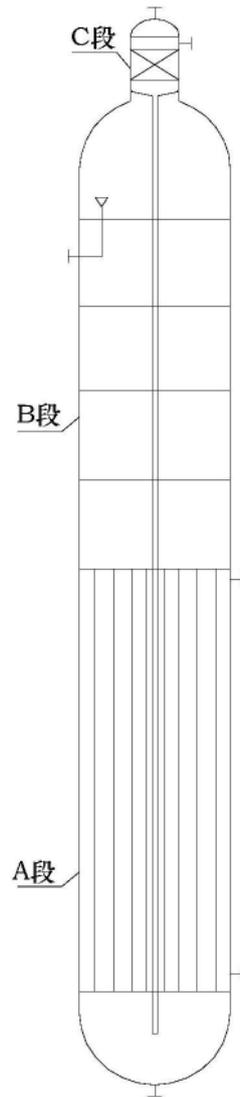


图3