



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 101801506 B

(45) 授权公告日 2012. 10. 10

(21) 申请号 200880104214. 6

(22) 申请日 2008. 07. 28

(30) 优先权数据

07113576. 8 2007. 07. 31 EP

(85) PCT申请进入国家阶段日

2010. 02. 24

(86) PCT申请的申请数据

PCT/EP2008/059843 2008. 07. 28

(87) PCT申请的公布数据

W02009/016139 EN 2009. 02. 05

(73) 专利权人 国际壳牌研究有限公司

地址 荷兰海牙

(72) 发明人 A·M·德莫斯 S·施伦德

(74) 专利代理机构 中国国际贸易促进委员会专

利商标事务所 11038

代理人 王长青

(51) Int. Cl.

B01D 53/86 (2006. 01)

C01B 3/52 (2006. 01)

C01B 3/58 (2006. 01)

C01B 17/04 (2006. 01)

C10K 1/34 (2006. 01)

(56) 对比文件

WO 99/12847 A1, 1999. 03. 18, 说明书第 7 页
第 17 行至第 20 页第 10 行.

EP 0016631 A1, 1980. 03. 19, 说明书第 5 页
第 3 行至第 13 页第 32 行.

JP 昭 53-13602 A, 1978. 02. 07, 摘要.

EP 0661373 A1, 1994. 12. 28, 说明书第 2 栏
第 26 行至第 5 栏第 52 行.

US 4189307 A, 1980. 02. 19, 说明书第 9 栏第
3 行至第 11 栏第 51 行.

审查员 王春晖

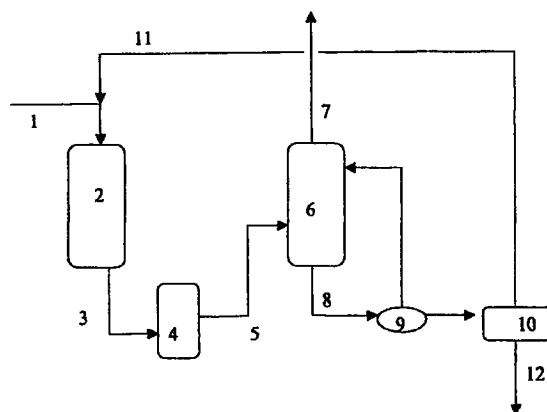
权利要求书 1 页 说明书 6 页 附图 1 页

(54) 发明名称

由含 H_2S 、 CO_2 及 HCN 和 / 或 COS 的气体生产
纯化气体的方法

(57) 摘要

本发明提供一种由含 H_2S 、 CO_2 及 HCN 和 / 或 COS 的原料气生产纯化气体的方法, 所述方法包括以下步骤: (a) 在 HCN/COS 水解装置中, 在水存在下, 使含 H_2S 、 CO_2 及 HCN 和 / 或 COS 的原料气与 HCN/COS 水解吸附剂接触, 从而获得贫含 HCN 和 / 或 COS 的气体; (b) 在 H_2S/CO_2 吸收器中使贫含 HCN 和 / 或 COS 的气体与吸收液体接触以脱除 H_2S 和 CO_2 , 从而获得纯化气体及富含 H_2S 和 CO_2 的吸收液体; (c) 对至少部分富含 H_2S 和 CO_2 的吸收液体进行加热和降压, 以获得富含 CO_2 的热闪蒸气和富含 H_2S 的吸收液体; (d) 在高温下使富含 H_2S 的吸收液体与汽提气接触, 从而将 H_2S 转移至汽提气, 以获得再生的吸收液体和富含 H_2S 的汽提气; 和 (e) 将至少部分富含 CO_2 的闪蒸气导入 HCN/COS 水解装置和 / 或 H_2S/CO_2 吸收器。



1. 一种由含 H_2S 、 CO_2 及 HCN 和 / 或 COS 的原料气生产纯化气体的方法, 在所述原料气中, 基于所述气体计, H_2S 的量为 1ppmv-20vol%, CO_2 的量为 0.5-10vol%, 如果存在, HCN 的量为 1ppbv-500ppmv, 和如果存在, COS 的量为 1ppbv-50ppmv, 所述方法包括以下步骤:

(a) 在 HCN/COS 水解装置中, 在水存在下, 使含 H_2S 、 CO_2 及 HCN 和 / 或 COS 的原料气与 HCN/COS 水解吸附剂接触, 从而获得贫含 HCN 和 / 或 COS 的气体;

(b) 在 $\text{H}_2\text{S}/\text{CO}_2$ 吸收器中使贫含 HCN 和 / 或 COS 的气体与吸收液体接触以脱除 H_2S 和 CO_2 , 从而获得纯化气体及富含 H_2S 和 CO_2 的吸收液体;

(c) 对至少部分富含 H_2S 和 CO_2 的吸收液体进行加热和降压, 以获得富含 CO_2 的热闪蒸气和富含 H_2S 的吸收液体;

(d) 在高温下使富含 H_2S 的吸收液体与汽提气接触, 从而将 H_2S 转移至汽提气, 以获得再生的吸收液体和富含 H_2S 的汽提气; 和

(e) 将至少部分富含 CO_2 的闪蒸气导入 HCN/COS 水解装置和 / 或 $\text{H}_2\text{S}/\text{CO}_2$ 吸收器。

2. 权利要求 1 的方法, 其中将富含 H_2S 的汽提气导入硫回收装置, 在其中将 H_2S 转化成元素硫。

3. 权利要求 2 的方法, 其中所述硫回收装置为 Claus 装置。

4. 权利要求 1-3 任一项的方法, 其中将至少 80% 的富含 CO_2 的闪蒸气导入 HCN/COS 水解装置和 / 或 $\text{H}_2\text{S}/\text{CO}_2$ 吸收器。

5. 权利要求 4 的方法, 其中将至少 90% 的富含 CO_2 的闪蒸气导入 HCN/COS 水解装置和 / 或 $\text{H}_2\text{S}/\text{CO}_2$ 吸收器。

6. 权利要求 5 的方法, 其中将全部的富含 CO_2 的闪蒸气导入 HCN/COS 水解装置和 / 或 $\text{H}_2\text{S}/\text{CO}_2$ 吸收器。

7. 权利要求 1-3 任一项的方法, 其中原料气包含 HCN 和少量或不含 COS , 和将包含 CO_2 的闪蒸气导入 $\text{H}_2\text{S}/\text{CO}_2$ 吸收器。

8. 权利要求 1-3 任一项的方法, 其中选择步骤 (b) 中的吸收器的操作条件使得相对于 CO_2 优先吸收 H_2S 。

9. 权利要求 1-3 任一项的方法, 其中富含 H_2S 的汽提气包含 30-90 体积% 的 H_2S 。

10. 权利要求 9 的方法, 其中富含 H_2S 的汽提气包含 40-90 体积% 的 H_2S 。

11. 权利要求 10 的方法, 其中富含 H_2S 的汽提气包含 60-90 体积% 的 H_2S 。

12. 权利要求 1-3 任一项的方法, 其中原料气包含至少 1 体积% 的 CO_2 。

13. 权利要求 1-3 任一项的方法, 其中步骤 (d) 在 90-120°C 的温度下和 / 或在 2×10^5 至 4×10^5 Pa 绝压的压力下进行。

14. 权利要求 13 的方法, 其中步骤 (d) 在 90-120°C 的温度下和 / 或在 2×10^5 至 3×10^5 Pa 绝压的压力下进行。

15. 权利要求 1-3 任一项的方法, 其中步骤 (d) 中获得的闪蒸气包含 10-90 体积% 的 CO_2 。

16. 权利要求 15 的方法, 其中步骤 (d) 中获得的闪蒸气包含 50-90 体积% 的 CO_2 。

17. 权利要求 1-3 任一项的方法, 其中将纯化气体用于发电。

由含 H_2S 、 CO_2 及 HCN 和 / 或 COS 的气体生产纯化气体的方法

技术领域

[0001] 本发明涉及由含硫化氢 (H_2S)、二氧化碳 (CO_2) 及氰化氢 (HCN) 和 / 或二硫化羰 (COS) 的气体生产纯化气体的方法。

[0002] 所述气体可以是天然气、合成气或气体流出物。

背景技术

[0003] 合成气主要包含一氧化碳和氢。合成气通常经过烃 (包括天然气、煤层甲烷、馏分油和渣油) 的部分氧化或蒸汽重整、和通过固体化石燃料 (例如煤或焦炭) 的气化而生产。有关气体制备的一般描述, 参考 Maarten van der Burgt 等人的 “The Shell Middle Distillate Synthesis Process, Petroleum Review, 1990 年 4 月, 第 204-209 页”。

[0004] 根据用于生产合成气的原料, 气体将含有污染物例如二氧化碳、硫化氢、硫化羰和二硫化羰, 同时还可能存在氮、含氮组分 (例如 HCN 和 NH_3) 以及羰基金属。

[0005] 许多天然气井产生所谓的 “酸气”, 即包含酸性化合物例如二氧化碳和 / 或硫化物例如 H_2S 、硫化物、二硫化物和噻吩的天然气。酸性化合物的总量通常太高, 使得天然气不适合直接使用。根据天然气的预计用途, 通常必须脱除酸性化合物。

[0006] 因为通常对气体进行进一步处理, 从而例如在燃气轮机中发电或当是用于催化转化反应的合成气时或当是经过管线进行输送或被冷却和液化形成液化天然气的天然气时, 通常希望将污染物脱除至一定水平。

[0007] 从气体物流中脱除 HCN 是重要的, 不仅因为它本身的毒性, 还因为当在气体物流中同时存在 HCN 和氧时可能产生腐蚀性的 NO_x 化合物。此外, HCN 本身对设备具有腐蚀性。

[0008] 由含 H_2S 、 CO_2 及 HCN 和 / 或 COS 的气体生产纯化气体的方法在本领域中是已知的。例如, US 4, 189, 307 中描述了一种方法, 其中在 HCN 吸收器中由气体中脱除 HCN , 之后在酸性气体吸收器中脱除 H_2S 和 / 或 CO_2 。纯化气体离开酸性气体吸收器, 和富含 H_2S 和 CO_2 的吸收液体通过用汽提气汽提而再生。将所得富含 H_2S 和 CO_2 的汽提气送至 Claus 装置, 在其中 H_2S 通过与 SO_2 反应而转化成元素硫。但在气体包含明显量 CO_2 的情况下, 富含 H_2S 和 CO_2 的汽提气还将包含明显量的 CO_2 。因为 CO_2 不在 Claus 装置中被转化, 所以将需要不必要的大 Claus 装置以处理较大体积的 Claus 原料气。此外, Claus 原料气中 H_2S 的量将相对较低, 导致效率较低的 Claus 过程。

[0009] 因此, 需要不具有上文提及的缺点的能够由含 H_2S 、 CO_2 及 HCN 和 / 或 COS 的气体生产纯化气体的简单方法,

发明内容

[0010] 为此, 本发明提供提供由含 H_2S 、 CO_2 及 HCN 和 / 或 COS 的原料气生产纯化气体的方法, 所述方法包括以下步骤:

[0011] (a) 在 HCN/COS 水解装置中, 在水存在下, 使含 H_2S 、 CO_2 及 HCN 和 / 或 COS 的原料

气与 HCN/COS 水解吸附剂接触,从而获得贫含 HCN 和 / 或 COS 的气体;

[0012] (b) 在 H_2S/CO_2 吸收器中使贫含 HCN 和 / 或 COS 的气体与吸收液体接触以脱除 H_2S 和 CO_2 ,从而获得纯化气体及富含 H_2S 和 CO_2 的吸收液体;

[0013] (c) 对至少部分富含 H_2S 和 CO_2 的吸收液体进行加热和降压,以获得富含 CO_2 的热闪蒸气和富含 H_2S 的吸收液体;

[0014] (d) 在高温下使富含 H_2S 的吸收液体与汽提气接触,从而将 H_2S 转移至汽提气,以获得再生的吸收液体和富含 H_2S 的汽提气;和

[0015] (e) 将至少部分富含 CO_2 的闪蒸气导入 HCN/COS 水解装置和 / 或 H_2S/CO_2 吸收器。

[0016] 已经发现通过在再生吸收液体之前从吸收液体中移取 CO_2 和将 CO_2 送回过程中,从再生步骤中获得的汽提气的 $H_2S : CO_2$ 之比可以得到改进。

[0017] 所述方法能够生产具有降低的污染物浓度的纯化气体。因为具有降低的污染物(特别是 HCN 和 / 或 COS)浓度,纯化气体适合多种用途,特别是用作发电的原料或用于催化反应中或用于管线输送。

[0018] 所述方法的另一优点是即使当处理包含明显量的 CO_2 的原料气物流时,也能获得富含 H_2S 和包含少量 CO_2 的汽提气。适合地,富含 H_2S 的汽提气中的 H_2S 浓度将大于 30 体积%。这样的汽提气是用于硫回收装置的适合原料,在硫回收装置中将 H_2S 转化成元素硫。硫回收装置的原料中高浓度的 H_2S 能够使用较小的硫回收装置和因此较低的资金和操作费用。因此,所述方法当用作包括硫回收装置的总体流程的一部分时提供另外的优点。

[0019] 原料气可以是天然气、合成气或气体流出物。

[0020] 通常,原料合成气在合成发生装置例如高温重整装置、自热重整装置或气化炉中由原料生成。参见例如 Maarten van der Burgt 等人的“The Shell Middle Distillate Synthesis Process, Petroleum Review, 1990 年 4 月,第 204-209 页”。

[0021] 除了煤和重油渣油之外,还存在可以用作产生气体的原料的多种固体或非常重(粘性)的化石燃料,包括固体燃料例如无烟煤、褐煤、烟煤、次烟煤、褐煤(lignite)、石油焦炭、泥煤等,和重渣油例如从焦油砂中提取的烃、来自炼厂的渣油(例如沸点高于 $360^\circ C$ 的渣油馏分)、直接衍生自原油的渣油、或来自油转化方法(例如热裂化、催化裂化、加氢裂化等)的渣油。所有这些种类的燃料具有不同比例的碳和氢以及不同的被认为是污染物的物质。

[0022] 重整装置中产生的合成气通常包含明显量的一氧化碳和氢,且另外包含二氧化碳、蒸汽、各种惰性化合物和杂质例如 HCN 和硫化物。气化炉中产生的气体通常包含较低浓度的二氧化碳。

[0023] 离开气体发生装置的合成气可能含有颗粒物质,例如烟灰颗粒。优选地,脱除这些烟灰颗粒,例如通过在烟灰洗涤器中使离开气体发生装置的气体与洗涤液接触以脱除颗粒物质、特别是烟灰,从而获得包含 H_2S 、 CO_2 及 HCN 和 / 或 COS 的原料气。

[0024] 应理解原料气中 H_2S 、 CO_2 及 HCN 和 / 或 COS 的量可能不同。

[0025] 适合地,原料气中的 H_2S 量将为 1ppmv-20 体积%,通常是 1ppmv-10 体积%,基于所述气体计。

[0026] 通常,原料气中的 CO_2 量为约 0.5-10vol%,优选约 1-10vol%,基于所述气体计。当存在明显量的 CO_2 、特别是至少 0.5 体积%的 CO_2 时,所述方法时特别有用的。

[0027] 如果存在 HCN, 则原料气中的 HCN 量将通常为约 1ppbv- 约 500ppmv。

[0028] 如果存在 COS, 则原料气中的 COS 量将通常为约 1ppbv- 约 50ppmv。

[0029] 步骤 (a) 中, 使原料气与 HCN/COS 水解吸附剂接触。适合的 HCN 水解吸附剂包括 HCN/COS 水解催化剂。

[0030] 在一个优选实施方案中, HCN 水解吸附剂包含一种或多种选自元素周期表第 VI 族和第 IVB 族、更优选第 IVB 族 (Zr, Ti, Hf) 的金属的氧化物。提到本文使用的周期表和其中的族, 指的是早期的 IUPAC 版元素周期表, 例如在 Handbook of Chemistry and Physics (CRC Press) 第 68 版中所描述的。氧化铝以及 Mo 和 Ti 中的至少一种的氧化物是特别优选的。

[0031] 为了增大可以用于与原料气接触的表面积、孔体积和 / 或孔径, 优选将 HCN 水解吸附剂载带在载体材料、特别是无机载体材料上。优选地, 使用选自氧化铝、二氧化硅、二氧化钛、氧化锆、碳、碳化硅和硅藻土的载体材料。可以用任意种类的载体材料, 或可以使用不同载体材料的混合物。

[0032] 在优选实施方案中, HCN 水解吸附剂包含氧化铝。已经发现氧化铝的存在导致更好地脱除 COS。优选地, HCN 水解吸附剂中存在的氧化铝量为 0.1-5wt%, 更优选 0.1-3wt%, 基于总 HCN 水解吸附剂计。

[0033] 优选地, 步骤 (a) 在 80-250°C、更优选 100-240°C 的温度下进行。已经发现在优选温度下, 可以将 HCN 脱除至 ppbv 范围的水平, 甚至低至低于 10ppbv。

[0034] 优选地, 步骤 (a) 在 1-100bara、优选 20-80bara、更优选 40-60bara 的压力下进行。

[0035] 气时空速可以与现有的方法类似, 例如 1,000-100,000/h, 优选约 10,000-20,000/h。

[0036] 步骤 (a) 后, 获得贫含 HCN 和 / 或 COS 的气体。应理解, 贫含 HCN 和 / 或 COS 的气体中的 HCN 和 / 或 COS 的量将取决于原料气中这些污染物的量。优选地, 贫含 HCN 和 / 或 COS 的气体中的 HCN 量小于原料气中的 HCN 量的 50%, 更优选小于 30% 和甚至更优选小于 10%。优选地, 贫含 HCN 和 / 或 COS 的气体中的 COS 量小于原料气中的 COS 量的 50%, 更优选小于 30% 和甚至更优选小于 10%。

[0037] 步骤 (b) 中, 使贫含 HCN 和 / 或 COS 的气体在吸收器中与吸收液体接触以脱除 H₂S 和 CO₂, 从而获得纯化气体及富含 H₂S 和 CO₂ 的吸收液体。

[0038] 适合的吸收液体可以包括物理溶剂和 / 或化学溶剂。物理溶剂理解为与 H₂S 和 / 或 CO₂ 发生少量或不发生化学作用的溶剂。适合的物理溶剂包括: 环丁砜 (环-四亚甲基砜和它的衍生物), 脂族酰胺, N-甲基-吡咯烷酮, N-烷基化吡咯烷酮和相应的哌啶酮, 甲醇, 乙醇以及聚乙二醇的二烷基醚的混合物。化学溶剂理解为可以与 H₂S 和 / 或 CO₂ 发生化学作用的溶剂。适合的化学溶剂包括胺类溶剂, 例如伯、仲和 / 或叔胺, 特别是衍生自乙醇胺的胺, 特别是单乙醇胺 (MEA)、二乙醇胺 (DEA)、三乙醇胺 (TEA)、二异丙醇胺 (DIPA) 和甲基二乙醇胺 (MDEA) 或它们的混合物。

[0039] 优选吸收液体包含物理和化学溶剂。

[0040] 使用同时包含化学和物理溶剂的吸收液体的优点是在适度的投资成本和操作成本下, 它们显示出对 H₂S 和 / 或 CO₂ 良好的吸收能力和良好的选择性。

[0041] 特别优选的吸收液体包含仲和 / 或叔胺, 优选衍生自乙醇胺的胺化合物, 更特别是 DIPA、DEA、MMEA (单甲基 - 乙醇胺)、MDEA 或 DEMEA (二乙基 - 单乙醇胺), 优选 DIPA 或 MDEA。

[0042] 优选地, 选择步骤 (b) 中吸收器的操作条件使得相对于 CO_2 优先吸收 H_2S 。这可以例如通过调节吸收器的温度、压力、气 / 液接触时间或填料来实现。能够实现相对于 CO_2 优先吸收 H_2S 的另一种方法是选择具体种类的吸收液体。优选的吸收液体包含聚乙二醇的二烷基醚。另一种优选的吸收液体包含环丁砜和胺化合物 (特别是 MDEA)。

[0043] 步骤 (b) 优选在 $15-90^\circ\text{C}$ 的温度下、更优选在至少 20°C 、仍然更优选 $25-80^\circ\text{C}$ 、甚至更优选 $40-65^\circ\text{C}$ 、和最优选约 55°C 的温度下进行。在优选温度下, 更好地脱除 H_2S 和 CO_2 。步骤 (a) 适合地在 $15-90\text{bar}$ 、优选 $20-80\text{bar}$ 、更优选 $30-70\text{bar}$ 的压力下进行。

[0044] 步骤 (b) 适合地在具有 5-80 个接触层 (例如浮阀塔板、泡罩塔板、挡板等) 的区域中进行。还可以使用规整填料。适合的溶剂 / 原料气比为 $1.0-10 (\text{w/w})$, 优选 $2-6 (\text{w/w})$ 。

[0045] 步骤 (b) 产生纯化气体与富含 H_2S 和 / 或 CO_2 的吸收液体。

[0046] 步骤 (b) 中获得的纯化气体包含浓度降低的 HCN 、 NH_3 及任选的 H_2S 和 / 或 COS 。

[0047] 纯化气体中的污染物量取决于步骤 (a) 和 (b) 中使用的条件。可以调节步骤 (a) 和 (b) 中的条件, 以根据原料气中存在的污染物量和根据纯化气体的预计用途实现一定程度的纯化。

[0048] 可通过所述方法获得的纯化气体适合于多种用途, 包括发电或在化学过程中进行转化 (用于合成气)、或管线输送或被液化成液化天然气 (用于天然气)。

[0049] 在优选实施方案中, 将纯化气体用于发电。这适合地通过燃烧纯化气体和利用所得热燃烧气发电来完成。热燃烧气可以例如与一种或多种水物流换热以提供一个或多个蒸汽物流, 和所述一个或多个蒸汽物流可以随后用于驱动一个或多个蒸汽轮机。如果纯化气体用于发电, 则纯化气体中含硫污染物 (例如 H_2S 和如果适用的 COS) 的总量适合地低于 30ppmv , 优选低于 20ppmv 。

[0050] 作为替代, 如果纯化气体是用于催化转化中的合成气, 则 HCN 的量通常低于 1ppmv , 优选低于 50ppbv , 更优选低于 20ppbv , 仍然更优选低于 10ppbv , 基于纯化合成气计。将理解 HCN 的下限取决于用于测定 HCN 的量的分析技术。通常应用约 $5-7\text{ppbv}$ 的检测限。在最优选的实施方案中, 纯化气体中的 HCN 的量低于 HCN 的检测限。

[0051] 如果适用, 在用于催化转化的纯化合成气中的 COS 量优选为 500ppbv 或更低, 更优选 100ppbv 或更低, 基于纯化气体计。

[0052] 在用于催化转化中的纯化合成气中的 H_2S 量优选为 1ppmv 或更低, 更优选 100ppbv 或更低, 仍然更优选 10ppbv 或更低和最优选 5ppbv 或更低, 基于纯化气体计。

[0053] 纯化合成气在催化转化中的一种可能用途是用于制备烃, 特别是通过费 - 托反应或方法进行。在费 - 托反应中使用的催化剂通常包含作为催化活性组分的元素周期表第 VIII 族的金属。特定的催化活性金属包括钨、铁、钴和镍。钴是优选的催化活性金属。

[0054] 步骤 (c) 中, 对至少部分富含 H_2S 和 CO_2 的吸收液体进行加热和降压, 以获得富含 CO_2 的热闪蒸气和富含 H_2S 的吸收液体。

[0055] 实施步骤 (c) 的一种方式首先是首先加热至少部分富含 H_2S 和 / 或 CO_2 的吸收液体, 随后在闪蒸容器中使加热后的吸收液体降压, 从而获得富含 CO_2 的闪蒸气和富含 H_2S 的吸收液

体。

[0056] 实施步骤 (c) 的另一种方式是首先使至少部分富含 H_2S 和 / 或 CO_2 的吸收液体降压,随后在闪蒸容器中加热吸收液体,从而获得富含 CO_2 的闪蒸气和富含 H_2S 的吸收液体。

[0057] 适合地,将吸收液体加热至 90-120℃ 的温度。

[0058] 适合地,降压在比步骤 (b) 中的压力更低的压力下进行,但优选在高于大气压的压力下进行。适合地,降压使得从加热后的吸收液体中释放出一定量的 CO_2 。优选地,降压在 1.5-5bara、更优选 2-3bara 的压力下进行。已经发现在这些优选压力下,从富含 H_2S 和 / 或 CO_2 的吸收液体中分离出大部分 CO_2 ,导致闪蒸气主要包含 CO_2 。

[0059] 适合地,步骤 (c) 导致从富含 H_2S 和 / 或 CO_2 的吸收液体中分离出至少 50%、优选至少 70% 和更优选至少 80% 的 CO_2 。步骤 (c) 得到富含 CO_2 的闪蒸气和富含 H_2S 的吸收液体。

[0060] 步骤 (d) 中,使包含 H_2S 的吸收液体在高温下与汽提气接触,从而将 H_2S 转移至汽提气,以获得再生的吸收液体和富含 H_2S 的汽提气。步骤 (d) 适合地在再生器中进行。优选地,步骤 (d) 中的高温是 70-150℃ 的温度。加热优选用蒸汽或热油进行。优选地,温度升高逐步完成。适合地,步骤 (d) 在 1-3bara、优选 1-2.5bara 的压力下进行。

[0061] 步骤 (e) 中,将至少部分包含 CO_2 的闪蒸气导入 HCN/COS 水解装置和 / 或 H_2S/CO_2 吸收器。优选地,将至少 80%、更优选至少 90%、仍然更优选全部的富含 CO_2 的闪蒸气导入 HCN/COS 水解装置和 / 或 H_2S/CO_2 吸收器。

[0062] 适合地,步骤 (d) 中获得的闪蒸气包含 10-90 体积%的 CO_2 ,优选 50-90 体积%的 CO_2 。

[0063] 在原料气包含 HCN 和少量或不含 COS 的情况下,优选将包含 CO_2 的闪蒸气导入 H_2S/CO_2 吸收器。在不存在明显量 COS 的条件下,闪蒸气将主要包含 CO_2 和少量或不含 COS。因此,可以将包含 CO_2 的闪蒸气导入 H_2S/CO_2 吸收器,因为无需脱除 COS。这能够使用更小的 HCN/COS 水解装置。

[0064] 在原料气包含明显量的 COS 的情况下,优选将原料合成气导入 HCN/COS 水解装置。这能够进一步脱除 COS,以阻止或降低过程中 COS 的累积。本文中明显量的 COS 指所述量为 1-500ppmv,基于原料气计。

具体实施方式

[0065] 下面将参考附图,通过以下非限定性实施方案描述本发明。

[0066] 在附图中,将包含 H_2S 、 CO_2 , HCN 和 COS 的气体经过管线 1 导入 HCN/COS 水解装置 2,其中发生 HCN 和 COS 的水解。将所得的贫含 HCN 和 COS 的气体任选在洗涤器 4 中进行洗涤,以脱除任何形成的 NH_3 和经过管线 5 导入吸收器 6。在吸收器 6 中,将贫含 HCN 和 COS 的气体与吸收液体接触,从而将 H_2S 和 CO_2 从气体中转移至吸收液体,以获得富含 H_2S 和 CO_2 的吸收液体及纯化气体。纯化气体经过管线 7 离开吸收器 6。将富含 H_2S 和 CO_2 的吸收液体经过管线 8 导入加热器 9,在其中进行加热。使所得加热后的吸收液体在闪蒸容器 10 中降压,从而获得富含 CO_2 的闪蒸气和富含 H_2S 的吸收液体。将富含 CO_2 的闪蒸气经过管线 11 导入 HCN/COS 水解装置 2。将富含 H_2S 的吸收液体导入再生器 12,在其中使它在高温下与汽提气接触,从而将 H_2S 转移至汽提气中,以获得再生的吸收液体和富含 H_2S 的汽提气。随

后可以将所得的富含 H_2S 的汽提气导入硫回收装置（未示出）。

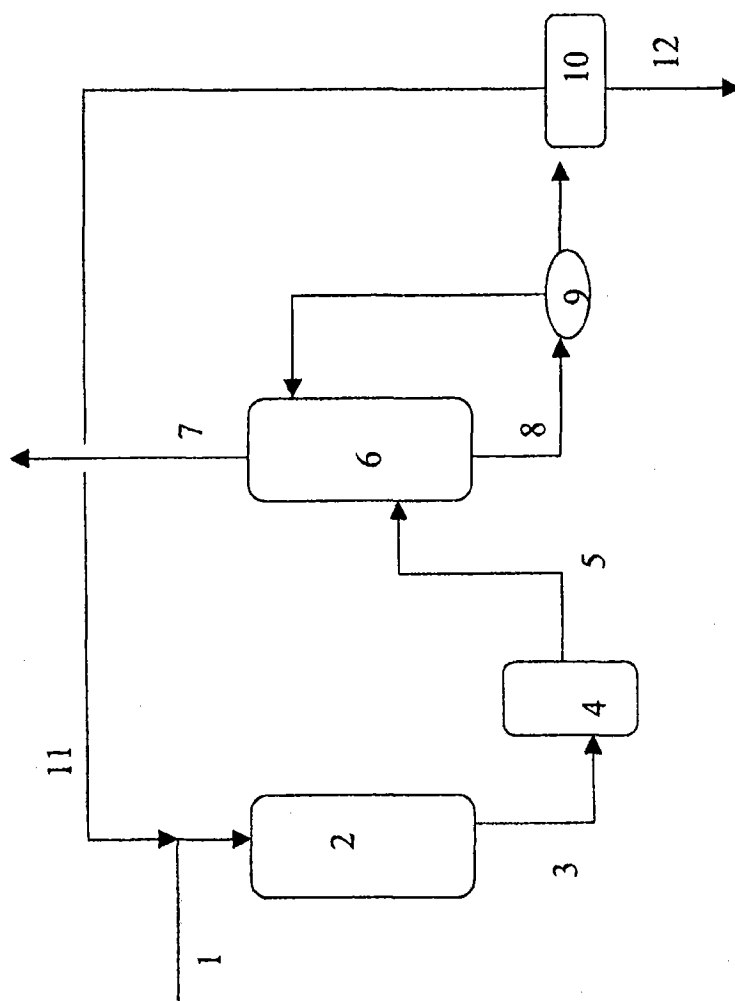


图 1