



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 104011489 B

(45) 授权公告日 2016.03.23

(21) 申请号 201280061162.5

(51) Int. Cl.

(22) 申请日 2012.12.10

F25J 3/02(2006.01)

(30) 优先权数据

F25J 1/00(2006.01)

11192920.4 2011.12.12 EP

F25J 1/02(2006.01)

(85) PCT国际申请进入国家阶段日

审查员 李玉婷

2014.06.12

(86) PCT国际申请的申请数据

PCT/EP2012/074959 2012.12.10

(87) PCT国际申请的公布数据

W02013/087571 EN 2013.06.20

(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·C·R·桑托斯

(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 汪宇伟

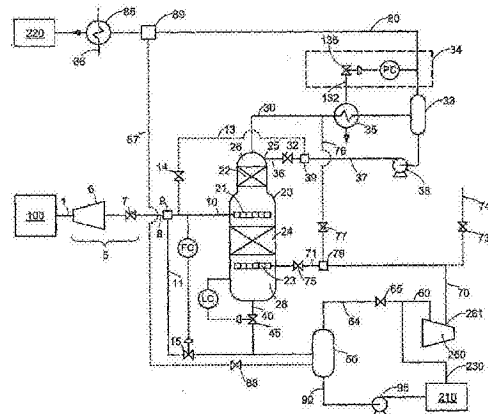
权利要求书3页 说明书18页 附图2页

(54) 发明名称

用于从低温烃类组合合物中去除氮气的方法和装置

(57) 摘要

氮气从低温烃类组合合物中去除。将低温烃类组合物的至少第一部分进料至氮气汽提塔。氮气汽提塔在汽提压力下操作。将汽提蒸气传递至氮气汽提塔中,所述汽提蒸气包含由经氮气汽提的液体产生的压缩过程蒸气的至少汽提部分,在从氮气汽提塔提取所述经氮气汽提的液体之后将所述经氮气汽提的液体减压。通过以一定冷却功率将热量从顶部蒸气传递至辅助制冷剂流,从而产生回流,所述回流涉及部分冷凝氮气汽提塔顶部蒸气。排放由来自顶部蒸气的非冷凝蒸气馏分组成的废气。调节冷却功率以调节所排放的蒸气馏分的热值。



1. 从低温烃类组合物中去除氮气的方法,所述低温烃类组合物包含含氮气和甲烷的液相,所述方法包括:

- 提供包含含氮气和甲烷的液相的低温烃类组合物;
- 将在汽提压力下的第一氮气汽提器进料流进料至氮气汽提塔,所述氮气汽提塔包括至少一个内部精馏部段和设置于所述精馏部段重力下方的氮气汽提塔内的至少一个内部汽提部段,所述第一氮气汽提器进料流包含所述低温烃类组合物的第一部分;
- 从所述汽提部段下方的氮气汽提塔的储液空间提取经氮气汽提的液体;
- 由所述经氮气汽提的液体制备至少液体烃类产品流和过程蒸气,至少包括将所述经氮气汽提的液体减压至闪蒸压力的步骤;
- 将所述过程蒸气压缩至至少汽提压力,由此获得压缩蒸气;
- 将汽提蒸气流传递至在所述汽提部段重力下方的高度处的氮气汽提塔中,所述汽提蒸气流至少包含所述压缩蒸气的汽提部分;
- 由获自所述精馏部段上方的氮气汽提塔顶部部分的顶部蒸气形成部分冷凝的中间流,所述部分冷凝的中间流包含冷凝馏分和蒸气馏分,所述形成包括通过使所述顶部蒸气与辅助制冷剂流热交换和由此将热量以一定冷却功率从所述顶部蒸气传递至辅助制冷剂流,从而部分冷凝所述顶部蒸气;
- 在分离压力下将所述冷凝馏分与所述蒸气馏分分离;
- 排放作为废气的蒸气馏分,所述蒸气馏分具有热值;
- 使所述冷凝馏分的至少回流部分进入起始于所述精馏部段上方的高度的氮气汽提塔;
- 调节所述冷却功率以调节所排放的蒸气馏分的热值。

2. 根据权利要求 1 所述的方法,其中所述汽提压力在 2 至 15 绝对巴之间的范围内和 / 或其中所述闪蒸压力为 1 至 2 绝对巴之间。

3. 根据权利要求 1 或权利要求 2 所述的方法,其还包括将所述蒸气馏分的至少燃料部分传递至在不高于汽提压力的燃料气压力下的燃烧装置。

4. 根据权利要求 1 或权利要求 2 所述的方法,其还包括如下步骤:

- 将所述低温烃类组合物分流成所述第一部分和具有与所述第一部分相同的组成和相的第二部分;
- 将所述第二部分减压至所述闪蒸压力;以及
- 随后将所述第二部分进料至如下的至少一者中:经氮气汽提的液体、液体烃类产品流和过程蒸气;

其中从所述流分流至所述进料第二部分,所述第二部分绕过所述氮气汽提塔。

5. 根据权利要求 4 所述的方法,其还包括以下步骤:

- 控制所述低温烃类组合物分流成所述第一部分和所述第二部分的分流比,由此将所述第一部分的流量保持在预定目标流量下,所述分流比定义为相对于所述第一和第二部分一起的总流量的所述第一部分的流量。

6. 根据权利要求 1 或权利要求 2 所述的方法,其中所述过程蒸气包括通过将热量添加至所述液体烃类产品流而获得的挥发气,由此液体烃类产品流的一部分蒸发而形成所述挥发气。

7. 根据权利要求 1 或权利要求 2 所述的方法,其中在所述的将所述经氮气汽提的液体减压至所述闪蒸压力的过程中产生闪蒸气,且其中所述过程蒸气包含所述闪蒸气。

8. 根据权利要求 7 所述的方法,其中所述的由所述经氮气汽提的液体制备所述至少液体烃类产品流和过程蒸气还包括如下步骤:在闪蒸分离压力下在末端闪蒸分离器中,将所述经氮气汽提的液体相分离成液体烃类产品流和闪蒸气。

9. 根据权利要求 1 或权利要求 2 所述的方法,其中所述的提供所述低温烃类组合物包括:

- 使包含含烃类的进料蒸气的进料流在低温热交换器中与主制冷剂流热交换,由此液化所述进料流的进料蒸气以提供粗液化流;以及
- 由所述粗液化流获得所述低温烃类组合物。

10. 根据权利要求 9 所述的方法,其中所述辅助制冷剂流由所述主制冷剂流的滑流形成。

11. 根据权利要求 1 或权利要求 2 所述的方法,其还包括将所述压缩蒸气的旁通部分选择性地注入所述顶部蒸气中,由此绕过所述氮气汽提塔的至少汽提部段,所述旁通部分不包含汽提部分。

12. 根据权利要求 1 或权利要求 2 所述的方法,其还包括:

- 从所述蒸气馏分提取蒸气再循环部分;
- 将所述蒸气再循环部分减压至闪蒸压力;
- 将所述蒸气再循环部分注入如下的至少一者中:经氮气汽提的液体、液体烃类产品流和过程蒸气。

13. 根据权利要求 1 或权利要求 2 所述的方法,其中所述辅助制冷剂流含有 5mol% 至 75mol% 之间的氮气。

14. 根据权利要求 1 或权利要求 2 所述的方法,其中所述蒸气馏分包含 50mol% 至 95mol% 之间的氮气。

15. 根据权利要求 1 或权利要求 2 所述的方法,其中所述冷凝馏分包含小于 35mol% 的氮气。

16. 一种用于从低温烃类组合物中去除氮气的装置,所述低温烃类组合物包含含氮气和甲烷的液相,所述装置包括:

- 用于提供低温烃类组合物的低温进料管线,所述低温烃类组合物包含含氮气和甲烷的液相;

- 与所述低温进料管线流体连通的氮气汽提塔,所述氮气汽提塔包括至少一个内部精馏部段和设置于所述精馏部段重力下方的氮气汽提塔内的至少一个内部汽提部段;

- 中间减压器,所述中间减压器流体连接至所述氮气汽提塔,并设置用以接收来自在所述汽提部段重力下方的氮气汽提塔的储液空间的经氮气汽提的液体,并将所述经氮气汽提的液体减压,所述中间减压器位于包括所述氮气汽提塔的汽提压力侧与闪蒸压力侧之间的界面上;

- 设置于所述闪蒸压力侧上的液体烃类产品管线,以排出由所述经氮气汽提的液体产生的液体烃类产品流;

- 设置于所述闪蒸压力侧上的过程蒸气管线,以接收由所述经氮气汽提的液体产生的

过程蒸气；

- 设置于所述过程蒸气管线中的过程压缩机,其设置用以接收所述过程蒸气并压缩所述过程蒸气,以在所述过程压缩机的过程压缩机排放口处提供压缩蒸气,所述过程压缩机在汽提压力侧与闪蒸压力侧之间的所述界面上;

- 汽提蒸气管线,所述汽提蒸气管线在所述汽提部段的重力下方的高度处与所述氮气汽提塔流体连通,并设置用以接收来自所述过程压缩机的所述压缩蒸气的至少汽提部分;

- 顶部冷凝器,所述顶部冷凝器设置用以使获自所述精馏部段上方的氮气汽提塔的顶部部分的顶部蒸气与辅助制冷剂流间接热交换接触,由此获得包含冷凝馏分和蒸气馏分的一部分冷凝的中间流,其中在操作过程中,热量以一定冷却功率从所述顶部蒸气传递至所述辅助制冷剂流;

- 排放管线,所述排放管线设置用以排放具有热值的蒸气馏分;

- 回流系统,所述回流系统设置用以允许所述冷凝馏分的至少回流部分在所述精馏部段上方的高度处进入所述氮气汽提塔;

- 冷却功率控制器,所述冷却功率控制器设置用以调节冷却功率,以调控排放的蒸气馏分的热值。

用于从低温烃类组合合物中去除氮气的方法和装置

技术领域

[0001] 本发明涉及一种用于从低温烃类组合合物中分离氮气的方法和装置。

背景技术

[0002] 液化天然气 (LNG) 形成这种低温烃类组合合物的经济上重要的例子。天然气为可用的燃料来源,以及各种烃类化合物的来源。由于多种原因,通常希望在天然气流的来源处或接近天然气流的来源,在液化天然气厂中液化天然气。例如,相比于气体形式,天然气更易于作为液体储存并在长距离内输送,因为其占据更小的体积,且无需在高压下储存。

[0003] W02011/009832 描述了一种用于处理由天然气产生的多相烃类流的方法,其中将更低沸点的组分(如氮气)从所述多相烃类流中分离,以产生具有更低含量的这种更低沸点的组分的液化天然气流。其利用在不同压力下操作的两个连续的气体/液体分离器。将多相烃类流进料至第一压力下的第一气体/液体分离器。将所述第一气体/液体分离器的底部流传递至第二气体/液体分离器,所述第二气体/液体分离器提供在低于所述第一压力下的第二压力下的蒸气。蒸气在顶部流压缩机中压缩,并作为汽提蒸气返回至所述第一气体/液体分离器。

[0004] 前述公开 W02011/009832 的图 2 描述了一个实施方案,其中第一气体/液体分离器以具有两个区以及回流冷凝器的柱的形式提供,所述两个区具有例如由塔盘和/或填充物形成的接触增强装置。回流冷凝器由与制备多相烃类流的流相同的流的滑流冷却。低压燃料气流由从柱中排放的顶部蒸气制得,所述顶部蒸气被传递至燃烧装置。

[0005] 如 W02011/009832 中所述的方法和装置的一个缺点在于,燃料气中可得的热值不匹配对热值的需要。

发明内容

[0006] 本发明提供了一种从低温烃类组合合物中去除氮气的方法,所述低温烃类组合合物包含含氮气和甲烷的液相,所述方法包括:

[0007] - 提供包含含氮气和甲烷的液相的低温烃类组合合物;

[0008] - 将在汽提压力下的第一氮气汽提器进料流进料至氮气汽提塔,所述氮气汽提塔包括至少一个内部精馏部段和设置于所述精馏部段重力下方的氮气汽提塔内的至少一个内部汽提部段,所述第一氮气汽提器进料流包含所述低温烃类组合合物的第一部分;

[0009] - 从所述汽提部段下方的氮气汽提塔的储液空间提取经氮气汽提的液体;

[0010] - 由所述经氮气汽提的液体制备至少液体烃类产品流和过程蒸气,至少包括将提供包含含氮气和甲烷的液相的低温烃类组合合物;

[0011] - 将在汽提压力下的第一氮气汽提器进料流进料至氮气汽提塔,所述氮气汽提塔包括至少一个内部精馏部段和设置于所述精馏部段重力下方的氮气汽提塔内的至少一个内部汽提部段,所述第一氮气汽提器进料流包含所述低温烃类组合合物的第一部分;

[0012] - 从所述汽提部段下方的氮气汽提塔的储液空间提取经氮气汽提的液体;

[0013] - 由所述经氮气汽提的液体制备至少液体烃类产品流和过程蒸气,至少包括将所述经氮气汽提的液体减压至闪蒸压力的步骤;

[0014] - 将所述过程蒸气压缩至至少汽提压力,由此获得压缩蒸气;

[0015] - 将汽提蒸气流传递至在所述汽提部段重力下方的高度处的氮气汽提塔中,所述汽提蒸气流至少包含所述压缩蒸气的汽提部分;

[0016] - 由获自所述精馏部段上方的氮气汽提塔的顶部部分的顶部蒸气形成部分冷凝的中间流,所述部分冷凝的中间流包含冷凝馏分和蒸气馏分,所述形成包括通过使所述顶部蒸气与辅助制冷剂流热交换,由此将热量以一定冷却功率从所述顶部蒸气传递至辅助制冷剂流,从而部分冷凝所述顶部蒸气;

[0017] - 在分离压力下将所述冷凝馏分与所述蒸气馏分分离;

[0018] - 排放作为废气的蒸气馏分,所述蒸气馏分具有热值;

[0019] - 使所述冷凝馏分的至少回流部分进入起始于所述精馏部段上方的高度的氮气汽提塔;

[0020] - 调节所述冷却功率以调节所排放的蒸气馏分的热值。

[0021] 在另一方面,本发明提供了一种用于从低温烃类组合合物中去除氮气的装置,所述低温烃类组合合物包含含氮气和甲烷的液相,所述装置包括:

[0022] - 用于提供在初始压力下的低温烃类组合合物的低温进料管线,所述低温烃类组合合物包含含氮气和甲烷的液相;

[0023] - 与所述低温进料管线流体连通的氮气汽提塔,所述氮气汽提塔包括至少一个内部精馏部段和设置于所述精馏部段重力下方的氮气汽提塔内的至少一个内部汽提部段;

[0024] - 中间减压器,所述中间减压器流体连接至所述氮气汽提塔,并设置用以接收来自在所述汽提部段重力下方的氮气汽提塔的储液空间的经氮气汽提的液体,并将所述经氮气汽提的液体减压,所述中间减压器位于包括所述氮气汽提塔的汽提压力侧与闪蒸压力侧之间的界面上;

[0025] - 设置于所述闪蒸压力侧上的液体烃类产品管线,以排出由所述经氮气汽提的液体产生的液体烃类产品流;

[0026] - 设置于所述闪蒸压力侧上的过程蒸气管线,以接收由所述经氮气汽提的液体产生的过程蒸气;

[0027] - 设置于所述过程蒸气管线中的过程压缩机,其设置用以接收所述过程蒸气并压缩所述过程蒸气,以在所述过程压缩机的过程压缩机排放口处提供压缩蒸气,所述过程压缩机在汽提压力侧与闪蒸压力侧之间的所述界面上;

[0028] - 汽提蒸气管线,所述汽提蒸气管线在所述汽提部段的重力下方的高度处与所述氮气汽提塔流体连通,并设置用以接收来自所述过程压缩机的所述压缩蒸气的至少汽提部分;

[0029] - 顶部冷凝器,所述顶部冷凝器设置用以使获自所述精馏部段上方的氮气汽提塔的顶部部分的顶部蒸气与辅助制冷剂流间接热交换接触,由此获得包含冷凝馏分和蒸气馏分的部分冷凝的中间流,其中在操作过程中,热量以一定冷却功率从所述顶部蒸气传递至所述辅助制冷剂流;

[0030] - 排放管线,所述排放管线设置用以排放具有热值的蒸气馏分;

[0031] - 回流系统,所述回流系统设置用以允许所述冷凝馏分的至少回流部分在所述精馏部段上方的高度处进入所述氮气汽提塔;

[0032] - 冷却功率控制器,所述冷却功率控制器设置用以调节冷却功率,以调控排放的蒸气馏分的热值。

附图说明

[0033] 使用实施例并参照附图,在下文进一步说明本发明,在附图中:

[0034] 图 1 示意性地表示工艺流程图,其表示引入本发明的一个实施方案的方法和装置;和

[0035] 图 2 示意性地表示工艺流程图,其表示引入本发明的另一实施方案的方法和装置。

[0036] 在这些图中,相同的附图标记将用于指代相同或类似的部件。此外,单个附图标记将用于确定管道或管线以及由该管线传送的流。

具体实施方式

[0037] 本说明书涉及从包含含氮气和甲烷的液相的低温烃类组合合物中去除氮气。将低温烃类组合物的至少第一部分作为第一氮气汽提器进料流进料至氮气汽提塔。氮气汽提塔在汽提压力下操作。将汽提蒸气传递至氮气汽提塔中,所述汽提蒸气包含由经氮气汽提的液体产生的压缩过程蒸气的至少汽提部分,在从氮气汽提塔提取所述经氮气汽提的液体之后将所述经氮气汽提的液体减压。通过以一定冷却功率将热量从顶部蒸气传递至辅助制冷剂流,从而产生回流,所述回流涉及部分冷凝氮气汽提塔的顶部蒸气。排放由来自顶部蒸气的非冷凝蒸气馏分组成的废气。调节冷却功率以控制所排放的蒸气馏分的热值。

[0038] 通过调节热量从顶部蒸气传递至辅助制冷剂流的冷却功率,可调节废气中甲烷的相对量。作为结果,可调节排放蒸气馏分的热值以与发热功率的具体需要匹配。这使得废气适合用作燃料气流,即使在热值的需要可变的情况下。

[0039] 当蒸气馏分作为燃料传递至燃烧装置,并由燃烧装置消耗时,可调节热值,以与燃烧装置的发热功率的实际需要匹配。

[0040] 优选地,废气在不高于汽提压力的燃料气压力下消耗。然而,可避免专用燃料气压缩机的需要。此外,通过选择在超过燃料气压力的压力下的汽提压力,任何施加的压缩具有额外的相关益处,例如增加过程蒸气的焓,这允许过程蒸气用作汽提蒸汽。

[0041] 在本说明书的上下文中,冷却功率反映了热量在冷凝器中交换的速率,其可以以功率单位(例如瓦特或兆瓦)表示。冷却功率与经受与顶部蒸气的热交换的辅助制冷剂的流量相关。

[0042] 可根据废气作为燃料气的预期用途的适当情况而选择所调节的热值。可根据 DIN51857 标准确定热值。对于许多应用,所调节的热值可与低热值(LHV;有时称为净热值)成比例,所述低热值可定义为通过燃烧指定量(最初在 25°C 下)并使燃烧产物的温度返回至 150°C 而释放的热量。这假设不回收反应产物中的水的蒸发潜热。

[0043] 然而,为了本公开的上下文中调节热值的目的,无需在绝对值基础上确定被排放的蒸气馏分的实际热值。通常,为了使所递送的发热功率的任何缺乏或过量达到最小,相对

于发热功率的实际需要而调节热值即足够。

[0044] 优选地,响应因此与所调节的热值相关的信号而自动调节冷却功率。

[0045] 据建议,当粗液化产品或低温烃类组合物含有 1.5mol% (优选 1.8mol%) 直至 5mol% 的氮气时,本文提出的方法和装置最有利。当氮气含量低于约 1.8mol% 和 / 或低于约 1.5mol% 时,现有的可选择的方法也足以起作用。

[0046] 所提出的方法和装置允许通过将任何这种蒸气含甲烷的流添加至(压缩)过程蒸汽流,从而再冷凝之前形成粗液化产品的部分的蒸气甲烷,直至超过排放蒸气馏分中的甲烷的目标量的程度。一旦形成(压缩)过程蒸气的部分,蒸气甲烷可设法与辅助制冷剂热交换,由此,蒸气甲烷选择性地来自氮气汽提塔的顶部蒸气中冷凝出来,并同时允许氮气的大部分与废气一起排放。因此,有可能从低温烃类组合物中去除足够的氮气,以产生在氮气含量的所需最大指标内的液体烃类产品流,并同时不在废气中产生比所需更多的热容量。

[0047] 由于多种原因,已在之前形成粗液化产品的部分的蒸气甲烷可在 LNG 液化厂中形成。在天然气液化设施的正常操作过程中,含甲烷的蒸气以如下形式由(粗)液化产品形成:

[0048] - 闪蒸气,其得自在减压过程中粗液化产品的闪蒸;以及

[0049] - 挥发气,其得自由于添加至液化产品的热量而导致的热蒸发,所述热量例如为进入储罐、LNG 管道中的热渗透,以及来自工厂 LNG 泵的热量输入的形式。在所述操作模式(称为保持模式操作)过程中,储罐在液化烃类产品离开设备时由液化烃类产品填充,而同时不进行任何输送机装载操作。当在保持模式中,含甲烷的蒸气在储罐的设备侧产生。

[0050] 在存在持续的输送机装载操作(通常船舶装载操作)时的 LNG 设备的操作模式称为装载模式操作。在装载模式操作过程中,例如由于船舶罐的初始冷却、通过连接储罐和船舶的管道和容器的热渗透,以及来自 LNG 装载泵的热输入,挥发气在储罐的船舶侧另外产生。

[0051] 提出的解决方法可在保持模式和装载模式操作过程中处理这些蒸气。其组合了从低温烃类组合物中去除氮气以及过量的蒸气甲烷的再冷凝。在需要少量工厂燃料的情况中(如使用来自外部电网的电力的电驱动工厂的情况),这形成了优良的解决方法。所提出的方法和装置特别地适于结合烃类液化系统(如天然气液化系统)应用,以从粗液化产品中去除氮气。已发现,即使当粗液化产品或低温烃类组合物含有 1mol% (或约 1mol%) 直至 5mol% (或直至约 5mol%) 的相当高的量的氮气时,所得液体烃类产品可满足 0.5 至 1mol% 之间的氮气的指标内的氮气含量。氮气的剩余部分作为废气中的蒸气馏分的一部分与受控量的甲烷一起排放。

[0052] 图 1 示出了一种包括本发明的一个实施方案的装置。低温进料管线 8 经由第一入口系统 21 与氮气汽提塔 20 流体连通。第一进料管线 10 任选地经由初始流分流器 9 连接低温进料管线 8 与氮气汽提塔 20 的第一入口系统 21,所述初始流分流器 9 设置于低温进料管线 8 与第一进料管线 10 之间。

[0053] 液化系统 100 可设置于低温进料管线 8 的上游。液化系统 100 用作低温烃类组合物的来源。液化系统 100 经由主减压系统 5 与低温进料管线 8 流体连通,所述主减压系统 5 经由粗液化产品管线 1 与液化系统 100 连通。在所示实施方案中,主减压系统 5 由动态单元(如膨胀机涡轮机 6)和静态单元(如焦耳汤姆逊阀 6)组成,但其他变体是可能的。优

选地但不必须地,形成液化系统中的烃类液化过程的部分的任何压缩机,特别是任何制冷剂压缩机由一个或多个电动机驱动,而不由任何蒸汽轮机和 / 或燃气轮机机械驱动。这种压缩机可仅仅由一个或多个电动机驱动。

[0054] 氮气汽提塔 20 包括内部精馏部段 22 和内部汽提部段 24。内部精馏部段 24 设置于精馏部段 22 重力下方的氮气汽提塔 20 内。第一入口系统 21 重力设置于内部精馏部段 22 与内部汽提部段 24 之间。

[0055] 顶部蒸气排放管线 30 经由顶部部分 26 与氮气汽提塔 20 连通,所述顶部部分 26 由在精馏部段 22 的重力上方的氮气汽提塔 20 内的空间形成。经氮气汽提的液体的排放管线 40 经由氮气汽提塔 20 内的储液空间 28 与氮气汽提塔 20 连通,所述储液空间 28 在汽提部段 24 的重力下方。

[0056] 内部精馏部段 22 和内部汽提部段 24 中的每一个可包括蒸气 / 液体接触增强装置以提高组分分离和脱氮。这种接触增强装置可以以塔盘和 / 或填充物的形式,以结构化或非结构化填充物的形式提供。取决于氮气汽提液体中的氮气的容忍量和低温进料管线 8 中的氮气量,可通常总共需要 2 至 8 个之间的理论级。在一个特定实施方案中,需要 4 个理论级。

[0057] 中间减压器 45 设置于经氮气汽提的液体的排放管线 40 中,并由此流体连接至氮气汽提塔 20。中间减压器 45 功能上联接至液面控制器 LC,所述液面控制器 LC 与氮气汽提塔 20 的储液空间 28 协作。

[0058] 中间减压器 45 设置于包括氮气汽提塔 20 的汽提压力侧与闪蒸压力侧之间的界面上。闪蒸压力侧包括液体烃类产品管线 90 和过程蒸气 管线 60,所述液体烃类产品管线 90 设置用以排放由经氮气汽提的液体 40 产生的液体烃类产品流,所述过程蒸气管线 60 设置用以接收由经氮气汽提的液体 40 产生的过程蒸气。在所示的实施方案中,闪蒸压力侧还包括用于储存液体烃类产品流的连接至液体烃类产品管线 90 的低温储罐 210、任选的挥发气供应管线 230 和任选的末端闪蒸分离器 50。

[0059] 如果提供这种末端闪蒸分离器 50 (如在图 1 的实施方案中的情况),其可构造为经由中间减压器 45 和经氮气汽提的液体的排放管线 40 与氮气汽提塔 20 流体连通。末端闪蒸分离器 50 可随后经由液体烃类产品管线 90 连接至低温储罐 210。低温泵 95 可存在于液体烃类产品管线 90 中,以协助将液体烃类产品输送至低温储罐 210。

[0060] 如图 1 的实施方案中所示,过程蒸气管线 60 可经由闪蒸气管线 64 和闪蒸气流动控制阀 65 连接至任选的末端闪蒸分离器 50,以及经由任选的挥发气供应管线 230 连接至低温储罐 210。后一连接的一个优点在于,其允许通过顶部冷凝器 35 而再冷凝来自低温储罐 210 的挥发气中的至少部分,这在下文中进一步讨论。

[0061] 在典型的 LNG 工厂中,挥发气的产生可超过闪蒸气的流量数倍,特别是在以所谓的装载模式操作工程的过程中,因此,如果存在不足的对发热功率的现场需要以使用包含于挥发气中的全部甲烷,则重要的有利的是不仅再冷凝闪蒸气,还再冷凝挥发气。

[0062] 也将过程压缩机 260 配置于汽提压力侧与闪蒸压力侧之间的界面上。优选地,过程压缩机 260 由电动机驱动。过程压缩机 260 设置于过程蒸气管线 60 中,以接收过程蒸气并压缩过程蒸气。压缩蒸气排放管线 70 与过程压缩机 260 的过程压缩机排放出口 261 流体连接。适当地,过程压缩机 260 设置有防喘振控制和再循环冷却器,当过程压缩机处于再

循环时以及在启动过程中（在图中未显示）使用所述再循环冷却器。

[0063] 汽提蒸气管线 71 经由第二入口系统 23 与氮气汽提塔 20 流体连通，所述第二入口系统 23 配置在汽提部段 24 的重力下方的水平处，并优选在储液空间 28 上方。汽提蒸气管线 71 经由任选的旁通分流器 79 连接至压缩蒸气排放管线 70。汽提蒸气阀 75 设置于汽提蒸气管线 71 中。

[0064] 任选地，外部汽提蒸气供应管线 74 设置为与氮气汽提塔 20 的第二入口系统 23 流体连通。在一个实施方案中，如图 1 所示，任选的外部汽提蒸气供应管线 74 连接至压缩蒸气排放管线 70。外部汽提蒸气流动控制阀 73 设置于任选的外部汽提蒸气供应管线 74 中。在一个实施方案中，任选的外部汽提蒸气供应管线 74 适当地连接至液化系统 100 中或液化系统 100 上游的烃类蒸气管线。

[0065] 顶部冷凝器 35 设置于顶部蒸气排放管线 30 中。在顶部冷凝器 35 内部，顶部蒸气可与辅助制冷剂流 132 间接热交换接触而经过，由此热量以一定冷却功率从顶部蒸气传递至辅助制冷剂流。辅助制冷剂流流动控制阀 135 设置于辅助制冷剂管线 132 中。

[0066] 冷却功率控制器 34 响应相对于对发热功率的需要的挥发气热值的指示器而控制冷却功率，所述冷却功率为热量从顶部蒸气传递至辅助制冷剂流的速率。在所示的实施方案中，冷却功率控制器 34 以压力控制器 PC 和辅助制冷剂流流动控制阀 135 的形式呈现，所述压力控制器 PC 和辅助制冷剂流流动控制阀 135 功能上彼此联接。

[0067] 仍然参照图 1，顶部分离器 33 设置于顶部蒸气排放管线 30 的下游侧上。顶部蒸气排放管线 30 排放至顶部分离器 33 中。顶部分离器 33 设置用以从顶部蒸气的任何冷凝馏分中分离任何非冷凝的蒸气馏分。蒸气馏分排放管线 80 设置用以排放蒸气馏分。

[0068] 设置回流系统以允许冷凝馏分的至少回流部分 36 在精馏部段 22 上方的水平处进入氮气汽提塔 20。在图 1 的实施方案中，回流系统包括冷凝馏分排放管线 37、任选的回流泵 38 和任选的冷凝馏分分流器 39，所述冷凝馏分排放管线 37 流体连接至顶部分离器 33 的下部，所述任选的回流泵 38 设置于冷凝馏分排放管线 37 中。任选的冷凝馏分分流器 39 经由回流部分管线 36 和回流入口系统 25 而流体连接冷凝馏分排放管线 37 与氮气汽提塔 20，并流体连接冷凝馏分排放管线 37 与任选的液体再循环管线 13。液体再循环管线 13 与液体烃类产品管线 90 流体连通。液体连通意指液体再循环管线 13 连接至任何合适的位置，液体再循环部分的至少一部分可从所述位置流动至液体烃类产品管线 90，且同时保持在液相中。因此，液体再循环管线 13 可例如直接连接至如下的一种或多种：氮气汽提塔 20、低温进料管线 8、第一进料管线 10、任选的第二进料管线 11（将在下文描述）、经氮气汽提的液体的排放管线 40、任选的末端闪蒸分离器 50 和液体烃类产品管线 90。将再循环阀 14 配置于任选的液体再循环管线 13 中。由回流流动控制器（未显示）功能控制的任选的回流流动阀 32 可优选地设置于回流部分管线 36 中。

[0069] 液体再循环管线 13 优选经由再循环路径与液体烃类产品管线 90 液体连通，所述再循环路径不经过精馏部段 22。以此方式，液体再循环管线 13 协助避免将过多的液体进料至精馏部段 22，并避免将再循环液体经过精馏部段 22。这有利于避免扰动氮气汽提塔 20 中的平衡。

[0070] 任选的旁通分流器 79 与顶部蒸气排放管线 30 流体连通，所述顶部蒸气排放管线 30 在顶部冷凝器 35 的上游侧。任选的蒸气旁通管线 76 可设置于任选的旁通分流器 79 与

顶部蒸气排放管线 30 之间。蒸气旁通控制阀 77 优选设置于蒸气旁通管线 76 中。这种蒸气旁通管线 76 的一个益处在于,当有时存在过量的过程蒸气时,其可与废气一起在蒸气馏分排放管线 80 中处理,而不会扰乱氮气汽提塔 20 中的材料平衡。蒸气旁通管线 76 适当地沿着旁通分流器 79 与在顶部冷凝器 35 的上游侧的顶部蒸气排放管线 30 之间的旁通路径延伸。旁通路径在旁通分流器 79 与顶部蒸气排放管线 30 和 / 或蒸气馏分排放管线 80 之间延伸。旁通路径不经过氮气汽提塔 20 中的内部汽提部段 24。通过此方式,可避免非汽提部分经过内部汽提部段 24,这有助于避免扰动氮气汽提塔 20 中的平衡。

[0071] 如果提供初始流分流器 9,则低温进料管线 8 也连接至如下中的至少一者:经氮气汽提的液体的排放管线 40、液体烃类产品管线 90 和过程蒸气管线 60。为此目的,第二进料管线 11 在其上游侧连接至任 选 的初始分流器 9。所述第二进料管线 11 绕过氮气汽提塔 20。旁通流流动控制阀 15 设置于第二进料管线 11 中。旁通流流动控制阀功能连接至设置于第一进料管线 10 中的流动控制器 FC。适当地,第二进料管线 11 进料至任选的末端闪蒸分离器 50。

[0072] 任选的第二进料管线 11 和任选的初始分流器 9 的一个益处在于,氮气汽提塔 20 的尺寸可比如下情况中更小:低温进料管线 8 和第一进料管线 10 直接连接而无分流器,使得所有的低温烃类组合物经由第一入口系统 21 进入氮气汽提塔 20。

[0073] 燃烧装置 220 设置于蒸气馏分排放管线 80 的下游端上,以接收蒸气馏分排放管线 80 中的蒸气馏分的至少燃料部分。燃烧装置可包括多个燃烧单元,和 / 或其可包括如下中的一种或多种:例如炉子、锅炉、焚烧炉、双燃料柴油机或它们的组合。锅炉和双燃料柴油机可联接至发电机。

[0074] 冷回收热交换器 85 可设置于蒸气馏分排放管线 80 中,以在将蒸气馏分 80 进料至任何燃烧装置之前通过与冷回收流 86 热交换而保持蒸气馏分 80 所具有的冷。

[0075] 在一个实施方案中,冷回收流 86 可包含源自液化系统 100 的烃类进料管线 110 中的烃类进料流的侧流,或者可由所述侧流组成。所得的经冷却的侧流可例如与低温进料管线 8 中的低温烃类组合物组合。因此,在冷回收热交换器 85 中的冷回收热交换补充了低温烃类组合物的生产率。在另一实施方案中,冷回收流 86 可包含顶部蒸气排放管线 30 中(优选在顶部蒸气排放管线 30 的部分中,顶部蒸气从氮气汽提塔 20 通过所述部分传递至顶部冷凝器 35)的顶部蒸气,或者可由所述顶部蒸气组成。由此降低了所需的来自顶部冷凝器 35 中的辅助制冷剂流 132 的功率。

[0076] 任选的蒸气馏分分流器 89 可设置于蒸气馏分管线 80 中,从而提供蒸气馏分管线 80 与蒸气再循环管线 87 之间的受控流体连通。蒸气再循环管线 87 绕过氮气汽提塔 20,并进料回到如下中的至少一者:液体烃类产品管线 90 和过程蒸气管线 60。蒸气再循环流动控制阀 88 优选设置于蒸气再循环管线 87 中。所提出的蒸气再循环管线 87 的一个益处在于,其允许选择性地增加液体烃类产品流 90 中的氮气含量。

[0077] 第二进料管线 11 和蒸气再循环管线 87 中的任一者或两者可适当地进料至任选的末端闪蒸分离器 50 中。

[0078] 本说明书中的液化系统 100 到目前为止已极示意性地描述。其可表示任何合适的烃类液化系统和 / 或过程,特别是制备液化天然气的任何天然气液化过程,且本发明不局限于液化系统的具体选择。合适的液化系统的例子使用单一制冷剂循环过程(通常为单

一混合的制冷剂-SMR过程,如描述于在1998年Gastech(迪拜)提出的K R Johnsen和P Christiansen的文章“LNG Production on floating platforms”中的PRICO,但也有可能为单一组分制冷剂,例如也描述于Johnsen和Christiansen的前述文章中的BHP-cLNG过程);双制冷剂循环过程(例如常用的通常缩写为C3MR的丙烷-混合-制冷剂过程,如例如描述于美国专利4,404,008中,或者例如双混合制冷剂-DMR-过程(其一个例子描述于美国专利6,658,891中),或者例如其中每个制冷剂循环含有单一组分制冷剂的双循环过程);和基于用于三个或更多个制冷循环(其一个例子描述于美国专利7,114,351中)的三个或更多个压缩机组的过程。

[0079] 合适的液化系统的其他例子描述于:美国专利5,832,745(Shell SMR)、美国专利6,295,833、美国专利5,657,643(两者均为Black and Veatch SMR的变体)、美国专利6,370,910(Shell DMR)。DMR的另一合适的例子为所谓的Axens LIQUEFIN过程,如例如描述于日本东京的第22届World Gas Conference(2003)提出的P-Y Martin等人的题为“LIQUEFIN:AN INNOVATIVE PROCESS TO REDUCE LNG COSTS”的文章中。其他合适的三循环过程包括例如美国专利6,962,060、W02008/020044、美国专利7,127,914、DE3521060A1、美国专利5,669,234(商业上称为优化级联过程)、美国专利6,253,574(商业上称为混合流体级联过程)、美国专利6,308,531、美国申请公布2008/0141711、Mark J. Roberts等人“Large capacity single train AP-X(TM)Hybrid LNG Process”,卡塔尔多哈,Gastech,2002(2002年10月13-16日)。提供这些建议以说明本发明的广泛的适用性,而不旨在为排他的和/或可能性的穷举列表。并非如上所列的所有例子使用电动机作为制冷剂压缩机驱动器。明显的是可使用除了电动机之外的任何驱动器代替电动机以最大受益于本发明。

[0080] 一个例子(其中液化系统100基于例如C3MR或Shell DMR)简要示于图2中。其使用低温热交换器180,其在此情况中为绕线式热交换器的形式,所述绕线式热交换器包括下部和上部烃类产品管束(分别为181和182)、下部和上部LMR管束(分别为183和184)和HMR管束185。

[0081] 下部和上部烃类产品管束181和182流体连接粗液化产品管线1与烃类进料管线110。至少一个冷冻烃类预冷却热交换器115可设置于低温热交换器180的上游的烃类进料管线110中。

[0082] 混合制冷剂形式的主制冷剂在主制冷剂回路101中提供。主制冷剂回路101包括被消耗制冷剂管线150和经压缩制冷剂管线120,所述被消耗制冷剂管线150连接低温热交换器180(在此情况中为低温热交换器180的壳侧186)与主制冷剂压缩机160的主抽吸端,所述经压缩制冷剂管线120连接主制冷剂压缩机160排放出口与MR分离器128。一个或多个热交换器设置于经压缩制冷剂管线120中,在本实施例中包括至少一个环境热交换器124和至少一个冷冻主制冷剂预冷却热交换器125。MR分离器128经由轻制冷剂馏分管线121与下部LMR管束183流体连接,并经由重制冷剂馏分管线122与HMR管束连接。

[0083] 所述至少一个冷冻烃类预冷却热交换器115和所述至少一个冷冻主制冷剂预冷却热交换器125通过预冷却制冷剂冷冻(分别经由管线127和126)。相同的预冷却制冷剂可由相同的预冷却制冷剂循环共享。此外,所述至少一个冷冻烃类预冷却热交换器115和所述至少一个冷冻主制冷剂预冷却热交换器125可组合成一个预冷却热交换器单元(未显示)。参照美国专利6,370,910作为非限制性的例子。

[0084] 任选的外部汽提蒸气供应管线 74(如果提供的话)可适当地在所述至少一个冷冻烃类预冷却热交换器 115 的上游的点、所述至少一个冷冻烃类预冷却热交换器 115 的下游的点,或(例如可能地,如果提供两个或更多个冷冻烃类预冷却热交换器)两个连续的冷冻烃类预冷却热交换器之间的点处连接至烃类进料管线 110,以获得来自烃类进料管线 110 的烃类进料流的一部分。

[0085] 在上部(182、184)和下部(181、183)管束之间的过渡点处,HMR管束 185 与 HMR 管线 141 流体连接,在所述 HMR 管线 141 中配置 HMR 控制阀 144。HMR 管线 141 与低温热交换器 180 的壳侧 186 流体连通,并经由壳侧 186 且以与下部烃类产品管束 181 和下部 LMR 管束 183 和 HMR 管束 185 中的每一个的热交换设置而与消耗制冷剂管线 150 流体连通。

[0086] 在上部管束 182 和 184 的上方,接近低温热交换器 180 的顶部,LMR 管束 184 与 LMR 管线 131 流体连接。第一 LMR 返回管线 133 在 LMR 管线 131 与低温热交换器 180 的壳侧 186 之间建立流体连通。将 LMR 控制阀 134 配置于第一 LMR 返回管线 133 中。第一 LMR 返回管线 133 经由所述壳侧 186 且以与上部和下部烃类产品管束 182 和 181 中的每一个和 LMR 管束 183 和 184 中的每一个和 HMR 管束 185 的热交换设置而与消耗制冷剂管线 150 流体连通。

[0087] 图 2 显示了辅助制冷剂的一个可能的来源。LMR 管线 131 分成辅助制冷剂管线 132 和第一 LMR 返回管线 133。第二 LMR 返回管线 138 在其上游端经由顶部冷凝器(其可以一体内部顶部冷凝器 235 的形式实施)与辅助制冷剂管线 132 流体连接,并在下游端所述第二 LMR 返回管线 138 适当地经由第一 HMR 管线 141 最终与消耗制冷剂管线 150 连接。

[0088] 在图 2 中围绕氮气汽提塔 20 的管线与图 1 所示的管线类似,并不再详细陈述。可提供任选的管线(包括任选的液体再循环管线 13、任选的外部汽提蒸气供应管线 74、任选的蒸气旁通管线 76 和任选的蒸气再循环管线 87),但为了清晰而不在图 2 中再现。

[0089] 比较图 2 的实施方案与图 1 的实施方案,应注意到顶部冷凝器 35、顶部分离器 33 和回流系统以本领域已知的一体内部顶部冷凝器 235 的形式实施,所述一体内部顶部冷凝器 235 配置于氮气汽提塔 20 中的顶部部分 26 的内部。如果需要,任选的液体再循环管线 13 也可在图 2 的情况中提供,例如通过在重力上在一体内部顶部冷凝器 235 与精馏部段 22 之间设置部分液体泄流塔盘(未显示)形式的任选的冷凝馏分分流器 39。

[0090] 用于从包含含氮气和甲烷的液相的低温烃类组合物中去除氮气的装置和方法可如下操作:

[0091] 提供包含含氮气和甲烷的液相的低温烃类组合物 8,所述低温烃类组合物 8 优选在 2 至 15 绝对巴(bar)的初始压力下且优选在低于 -130°C 的温度下。

[0092] 低温烃类组合物 8 可获自天然气或石油储集层或煤床。作为一种选择,低温烃类组合物 8 也可获自另一来源,包括例如合成来源,如 Fischer-Tropsch 过程。优选地,低温烃类组合物 8 包含至少 50mol% 的甲烷,更优选至少 80mol% 的甲烷。

[0093] 在典型的实施方案中,可通过使烃类进料流 110 经过液化系统 100 而实现低于 -130°C 的温度。在这种液化系统 100 中,包含含烃类的进料蒸气的烃类进料流 110 可例如在低温热交换器 180 中与主制冷剂流热交换,由此液化进料流的进料蒸气以提供粗液化产品管线 1 内的粗液化流。所需的低温烃类组合物 8 可随后获自粗液化流 1。

[0094] 主制冷剂流可通过循环主制冷剂回路 101 中的主制冷剂而产生,由此被消耗的制

制冷剂 150 在主制冷剂压缩机 160 中被压缩,从而由被消耗的制冷剂 150 形成经压缩的制冷剂 120。经由设置于经压缩制冷剂管线 120 中的一个或多个热交换器,从自主制冷剂压缩机 160 中排放的经压缩的制冷剂中除热。这产生部分冷凝的经压缩的制冷剂,其在 MR 分离器 128 中相分离成轻制冷剂馏分 121 和重制冷剂馏分 122,所述轻制冷剂馏分 121 由部分冷凝的经压缩的制冷剂的蒸气成分组成,所述重制冷剂馏分 122 由部分冷凝的经压缩的制冷剂的液体成分组成。

[0095] 轻制冷剂馏分 121 连续经由下部 LMR 束 183 和上部 LMR 束 184 而经过低温热交换器 180,而重制冷剂馏分 122 经由 HMR 束 185 经过低温热交换器 180 直至过渡点。在经过这些分别的管束时,分别的轻和重制冷剂馏分由在壳侧 186 中再次蒸发(从而产生被消耗的制冷剂 150)的轻和重制冷剂馏分冷却,这完成了循环。同时,烃类进料流 110 连续经由下部烃类束 181 和上部烃类束 182 而经过低温热交换器 180,并由相同的蒸发的轻和重制冷剂馏分液化和过冷。

[0096] 取决于来源,烃类进料流 110 可含有除了甲烷和氮气之外的不同量的组分,包括除了水之外的一种或多种非烃类组分(如 CO_2 、Hg、 H_2S 和其他硫化物);和比甲烷更重的一种或多种烃类(例如特别地乙烷、丙烷和丁烷,以及可能的更少量的戊烷和芳族烃类)。分子量至少为丙烷的分子量的烃类在本文可称为 C_3+ 烃类,分子量至少为乙烷的分子量的烃类在本文可称为 C_2+ 烃类。

[0097] 如果需要,烃类进料流 110 可已经预处理以降低和/或去除一种或多种不希望的组分,如 CO_2 和 H_2S ,或者已经历其他步骤,如预加压等。这种步骤是本领域技术人员公知的,且它们的机理在本文不进一步讨论。因此,烃类进料流 110 的组成取决于气体的类型和位置以及所应用的一个或多个预处理而变化。

[0098] 粗液化流 1 可包含在 -165°C 至 -120°C 之间的原始温度下和 15bara 至 120bara 之间的液化压力下的 1mol% 至 5mol% 之间的氮气。在许多情况中,原始温度可为 -155°C 至 -140°C 之间。在所述更窄的范围内,液化系统 100 中所需的冷却功率低于在更低温度下所需的冷却功率,而在高于 15bara 的压力下的过冷量足够高以避免减压至 1 至 2bara 之间的闪蒸气的过量产生。

[0099] 可通过将粗液化流 1 由液化压力主要减压至初始压力,而由粗液化流 1 获得低温烃类组合物 8。第一氮气汽提器进料流 10 衍生自低温烃类组合物 8,并经由第一入口系统 21 进料至在汽提压力下的氮气汽提塔 20。

[0100] 汽提压力通常等于或低于初始压力。在优选实施方案中,汽提压力选择为在 2 至 15 绝对巴之间。优选地,汽提压力为至少 4bara,更优选为至少 5bara,因为使用略微更高的汽提压力,则在汽提蒸气管线 71 中的汽提蒸气可受益于在过程压缩机 260 中添加至过程流 60 的一些另外的焓(压缩热的形式)。优选地,汽提压力为至多 8bara,更优选为至多 7bara,以有利于氮气汽提塔 20 中的分离效率。此外,如果汽提压力在 4 至 8bara 之间的范围内,则蒸气馏分管线 80 中的废气可易于用作所谓的低压燃气流而无需进一步压缩。

[0101] 在一个实施例中,粗液化流 1 的原始温度为 -161°C ,而液化压力为 55bara。主减压可在两个阶段中完成:首先使用膨胀涡轮机 6 的动态阶段,以将压力从 55bara 降低至约 10bara,接着使用 JouleThomson 阀 7 在静态阶段中进一步减压至 7bara 的压力。在此情况中,汽提压力假设为 6bara。

[0102] 第一氮气汽提器进料流 10 包含低温烃类组合物 8 的第一部分。其可含有全部低温烃类组合物 8,但在实践中,优选的是将低温烃类组合物 8 分成第一部分 10 和具有与第一部分 10 相同的组成和相的第二部分 11,并使所述第二部分以旁通进料流的形式转向至例如任选的末端闪蒸分离器 50。低温烃类组合物分流成第一和第二部分,使得第二部分 11 具有与第一部分 10 相同的组成和相。

[0103] 可使用旁通流流动控制阀 15 控制分流比,所述分流比定义为相对于低温烃类组合物管线 8 中的低温烃类组合物的流量的第二部分的流量。所述旁通流流动控制阀 15 可通过流动控制器 FC 控制,以保持第一氮气汽提器进料流 10 进入氮气汽提塔 20 中的预定目标流量。如果存在超过目标流量的过剩的流量,则流动控制器 FC 将增加旁通流流动控制阀 15 的打开部分,如果相比于目标流量存在流量不足,则流动控制器 FC 将减小打开部分。

[0104] 作为通用的原则,分流比可有利地选择为 50%至 95%之间。对于低温烃类组合物中更高的氮气含量,通常推荐更低的值,而对于更低的氮气含量,优选更高的值。在一个实施例中,低温烃类组合物 8 中的氮气含量为 3.0mol%,由此所选的分流比为 75%。

[0105] 顶部蒸汽流 30 获自精馏部段 22 上方的氮气汽提塔 20 的顶部部分 26。

[0106] 从氮气汽提塔 20 的储液空间 28 提取经氮气汽提的液体 40。经氮气汽提的液体 40 的温度通常高于第一氮气汽提器进料流 10 的温度。通常,预期经氮气汽提的液体 40 的温度高于第一氮气汽提器进料流 10 的温度,并为 -140°C 至 -80°C 之间,优选为 -140°C 至 -120°C 之间。

[0107] 然后优选使用中间减压器 45 将经氮气汽提的液体 40 减压至闪蒸压力,所述闪蒸压力低于汽提压力,并适当地在 1 至 2 绝对巴之间的范围内。优选地,闪蒸压力在 1.0 至 1.4bara 之间的范围内。在略微更高的闪蒸压力与汽提压力之间的差异下,汽提蒸气管线 71 中的汽提蒸气可受益于在过程压缩机 260 中添加至过程流 60 的一些另外的压缩热。

[0108] 中间减压器 45 可由液面控制器 LC 控制,所述液面控制器 LC 设定为:如果氮气汽提塔 20 的储液空间 28 中累积的液体水平增加到目标水平以上,则所述液面控制器 LC 增加通过中间减压器的流量。作为减压的结果,温度通常降低至 -160°C 以下。由此制得的液体烃类产品流 90 可通常在开放绝缘的低温储罐中保持在大气压下。

[0109] 也产生过程蒸气 60。过程蒸气 60 可包含通常通过经氮气汽提的液体 40 和 / 或挥发气 230 的减压而产生的闪蒸气 64,所述挥发气 230 可由于如下而产生:将热量添加至液体烃类产品流 90,使得液体烃类产品流 90 的一部分蒸发而形成挥发气。

[0110] 在随后将源自任选的初始流分流器 9 的任选的第二部分进料至经氮气汽提的液体的排放管线 40、液体烃类产品管线 90 和过程蒸气管线 60 中的至少一者中,并同时绕过氮气汽提塔 20 之前,也将所述第二部分减压至所述闪蒸压力。适当地,将任选的第二部分传递至任选的末端闪蒸分离器 50 中。

[0111] 为了促进挥发气传递至过程蒸气流 60,优选地,任选的挥发气供应管线 230 连接低温储管 210 中的蒸气空间与过程蒸气管线 60。为了促进闪蒸气 64 传递至过程蒸汽流 60,并进一步将液体烃类产品流 90 除氮,优选地,在经氮气汽提的液体减压之后,将经氮气汽提的液体进料至任选的末端闪蒸分离器中,在所述任选的末端闪蒸分离器中,经氮气汽提的液体在闪蒸分离压力下相分离成液体烃类产品流 90 和闪蒸气 64。闪蒸分离压力等于或低于闪蒸压力,并适当地为 1 至 2 绝对巴之间的范围内,分离成液体烃类产品流 90 和闪蒸

气 64。在一个实施方案中,闪蒸分离压力预期为 1.05bara。

[0112] 将过程蒸气 60 压缩至至少汽提压力,由此获得压缩蒸汽流 70。汽提蒸气流 71 获自压缩蒸汽流 70,并经由第二入口系统 23 传递至氮气汽提塔 20。所述汽提蒸气可以与向下渗滤通过汽提部段 23 的液体接触逆流而向上渗滤通过汽提部段 23。

[0113] 如果外部汽提蒸气供应管线 74 与第二入口系统 23 流体连通设置,则外部汽提蒸气可选择性地经由第二入口系统 23 进料至氮气汽提塔 20。由此可避免氮气汽提塔 20 的主要破坏,例如在过程压缩机 260 不起到提供足够量的压缩蒸汽流 70 的作用的情况中。

[0114] 由压缩蒸汽流 70 获得汽提蒸气流 71 可涉及将压缩蒸汽流 70 分成汽提蒸气流 71 和蒸气旁通部分,所述蒸气旁通部分不包含汽提部分,并可选择性地注入顶部蒸气管线 30 以由此绕过氮气汽提塔 20。可使用蒸气旁通控制阀 77 来控制选择性注入。适当地,蒸气旁通控制阀 77 由压缩蒸气管线 70 上的压力控制器控制,所述压力控制器设置为响应压缩蒸气管线 70 中增加的压力而增加蒸气旁通控制阀 77 的打开部分。预期允许流动通过蒸气旁通管线 76 而进入顶部蒸汽流 30 中的蒸气旁通部分的流量在所谓的装载模式过程中特别高,在所述装载模式时的挥发气的量通常比在所谓的保持模式过程中高得多。优选地,蒸气旁通控制阀 77 在保持模式下正常操作过程中完全关闭。

[0115] 部分冷凝的中间流由顶部蒸气 30 形成,所述顶部蒸气获自在精馏部段 22 上方的氮气汽提塔 20 的顶部部分。这涉及使顶部蒸气 30 与辅助制冷剂流 132 间接热交换,由此热量以选定冷却功率从顶部蒸气 30 传递至辅助制冷剂流 132。所得部分冷凝的中间流包含冷凝馏分和蒸气馏分。

[0116] 冷凝馏分在分离压力下在顶部分离器 33 中与蒸气馏分分离,所述分离压力可低于汽提压力,并优选在 2 至 15 绝对巴之间的范围内。蒸气馏分经由蒸气馏分排放管线 80 排放。冷凝馏分例如经由冷凝馏分排放管线 37 从顶部分离器 33 排放至回流系统中。

[0117] 适当地,将蒸气馏分 80 的至少燃料部分传递至在不高于汽提压力的燃料气压力下的燃烧装置 220。在实施方案中,例如当燃烧装置 220 由一个或多个炉子组成时,燃料气压力可在 3 至 5bara 的范围内。汽提压力可例如在 5 至 7bara 的范围内。以此方式,不需要用于燃料气的压缩机,且燃料气可通过压力控制而流动至燃烧装置 220。

[0118] 自动调节冷却功率以调控所排放的蒸气馏分的热值。在其中将蒸气馏分传递至一个或多个甲烷的选择性消耗者(例如图 1 所示的燃烧装置 220)的实施方案中,可响应所需的发热功率而完成控制,由此控制甲烷的部分流量以获得匹配需要的热值。适当地,辅助制冷剂流流动控制阀 135 可通过压力控制器 PC 控制,以保持辅助制冷剂流 132 通过顶部冷凝器 35 的预定目标流量。在蒸气馏分排放管线 80 中的实际压力因此与所调节的热值相关。当压力下降至预定目标水平以下时(其表示甲烷的消耗速度高于蒸气馏分 80 的供应速率),压力控制器 PC 设定为减小辅助制冷剂流流动控制阀 135 的打开部分。相反,当压力超过预定目标水平时,压力控制器 PC 设定为增加辅助制冷剂流流动控制阀 135 的打开部分。

[0119] 预期蒸气馏分 80 含有 50mol%至 95mol%之间的氮气,优选 70mol%至 95mol%之间的氮气或 50mol%至 90mol%之间的氮气,更优选 70mol%至 90mol%之间的氮气,还更优选 75mol%至 95mol%之间的氮气,最优选 75mol%至 90mol%之间的氮气。预期冷凝馏分 37 含有少于 35mol%的氮气。

[0120] 起始于在精馏部段 22 上方的水平处,使冷凝馏分的至少回流部分 36 进入氮气汽

提塔 20。在图 1 的实施方案的情况中,冷凝馏分可经过 任选的回流泵 38(和 / 或其可在重力的影响下流动)。回流部分随后获自冷凝馏分,并经由回流入口系统 25 和回流部分管线 36 装入氮气汽提塔 20。在图 2 的实施方案的情况中,冷凝馏分在氮气汽提塔 20 的顶部部分的内部分离,并因此已在精馏部段的上方获得,以与向上上升通过精馏部段 22 的蒸气接触而向下渗滤通过精馏部段。

[0121] 回流部分可含有全部冷凝馏分,但任选地,冷凝馏分在任选设置的冷凝馏分分流器 39 中分成液体再循环部分和回流部分,所述液体再循环部分经由液体再循环管线 13 排放至例如第一进料流 10 中,所述回流部分经由回流入口系统 25 和回流部分管线 36 排放至氮气汽提塔 20 中。将冷凝馏分分成回流部分 36 和液体再循环部分 13 的能力有利于使任何过量的冷凝馏分在精馏部段 22 周围转向,例如以不干扰精馏部段 22 的操作。可使用设置于冷凝馏分排放管线 37 中的流动控制器和 / 或设置于顶部分离器 33 上的液面控制器来适当地控制再循环阀 14。

[0122] 部分冷凝也可涉及与在其他连续设置的顶部热交换器中的其他流的直接和 / 或间接热交换。例如,冷回收热交换器 85 可为一种顶部热交换器,通过所述顶部热交换器,顶部流的部分冷凝还包括与蒸气馏分 80 间接热交换。

[0123] 辅助制冷剂 132 流在标准条件下在低于顶部蒸汽流 30 的起泡点的温度下在标准条件下优选具有起泡点 (ISO13443 标准:在 1.0 大气压下 15°C)。这有利于再冷凝相对更高量的存在于顶部蒸汽流 30 中的甲烷,从而进而促进蒸气馏分 80 中的甲烷含量的可控性。例如,辅助制冷剂可含有 5mol% 至 75mol% 之间的氮气。在一个优选实施方案中,辅助制冷剂流由主制冷剂流的滑流形成,更优选地由轻制冷剂馏分的滑流形成。后一情况示于图 2 中,但也可适用于图 1 的实施方案。这种滑流可经由低温热交换器 180 的壳侧 186 而便利地传递回主制冷剂回路中,其中所述滑流可仍然协助从上部和 / 或下部束中的流中提取热量。

[0124] 在一个实施例中,辅助制冷剂的一个预期组合物含有 25mol% 至 40mol% 之间的氮气、30mol% 至 60mol% 之间的甲烷和至多 30mol% 的 C2 (乙烷和 / 或乙烯),由此,辅助制冷剂含有至少 95% 的这些成分和 / 或氮气和甲烷总共为至少 65mol%。如果使用混合制冷剂用于液化烃类流的过冷,则在这些范围内的组合物可易于得自主制冷剂回路。

[0125] 也可能使用分开的制冷循环以为了部分冷凝顶部蒸汽流 30 的目的。然而,使用来自主制冷剂流的滑流具有如下优点:安装的另外的设备的量最小。例如,不需要另外的辅助制冷剂压缩机和辅助制冷剂冷凝器。

[0126] 可适当地通过选择性地打开蒸汽再循环控制阀 88 而选择性地使用任选的蒸气再循环管线 87,以增加保持于液体烃类产品流 90 中的氮气量。这可通过如下完成:从蒸气馏分中提取蒸气再循环部分,将蒸气再循环部分减压至闪蒸压力,并随后将蒸气再循环部分注入经氮气汽提的液体 40 中。未传递至蒸气再循环管线 87 中的蒸气馏分 80 的剩余部分可形成燃料部分,所述燃料部分可传送至燃烧装置 220。

[0127] 在一些实施方案中,溶解于液体烃类产品流 90 中的氮气的目标量为 0.5 至 1mol% 之间,优选接近 1.0mol%,然而尽可能不超过 1.1mol%。蒸气再循环流动控制阀 88 调节进料返回至例如末端闪蒸分离器 50 中且同时绕过氮气汽提塔 20 的蒸气馏分流 80 的量。因此,可影响液体烃类产品流 90 中的氮气量。为了进一步有助于满足目标氮气含量,可响应

来自任选地设置于液体烃类产品管线 90 中的质量测量仪 QMI 的信号而控制蒸气再循环流动控制阀 88。

[0128]

表1: 保持模式; 附图标记对应于图1。

参考号	1	8	10	11	13	30	36	40	60	64	70	71	76	80	87	90
相 (V/L)	L	L	L	L	L	V	L	L	V	V	V	V	-	V	V	L
流量 (kg/s)	134	134	36.1	99	0.55	11.3	6.60	45.8	14.4	12.4	14.4	14.4	0.00	4.1	1.44	134
温度 (°C)	-162	-163	-163	-163	-159	-143	-159	-137	-162	-164	-72	-72	-	-159	-159	-164
压力 (bara)	5.5	6.4	6.4	6.4	6.4	6.2	6.2	6.3	1.00	1.05	6.8	6.3	-	5.8	5.8	1.05
氮气 (mol%)	1.66	1.66	1.91	1.66	20.1	37.7	20.1	1.77	18.0	18.3	18.0	18.0	-	80.0	80.0	0.86
甲烷 (mol%)	98.3	98.3	98.1	98.3	79.9	62.3	79.9	98.2	82.0	81.7	83.0	82.0	-	20.0	20.0	99.1

[0129]

表2: 装载模式: 附图标记对应于图1。

参考号	1	8	10	11	13	30	36	40	60	64	70	71	76	80	87	90
相 (V/L)	L	L	L	L	L	V	L	L	V	V	V	V	V	V	V	L
流量 (kg/s)	1.34	1.34	36.8	102	4.80	17.8	6.91	45.0	19.1	14.6	19.2	13.5	5.53	6.1	3.3	1.36
温度 (°C)	-162	-163	-162	-162	-160	-115	-160	-138	-154	-164	-56	-37	-57	-160	-160	-164
压力 (bara)	55	6.4	6.4	6.4	6.4	6.2	6.2	6.3	1.00	1.05	6.8	6.3	6.2	5.8	5.8	1.05
氮气 (mol%)	1.66	1.66	3.90	1.66	30.9	37.3	20.9	2.15	21.3	22.5	21.3	21.3	21.3	61.0	61.0	1.09
甲烷 (mol%)	98.3	98.3	96.1	98.3	79.1	62.7	79.1	97.9	78.7	77.5	78.7	78.7	78.7	19.0	19.0	98.9

[0130] 对于保持模式(表1)和装载模式(表2)两者,在图1所示的实施方案进行静态模拟。假设低温烃类组合物8包括超过90mol%的氮气与甲烷的混合物(98.204mol%)。

在实施例中,氮气(1.654mol%)和甲烷(98.204mol%)的量超过99.8mol%,0.142mol%的余量由二氧化碳(0.005mol%)组成。二氧化碳经由经氮气汽提的液体40和液体烃类产品流90离开所述过程。

[0131] 可以看出,在保持模式和装载模式中,尽管过程蒸气的量具有大的差异,但排放蒸气馏分80中的甲烷的量可保持在约80mol%下并适当地在10mol%至25mol%之间的范围内,且同时液体烃类产品流90中的氮气含量保持在接近1.0mol%且不超过1.1mol%的目标内。

[0132] 在保持模式中,将约2.0kg/s的由约17mol%的氮气和83mol%的甲烷组成的挥发气经由挥发气供应管线230添加至过程,而在装载模式中所述挥发气为约4.4kg/s。

[0133] 在两种情况中,初始蒸气分流器9的分流比均为约75%。在保持模式中,不将蒸气引导通过蒸气旁通管线76,而在装载模式中,将压缩蒸气70中的30%引导通过蒸气旁通管线76,以容纳由另外的挥发气流入而带来的另外的蒸气。在装载模式中,液体再循环13也由冷凝馏分排放管线37中的冷凝馏分的约8%增加至所述冷凝馏分的约41%。另外的冷凝馏分的流动由另外的再冷凝甲烷所导致。

[0134] 计算中的液化系统100使用如图2所示的设置,在压缩制冷剂管线120中的混合制冷剂具有如表3中在标记为“120”的列中所列的组成。

[0135] 表3:混合制冷剂组成(以mol%计)

[0136]

	120	121; 131; 132	
		保持	装载
氮气	21.5	33.1	33.5
甲烷	33.3	40.9	40.8
乙烷	0.13	0.07	0.07

[0137]

乙烯	32.6	23.1	22.8
丙烷	12.2	2.79	2.81
丁烷	0.25	0.02	0.02

[0138] 在保持模式中,在压缩制冷剂管线120中的压力为58bara,在装载模式中所述压力更高,为61bara。在两种情况中,在低温热交换器的下部和上部LMR管束(分别为183和184)中的合计压降为13bar。由辅助制冷剂流流动控制阀135所施加的压降在保持模式情况中为39bar,在装载模式中为42bar,从而对于保持模式和装载模式,低温热交换器180的壳侧186中的壳压相同。

[0139] 辅助制冷剂流132的相对流量为LMR管线131中的总LMR流量的11%。在装载模式中,辅助制冷剂流132的相对流量为LMR管线131中的总LMR流量的18%。而且,实际流量为保持模式情况中的1.6倍,但相比于在保持模式操作中,在装载模式操作中使MR分离

器 128 中 HMR 和 LMR 之间的分离略微更偏好 HMR。

[0140] 在如上实施例中,假设低温烃类组合物不含比甲烷更重的烃类 (C_2+ 烃类),例如如下情况:低温烃类组合物衍生自非常规气体源,如煤床甲烷、页岩气或可能的某些合成来源。然而,所提出的方法和装置也可应用于其中低温烃类组合物含有至多约 15mol% 的 C_2+ 烃类(包括选自乙烷、丙烷、异丁烷、正丁烷和戊烷的一种或多种)的情况。实际上,不预期这些另外的 C_2+ 烃类改变所提出的方法和装置的运作,因为据预计这种 C_2+ 烃类均不像实施例的二氧化碳那样存在于顶部蒸气 30 或蒸气馏分排放管线 80 的废气中。

[0141] 本领域技术人员将了解,在不偏离所附权利要求书的范围的情况下,可以以许多不同的方式进行本发明。

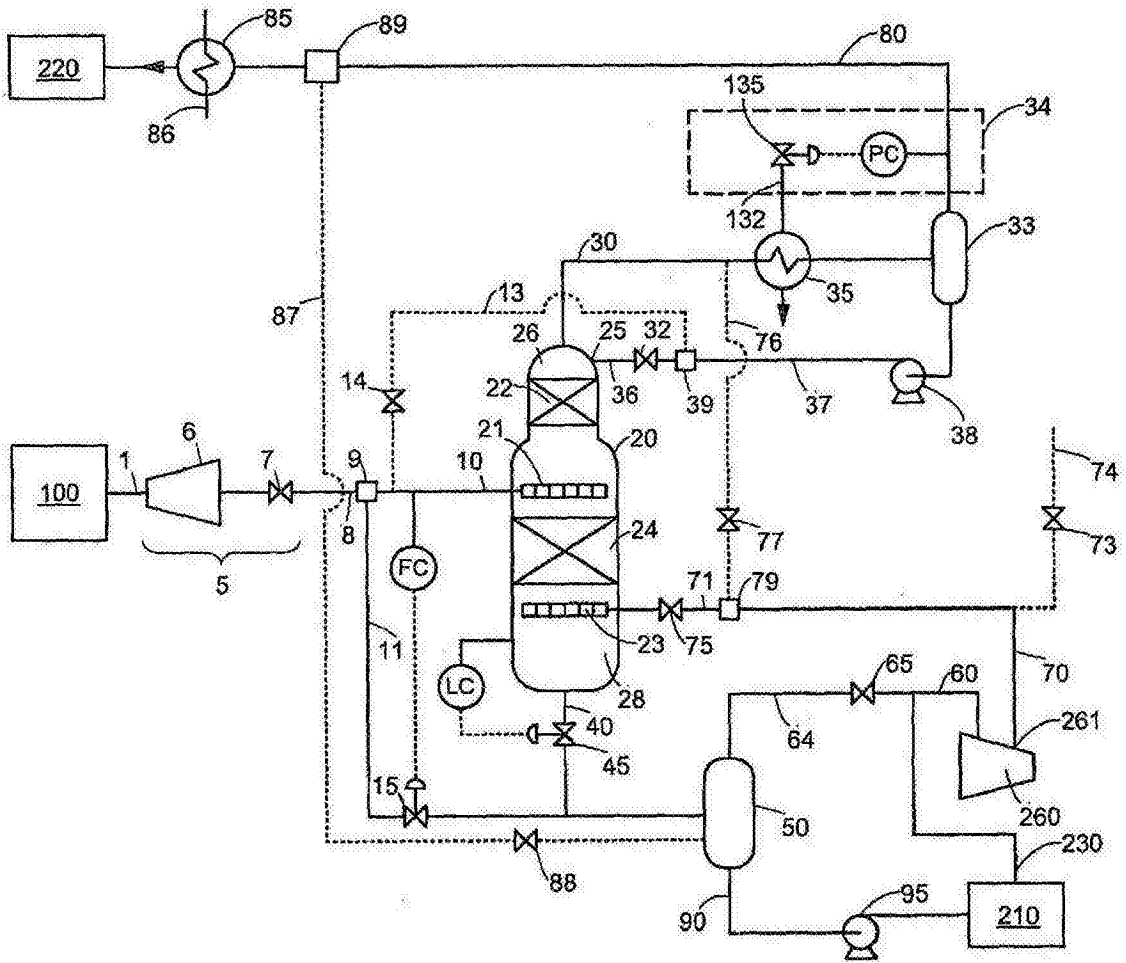


图 1

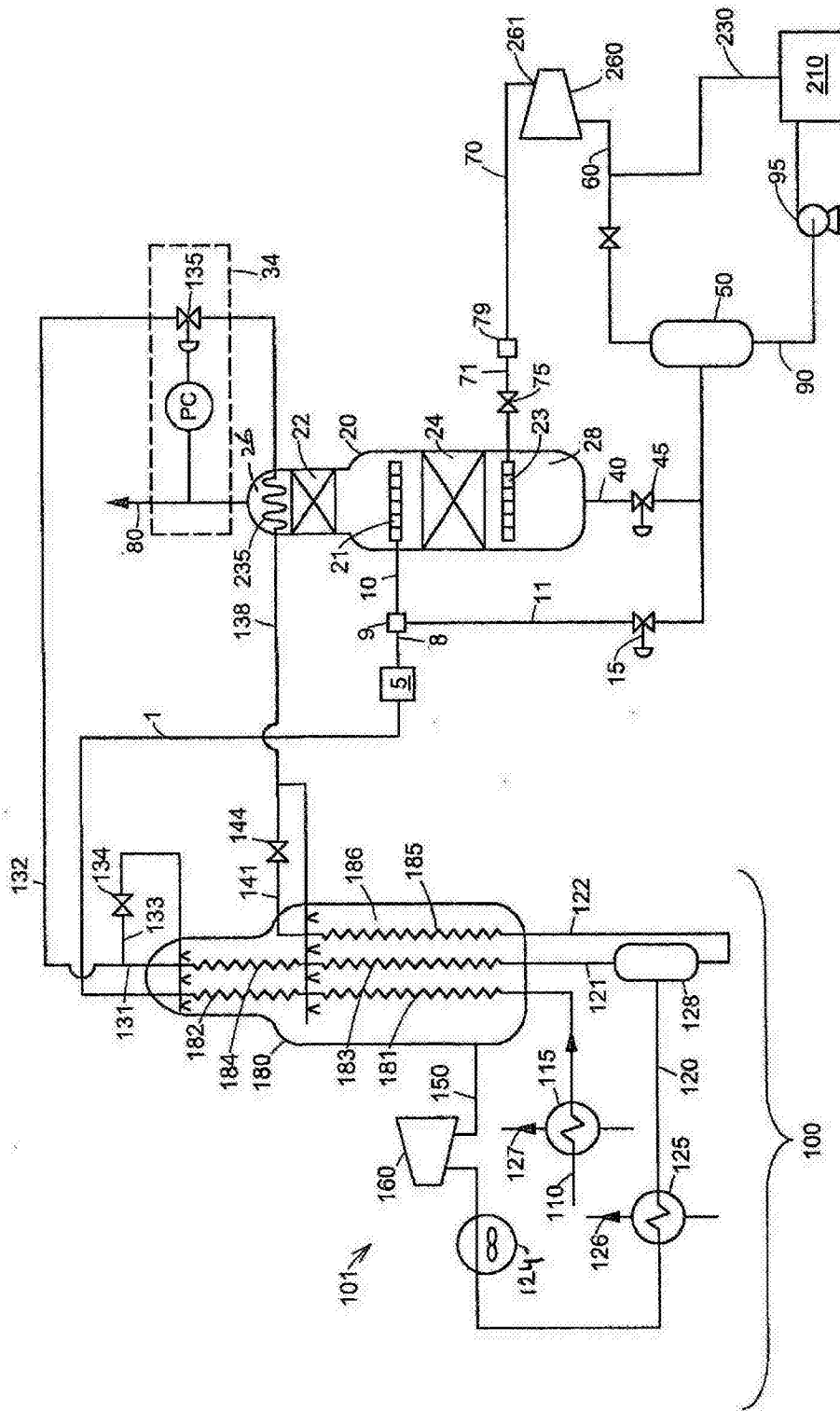


图 2