



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 109564057 B

(45) 授权公告日 2021.04.02

(21) 申请号 201780042291.2

(22) 申请日 2017.06.20

(65) 同一申请的已公布的文献号
申请公布号 CN 109564057 A

(43) 申请公布日 2019.04.02

(30) 优先权数据
1656460 2016.07.06 FR

(85) PCT国际申请进入国家阶段日
2019.01.07

(86) PCT国际申请的申请数据
PCT/FR2017/051630 2017.06.20

(87) PCT国际申请的公布数据
W02018/007710 FR 2018.01.11

(73) 专利权人 塞彭公司
地址 意大利米兰

(72) 发明人 E·杰林斯基 N·特里沙尔
J·贝郎德 B·罗迪尔

(74) 专利代理机构 隆天知识产权代理有限公司
72003
代理人 石海霞 金鹏

(51) Int.Cl.
F25J 1/00 (2006.01)
F25J 1/02 (2006.01)

(56) 对比文件
CN 101120220 A, 2008.02.06
CN 102564059 A, 2012.07.11
CN 105408713 A, 2016.03.16
CN 105627693 A, 2016.06.01
WO 9713109 A1, 1997.04.10
US 6658890 B1, 2003.12.09

审查员 张鑫

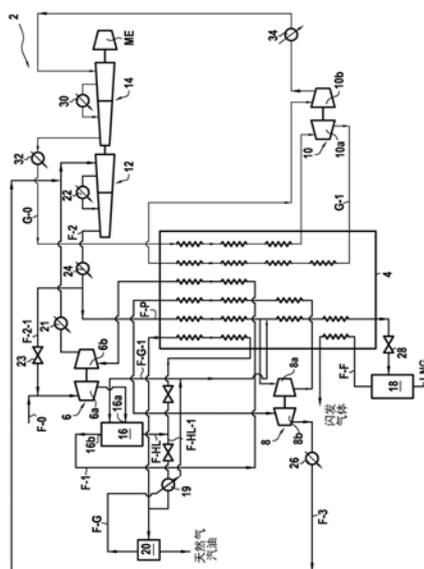
权利要求书3页 说明书10页 附图5页

(54) 发明名称

用于使天然气液化和回收来自天然气的液体的方法

(57) 摘要

本发明涉及一种用于使包括主要包含甲烷的碳氢化合物的混合物的天然气液化的方法,该方法包括:对天然气半开放的第一制冷剂循环,其中,已冷凝的来自天然气的可能液体从天然气输入流分离,后者随后通过主低温热交换器(4),从而通过热交换对主天然气流(F-P)进行预冷却和对初始制冷剂气体流(G-0)进行冷却;对天然气半开放的第二制冷剂循环,以便有助于对天然气和制冷剂气体进行预冷却,以及有助于使天然气液化;对制冷剂气体封闭的制冷剂循环,以便对液化天然气进行过冷却并且提供对另外两个循环进行补充的制冷功率。本发明还涉及一种用于执行这种方法的用于液化天然气的设施。



1. 一种用于液化包括主要为甲烷的碳氢化合物的混合物的天然气的工艺,所述工艺包括:

a) 利用天然气的另一半开路制冷剂循环,其中下述相继进行:

— 先前在压力 P_0 下被处理以从中提取酸性气体、水和汞的天然气供给流(F-0)与天然气流混合,膨胀到压力 P_1 ,并且其温度借助环境温度膨胀涡轮机(6a)降低到温度 T_1 ,以获得包含在天然气中的任意天然气液体的冷凝;

— 已冷凝的任何天然气液体在主分离器(16)中从天然气供给流中分离,此流随后通过主低温热交换器(4),从而形成第一天然气流(F-1),所述第一天然气流通过热交换首先在通过主低温热交换器的逆流中流动的主天然气流(F-P)进行预冷却,并且其次对在通过主低温热交换器的逆流中流动的初始制冷剂气体流(G-0)进行冷却;

— 在主低温热交换器的出口处,处于高于温度 T_1 并接近热源的温度的温度 T_2 的第一天然气流(F-1),借助由环境温度膨胀涡轮机(6a)所驱动的压缩机(6b)在进入天然气压缩机(12)的吸入口之前被压缩到压力 P_2 ,从而在其中被进一步压缩到高于 P_2 的压力 P_3 ,以形成第二天然气流(F-2);

— 位于天然气压缩机(12)的输送口处的第二天然气流(F-2)部分膨胀并且与环境温度膨胀涡轮机上游的天然气供给流(F-0)混合,并且部分形成主天然气流(F-P);以及

— 主天然气流(F-P)的一小部分通过主低温热交换器,从而在其中被冷却到足够低以使天然气能够液化的温度 T_3 ;

b) 利用天然气的另一半开路制冷剂循环,其中下述相继进行:

— 主天然气流(F-P)的另一小部分以高于 T_3 的温度 T_4 从主低温热交换器中提取出来,从而被引导到中间膨胀涡轮机(8a),使得其温度通过膨胀降低到低于 T_4 的温度 T_5 并且从而形成第三天然气流(F-3);

— 第三天然气流(F-3)重新注入到主低温热交换器中,从而进行热交换,以对在通过主低温热交换器的逆流中流动的初始制冷剂气体流和主天然气流进行冷却;

— 在主低温热交换器的出口处,处于接近热源的温度的温度 T_6 的第三天然气流(F-3)被引导到由中间膨胀涡轮机(8a)驱动的压缩机(8b),从而在其中被压缩,随后在与天然气压缩机(12)上游的第一天然气流混合之前被冷却;

c) 利用制冷剂气体的闭路制冷剂循环,其中下述相继进行:

— 使得处于接近热源的温度的温度 T_7 并且先前由制冷剂气体压缩机(14)压缩的初始制冷剂气体流(G-0)流经主低温热交换器(4),从而在其中再次冷却;

— 在主低温热交换器的出口处,处于低于 T_7 的温度 T_8 的初始制冷剂气体流(G-0)被引导到低温膨胀涡轮机(10a),使得其温度通过膨胀降低到低于 T_8 的温度 T_9 ,以这种方式形成的第一制冷剂气体流(G-1)被重新注入到主低温热交换器中,从而有助于对主天然气流(F-P)和初始制冷剂气体流(G-0)进行冷却;以及

— 在主低温热交换器的出口处,处于接近热源的温度的温度 T_{10} 的第一制冷剂气体流(G-1)被引导到由低温膨胀涡轮机(10a)驱动的压缩机(10b)中,从而在冷却之前在其中压缩并且随后被引导到制冷剂气体压缩机(14)的吸入口。

2. 根据权利要求1所述的工艺,其中,在利用天然气的另一半开路制冷剂循环期间,位于由中间膨胀涡轮机(8a)驱动的压缩机(8b)的出口处的天然气流被冷却,随后在被引导到

由环境温度膨胀涡轮机 (6a) 驱动的压缩机 (6b) 的入口之前与第一天然气流混合。

3. 根据权利要求1或2所述的工艺,其中,在利用天然气的第一半开路制冷剂循环期间,在到环境温度膨胀涡轮机 (6a) 的入口处的天然气的供给流在辅助热交换器 (36) 中进一步冷却。

4. 根据权利要求1或2所述的工艺,其中,在利用天然气的第二半开路制冷剂循环期间,位于中间膨胀涡轮机 (8a) 的排出口处的第三天然气流 (F-3) 被引导到辅助分离器 (40),天然气流从所述辅助分离器的出口重新注入到主低温热交换器 (4) 中,辅助分离器 (40) 的出口处的天然气液体流被完全或部分地泵送到主分离器 (16),从而有助于吸收天然气液体。

5. 根据权利要求1或2所述的工艺,其中,在利用天然气的第一半开路制冷剂循环期间,主天然气流 (F-P) 通过主低温热交换器 (4) 以在其中进行冷却的一小部分的一部分在高于温度T3的温度T11下从所述主低温热交换器中提取出来,从而被引导到主分离器 (16),以有助于吸收天然气液体。

6. 根据权利要求1或2所述的工艺,其中,在利用天然气的第一半开路制冷剂循环期间,天然气供给流 (F-0) 膨胀并且其温度在不经受之前在主低温热交换器中的预冷却的情况下借助环境温度膨胀涡轮机 (6a) 降低。

7. 根据权利要求1或2所述的工艺,其中,在利用天然气的第一半开路制冷剂循环期间,环境温度膨胀涡轮机 (6a) 的排出口处的天然气供给流被注入到主分离器 (16) 中,从该主分离器的出口回收天然气液体的流 (F-HL)。

8. 根据权利要求7所述的工艺,其中,回收的天然气液体流 (F-HL) 部分地加热和蒸发,从而便于其在下游处理。

9. 根据权利要求7所述的工艺,其中,加热天然气液体流 (F-HL) 所需的热功率来自对主天然气流 (F-P) 的冷却和/或来自初始制冷剂气体流 (G-0)。

10. 根据权利要求1或2所述的工艺,其中,主天然气流 (F-P) 的压力高于天然气的临界压力。

11. 根据权利要求1或2所述的工艺,其中,

- 温度T1落在 -40°C 至 -60°C 的范围内;
- 温度T3落在 -140°C 至 -160°C 的范围内;
- 温度T4落在 -10°C 至 -40°C 的范围内;
- 温度T5落在 -80°C 至 -110°C 的范围内;
- 温度T8落在 -80°C 至 -110°C 的范围内;
- 温度T9落在 -140°C 至 -160°C 的范围内;
- 压力P0落在5兆帕至10兆帕的范围内;
- 压力P1落在1兆帕至3兆帕的范围内;
- 压力P2落在2兆帕至4兆帕的范围内;
- 压力P3落在6兆帕至10兆帕的范围内。

12. 根据权利要求1或2所述的工艺,其中,所述制冷剂气体主要包括氮气。

13. 根据权利要求1或2所述的工艺,其中,所述工艺在海上的天然气液化设施中执行。

14. 一种执行根据权利要求1至13中的任意一个所述的工艺的天然气液化设施,所述设施包括:

—环境温度膨胀涡轮机(6a),用于接收天然气供给流(F-0)和来自天然气压缩机(12)的输送口的第二天然气流(F-2)的一部分并具有连接到主分离器(16)的入口的排出口;

—主低温热交换器(4),用于接收天然气(F-P,F-1,F-3)和制冷剂气体流;

—压缩机(6b),由环境温度膨胀涡轮机(6a)驱动,用于接收来自主分离器(16)的第一天然气流(F-1)并具有连接到天然气压缩机(12)的吸入口的出口;

—中温膨胀涡轮机(8a),用于接收来自天然气压缩机(12)的输送口的一部分主天然气流(F-P)并连接到主低温热交换器(4)的入口和出口;

—压缩机(8b),由中温膨胀涡轮机(8a)驱动以从主低温热交换器(4)接收第三天然气流(F-3);

—低温膨胀涡轮机(10a),用于连接到主低温热交换器(4)的入口和出口的制冷剂气体;

—压缩机(10b),由低温膨胀涡轮机(10a)驱动并具有连接到制冷剂气体压缩机(14)的吸入口的出口。

15. 根据权利要求14所述的设施,其中,天然气压缩机(12)和制冷剂气体压缩机(14)由相同的驱动机(ME)驱动,所述驱动机输送为了液化和压缩在三个制冷剂循环中流动的流体而增大天然气的压力所需的机械功率。

16. 根据权利要求14或15所述的设施,其中,天然气压缩机(12)位于由环境温度膨胀涡轮机(6a)和中温膨胀涡轮机(8a)驱动的压缩机的下游,并且其中,制冷剂气体压缩机(14)位于由低温膨胀涡轮机(10a)驱动的压缩机的下游。

用于使天然气液化和回收来自天然气的液体的方法

背景技术

[0001] 本发明涉及使主要包括甲烷的天然气液化从而产生液化天然气 (LNG) 的通用领域。

[0002] 应用本发明的特定但非限制性的领域是用于在海上、在船上或在海上任何其它浮动支撑物上使天然气液化的浮动式液化天然气 (FLNG) 设施。

[0003] 用于生产LNG的主要包括甲烷的天然气是来自油田的副产物,即,其是与原油一起生产的,在这种情况下,它的数量是低或中等的,或者其是来自气田的主产物。

[0004] 在天然气少量地与原油一起生产时,其通常被处理和分离,并且随后重新注入到油井中,由管线输出和/或在现场使用,特别是作为为电力发动机、炉或锅炉的燃料。

[0005] 相反,在天然气来自气田并大量生产时,优选运输它,从而能够在与其生产区域不同的区域中使用它。出于该目的,天然气可在专用运输船的罐(称为“甲烷罐”)中以低温液体(在约-160°C的温度下)的形式并在接近环境大气压力的压力下运输。

[0006] 天然气通常出于运输目的而在产气现场附近液化,并且这需要大规模设施和数量可观的用于生产能力(每年可高达数百万(公)吨)的机械能量。可通过使用一些天然气作为燃料而在液化设施的现场生产液化工艺所需的机械能量。

[0007] 在液化之前,天然气需要经受处理,以提取酸性气体(特别是二氧化碳)、水(从而避免其在液化设施中冻结)、汞(从而避免使液化设施中由铝制成的设备退化的任何风险)和一些天然气液体(NGL)。NGL包括所有比存在于天然气中并且可冷凝的甲烷更重的碳氢化合物。NGL特别包括乙烷、液化石油气(LPG)(即,丙烷和丁烷)、戊烷和比戊烷重并存在于天然气中的碳氢化合物。在这些碳氢化合物中,在液化设施的上游提取:笨;戊烷的主要部分;和其它较重的碳氢化合物特别重要,从而避免它们在液化设施中冻结。此外,提取LPG和乙烷也可能是必要的,从而确保LNG满足热容量的商业规范或在商业上生产这些产物。

[0008] NGL的提取可以被整合在天然气液化设施内,或者在液化设施上游的专用单元中执行。在整合时,通常在相对高(大约4兆帕至5兆帕)的压力下执行提取,并且在上游时,通常在较低的压力(大约2兆帕至4兆帕)下执行提取。

[0009] 例如在公开US 4 430 103中所描述的,整合到天然气的液化中的NGL提取呈现简单这个优点。然而,该工艺的类型仅在低于用于液化的气体的临界压力的压力下运转,这有损液化的效率。此外,该工艺的类型通常在大约4兆帕至5兆帕的压力下将天然气从NGL分离。不幸的是,在该压力下,提取NGL的选择性很低。特别地,连同NGL还提取大量甲烷。通常需要下游处理,来排出甲烷。

[0010] 此外,在大约4兆帕至5兆帕的压力下,液体和天然气的密度相对接近,这使分离器滚筒和蒸馏塔难以设计和操作(特别是在应用在浮动支撑物上的情形下)。

[0011] 例如,如在公开US 4 157 904所描述的,在专用单元中的液化设施的上游在大约2兆帕至4兆帕的压力下提取NGL,这使得能够以好的选择性(即,提取很少量甲烷)实现高的NGL回收率。还通过使用专用的再压缩机实现了确保供给到液化的气体处于用于液化的最佳压力(通常至少等于临界压力)。然而,这种NGL的提取需要大量的复杂设备并需要数量无

法忽略的用于再压缩天然气的机械能量。

[0012] 此外,考虑到液化的性能还有液化装置的整体能量效率,提取NGL的方式对液化装置的成本和复杂性产生巨大的影响。

[0013] 已开发出使天然气液化的各种工艺,以优化它们的整体能量效率。原则上,这些液化工艺通常依赖机械地制冷借助于一个或更多个热力制冷循环获得的天然气,该热力制冷循环输送冷却和液化天然气所需的热功率。在这些工艺中实施的每个热力循环中,压缩的制冷剂(以气体的形式)通过具有高于制冷的流体的温度并称为“热源”(水、空气、一些其它制冷循环)的温度源来冷却(以及有可能冷凝),并且随后在膨胀之前由热力循环自身产生的冷气体的流进一步冷却。由这种膨胀产生的低温下的冷制冷剂的流被用于冷却天然气和用于预冷却制冷剂。低压下的气态制冷剂被再次压缩至其初始压力水平(借助于由气体涡轮机、蒸汽涡轮机或电动马达驱动的压缩机)。

[0014] 在这些热力制冷循环期间,制冷和液化天然气所需的电力可通过蒸发和加热液体制冷剂来输送(大部分制冷热是由状态改变期间所涉及的潜热产生的),或通过加热气体形式的冷制冷剂来输送。利用制冷剂气体,制冷剂的温度通常由通过膨胀涡轮机(称为“气体膨胀器”)的压力膨胀降低。由制冷剂产生的冷却主要为显热的形式。

[0015] 利用液体制冷剂,制冷剂的温度通常由通过阀和/或液体膨胀涡轮机(还称为“液体膨胀器”)的膨胀降低。由制冷剂产生的冷却效应主要为潜热的形式(并且在较小的程度上以显热的形式)。由于潜热远大于显热,因此需要获得相同制冷效率的制冷剂的流率对于采用气体形式的制冷剂的热力循环比对于采用液体形式的制冷剂的热力循环更大。

[0016] 因此,对于相同的液化容量,使用气体作为制冷剂的热力制冷循环比使用液体制冷剂的热力制冷循环需要更大容量的制冷剂压缩机和更大直径的管道。利用气体制冷剂的热力循环通常比利用液体制冷剂的热力循环的效率更低,特别是由于经受制冷的流体与制冷剂流体之间的温度差对于气体制冷剂循环来说通常更大,从而通过不可逆性增大效率损失。

[0017] 然而,利用液体制冷剂的热力制冷循环比气体制冷剂热力循环利用更大量的制冷剂。在使用的制冷剂流体易燃或有毒时,液体制冷剂热力循环在本质上表现出低于由气体制冷剂工艺所呈现的安全水平,特别是在将使用碳氢化合物作为制冷剂的液体制冷剂热力循环与使用诸如氮气的惰性气体作为制冷剂的热力循环进行比较时。在大量设备集中在小空间的情形中,特别是在海上安装时,这点特别关键。因此,使用液体制冷剂的热力制冷循环是有效率的,但是它们呈现出一些缺陷,特别是对于在浮动支撑物上的海上应用来说。

[0018] 已经提出使用利用气态制冷剂的热力制冷循环的各种液化工艺。例如,下列文档US 5 916 260、WO 2005/071333、WO 2009/130466、WO 2012/175889和WO 2013/057314公开了利用双次或三次氮气膨胀的液化循环,其中来自热交换器的加热的氮气在出口处被压缩。在压缩机的输送口处,氮气被冷却并由涡轮机膨胀,以用于冷却和液化天然气。

[0019] 这种氮气膨胀液化工艺在简化性、本质安全性和鲁棒性的方面呈现出明显的优势,这使它们特别适于在海上浮动支撑物的应用。然而,这些工艺也呈现出低效率。因此,使用液体制冷剂的工艺通常产生比双重氮气膨胀工艺多约30%的LNG(在等量的机械功率消耗下)。

[0020] 文档WO 2007/021351和US 6 412 302还公开了结合膨胀天然气和氮气的天然气

液化工艺。这些工艺能够提高液化的效率,但它们未将提取NGL整合在液化中。不幸地,这种提取可能需要大量的复杂设备和/或可能对液化的效率产生负面影响。

[0021] 最终,文档US 7 225 636和WO 2009/017414公开了用于液化天然气的工艺,该工艺借助于利用NGL的提取的气体膨胀器涡轮机结合用于液化天然气的冷却剂循环。然而,这些工艺呈现出一些缺陷。特别地,在这两个文档中,在相对高的压力下提取NGL,从而导致不良的分离选择性,而天然气的液化在低压力(低于临界压力)下发生,这有损其效率。

发明内容

[0022] 因此,本发明的主要目的在于,通过提出使用气态制冷剂热力循环和效率高于现有技术液化工艺的液化工艺,同时通过提出对于提取NGL(如果有的话)简单和简洁的工艺(该工艺整合在液化工艺中并提供比现有技术工艺更好的整体能量优化)来减轻这些缺陷。

[0023] 根据本发明,该目的由用于使天然气液化的工艺来实现,该天然气包括主要包括甲烷的碳氢化合物的混合物,该工艺包括:

[0024] a) 利用天然气的另一半开路循环,其中下述相继进行:

[0025] 一先前在压力 P_0 下被处理以从中提取酸性气体、水和汞的天然气供给流与天然气流混合,膨胀到压力 P_1 ,并且其温度借助环境温度膨胀涡轮机降低到温度 T_1 ,以获得包含在天然气中的任意天然气液体的冷凝;

[0026] 一已冷凝的天然气液体在主分离器中从天然气供给流中分离,该天然气供给流随后通过主低温热交换器,从而形成第一天然气流,该第一天然气流通过热交换器首先在通过主低温热交换器的逆流中流动的主天然气流进行预冷却,并且其次对在通过主低温热交换器的逆流中流动的初始制冷剂气体流进行冷却做出贡献;

[0027] 一在主低温热交换器的出口处,处于高于温度 T_1 并接近热源的温度的温度 T_2 的第一天然气流,借助由环境温度膨胀涡轮机所驱动的压缩机在进入天然气压缩机的吸入口之前被压缩到压力 P_2 ,从而在其中被进一步压缩到高于 P_2 的压力 P_3 ,以形成第二天然气流;

[0028] 一位于天然气压缩机的输送口处的第二天然气流部分膨胀并且与环境温度膨胀涡轮机上游的天然气供给流混合,并且部分形成主天然气流;以及

[0029] 一主天然气流的一小部分通过主低温热交换器,从而在其中被冷却到足够低以使天然气能够液化的温度 T_3 ;

[0030] b) 利用天然气的另一半开路制冷剂循环,其中下述相继进行:

[0031] 一主天然气流的另一小部分高于 T_3 的温度 T_4 从主低温热交换器中提取出来,从而被引导到中间膨胀涡轮机,使得其温度通过膨胀降低到低于 T_4 的温度 T_5 并且从而形成第三天然气流;

[0032] 一第三天然气流重新注入到主低温热交换器中,从而进行热交换,以对在通过主低温热交换器的逆流中流动的初始制冷剂气体流和主天然气流进行冷却;

[0033] 一在主低温热交换器的出口处,处于接近热源的温度的温度 T_6 的第三天然气流被引导到由中间膨胀涡轮机驱动的压缩机,从而在其中被压缩,随后在与天然气压缩机上游的第一天然气流混合之前被冷却;

[0034] c) 利用制冷剂气体的封闭的制冷剂循环,其中下述相继进行:

[0035] 一使得处于接近热源的温度的温度 T_7 并且先前由制冷剂气体压缩机压缩的初始

制冷剂气体流流经主低温热交换器,从而在其中被再次冷却;

[0036] 一在主低温热交换器的出口处,处于低于T7的温度T8的初始制冷剂气体流被引导到低温膨胀涡轮机,使得其温度通过膨胀降低到低于T8的温度T9,以这种方式形成的第一制冷剂气体流被重新注入到主低温热交换器中,从而有助于对主天然气流和初始制冷剂气体流进行冷却;以及

[0037] 一在主低温热交换器的出口处,处于接近热源的温度的温度T10的第一制冷剂气体流被引导到由低温膨胀涡轮机驱动的压缩机中,从而在冷却之前在其中压缩并且随后被引导到制冷剂气体压缩机的吸入口。

[0038] 本发明的液化工艺包括利用天然气的两个半开路制冷剂循环和利用制冷剂气体的单个闭路制冷剂循环。利用天然气的第一半开路制冷剂循环用于提取可能存在于天然气中的重天然气液体(NGL),从而避免在液化设施的冷区段中冻结的问题,并且从而对天然气和制冷剂气体进行预冷却。利用天然气的第二半开路制冷剂循环用于有助于对天然气和制冷剂气体进行预冷却,并且还有助于液化天然气。利用制冷剂气体的闭路制冷剂循环用于过冷却液化天然气并提供除了另两个循环以外的制冷功率。使用的制冷剂气体通常是氮气。

[0039] 已计算出本发明的工艺表示在相同条件下生产每吨LNG所消耗的机械功率比,在那些工艺与液化上游的NGL提取单元相关时,其比利用氮气的双制冷剂循环工艺低约15%,比利用氮气的三制冷剂循环工艺低约10%,并且比具有利用天然气的的一个制冷剂循环和利用氮气的两个制冷器循环的工艺低8%,使气体的再压缩有必要(该再压缩功率被考虑到所述比较中)。因此,由本发明的工艺所生产的每吨LNG消耗的功率低于由现有技术中已知的工艺的功率,从而证明了该工艺的更高的效率。

[0040] 本发明的工艺将提取重天然气液体(NGL)与液化进行整合,从而提高了天然气液化装置的整体效率并且实现了避免依靠专用于这种提取的设施。天然气预处理工艺因此被简化。此外,由于提取是在低压力下执行的,少数轻的碳氢化合物(特别是甲烷)在提取工艺期间被带走,从而实现了通过使用易于实施的工艺来处理重NGL。

[0041] 利用制冷剂气体的单个循环在本发明的工艺中是闭路循环。因此,仅需要补充的(top-up)制冷剂气体,并且其可容易地生产(特别是在制冷剂气体主要包括氮气时)。特别地,不需要专业单元来导入、生产、处理或储存用作制冷剂的液体碳氢化合物。这使本发明的工艺更容易安装。

[0042] 本发明的工艺呈现出高水平的本质安全性。具体地,包含的碳氢化合物的量受限制(特别是与使用液态的碳氢化合物作为制冷剂相比)。这使本发明的工艺更容易安装。

[0043] 最终,由于该工艺高水平的本质安全性以及由于其不需要存储制冷剂,所以其特别适于天然气液化的海上设施,例如,诸如在船上的FLNG。

[0044] 在“连续再压缩”变型中,在利用天然气的第二半开路制冷循环期间,来自中间膨胀涡轮机驱动的压缩机出口处的天然气流被冷却,并且随后在被引导到由环境温度膨胀涡轮机驱动的压缩机的入口之前与第一天然气流混合。该变型实现了执行天然气的分阶段压缩,以使压缩更有效率。

[0045] 在“通过辅助制冷剂循环的额外预冷却”变型中,在利用天然气的第一半开路制冷剂循环期间,天然气的供给流在进入环境温度膨胀涡轮机时在辅助热交换器中进一步冷

却。在该变型中,辅助制冷剂循环传输辅助热交换器的运转所需的制冷功率。该布置引起主分离器中的温度降低,从而用于获得更好的NGL的回收。

[0046] 在“通过过冷却回流的NGL吸收”变型中,在利用天然气的第二半开路制冷剂循环期间,来自中间膨胀涡轮机的排出口处的第三天然气流被引导到辅助分离器,天然气流从该辅助分离器的出口重新诸如到主低温热交换器中,出口处的天然气液体流从辅助分离器完全或部分地泵送到主分离器,从而有助于吸收天然气液体。例如,用于处理的天然气与过冷却回流之间的接触可发生在逆流中。出于该目的,主分离器可配备有填料床。在该变型中,容易处理具有高浓度芳香族化合物(例如,苯)的轻气体或以高回收率提取LPG(例如,为了提供LPG的工业生产)。

[0047] 在“通过LNG回流的NGL吸收”变型中,在利用天然气的另一半开路制冷剂循环期间,通过主低温热交换器从而在其中冷却的部分主天然气流的一部分在高于温度T3的温度T11下从所述主低温热交换器中提取,从而被引导到主分离器,以有助于吸收天然气液体。例如,用于处理的天然气与LNG回流之间的接触可发生在逆流中。出于该目的,主分离器可设置有填料床。在该变型中,可以处理具有一定浓度的芳香族化合物(例如,苯)的轻气体或特别地以高回收率提取LPG,还有乙烷。

[0048] 在利用天然气的另一半开路制冷剂循环期间,在天然气供给流在没有在主低温热交换器中进行预冷却的情况下在环境温度膨胀涡轮机中膨胀之前,天然气供给流有利地与来自天然气压缩机的输送口的较轻的天然气混合,从而实现了有效率的生产用于对天然气和制冷剂气体进行预冷却的冷气体并在极好选择性的情况下提取任何NGL。

[0049] 在利用天然气的另一半开路制冷剂循环期间,来自环境温度膨胀涡轮机的排出口处的天然气供给流被注入到主分离器中,从该主分离器的出口回收重气体的液体流。在这些情况下,一小部分回收的天然气液体流被部分地加热和蒸发,从而便于其在下游处理。

[0050] 在有利的条件下,主天然气流的压力高于天然气的临界压力,从而用于使液化的效率最大化并确保液化在没有相的变化发生的情况下发生。

[0051] 本发明还提供了用于执行如上面所限定的工艺的天然气液化设施,该设施包括:环境温度膨胀涡轮机,用于接收天然气供给流和来自天然气压缩机的输送口的并具有连接到主分离器的入口的排出口的一部分第二天然气流;主低温热交换器,用于接收天然气合制冷剂气体流;压缩机,由环境温度膨胀涡轮机驱动,用于从主分离器接收第一天然气流并具有连接到天然气压缩机的吸入口的出口;中温膨胀涡轮机,用于接收来自天然气压缩机的输送口的一部分主天然气流,并连接到主低温热交换器的入口和出口;压缩机,由中温膨胀涡轮机驱动,以接收来自主低温热交换器的第三天然气流;用于制冷剂气体的低温膨胀涡轮机,连接到主低温热交换器的入口和出口;以及压缩机,由低温膨胀涡轮机驱动并具有连接到制冷剂气体压缩机的吸入口的出口。

[0052] 优选地,天然气压缩机和制冷剂气体压缩机由相同的驱动机驱动,该驱动机输送为了液化和压缩在三个制冷剂循环中流动的流体而增大天然气的压力所需的机械功率。因此,这些功能所需的机械功率的消耗以这种方式优化,以使在使设备的数量最小化的同时使LNG的生产最大化。

[0053] 同样优选地,天然气压缩机位于由环境温度膨胀涡轮机驱动的压缩机和中温膨胀涡轮机的下游,并且制冷剂气体压缩机位于由低温膨胀涡轮机驱动的压缩机的下游。

附图说明

[0054] 本发明的其它特性和优点从下列参照附图的描述中呈现出来,该附图示出了具有非限制性特性的实施例。附图中:

[0055] 图1是示出本发明的液化工艺的实施的图示;

[0056] 图2示出被称为“连续再压缩”变型的本发明的液化工艺的变型实施;

[0057] 图3示出被称为“通过辅助制冷剂循环的额外预冷却”变型的本发明的液化工艺的另一变型;

[0058] 图4示出被称为“通过过冷却回流的NGL吸收”变型的本发明的液化工艺的另一变型实施;

[0059] 图5示出被称为“通过LNG回流的NGL吸收”变型的本发明的液化工艺的另一变型实施。

具体实施方式

[0060] 本发明的液化工艺特别采用(但不是唯一的)来自气田的天然气。通常,该天然气主要包括甲烷,其被发现与主要为C₂、C₃、C₄、C₅和C₆的碳氢化合物、酸性气体、水和包括氮气的惰性气体的其它气体,连同诸如汞的各种杂质相结合。

[0061] 图1示出了用于执行本发明的天然气液化工艺的示例性设施2。

[0062] 实质上,本发明的液化工艺依靠三个热力制冷剂循环,即,两个利用天然气的半开路制冷剂循环和一个利用制冷剂气体的闭路制冷剂循环。

[0063] 此外,本发明的工艺优选使用主要包括氮气的气体作为其制冷剂气体,从而使该工艺特别适于在海上执行,典型地在浮动式液化天然气 (FLNG) 设施上执行。

[0064] 如图1所示,液化设施2仅需要一个主低温热交换器4,该主低温热交换器可由安装在冷却箱中的一组钎焊铝热交换器组成。

[0065] 本发明的液化设施2还需要三个涡轮膨胀器,即,专用于天然气的环境温度涡轮膨胀器6、专用于天然气的中温涡轮膨胀器8和专用于制冷剂气体的低温涡轮膨胀器10。

[0066] 以已知方式,涡轮膨胀器是由气体膨胀涡轮机(在本示例中分别为环境温度膨胀涡轮机6a、中温膨胀涡轮机8a和低温膨胀涡轮机10a)连同由气体膨胀涡轮机驱动的气体压缩机(具体分别为压缩机6b、压缩机8b和压缩机10b)组成的旋转机。

[0067] 本发明的液化设施2还包括天然气压缩机12和制冷剂气体压缩机14,这两个压缩机12和14优选地由共同的驱动机ME驱动,例如,输送增大用于液化以及还用于压缩在全部三个制冷剂循环中流动的流体的天然气的压力所需的功率的气体涡轮机。

[0068] 如在下面详细描述,天然气压缩机执行三个功能:加压并引起天然气流动,以便传输用于有助于天然气和制冷剂气体的制冷和液化的足够的制冷功率;再次压缩膨胀的天然气,以提取重NGL;并且确保用于液化的天然气处于用于使液化效率最大化的最佳压力。

[0069] 制冷剂压缩机的功能是加压和循环制冷剂气体,以获得用于有助于冷却制冷剂气体、有助于对天然气进行预冷却和液化并且确保天然气的过冷却所需的制冷。

[0070] 液化设施2还具有用于分离天然气中含有的任何NGL的主分离器16和用于分离最终闪发气体和液化天然气 (LNG) 的滚筒18。

[0071] 下面是本发明的天然气液化工艺的各个步骤的描述。

[0072] 在利用天然气的另一半开路制冷剂循环之前,天然气经受预处理,以使其适于液化。该预处理具体包括用于从天然气中提取酸性气体(包括二氧化碳)的处理,其中酸性气体可特别地在液化设施中冻结。预处理还包括用于从天然气中提取水的脱水处理和除汞处理,其中汞会存在使液化设施中的由铝制成的设备(包括主低温热交换器4)退化的风险。

[0073] 天然气的供给流F-0通常在范围5兆帕至10兆帕的压力P0和在接近(在该示例中,具体为略高于)热源的温度的温度T0下离开该先前的预处理阶段。在此使用的术语“热源”意为用于对液化工艺的非低温流进行冷却的热源。热源通常可以是环境空气、海水、由海水冷却的淡水、由辅助制冷剂循环冷却的流体或多个这些源的组合。

[0074] 该流F-0与来自液化设施的天然气流F-2-1(在下面描述)混合,并且其为另一半开路制冷剂循环供给天然气。

[0075] 如上所述,该利用天然气的另一半开路制冷剂循环用于提取可能存在于天然气中的任何重NGL,并且对天然气和制冷剂气体进行预冷却。

[0076] 出于该目的,天然气供给流F-0(与如下所述的天然气流F-2-1结合)在排出口(即,出口)处以环境温度6a通过膨胀涡轮机,其压力P1被降低到落在1兆帕至3兆帕范围内的压力并且其温度T1被降低到落在-40℃至-60℃的范围内的温度。膨胀天然气供给流的这个阶段导致包含在天然气中的任何重NGL的冷凝。

[0077] 在此使用的术语“重NGL”本质上意为C5(戊烷)、C6(己烷、苯)和包含在天然气中的高碳氢化合物,以及较少和不同的一小部分的乙烷、丙烷和丁烷,以及非常有限的一小部分甲烷。

[0078] 在重NGL冷凝的情况下,位于环境温度膨胀涡轮机6a的排出口处的天然气流被引导到主分离器16的入口。在主分离器16的出口处,天然气液体的流F-HL被加热,例如,通过流经主低温热交换器4(如图所示)或通过流经专用NGL再沸器,并且随后被引导到NGL处理单元20。在被加热后,液化天然气的流F-HL是两相流并且其可被直接发送到NGL处理单元20(如图所示)或者其可经受气液分离,蒸发的气体返回到主分离器16。

[0079] NGL处理单元20是用于处理重NGL的单元,特别是用于从戊烷和更重的碳氢化合物中分离丁烷和更轻的碳氢化合物,以形成轻天然气液体F-G的出口流(还称为轻NGL流F-G)和天然气汽油流。在NGL处理单元的出口处,主要包括乙烷、丙烷、和丁烷的轻NGL流F-G被用于重新注入到用于液化的气体(在其与目标LNG的规格相兼容的情形下),或者被远离液化设施使用(在其与目标LNG的规格不兼容的情形下)。

[0080] 此外,重天然气液体流F-HL的一小部分F-HL-1可被引导到NGL冷却器19,以输送操作热交换器所需的热功率。特别地,来自NGL处理单元20的轻天然气液体流F-G在NGL冷却器19中冷却。冷却的轻NGL流F-G的一小部分F-G-1重新注入到主分离器16中。

[0081] 通过控制该流F-G-1重新注入到主分离器的速率,可由此改进重NGL的提取并且特别地减小主分离器出口处的气体中的苯和重碳氢化合物的残留量。

[0082] 冷却的轻NGL流F-G的未重新注入到主分离器16的那一小部分在供给中温涡轮机8a(在下面描述)的起点(takeoff point)的下游被重新注入到主天然气流F-P中。

[0083] 应观察到,如果天然气供给流中的苯和C5以及更高碳氢化合物的量低,则将冷却的轻NGL流F-G的一小部分F-G-1重新注入到主分离器16是没有必要的。还应观察到,如果未提供用于该目的的专用热交换器,则对轻NGL流F-G的冷却可直接在主低温热交换器4中执

行。

[0084] 最终,应该观察到,注入轻NGL流F-G可发生在顺流中或逆流中。在轻NGL流F-G在逆流中被重新注入到主分离器16中时,其可以可选地配备有填料床,从而提高NGL提取的效率。

[0085] 在主分离器16的出口处,减去重碳氢化合物的天然气流(气体残留物)处于预冷却用于液化的气体和制冷剂气体均可接受的温度。出于该目的,该气体残留物形成通过主低温热交换器的第一天然气流F-1。

[0086] 在其通过主低温热交换器时,第一天然气流F-1进行热交换以首先对经过主低温热交换器在逆流中流动的主天然气流F-P进行冷却,并且其次对经过主低温热交换器在逆流中流动的初始制冷剂气体流G-0(如下所述)进行冷却。

[0087] 在主低温热交换器的出口处,第一天然气流F-1处于高于T1并接近热源的温度的温度T2。其被发送到由环境温度膨胀涡轮机6a驱动的压缩机6b,在其中其被压缩至压力P2,该压力通常落在2兆帕至4兆帕的范围内。

[0088] 在压缩机6b的输送口处(即,在出口处),天然气流通过天然气冷却器21并且随后进入到天然气压缩机12的吸入口(即,入口)中,在其中其被进一步压缩到高于P2和P0(并且优选地高于天然气的临界压力)的压力P3,以在出口处形成第二天然气流F-2。通常,压力P3可落在6兆帕至10兆帕的范围内。

[0089] 在该天然气压缩机12中,天然气流可在两个连续压缩阶段中被压缩,在这两个阶段之间天然气流可由天然气冷却器22进行冷却。

[0090] 第二天然气流F-2通过另一天然气冷却器24并且随后分离为两个流部:一个流部F-2-1膨胀并在环境温度膨胀涡轮机6a(如上所述)上游与天然气供给流F-0混合,流的剩余部分形成通过主低温热交换器4的主天然气流F-P。

[0091] 应观察到,流F-2-1可仅借助控制阀23(如图所示)或借助膨胀涡轮机进行膨胀。

[0092] 该主天然气流F-P的一小部分通过主低温热交换器,在其中其被冷却到足够低以液化天然气的温度T3(通常落在-140°C至-160°C的范围内)。

[0093] 该主天然气流F-P的另一小部分经受第二天然气半开路循环。该第二循环的目的是有助于对制冷剂气体进行冷却并有助于对天然气进行预冷却并液化它。

[0094] 主天然气流F-P经受该第二半开路循环的那一小部分以高于温度T3的温度T4(通常落在-10°C至-40°C的范围内)从主低温热交换器中提取,从而被发送到中温膨胀涡轮机8a,以通过膨胀将其温度降低至低于温度T4的温度T5(通常落在-80°C至-110°C的范围内),以形成第三天然气流F-3。

[0095] 第三天然气流F-3可以可选地包含不同的一小部分冷凝的液体并随后重新注入到主低温热交换器中,从而进行热交换,以对在逆流中通过主低温热交换器的主天然气流F-P和初始制冷剂气体流G-0进行冷却。

[0096] 在主低温热交换器的出口处,处于气相并处于接近热源温度的温度T6下的第三天然气流F-3被引导到由中温膨胀涡轮机8a驱动的压缩机8b中,在其中将其压缩。随后在其与天然气压缩机12上游的第一天然气流F-1进行混合之前,由天然气冷却器26对其进行冷却。

[0097] 在通过主低温热交换器时,主天然气流F-P通过与第一天然气流F-1、第三天然气流F3和第一制冷剂气体流G-1(在下面描述)的热交换而进行冷却,上述全部三个流作为通

过主低温热交换器4的逆流流动。

[0098] 在主低温热交换器的出口处,主天然气流F-P由此已被冷却到使其能够液化的温度。其在通过阀28时经受Joule-Thomson膨胀,以达到接近大气压力的压力。可替代地,可借助液体膨胀涡轮机执行该膨胀,从而提高其效率。

[0099] 膨胀液化天然气具有产生闪发气体的效果,该闪发气体在专用于该目的的滚筒18中从液化天然气中分离。在滚筒的出口处,从闪发气体分离的液化天然气(LNG)流被输送到LNG储存容器。

[0100] 闪发气体F-F被输送到主低温热交换器,从而加热到通常落在 -50°C 至 -110°C 的范围内的温度T11,并且随后被输送到闪发气体处理单元,由此实现在主低温热交换器的冷的区段中降低制冷功率需要。

[0101] 下面是单个闭路制冷剂循环的描述,该闭路制冷剂循环出于将额外的热功率输送到另外两个制冷剂循环和对液化的天然气进行过冷却的目的而使用制冷剂气体(在本示例中主要为氮气)。

[0102] 制冷剂气体压缩机14输送在制冷剂气体冷却器32中冷却之后处于接近热源温度的温度T7的初始制冷剂气体流G-0。

[0103] 使得初始制冷剂气体流G-0中的大部分流经主低温热交换器4,从而通过加热通过主低温热交换器在逆流中流动的第一天然气流F-1、第三天然气流F-3还有如下所述的第一制冷剂气体流G-1进行预冷却。

[0104] 在主低温热交换器的出口处,初始制冷剂气体流G-0处于低于温度T7的温度T8(例如,落在 -80°C 至 -110°C 的范围内)。该流被引导到低温膨胀涡轮机10a,从而在重新注入到主低温热交换器中以形成第一制冷剂气体流G-1之前被进一步冷却到低于温度T8的温度T9(例如,落在 -140°C 至 -160°C 的范围内)。

[0105] 如上所述,通过主低温热交换器的第一制冷剂气体流G-1的流动进行热交换,以对主天然气流F-P和通过主低温热交换器在逆流中流动的初始制冷剂气体流G-0进行冷却。

[0106] 在主低温热交换器4的出口处,第一制冷剂气体流G-1处于高于T9并接近热源温度的温度T10。该流被引导到由低温膨胀涡轮机10a驱动的压缩机10b,从而在由制冷剂气体冷却器34冷却之前被压缩,并且随后随着吸入重新注入到制冷剂气体压缩机14。

[0107] 应观察到,在制冷剂气体压缩机14中,第一制冷剂流G-1可以在两个连续的压缩阶段中被压缩,其中制冷剂气体流有可能在这两个阶段之间借助另一制冷剂气体冷却器30进行冷却。

[0108] 参照图2至图5,在下面描述本发明的液化工艺的多个变型,观察到这些变型中的每个可视情况而单独实施或与其它变型结合实施。

[0109] 图2示出了称为“连续再压缩”的本发明的变型液化工艺。

[0110] 该变型与图1的实施例的不同之处在于,由压缩机8b(由中温膨胀涡轮机8a驱动)输送的流被引导到压缩机6b(由环境温度膨胀涡轮机6a驱动)的吸入口(而不直接进入天然气压缩机12的吸入口,如针对图1的实施例所描述的)。在压缩机6b的输送口处,该天然气流通过天然气压缩机21并且随后进入天然气压缩机的吸入口。

[0111] 因此,该变型使天然气能够在多个阶段进行压缩,这比参照图1描述的压缩更有效率。

[0112] 图3示出了称为“通过辅助制冷剂循环的额外预冷却”变型的本发明的液化工艺的另一变型。

[0113] 该变型与图1的实施例的区别在于,在利用天然气的另一半开路制冷剂循环期间,位于环境温度膨胀涡轮机6a的入口的天然气供给流在辅助热交换器36中额外冷却。

[0114] 如图3所示,辅助制冷循环38输送操作辅助热交换器36所需的制冷功率。例如,该循环可以是氢氟烃(HFC)循环或二氧化碳循环。

[0115] 在该变型中,主分离器16中的温度降低,从而可以实现获得更好的NGL的回收。

[0116] 图4示出了称为“通过过冷却回流的NGL吸收”变型的本发明的液化工艺的另一变型。

[0117] 在该变型中,在利用天然气的另一半开路制冷剂循环期间,位于中间膨胀涡轮机8a的排出口的第三天然气流F-3被引导到辅助分离器40,天然气流从该分离器的出口重新注入到主低温热交换器4中,位于辅助分离器40的出口的天然气液体的流被完全或部分地泵送到主分离器16,从而有助于吸收天然气的液体。

[0118] 用于处理的天然气与过冷却回流之间的接触可发生在逆流中。出于该目的,主分离器可配备有,例如,填料床。在该变型中,可以处理具有高浓度芳香族化合物(例如,苯)的轻气体或以高回收率提取LPG(例如,为了确保LPG的工业生产)。

[0119] 图5示出了称为“通过LNG回流的NGL吸收”变型的本发明的液化工艺的另一变型实施。

[0120] 在该变型中,在利用天然气的另一半开路制冷剂循环期间,主天然气流F-P中通过主低温热交换器4(在其中其被冷却)的一小部分的一部分F-I在温度T11下从所述主低温热交换器中提取出来,从而被引导到主分离器16,以有助于吸收天然气液体。

[0121] 提取流F-I时的温度T11高于温度T3。例如,其落在-70℃至-110℃的范围内。

[0122] 例如,用于处理的天然气与LNG回流之间的接触可发生在逆流中。出于该目的,主分离器可(例如)配备有填料床。在该变型中,可以处理具有高浓度芳香族化合物(例如,苯)的轻气体或特别地以高回收率提取LPG,还有乙烷。

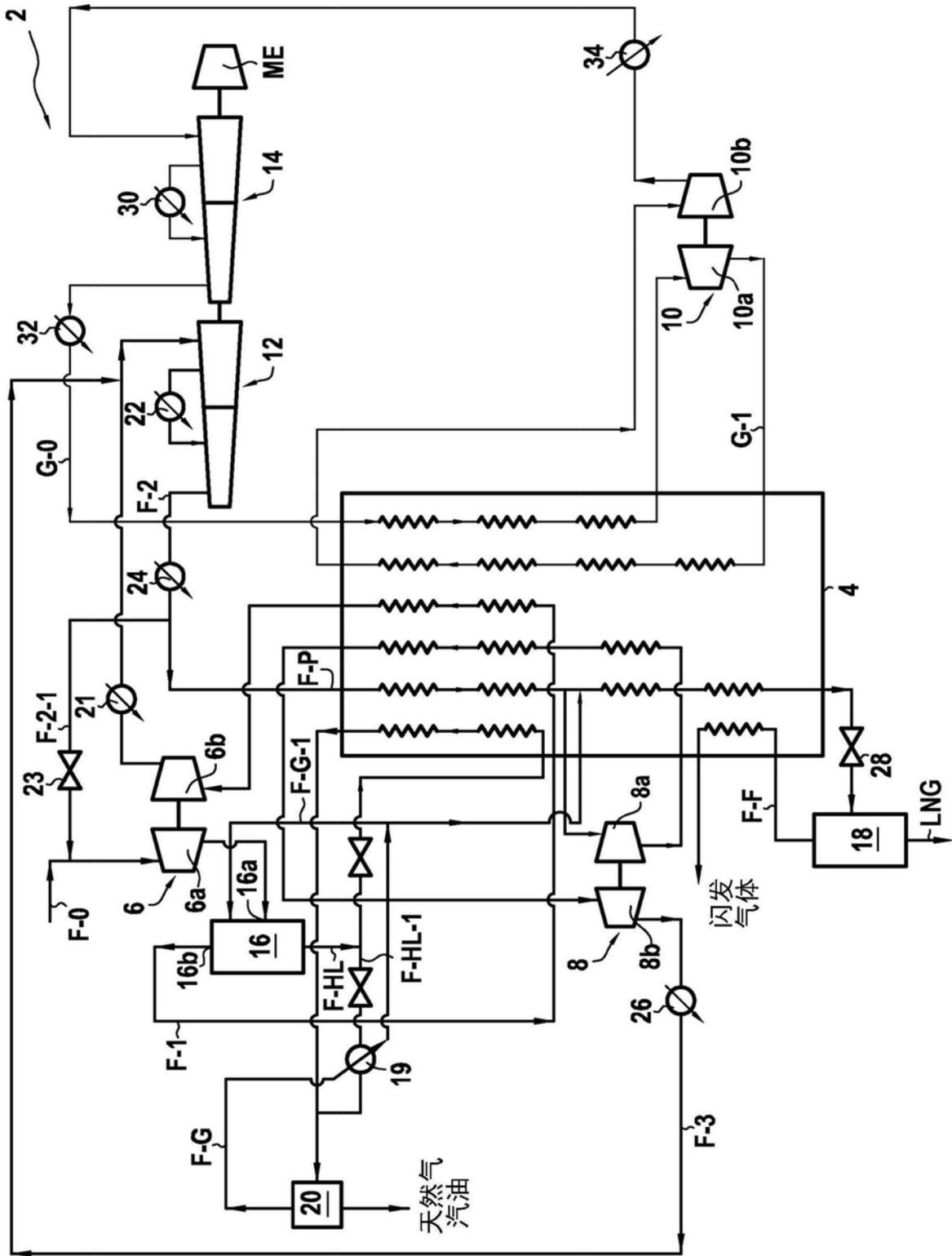


图1

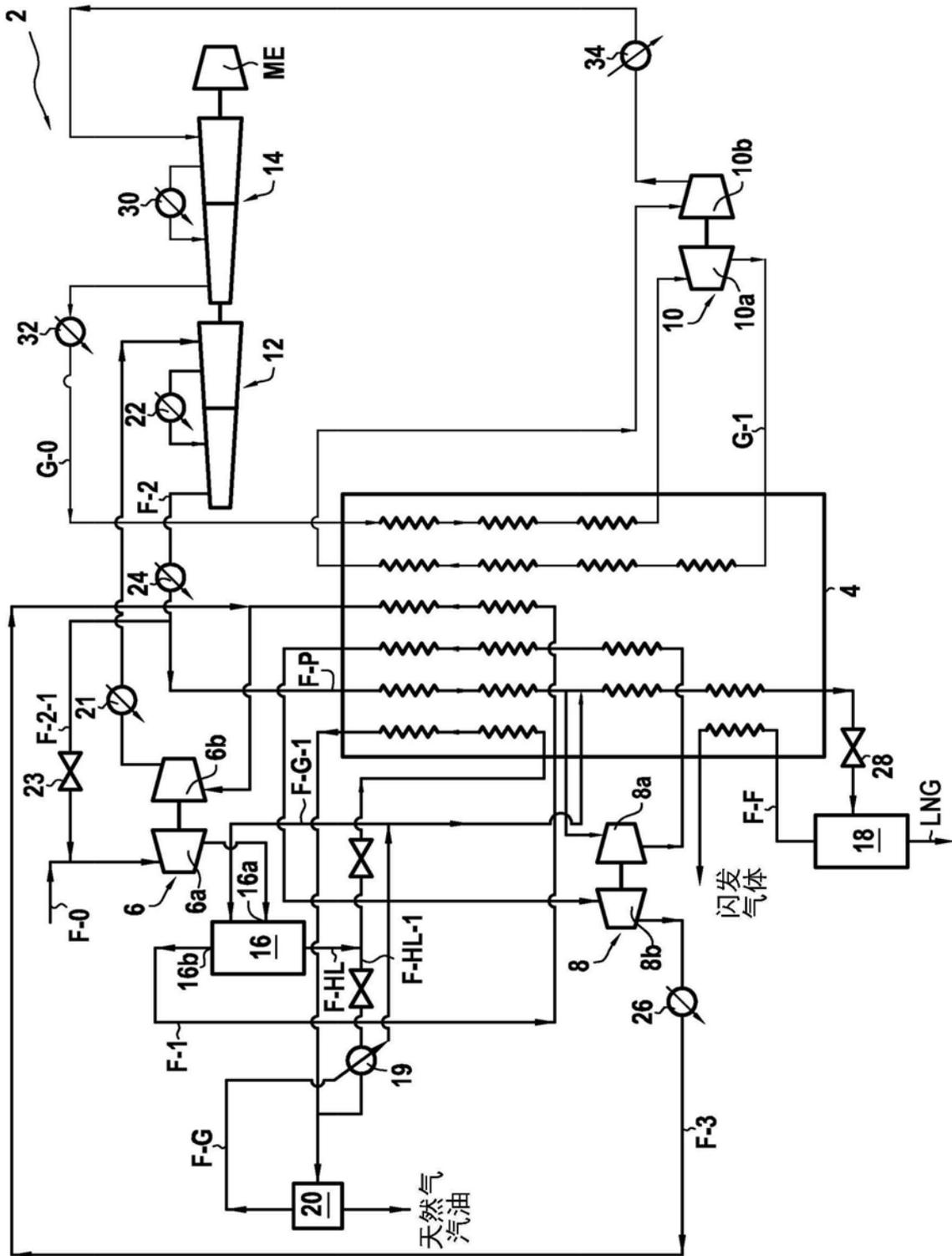


图2

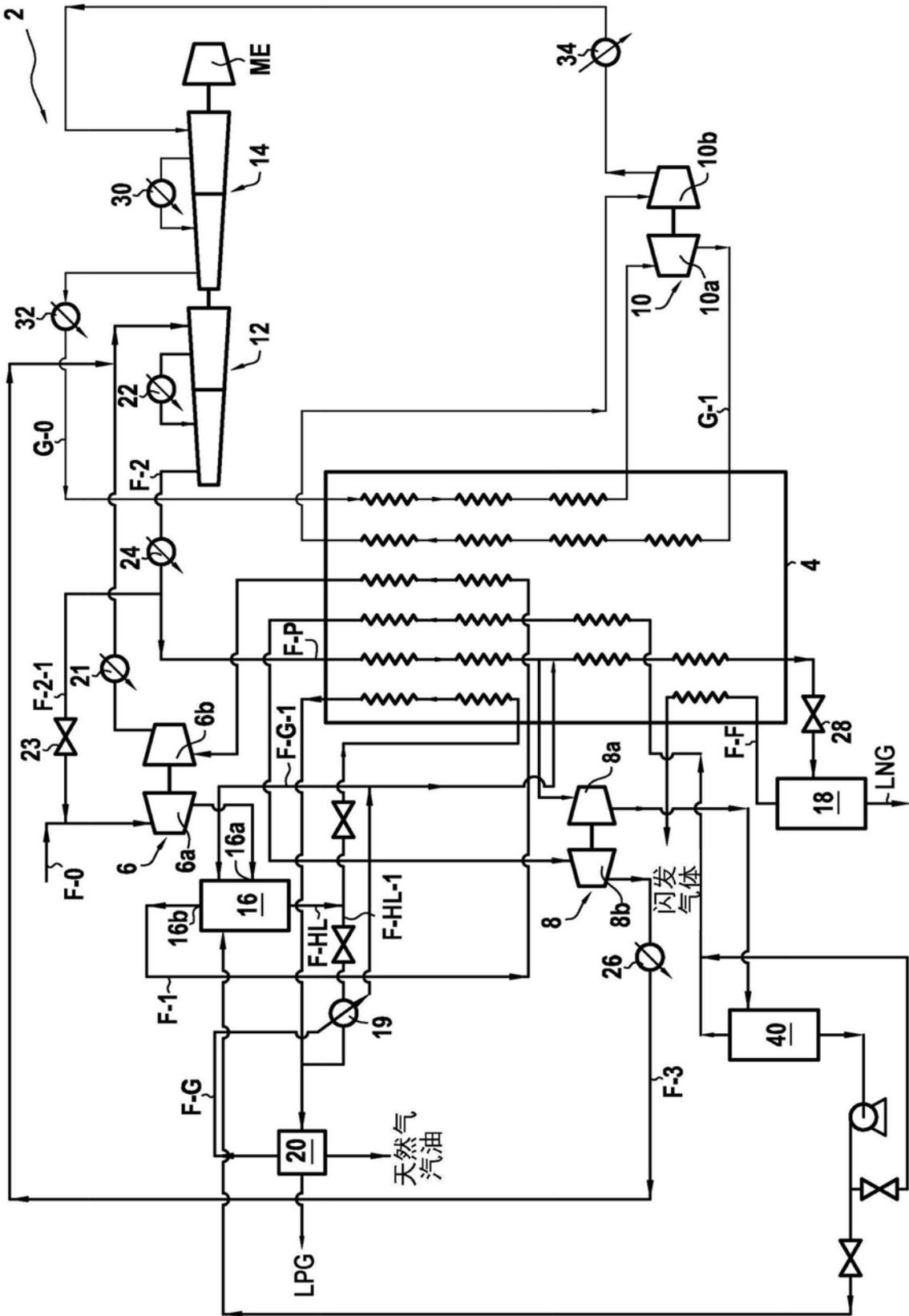


图4

