



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 108369059 A

(43)申请公布日 2018.08.03

(21)申请号 201680072923.5

(22)申请日 2016.08.03

(30)优先权数据

1560731 2015.11.10 FR

(85)PCT国际申请进入国家阶段日

2018.06.12

(86)PCT国际申请的申请数据

PCT/FR2016/052024 2016.08.03

(87)PCT国际申请的公布数据

W02017/081374 FR 2017.05.18

(71)申请人 乔治洛德方法研究和开发液化空气

有限公司

地址 法国巴黎

(72)发明人 尼古拉斯·向博荣

(74)专利代理机构 北京同立钧成知识产权代理有限公司 11205

代理人 杨贝贝 臧建明

(51)Int.Cl.

F25J 1/00(2006.01)

F25J 1/02(2006.01)

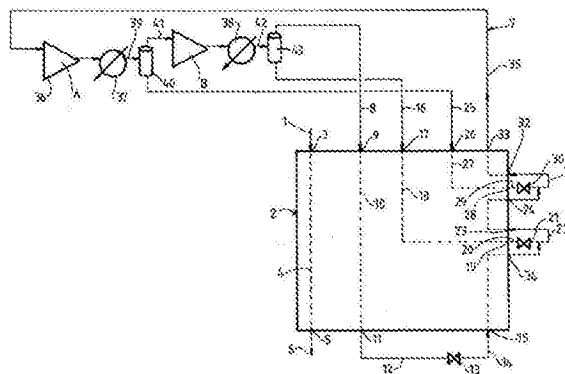
权利要求书1页 说明书5页 附图1页

(54)发明名称

用于优化天然气的液化的方法

(57)摘要

用于从进料流液化烃流的方法,该方法至少包括以下步骤:步骤a):使该进料气体逆着混合制冷剂流通过热交换器,以便提供至少部分液化的并且具有低于-140°C的温度的烃流;步骤b):从该热交换器中从该热交换器中的温度最高的出口提取混合制冷剂流;步骤c):将来自步骤b)的该混合制冷剂引入相分离装置以便产生气态制冷剂流和第一液态制冷剂流;步骤d):将来自步骤c)的该第一液态制冷剂流入入该热交换器中:从第一入口到所谓的中间出口,超过该出口如此获得的制冷剂流松弛,所述出口处的温度T1是使得所述松弛产生低于20%的气体分数;步骤e):将来自步骤c)的该气态制冷剂流入入该热交换器中:从入口并且到处于温度T3的出口,该温度T3的水平为所述热交换器的温度水平中的最低水平。



1. 一种用于从进料流 (1) 开始液化烃流如天然气的方法, 该方法至少包括以下步骤:

步骤a): 使该进料气体 (1) 逆着混合制冷剂流通过热交换器 (2) 以供应具有低于 $-140^{\circ}\text{C}$  的温度的至少部分液化的烃流;

步骤b): 从该热交换器 (2) 中从该热交换器中的温度最高的出口 (33) 抽取出混合制冷剂流 (35);

步骤c): 将从步骤b) 产生的该混合制冷剂 (35) 引入相分离装置 (40) 以便产生气态制冷剂流 (41) 和第一液态制冷剂流 (25);

步骤d): 使从步骤c) 产生的该第一液态制冷剂流 (25) 在该热交换器 (2) 中通过: 从第一入口 (26) 开始并且一直到所谓的中间出口 (28), 超过该出口如此获得的制冷剂流膨胀, 所述出口 (28) 处的温度 $T_1$ 是使得所述膨胀产生低于20%、优选低于10%的气体分数;

步骤e): 与步骤d) 并行地, 压缩从步骤c) 产生的该气态制冷剂流 (41), 并且然后在将如此获得的制冷剂流 (42) 引入相分离装置 (43) 之前冷却, 以便产生气态制冷剂流 (8) 和第二液态制冷剂流 (16);

步骤f): 使从步骤e) 产生的该第二液态制冷剂流 (16) 在该热交换器 (2) 中通过: 从第二入口 (17) 开始并且一直到出口 (19), 超过该出口如此获得的制冷剂流膨胀, 所述出口 (19) 处的温度 $T_2$ 高于 $T_1$ 并且使得所述膨胀产生低于20%、优选低于10%的气体分数;

步骤g): 使从步骤e) 产生的该气态制冷剂流 (8) 在该热交换器 (2) 中通过: 从第三入口 (9) 开始并且一直到处于温度 $T_3$ 的出口 (11), 所述温度 $T_3$ 的水平是所述热交换器 (2) 的温度水平中的最低水平以便产生液化流 (12), 并且然后使如此获得的流膨胀;

步骤h): 使从步骤g) 产生的该流 (14) 在该热交换器 (2) 中通过: 从处于温度 $T_3$ 的入口 (15) 一直到处于近似等于温度 $T_2$ 的温度的出口 (34);

步骤i): 将从步骤h) 产生的该制冷剂流与从步骤f) 产生的该制冷剂流混合, 然后使如此获得的该混合物 (22) 在该热交换器 (2) 中通过: 从具有近似等于 $T_2$ 的温度的入口 (23) 一直到具有近似等于 $T_1$ 的温度的出口 (24);

步骤j): 将从步骤i) 产生的该制冷剂流与从步骤d) 产生的该制冷剂流混合, 并且然后使如此获得的混合物 (31) 在该热交换器 (2) 中通过直到出口 (33)。

2. 如前一权利要求所述的方法, 其特征在于, 该混合制冷剂流在闭环制冷回路 (7) 中循环。

3. 如前述权利要求之一所述的方法, 其特征在于, 该方法包括在步骤c) 之前的以下步骤: 压缩从步骤b) 产生的该混合制冷剂, 然后冷却。

4. 如前述权利要求之一所述的方法, 其特征在于,  $T_1$ 在 $-30^{\circ}\text{C}$ 与 $-50^{\circ}\text{C}$ 之间。

5. 如前述权利要求之一所述的方法, 其特征在于,  $T_2$ 在 $-80^{\circ}\text{C}$ 与 $-110^{\circ}\text{C}$ 之间。

6. 如前述权利要求之一所述的方法, 其特征在于,  $T_3$ 在 $-140^{\circ}\text{C}$ 与 $-170^{\circ}\text{C}$ 之间。

7. 如前述权利要求之一所述的方法, 其特征在于, 该混合制冷剂流 (35) 包含氮气、甲烷、乙烯、乙烷、丁烷和戊烷之中的成分。

8. 如前述权利要求之一所述的方法, 其特征在于, 不使用泵。

## 用于优化天然气的液化的方法

[0001] 本发明涉及一种用于液化烃流如天然气的方法,特别是一种用于生产液化天然气的方法。在用于使用混合制冷剂级联液化天然气的典型设备中,制冷剂流用于通过逆着待液化的烃流(典型地为天然气)蒸发而在主热交换器的不同水平下产生冷。

[0002] 出于多种原因,天然气的液化是希望的。例如,天然气可以在液态下比在气态下更容易储存和运输长的距离,因为它对于给定质量占据较小的体积并且不需要在高压下储存。

[0003] 用于获得液化天然气(LNG)的天然气流液化的几种方法是已知的。典型地,混合制冷剂通过压缩机压缩并被分离成气体流和至少一个液体流,然后两个流合并以形成两相流。该两相流被进料到主热交换器中,在那里它被完全液化并过冷却到过程的最冷温度,典型地是液化天然气的温度。在主热交换器的最冷的出口处,制冷剂膨胀并且进料回到主交换器中,以逆着正被液化的富含烃的馏分被蒸发。

[0004] 由于制冷剂流的两相组成一旦这两相重新合并并以此状态引入交换器中,该解决方案不是优化的。事实上,液态制冷剂流含有最重的化合物。例如,因此后者将在与较轻的化合物如氮气或甲烷相比更高的温度下蒸发。因此它用于在中等温度(典型地大约-30°C至-50°C,用于待液化的烃混合物的预冷和部分液化)下产生冷。

[0005] 由于气态制冷剂流含有最轻的化合物,所以它被用于在较冷的温度(典型地低于-100°C)下产生冷,以液化并完全过冷却待液化的烃混合物。

[0006] 因此,液态制冷剂在被膨胀和逆着待液化的烃流蒸发之前与气态制冷剂一样多地过冷却是没有必要的。现在,这是现有技术的典型方法所提出的,如前段中所述。

[0007] 此外,专利申请US 2009/0260392 A1描述了富含烃的馏分逆着混合制冷剂的液化,该制冷剂流在相分离器中被分离成气相和液相(在压缩和冷却所述混合制冷剂的步骤之后)。接下来,制冷剂的两个相分别被冷却并且然后仅在两个相已经膨胀后重新合并。一旦重新合并,这两个相再次以两相流的形式进料到交换器中,并且逆着正被液化的天然气加热。一旦这些制冷剂流已经膨胀,对于制冷剂的液相和气相二者,这种“加热”发生。

[0008] 然后,本发明的诸位发明人开发了一种用于解决上述问题同时优化能量消耗的解决方案。

[0009] 所提出的解决方案是在主热交换器中单独地存在液态制冷剂流和气态制冷剂流。然后将液体冷却至中间温度水平,而气体被液化并冷却直到主热交换器的最冷的出口。液化的气态制冷剂然后被膨胀并且被进料回到主热交换器中。将其与冷却的液态制冷剂混合并且还预先膨胀(一旦它已经达到正确的温度水平)。

[0010] 本发明涉及一种用于从进料流开始液化烃流如天然气的方法,该方法至少包括以下步骤:

[0011] 步骤a):使该进料气体逆着混合制冷剂流通过热交换器以供应具有低于-140°C的温度的至少部分液化的烃流;

[0012] 步骤b):从该热交换器中从该热交换器中的温度最高的出口抽取出混合制冷剂流;

[0013] 步骤c):将来自步骤b)的该混合制冷剂进料到相分离装置以便产生气态制冷剂流和第一液态制冷剂流;

[0014] 步骤d):将从步骤c)产生的该第一液态制冷剂流通入该热交换器中:从第一入口开始并且一直到所谓的中间出口,超过该出口如此获得的制冷剂流膨胀,所述出口处的温度T1是使得所述膨胀产生低于20%、优选低于10%的气体分数;

[0015] 步骤e):与步骤d)并行地,压缩从步骤c)产生的该气态制冷剂流,并且然后在将如此获得的制冷剂流进料到相分离装置之前冷却,以便产生气态制冷剂流和第二液态制冷剂流;

[0016] 步骤f):使从步骤e)产生的该第二液态制冷剂流在该热交换器中通过:从第二入口开始并且一直到出口,超过该出口如此获得的制冷剂流膨胀,所述出口处的温度T2高于T1并且使得所述膨胀产生低于20%、优选低于10%的气体分数;

[0017] 步骤g):使从步骤e)产生的该气态制冷剂流在该热交换器中通过:从第三入口开始并且一直到处于温度T3的出口,所述温度T3的水平是所述热交换器的温度水平中的最低水平以便产生液化流,并且然后使如此获得的流膨胀;

[0018] 步骤h):使从步骤g)产生的该流在该热交换器中通过:从处于温度T3的入口到处于近似等于温度T2的温度的出口;

[0019] 步骤i):将从步骤h)产生的该制冷剂流与从步骤f)产生的该制冷剂流混合,并且然后使如此获得的混合物在该热交换器中通过:从具有近似等于T2的温度的入口到具有近似等于T1的温度的出口;

[0020] 步骤j):将从步骤i)产生的该制冷剂流与从步骤d)产生的该制冷剂流混合,并且然后使如此获得的混合物在该热交换器中通过直到出口。

[0021] 更具体地说,本发明涉及:

[0022] -如上定义的方法,其特征在于,该混合制冷剂流在闭环制冷回路中循环。

[0023] -如上定义的方法,其特征在于,该方法包括在步骤c)之前的以下步骤:压缩从步骤b)产生的该混合制冷剂,然后冷却。

[0024] -如上定义的方法,其特征在于,T1在-30°C与-50°C之间。

[0025] -如上定义的方法,其特征在于,T2在-80°C与-110°C之间。

[0026] -如上定义的方法,其特征在于,T3在-140°C与-170°C之间。

[0027] -如上定义的方法,其特征在于,该混合制冷剂流包含氮气、甲烷、乙烯、乙烷、丁烷和戊烷之中的成分。

[0028] -如上定义的方法,其特征在于,从步骤e)产生的气态制冷剂流含有氮气和甲烷。

[0029] -如上定义的方法,其特征在于,不使用泵。

[0030] 根据本发明的方法使得有可能优化液化循环中液态和气态制冷剂流的使用,因为含有最重组分的液体不必像气态制冷剂那样过冷却。

[0031] 此外,根据本发明的方法中不使用泵,因为中间液体(在前述中称为由步骤c)产生的第一液态制冷剂流)不被泵送以与高压下的液体(在前述中称为由步骤e)产生的第二液态制冷剂流)混合。

[0032] 就资本支出而言,这是尤其有利的。

[0033] 尽管根据本发明的方法适用于各种烃进料流,但它特别适用于待液化的天然气

流。此外,本领域技术人员将容易理解,液化之后,如果需要,液化天然气可以被进一步处理。作为实例,所获得的液化天然气可以通过焦耳-汤姆逊阀或通过涡轮机减压。此外,可以进行气/液分离与冷却之间的其他中间处理步骤。待液化的烃流通常是从天然气或油储层获得的天然气流。可替代地,天然气流也可以从另一来源获得,包括诸如费托法等合成来源。通常,天然气流基本上由甲烷组成。优选地,进料流包含至少60mol%的甲烷,优选至少80mol%的甲烷。取决于来源,天然气可能含有一定量的比甲烷重的烃,如乙烷、丙烷、丁烷和戊烷以及某些芳烃。天然气流还可能含有非烃产物如 $H_2O$ 、 $N_2$ 、 $CO_2$ 、 $H_2S$ 以及其他含硫化合物,以及其他。

[0034] 含天然气的进料流可以在其被进料到热交换器之前进行预处理。这种预处理可以包括减少和/或去除不希望的组分如 $CO_2$ 和 $H_2S$ ,或其他步骤如预冷却和/或加压。由于这些措施为本领域技术人员所熟知,因此在此不再对其进行更详细描述。

[0035] 如在本申请中使用的表述“天然气”是指任何含有烃(至少包括甲烷)的组合物。这包括“粗”组合物(在任何处理例如清洁或洗涤之前)以及已经部分地、基本上或完全地处理以减少和/或去除一种或多种化合物的任何组合物,所述化合物包括但不限于,硫、二氧化碳、水和具有两个或更多个碳原子的烃。

[0036] 分离器可以是适于将混合制冷剂分离成处于蒸汽形式的制冷剂流和液态制冷剂流的任何单元、柱或布置。此类分离器在现有技术中是已知的并且在此不再详细描述。

[0037] 热交换器可以是适于允许一定数量的流通过的任何柱、单元或其他布置,因此允许一个或多个制冷剂管线与一个或多个进料流之间的直接或间接热交换。

[0038] 将参照附图更详细地描述本发明,该附图展示了根据本发明的方法的实施的特定实施例的方案。

[0039] 在该图中,任选地预先预处理过的天然气流1(典型地已经经历分离了以下成分中至少一种的一部分:水、 $CO_2$ 、甲醇、含硫化合物)被进料到热交换器2中以便被液化。

[0040] 因此该图示出了液化进料流1的方法。如现有技术中已知的,进料流1可以是预处理过的天然气流,其中一种或多种物质例如硫、二氧化碳和水被减少,以便与低温温度相容。

[0041] 任选地,如现有技术中已知的,进料流1可能已经经历一个或多个预冷却步骤。一个或多个预冷却步骤可以包括一个或多个制冷回路。作为实例,天然气的进料流通常从 $30^{\circ}C$ - $50^{\circ}C$ 的初始温度开始进行处理。在一个或多个预冷却步骤之后,天然气的进料流的温度可降至 $-30^{\circ}C$ 至 $-70^{\circ}C$ 。

[0042] 在该图中,热交换器2优选为绕管式低温热交换器。低温热交换器在现有技术中是已知的,并且可具有一个或多个进料流和制冷剂流的各种布置。此外,这种类型的热交换器还可具有一个或多个管线,以允许其他流例如用于冷却方法的其他步骤的制冷剂流的通过,例如在液化方法中。为简单起见,图中未示出这些其他管线或流。

[0043] 进料流1经由进料入口3进入热交换器2并且经由管线4通过该热交换器,并且然后在出口5处从该交换器中抽取出以供应至少部分液化的烃流6。该液化流6优选被完全液化并且甚至过冷却,并且此外可以如下所讨论的进行处理。当液化流6是液化天然气时,温度可以从约 $-150^{\circ}C$ 至 $-160^{\circ}C$ 。进料流1的液化借助于制冷剂回路7来完成。混合制冷剂,优选选自包括氮气、甲烷、乙烷、乙烯、丙烷、丙烯、丁烷、戊烷等的组,在制冷剂回路7中循环。如

现有技术中已知的,混合制冷剂的组成可以根据热交换器2所需的条件和参数而变化。

[0044] 在图中所示的热交换器2的操作布置中,气态制冷剂流8在入口9处进料到交换器2中,然后其通过该入口并且被液化并且沿着管线10被过冷却通过热交换器2直至出口11。出口11的温度T3是热交换器2的温度中的最低温度。T3典型地在-140℃与-170℃之间,例如-160℃。在其通过管线10的过程中,气态制冷剂流8被液化,使得出口11下游的制冷剂流为液态流12。然后制冷剂流12例如通过阀13膨胀,以便供应减压的第一制冷剂流14。然后该流14经由入口15被进料到热交换器2中。

[0045] 制冷剂的液体流16经由入口17被进料到热交换器2中,并且然后沿着管线18通过交换器2。制冷剂的液体流16在所述交换器的顶部与底部之间的中间水平处的出口19处从该交换器抽取出,该出口具有高于T3的温度T2。例如,T2是在-90℃与-110℃之间。出口19下游的制冷剂流20在减压阀21中膨胀,以形成减压的第二制冷剂流22。流22然后经由入口23再次进入热交换器2,并且行进远到热交换器的出口24。

[0046] 制冷剂的另一液体流25经由入口26进料到热交换器2,并且然后沿着管线27通过交换器2。制冷剂的液体流25在所述交换器的顶部与底部之间的中间水平处的出口28处从该交换器抽取出,该出口具有高于T2的温度T1。例如,T1是在-30℃与-50℃之间。出口28下游的制冷剂流29在减压阀30中膨胀,以形成减压的第三制冷剂流31。优选地,减压的第一制冷剂、第二制冷剂和第三制冷剂14、22和31的压力大致相同;例如约3绝压。

[0047] 一旦它已经进入热交换器2,制冷剂流14直到出口34至少部分地蒸发,然后在该出口34的下游,它将重新加入由制冷剂的冷却的液体流16的膨胀产生的流22,并且然后这两个流在流22中混合。类似地,该制冷剂流22与制冷剂流31在出口24的下游混合。

[0048] 流31然后经由入口32再次进入热交换器2并且直到热交换器的出口33完全蒸发。气态制冷剂流35在环境温度(即,在放置用于实施根据本发明的方法的装置的空间中测量的温度)下在热交换器的出口33下游的制冷回路7中循环。该温度例如在-20℃与45℃之间)。制冷剂流通过压缩机36压缩。从现有技术已知该压缩方法,并且压缩机36例如是具有至少两个绝热区段A和B的压缩机,因此包括至少两个冷却器37和38。一旦在压缩机36的第一区段A中被压缩,制冷剂流35通过冷却器37被冷却并且然后被部分地冷凝并且形成两相制冷剂流39。例如,在压缩机36的区段A的出口处的压力为大约18绝压,并且温度为大约130℃。典型地,在冷却器37的出口处的温度为大约25℃。

[0049] 制冷剂流39被送至相分离器40,该相分离器将所述两相制冷剂流分离成气体流41和第一液体流25。所述第一液态制冷剂流25由制冷回路7的制冷剂流的最重元素(即特别是具有多于四个碳原子的组分)组成。液态制冷剂流25然后沿着上述路径(从热交换器2的入口26开始)。

[0050] 气态制冷剂流41在压缩机的区段B中被压缩。典型地,该区段B的出口处的压力为大约50绝压。在该压缩之后,制冷剂流通过冷却器38被部分地冷凝并且形成两相制冷剂流42。典型地,温度处于环境温度的水平。制冷剂流42被送至相分离器43,该相分离器将所述制冷剂流分离成气体流8和第二液体流16。所述第二液态制冷剂流16由比包含在液体25中那些轻但比包含在气体流8中的那些重的元素组成。该液态制冷剂流16然后沿着上述路径(从热交换器2的入口17开始)。气态制冷剂流8然后沿着上述路径(从热交换器2的入口9开始)。该气态制冷剂流8包含制冷回路7的制冷剂流的最轻元素,即典型地为氮气和甲烷。

[0051] “温度近似等于”另一个温度意味着同一温度 $\pm 5^{\circ}\text{C}$ 。

[0052] 然后可将从根据本发明的方法产生的液化天然气6例如转移到储存或运输装置。

[0053] 根据本发明的方法尤其提供以下优点：

[0054] -制冷循环的能量优化。实际上，液态制冷剂流不会以超过必要的方式过冷却（典型地特征在于在点20和28处从交换器中抽取出的温度之间的对应关系），并且在主热交换器的最冷出口处蒸发的制冷剂流（具有最轻的组分）的组成被改善。

[0055] -特别是通过减小进行富含烃的馏分的液化的交换器的尺寸来优化资本支出，因为在制冷回路中不使用泵。

