

[19] 中华人民共和国国家知识产权局

[51] Int. Cl.
F25J 1/00 (2006.01)



[12] 发明专利说明书

专利号 ZL 200580017492.4

[45] 授权公告日 2009 年 6 月 24 日

[11] 授权公告号 CN 100504262C

[22] 申请日 2005.6.6

[21] 申请号 200580017492.4

[30] 优先权

[32] 2004.6.23 [33] US [31] 60/565,589

[86] 国际申请 PCT/US2005/019606 2005.6.6

[87] 国际公布 WO2006/007278 英 2006.1.19

[85] 进入国家阶段日期 2006.11.29

[73] 专利权人 埃克森美孚上游研究公司

地址 美国得克萨斯州

[72] 发明人 J·B·斯通 D·J·霍里兹

E·L·金布尔

[56] 参考文献

US6742357B1 2004.6.1

CN1330760A 2002.1.9

CN1013803B 1991.9.4

审查员 王 颖

[74] 专利代理机构 北京纪凯知识产权代理有限公司

代理人 赵蓉民 路小龙

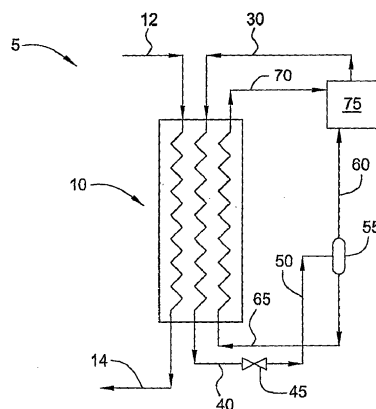
权利要求书 5 页 说明书 18 页 附图 4 页

[54] 发明名称

混合冷却剂液化方法

[57] 摘要

提供了液化天然气流的方法。在一个实施方案中，该方法包括在含有工艺物料流的热交换区中放置混合成分冷却剂；在一个或多个压力水平下分离混合成分冷却剂，以产生冷却剂蒸汽和冷却剂液体；使冷却剂蒸汽绕着热交换区旁路通过，进入压缩单元；以及使冷却剂液体通过热交换区。在另一个实施方案中，该方法进一步包括在热交换区内部分汽化冷却剂液体流，以保持以重量计至少 1% 的液体组分。



1. 液化天然气流的方法，包括：
在含有工艺物料流的第一热交换区中放置第一混合成分冷却剂；
在一个或更多个压力水平下分离所述第一混合成分冷却剂，以产生冷却剂蒸汽和冷却剂液体；
使所述冷却剂液体通过所述第一热交换区；和
在所述第一热交换区内部分汽化所述冷却剂液体，以保持液相，
其中所述第一热交换区被包含在两个或更多个热交换器中。
2. 权利要求 1 所述的方法，其中所述第一热交换区包含两个或更多个包含在两个或更多个热交换器内的区。
3. 权利要求 1 所述的方法，其中所述工艺物料流基本上由天然气组成。
4. 权利要求 1 所述的方法，其中所述第一混合成分冷却剂包括乙烷和丙烷。
5. 权利要求 4 所述的方法，其中所述第一混合成分冷却剂还包括异丁烷。
6. 权利要求 1 所述的方法，其中所述第一混合成分冷却剂包括甲烷、乙烷和氮。
7. 权利要求 1 所述的方法，其中分离所述第一混合成分冷却剂包括使所述第一混合成分冷却剂膨胀到 80 kPa 到 2,600 kPa 之间的压力。
8. 权利要求 1 所述的方法，其中分离所述第一混合成分冷却剂包括使所述第一混合成分冷却剂膨胀到 250 kPa 到 2,200 kPa 之间的压力。
9. 权利要求 1 所述的方法，其中分离所述第一混合成分冷却剂包

括使所述第一混合成分冷却剂膨胀到 500 kPa 到 1,900 kPa 之间的压力。

10. 权利要求 1 所述的方法, 其中分离所述第一混合成分冷却剂包括使所述第一混合成分冷却剂的第一部分膨胀到 1,500 kPa 到 1,900 kPa 之间的第一压力, 并且使所述第一混合成分冷却剂的第二部分膨胀到 500 kPa 到 700 kPa 之间的第二压力。

11. 权利要求 1 所述的方法, 其中分离所述第一混合成分冷却剂包括使所述第一混合成分冷却剂的第一部分膨胀到 800 kPa 到 2,600 kPa 之间的第一压力; 使所述第一混合成分冷却剂的第二部分膨胀到 250 kPa 到 850 kPa 之间的第二压力; 以及使所述第一混合成分冷却剂的第三部分膨胀到 80 kPa 到 250 kPa 之间的第三压力。

12. 权利要求 1 所述的方法, 其中两股或多股所述第一混合成分冷却剂的流被从所述第一热交换区撤出, 这在分离所述两股或更多股流中的所述第一混合成分冷却剂之前。

13. 权利要求 12 所述的方法, 其中使所述第一混合成分冷却剂的第一撤出流膨胀到 1,500 kPa 到 1,900 kPa 之间的第一压力, 并且使混合成分冷却剂的第二撤出流膨胀到 500 kPa 到 700 kPa 之间的第二压力。

14. 权利要求 12 所述的方法, 其中分离所述第一混合成分冷却剂包括使所述第一混合成分冷却剂的第一撤出流膨胀到 800 kPa 到 2,600 kPa 之间的第一压力; 使所述第一混合成分冷却剂的第二撤出流膨胀到 250 kPa 到 850 kPa 之间的第二压力; 以及使所述第一混合成分冷却剂的第三撤出流膨胀到 80 kPa 到 250 kPa 之间的第三压力。

15. 权利要求 1 所述的方法, 其中所述部分汽化所述第一热交换区内的所述冷却剂液体保持了以重量计至少 1% 的液体组分。

16. 权利要求 15 所述的方法, 其中分离所述第一混合成分冷却剂

包括使所述第一混合成分冷却剂膨胀到 80 kPa 到 180 kPa 之间的压力。

17. 权利要求 15 所述的方法，其中分离所述第一混合成分冷却剂包括使所述第一混合成分冷却剂膨胀到 250 kPa 到 600 kPa 之间的压力。

18. 权利要求 15 所述的方法，其中分离所述第一混合成分冷却剂包括使所述第一混合成分冷却剂膨胀到 800 kPa 到 1900 kPa 之间的压力。

19. 权利要求 15 所述的方法，其中分离所述第一混合成分冷却剂包括使所述第一混合成分冷却剂的第一部分膨胀到 1,200 kPa 到 2,200 kPa 之间的第一压力，并且使所述第一混合成分冷却剂的第二部分膨胀到 400 kPa 到 700 kPa 之间的第二压力。

20. 权利要求 15 所述的方法，其中分离所述第一混合成分冷却剂包括使所述第一混合成分冷却剂的第一部分膨胀到 1,500 kPa 到 1,900 kPa 之间的第一压力；使所述第一混合成分冷却剂的第二部分膨胀到 500 kPa 到 600 kPa 之间的第二压力；以及使所述第一混合成分冷却剂的第三部分膨胀到 150 kPa 到 180 kPa 之间的第三压力。

21. 权利要求 15 所述的方法，其中至少部分汽化所述第一热交换区内的所述冷却剂液体保持了以重量计至少 3% 的液体组分。

22. 权利要求 1 所述的方法，其中使所述冷却剂液体通过所述第一热交换区冷却了所述工艺物料流，并且进一步包括在含有所述经冷却的工艺物料流的第二热交换区中放置第二混合成分冷却剂，以液化所述工艺物料流。

23. 权利要求 22 所述的方法，进一步包括在所述第一热交换区内部分汽化所述冷却剂液体流，以保持以重量计至少 1% 的液体组分。

24. 权利要求 22 所述的方法，进一步包括在所述第二热交换区内部分汽化所述第二混合成分冷却剂，以保持以重量计至少 1% 的液体组分。

25. 权利要求 22 所述的方法，其中分离所述第一混合成分冷却剂包括使所述第一混合成分冷却剂膨胀到 1,200 kPa 到 2,200 kPa 之间的压力。

26. 权利要求 22 所述的方法，其中分离所述第一混合成分冷却剂包括使所述第一混合成分冷却剂膨胀到 400 kPa 到 700 kPa 之间的压力。

27. 权利要求 22 所述的方法，其中分离所述第一混合成分冷却剂包括使所述第一混合成分冷却剂膨胀到 120 kPa 到 200 kPa 之间的压力。

28. 权利要求 22 所述的方法，其中分离所述第一混合成分冷却剂包括使所述第一混合成分冷却剂的第一部分膨胀到 1,500 kPa 到 1,900 kPa 之间的第一压力，并且使所述第一混合成分冷却剂的第二部分膨胀到 500 kPa 到 600 kPa 之间的第二压力。

29. 权利要求 22 所述的方法，其中分离所述第一混合成分冷却剂包括使所述第一混合成分冷却剂的第一部分膨胀到 1,500 kPa 到 1,900 kPa 之间的第一压力；使所述第一混合成分冷却剂的第二部分膨胀到 500 kPa 到 600 kPa 之间的第二压力；以及使所述第一混合成分冷却剂的第三部分膨胀到 150 kPa 到 180 kPa 之间的第三压力。

30. 权利要求 22 所述的方法，其中在单压力水平下所述第二混合成分冷却剂在所述第二热交换区中被部分汽化。

31. 权利要求 30 所述的方法，其中在所述第一热交换区中部分汽化所述第一混合成分冷却剂保持了以重量计至少 1% 的液体组分。

32. 权利要求 30 所述的方法，其中在所述第二热交换区中部分汽化所述第二混合成分冷却剂保持了以重量计至少 1% 的液体组分。

33. 权利要求 30 所述的方法，其中在单压力水平下部分汽化所述第二混合成分冷却剂包括通过减压装置闪蒸所述第二混合成分冷却剂，达到从 200 kPa 到 700 kPa 范围内的压力。

34. 权利要求 30 所述的方法，其中在单压力水平下汽化所述第二混合成分冷却剂包括通过阀闪蒸所述第二混合成分冷却剂，达到从 400 kPa 到 500 kPa 范围内的压力。

35. 权利要求 22 所述的方法，其中所述第二混合成分冷却剂在所述第一热交换区内通过与所述第一混合成分冷却剂热交换而被冷却。

36. 权利要求 22 所述的方法，其中所述第二混合成分冷却剂在所述第一热交换区内通过与所述第一混合成分冷却剂热交换而被冷凝。

37. 权利要求 1 所述的方法，其中使所述冷却剂蒸汽旁路绕过所述第一热交换区，进入压缩单元。

38. 液化天然气流的方法，包括：

在含有工艺物料流的第一热交换区中放置第一混合成分冷却剂；

在一个或更多个压力水平下分离所述第一混合成分冷却剂，以产生冷却剂蒸汽和冷却剂液体；

使所述冷却剂液体通过所述第一热交换区；和

在所述热交换区内部分汽化所述冷却剂液体，以保持液相，其中所述第一热交换区包含两个或更多个包含在单一热交换器内的区。

39. 权利要求 38 所述的方法，其中所述第一热交换区包含两个或更多个区，其中每个区被包含在单一热交换器内。

混合冷却剂液化方法

相关申请的交叉引用

[0001] 本申请要求美国临时申请 60/565,589 的权益，其申请日为 2004 年 6 月 23 日。

背景

技术领域

[0002] 本发明的实施方案总体上涉及使用混合成分冷却剂冷却气流例如天然气的方法。

相关领域描述

[0003] 天然气通常被液化和运输，以供应主要能源消耗国家。为液化天然气，原料气(feed gas)首先被处理，除去污染物和比至少戊烷重的烃。然后，通常在高压下，通过一个或更多个冷却循环的间接热交换冷却该净化气。由于所需设备的复杂性和冷却剂的效率性能，这样的冷却循环在资金消耗和操作方面成本高。因此，对提高冷却效率、减小设备体积和降低操作成本的的方法存在需求。

概述

[0004] 提供了液化天然气气流的方法。在一个实施方案中，该方法包括在含有工艺物料流(process stream)的热交换区中放置混合成分冷却剂；在一个或更多个压力水平下分离混合成分冷却剂，以产生冷却剂蒸汽和冷却剂液体；使冷却剂蒸汽绕着热交换区旁路通过，进入压

缩单元；以及使冷却剂液体通过热交换区。

[0005] 在另一个实施方案中，该方法包括在含有工艺物料流的热交换区中放置混合成分冷却剂；从热交换区撤出两股或更多股混合成分冷却剂的侧流；在一个或更多个压力水平下分离混合成分冷却剂的侧流，以产生冷却剂蒸汽和冷却剂液体；使冷却剂蒸汽绕着热交换区旁路通过，进入压缩单元；以及使冷却剂液体通过热交换区。

[0006] 在另一个实施方案中，该方法包括在含有工艺物料流的热交换区中放置混合成分冷却剂；在一个或更多个压力水平下分离混合成分冷却剂，以产生冷却剂蒸汽流和冷却剂液体流；使冷却剂蒸汽流绕着热交换器区旁路通过，进入压缩单元；使冷却剂液体流通过热交换区；以及在热交换区内部分汽化冷却剂液体流，以保持以重量计至少1%的液体组分。

[0007] 在又一个实施方案中，该方法包括在含有工艺物料流的第一热交换区中放置第一混合成分冷却剂；在一个或更多个压力水平下分离第一混合成分冷却剂，以产生冷却剂蒸汽流和冷却剂液体流；使冷却剂蒸汽流绕着第一热交换器区旁路通过，进入压缩单元；使冷却剂液体流通过第一热交换区，以冷却工艺物料流；以及在含有经冷却的工艺物料流的第二热交换区中放置第二混合成分冷却剂，以液化该工艺物料流。

[0008] 在又一个实施方案中，该方法包括在含有工艺物料流的第一热交换区中放置第一混合成分冷却剂；在一个或更多个压力水平下分离混合成分冷却剂，以产生冷却剂蒸汽流和冷却剂液体流；使冷却剂蒸汽流绕着第一热交换器区旁路通过，进入压缩单元；使冷却剂液体流返回到第一热交换区，以冷却气流；在含有经冷却的工艺物料流的第二热交换区中放置第二混合成分冷却剂；以及在单压力水平下汽化第二混合成分冷却剂，以液化该气流。

[0009] 仍然在另一个实施方案中，该方法包括使混合成分冷却剂流和工艺物料流进行热交换，该冷却剂流包括液体冷却剂；以及在该液体冷却剂流被完全汽化之前中止热交换。

[0010] 仍然在其它实施方案中，该方法包括液化天然气，其通过在含有工艺物料流的热交换区中放置混合成分冷却剂；在一个或更多个

压力水平下分离混合成分冷却剂，以产生冷却剂蒸汽和冷却剂液体；至少使冷却剂液体通过热交换区；以及在热交换区内部分汽化冷却剂液体，以保持液相。在可选的实施方案中，该方法包括在含有工艺物料流的热交换区中放置混合成分冷却剂；从热交换区撤出两股或更多股混合成分冷却剂的侧流；在一个或更多个压力水平下分离混合成分冷却剂的侧流，以产生冷却剂蒸汽和冷却剂液体；至少使冷却剂液体通过热交换区；以及在热交换区内部分汽化冷却剂液体，以保持液相。

详细描述

介绍和定义

[0011] 现在将提供详细描述。所附的权利要求的每一个限定一个单独的发明，其为了侵权的目的被认为包括权利要求多个元素和指定限制的等效物。根据上下文，下面对“发明”的引用在一些情况下可以仅仅是指一些具体的实施方案。在其它情况下，可以认为，对“发明”的引用是指权利要求中的一个或多个所述的主体，但不必是全部的权利要求。下面将更详细地描述每一个发明，包括具体的实施方案、描述和例子，但是本发明并不限于这些实施方案、描述和例子，其被包括以使本领域的普通技术人员在本该专利信息与可获得的信息和技术结合时可以实现和使用本发明。下面定义了本文中使用的多个术语。就权利要求中所使用的术语未在下面被定义而言，其应该被给予最宽的定义，即相关领域的人员已经给予该定义的范围，正如在已出版的出版物和出版的专利中所反映出。

[0012] 术语“混合成分冷却剂 (mixed component refrigerant)”和“MCR”被互换使用，指含有两种或更多种冷却剂成分的混合物。本文中描述的 MCR 的例子是“第一 MCR”和“第二 MCR”。

[0013] 术语“冷却剂成分 (refrigerant component)”指用于热传递的物质，其在较低的温度下吸收热量而在较高的温度下放出热量。例如，在压缩冷却系统中的“冷却剂成分”将在较低的温度和压力下通过汽化而吸收热量，并且在较高的温度和压力下通过冷凝而放出热量。说

明性的冷却剂成分可以包括，但不限于，具有 1 到 5 个碳原子的烷烃、烯烃和炔烃、氮、氯化烃、氟化烃、其它卤化烃以及其混合物或组合。

[0014] 术语“天然气 (natural gas)”是指轻质烃气体或两种或更多种轻质烃气体的混合物。说明性的轻质烃气体可以包括，但不限于，甲烷、乙烷、丙烷、丁烷、戊烷、己烷、其异构体、其不饱和物以及它们的混合物。术语“天然气”可以进一步包括一定水平的杂质，例如氮、硫化氢、二氧化碳、硫化碳、硫醇和水。根据储存来源以及任何预处理步骤例如胺萃取或通过如分子筛进行的干燥，天然气的精确组成百分比变化。“天然气”组合物的至少一个例子是含约 55 摩尔百分数甲烷或更多的气体。

[0015] 术语“气体 (gas)”和“蒸汽 (vapor)”可互换使用，指具有区别于液态或固态的气态形式的物质或物质混合物。

[0016] 术语“部分汽化 (partially evaporated)”描述了可以包括不是 100%蒸汽的物质混合物的物质。“部分汽化”流可以具有蒸汽相和液相。“部分汽化”流的至少一个例子包括这样的流：具有以重量计至少 1%、或以重量计至少 2%、或以重量计至少 3%、或以重量计至少 4%、或以重量计至少 5%的液相，并且余量是蒸汽相。在一个或多个具体实施方案中，“部分汽化”流具有这样的液相范围：从以重量计 1%、或以重量计 3%、或以重量计 10%的低范围到以重量计 90%、或以重量计 97%、或以重量计 99%的高范围。

[0017] 术语“热交换区 (heat exchange area)”是指相似和不同类型的有助于传热的本领域中已知的设备中的一种或组合。例如，“热交换区”可以被包括在或至少部分包括在一种或更多种螺旋缠绕式换热器、散热片式换热器、管壳式换热器、或能够耐受本文中下面更详细描述 of 的工艺条件的本领域已知的任何其它类型热交换器。

[0018] 术语“压缩单元 (compression unit)”指相似或不同的压缩设备的任何一种类型或组合，并且可以包括本领域中已知的用于压缩物质或物质混合物的辅助设备。“压缩单元”可以采用一个或更多个压缩阶段。说明性的压缩机可以包括，但不限于，正位移型例如往复式和回转式压缩机，以及动力型如离心式和轴流式压缩机。说明性的辅助设备可以包括，但不限于，吸入分离容器(suction knock-out vessel)、卸

料冷却器(discharge coolers or chillers)、循环冷却器及其任意组合。

具体实施方案

[0019] 下面描述了多个具体实施方案，至少一些实施方案也被描述在权利要求中。例如，至少一个实施方案涉及液化天然气流的方法，其通过在含有工艺物料流的热交换区中放置混合成分冷却剂和在一个或更多个压力水平下分离混合成分冷却剂以产生冷却剂蒸汽和冷却剂液体。冷却剂蒸汽绕着热交换区旁路通过，进入压缩单元，并且冷却剂液体通过热交换区。

[0020] 至少一个其它具体实施方案涉及液化天然气流，其通过在含有工艺物料流的热交换区中放置混合成分冷却剂和从热交换区撤出两股或更多股混合成分冷却剂的侧流。然后，在一个或更多个压力水平下分离混合成分冷却剂的侧流，以产生冷却剂蒸汽和冷却剂液体。冷却剂蒸汽绕着热交换区旁路通过，进入压缩单元，以及使冷却剂液体通过热交换区。

[0021] 又有另一个具体实施方案涉及液化天然气流，其通过在含有工艺物料流的热交换区中放置混合成分冷却剂和在一个或更多个压力水平下分离混合成分冷却剂，以产生冷却剂蒸汽流和冷却剂液体流。冷却剂蒸汽流绕着热交换器区旁路通过，进入压缩单元。使冷却剂液体流通过热交换区，以及在热交换区内部分汽化冷却剂液体流，以保持以重量计至少 1% 的液体分数。

[0022] 又有另一个具体实施方案涉及液化天然气流的方法，其通过在含有工艺物料流的第一热交换区中放置第一混合成分冷却剂和在一个或更多个压力水平下分离第一混合成分冷却剂，以产生冷却剂蒸汽流和冷却剂液体流。使冷却剂蒸汽流绕着第一热交换器区旁路通过，进入压缩单元，以及使冷却剂液体流通过第一热交换区，以冷却工艺物料流。然后，在含有经冷却的工艺物料流的第二热交换区中放置第二混合成分冷却剂，以液化该工艺物料流。

[0023] 又有另一个具体实施方案涉及液化天然气流，其通过在含有工艺物料流的第一热交换区中放置第一混合成分冷却剂，和在一个或

更多个压力水平下分离混合成分冷却剂，以产生冷却剂蒸汽流和冷却剂液体流。使冷却剂蒸汽流绕着第一热交换器区旁路通过，进入压缩单元，并且使冷却剂液体流通过第一热交换区，以冷却气流。在含有经冷却的工艺物料流的第二热交换区中放置第二混合成分冷却剂，以及在单压力水平下汽化第二混合成分冷却剂，以液化该气流。

[0024] 又有另一个具体实施方案涉及冷却天然气工艺物料流，其通过使混合成分冷却剂流与工艺物料流进行热交换。该冷却剂流包括液体冷却剂，并且在该液体冷却剂流被完全汽化之前中止热交换。

[0025] 仍然在其它实施方案中，冷却剂蒸汽流或多股冷却剂蒸汽流不需要旁路通过热交换器或多个热交换器和/或不需要被直接送入压缩单元。在这样的实施方案中，蒸汽流或多股蒸汽流可以例如被返回到热交换器或多个热交换器，或者它们可以旁路通过热交换器或多个热交换器，并且被送到非压缩单元的设备中。因此，本方法的实施方案包括本文中描述的任何实施方案的修改，其中冷却剂蒸汽流或多股冷却剂蒸汽流不需要旁路通过热交换器或多个热交换器和/或不需要被直接送入压缩单元。这样的实施方案包括，例如，液化天然气，其通过：在含有工艺物料流的热交换区中放置混合成分冷却剂；在一个或更多个压力水平下分离混合成分冷却剂，以产生冷却剂蒸汽和冷却剂液体；至少使冷却剂液体通过热交换区；以及在热交换区内部分汽化冷却剂液体，以保持液相。这样的实施方案还包括在含有工艺物料流的热交换区中放置混合成分冷却剂；从热交换区撤出两股或更多股混合成分冷却剂的侧流；在一个或更多个压力水平下分离混合成分冷却剂的侧流，以产生冷却剂蒸汽和冷却剂液体；至少使冷却剂液体通过热交换区；以及在热交换区内部分汽化冷却剂液体，以保持液相。

附图中具体实施方案

[0026] 现在将描述附图中所示的具体实施方案。强调的是，权利要求不应该被理解成受限于附图中的方面。图 1 图解描绘了使用至少部分汽化的混合成分冷却剂冷却或液化工工艺物料流或原料气的冷却工艺。图 2 图解描绘了使用其中含有两个或更多个热交换区的热交换器

冷却或液化工工艺物料流或原料气的冷却工艺。图 3 图解描绘了使用两种混合成分冷却剂冷却或液化工工艺物料流和原料气的冷却工艺。图 4 图解说明了使用液体冷却剂收集系统冷却工艺物料流或原料气的另一种方法。为了描述上的简明和方便,当这些冷却工艺涉及被过冷以产生液化天然气(“LNG”)的天然气的工艺物料流或原料气时,它们将在本文中被进一步描述。

图 1

[0027] 图 1 图解描绘了使用至少部分汽化的混合成分冷却剂以至少冷却工艺物料流或原料气的冷却工艺 5。在热交换器 10 内,使原料气流 12 和混合成分冷却剂(“MCR”)流 30 进行热交换。如下面更详细解释,使 MCR 流 30 膨胀和冷却,以在热交换器 10 内从原料气流 12 除去热。尽管未示出,其它需要冷却的工艺物料流可以进入热交换器 10。这样的其它流的非限制性例子包括其它冷却剂流、将在在后工艺阶段中与气流 12 掺混的其它烃流,以及与一个或更多个分级处理步骤整合的流。

[0028] 如图 1 所示,热交换器 10 是含有至少一个热交换区的单一单元。尽管未示出,但如下所描述,热交换器 10 可以包括两个或更多个热交换区,例如两个、三个、四个或五个,所述热交换区可以被包含在单一单元中,或者每个区可以被包含在单独的单元中。

[0029] 原料气 12 优选地是天然气,并且可以含有以摩尔计至少 55%、或至少 65%、或至少 75%的甲烷。MCR 流 30 可以包括具有 1 到 5 个碳原子的烷、烯和炔、氮、氯化烃、氟化烃、其它卤化烃和它们的混合物或组合物中的一种或者多种。在一个或多个具体实施方案中,MCR 流 30 是乙烷和丙烷的混合物。在一个或多个具体实施方案中,MCR 流 30 是乙烷、丙烷和异丁烷的混合物。在一个或多个具体实施方案中,MCR 流 30 是甲烷、乙烷和氮的混合物。

[0030] MCR 流 30 在热交换区 10 中被冷却,并且作为流 40 退出热交换区 10。使用膨胀装置使流 40 膨胀,产生两相流 50(即具有蒸汽相和液相的流)。说明性的膨胀装置包括,但不限于阀、控制阀、焦耳

汤姆孙阀(Joule Thompson valve)、文丘里装置(Venturi device)、液体膨胀器、水轮机及类似装置。优选地,膨胀装置 45 是自驱动膨胀阀或者焦耳汤姆孙阀。然后,两相流 50 在分离器 55 内被分离,产生蒸汽流 60 和液体流 65。优选地,对两相流 50 进行石油接触脱气(flash separation)。蒸汽流 60 旁路通过热交换区 10,并且被直接送入压缩单元 75。

[0031] 在被减压并因此被冷却之后,液体流 65 返回热交换区 10,在该热交换区 10 内,由于与工艺气流 12 和 MCR 流 30 的热交换,液体流 65 被完全或部分蒸发。该完全蒸发或部分蒸发流作为流 70 退出热交换区 10。在一个或更多个具体实施方案中,流 70 具有以重量计至少 85%、或以重量计至少 90%、或以重量计至少 99%的蒸汽组分,并且余量是液相组分。在一个或更多个具体实施方案中,流 70 是不含有液相的蒸汽流。流 70 随后流进压缩单元 75。

[0032] 根据工艺条件和要求,压缩单元 75 可以采用一个或更多个压缩阶段。优选地,压缩单元 75 采用两个或更多个压缩阶段,其中每个压缩阶段利用中间冷却器以除去压缩热。然后,被压缩的流作为流 30 被送入热交换区 10。下面更详细讨论示例性的压缩单元。

[0033] 通过将蒸汽流 60 绕着热交换区 10 直接送入压缩单元 75 (即绕着热交换区使冷却剂蒸汽旁路通过压缩单元),可以避免一些与两相冷却剂有关的分布问题。术语“两相冷却剂(two-phase refrigerant)”是指具有至少一些液相冷却剂和以体积计至少 10%的蒸汽相冷却剂。由于两相冷却剂在热交换区内分布不适宜,两相分布可以导致液化气产率降低和收入损失。在热交换区内两相冷却剂的不适宜分布可以导致低效的传热,因为与液相相比,两相冷却剂的蒸汽相在热交换区内占据更多的体积。由于与蒸发用的液相相比,蒸汽相对于热交换的贡献很小,从而损害冷却剂的冷却能力。

[0034] 而且,可以有效将两相冷却剂分配到热交换器或多个热交换器的系统的水力设计在维修时间(engineering time)和所购买的设备上 是昂贵的。在偏离就温度、压力和/或流速方面的设计条件太多的情况下,这种设计的行为更难于预测。根据本文中描述的一个或更多个实施方案所获得的益处尤其适于以并联排列的热交换器的排列,所述热

换热器从通常的来源进料冷却剂，这是因为蒸汽相已经被除去，从而消除该分布因素。

图 2

[0035] 图 2 图解描绘了使用其中含有一个以上热交换区的热换热器以冷却或液化工艺物料流或原料气的冷却工艺 100。冷却工艺 100 采用热换热器 200 和 MCR 压缩单元 300，该热换热器 200 含有两个或更多个热交换区，如图 2 所示的三个区。原料气流 102 在热换热器 200 中通过混合成分冷却剂 (mixed component refrigerant (“MCR”)) 被冷却。尽管未示出，其它需要冷却的工艺物料流可以进入热换热器 200。这样的其它流的非限制性例子包括其它冷却剂流、将在在后工艺阶段中与气流 102 掺混的其它烃流，以及与一个或更多个分级处理步骤整合的流。

[0036] 原料气流 102 的组成取决于其储存来源，但可以包括例如以摩尔计可达 99% 的甲烷、以摩尔计可达 15% 的乙烷、以摩尔计可达 10% 的丙烷和以摩尔计可达 30% 的氮。在一个具体实施方案中，原料气流 102 可以包含以体积计至少 55 摩尔%、或至少 65 摩尔%或至少 75 摩尔%的甲烷。在另一个具体实施方案中，原料气流 102 还可以包含以摩尔计可达 1%、或可达 2%或可达 5% 的非烃类化合物，例如水、二氧化碳、含硫化合物、汞以及其组合。在一个或更多个具体实施方案中，可以对原料流 102 进行净化步骤 (未示出)，以在进入热换热器 200 之前从原料气流 102 中汽提(strip)或者以其他方式除去多数这些非烃类化合物，如果不是这些非烃类化合物的全部的话。

[0037] 在某些实施方案中，原料气流 102 在从低的 15℃、或 25℃、或 35℃到从高的 40℃、或 45℃或 55℃的温度范围内以及在从低的 4,000 kPa、或 6,000 kPa、或 7,000 kPa 到从高的 8,500 kPa、或 10,000 kPa、或 12,000 kPa 的压力范围内进入热换热器 200。原料气流 102 作为已经冷却的流 104 退出热换热器 200。已经冷却的流 104 在从低的 -70℃、或 -80℃、或 -100℃到高的 -60℃、或 -50℃、或 -35℃的温度范围下退出热换热器 200。

MCR

[0038] 混合成分冷却剂(mixed component regrigerant (“MCR”))优选地是乙烷、丙烷和异丁烷的混合物。MCR 可以含有以摩尔计约 20%到约 80%之间的乙烷、以摩尔计约 10%到约 90%之间的丙烷和以摩尔计约 5%到约 30%之间的异丁烷。在一个或更多个具体实施方案中,在第一 MCR 中乙烷的浓度范围为从以摩尔计低的 20%、或 30%、或 40%到高的 60%、或 70%、或 80%。在一个或更多个具体实施方案中,在 MCR 中丙烷的浓度范围为从以摩尔计低的 10%、或 20%、或 30%到高的 70%、或 80%、或 90%。在一个或更多个具体实施方案中,在 MCR 中异丁烷的浓度范围为从以摩尔计低的 3%、或 5%、或 10%到高的 20%、或 25%、或 30%。

[0039] 在一个或更多个具体实施方案中, MCR 具有约 32 到约 45 的分子量。更优选地, MCR 的分子量范围为从低的 32、或 34、或 35 到高的 42、或 43、或 45。进一步地, MCR 与原料气流 102 的摩尔比范围为从低的 1.0、或 1.2、或 1.5 到高的 1.8、或 2.0 或 2.2。在一个或更多个具体实施方案中, MCR 与原料气流 102 的摩尔比为至少 1.0、或至少 1.2、或至少 1.5。

热交换器

[0040] 更详细地考虑热交换器 200, MCR 作为流 202 进入热交换器 200。将至少一部分流 202 作为侧流 203 从热交换器 200 的第一热交换区中撤出。使用膨胀装置 205 使侧流 203 膨胀到第一压力, 产生两相流 207 (即含有蒸汽相和液相的流)。在一个或多个具体实施方案中, 该第一压力范围为低的 800 kPa、或 1,200 kPa、或 1,500 kPa 到高的 1,900 kPa、或 2,200 kPa、或 2,600 kPa。因此, 经膨胀的流 207 的温度范围为低的 0℃、或 3℃、或 4℃到高的 6℃、或 10℃、或 15℃。优选地, 使侧流 203 膨胀到 1,600 kPa 到 1,800 kPa 的压力和 4℃到 6℃的温度。

[0041] 然后, 两相流 207 在分离器 210 内被分离, 产生蒸汽流 214

和液体流 212。优选地，对两相流 207 进行石油接触脱气。蒸汽流 214 旁路通过热交换器 200，并且被直接送入压缩单元 300。通过使蒸汽流 214 绕着热交换器 200 被直接送入压缩单元 300（即，使冷却剂蒸汽绕着热交换区旁路通过压缩单元），可以避免上面所指出的与两相冷却剂有关的某些分布问题。

[0042] 在被减压并因此被冷却之后，液体流 212 返回热交换区 200，在该热交换区 200 中，由于在热交换器 200 内的热交换，液体流 212 被完全或部分蒸发。该完全蒸发或部分蒸发的流作为流 216 退出热交换器 200。在一个或更多个具体实施方案中，流 216 具有以重量计至少 85%、或以重量计至少 90%、或以重量计至少 99% 的蒸汽组分，并且余量是液相组分。在一个或更多个具体实施方案中，流 216 是不含有液相的蒸汽流（即完全汽化）。流 216 可以如图 1 所示与来自分离器 210 的蒸汽流 214 组合，形成流动到压缩单元 300 的循环流 218。

[0043] 将至少另一部分流 202 作为侧流 213 从热交换器 200 的第二热交换区中撤出。使用膨胀装置 215 使侧流 213 膨胀到第二压力，产生流 217。流 217 含有蒸汽相和液相。在一个或多个具体实施方案中，该第二压力范围为低的 250 kPa、或 400 kPa、或 500 kPa 到高的 600 kPa、或 700 kPa、或 850 kPa。因此，经膨胀的流 217 的温度范围为低的 -60℃、或 -50℃、或 -40℃ 到高的 -30℃、或 -20℃、或 -10℃。优选地，使侧流 213 膨胀到 550 kPa 到 570 kPa 的压力和 -35℃ 到 -45℃ 的温度。

[0044] 然后，两相流 217 在分离器 220 内被分离，产生蒸汽流 224 和液体流 222。优选地，对两相流 217 进行石油接触脱气。蒸汽流 224 旁路通过热交换器 200，并且被直接送入压缩单元 300。被减压并因此被冷却的液体流 222 返回热交换区 200，在该热交换区 200 中，由于在热交换器 200 内的热交换，液体流 222 被完全或部分蒸发。该完全蒸发或部分蒸发的流作为流 226 退出热交换器 200。在一个或更多个具体实施方案中，流 226 具有以重量计至少 85%、或以重量计至少 90%、或以重量计至少 99% 的蒸汽组分，并且余量是液相组分。流 226 可以如图 1 所示与来自分离器 220 的蒸汽流 224 组合，形成流动到压缩单元 300 的循环流 228。

[0045] 仍然将另一部分流 202 作为侧流 223 从热交换器 200 的第三

热交换区中撤出。使用膨胀装置 225 使侧流 223 膨胀到第三压力，产生含有蒸汽相和液相的流 227。在一个或多个具体实施方案中，该第三压力范围为低的 80 kPa、或 120 kPa、或 150 kPa 到高的 180 kPa、或 200 kPa、或 250 kPa。因此，经膨胀的流 227 的温度范围为低的-110℃、或-90℃、或-80℃到高的-60℃、或-50℃、或-30℃。优选地，使侧流 223 膨胀到 160 kPa 到 180 kPa 的压力和-65℃到-75℃的温度。

[0046] 然后，两相流 227 在分离器 230 内被分离，产生闪蒸流 234 和饱和液体流 232。优选地，对两相流 227 进行石油接触脱气。蒸汽流 234 旁路通过热交换器 200，并且被直接送入压缩单元 300。被减压并因此被冷却的饱和液体流 232 返回热交换区 200，在该热交换区 200 中，由于在热交换器 200 内的热交换，液体流 232 被完全或部分蒸发。该完全蒸发或部分蒸发的流作为流 236 退出热交换器 200。在一个或多个具体实施方案中，流 236 具有以重量计至少 85%、或以重量计至少 90%、或以重量计至少 99%的蒸汽组分，并且余量是液相组分。流 236 可以如图 2 所示与来自分离器 230 的蒸汽流 234 组合，形成流动到压缩单元 300 的循环流 238。

[0047] 在上述的一个或多个具体实施方案中，膨胀装置可以是任何减压装置。说明性的膨胀装置包括，但不限于阀、控制阀、焦耳汤姆孙阀、文丘里装置、液体膨胀器、水轮机及类似装置。优选地，膨胀装置 205、215、225 是自驱动膨胀阀或者焦耳汤姆孙阀。

[0048] 如上所述，蒸汽流 214、224、234 旁路通过热交换器 200，并且被直接送入压缩单元 300。该旁路结构避免了如上解释的与两相冷却剂有关的分布问题。而且，退出热交换区的含有两相的部分汽化冷却剂已被设定(configurate)为降低热交换区内的机械应力。机械应力可能是沿着液相所占体积和蒸汽相所占体积的快速温度转变的产物。从液体或两相流体部分的体积到蒸汽相部分的体积的温度转变可以在启动、停工或不正常运转时导致应力断裂，或可以导致交换器的疲劳衰坏。因此，设定冷却剂流动条件，使得不完全汽化冷却剂液体流 212、222 和 232 而不出现快速温度梯度导致的机械应力的固有效应。为使冷却剂被完全汽化的系统转变成冷却剂被部分汽化的系统，可以提高流速，改变蒸汽压力，改变冷却剂组成以包括更多的具有更高沸点的组

分，或者任何这些设计参数的组合。

MCR 压缩单元 300

[0049] MCR 压缩单元 300 包括一个或更多个不同的压力水平。优选地，每个压缩阶段的吸力相应于循环流 218、228、238 的压力水平。在至少一个具体实施方案中，第一压缩阶段包括吸入分离容器 310(suction knock-out vessel)和压缩机 320。在至少一个具体实施方案中，第二压缩阶段包括吸入分离容器 330、压缩机 340 和卸料冷却器 350。在至少一个具体实施方案中，第三压缩阶段包括吸入分离容器 360、压缩机 370 和卸料冷却器 380。在至少一个具体实施方案中，压缩单元 300 进一步包括最终的冷却器或冷凝器 390。

[0050] 冷却器 350、380 和 390 可以是适合本文中所述的工艺条件的任何类型的热交换器。说明性的热交换器包括，但不限于管壳式交换器、芯釜式交换器(core-in-kettle exchanger)和钎焊铝散热片热交换器。在一个或更多个具体实施方案中，工厂冷却水被用作传热介质，以在冷却器 350、380 和 390 内冷却工艺流体。在一个或更多个具体实施方案中，空气被用作传热介质，以在冷却器 350、380 和 390 内冷却工艺流体。而且，在上述的一个或更多个实施方案中，旁路通过的闪蒸流 214、224、234 使退出热交换器 200 的至少部分汽化的冷却剂流 216、226、236 冷却。同样地，循环到压缩单元 300 的吸入口的組合的流 218、228、238 在温度上较低，并因此降低了卸料冷却器 350、380 和 390 的负载要求。

[0051] 更具体地参考第一压缩阶段，流 322 退出第一阶段 320。在一个或更多个具体实施方案中，流 322 的压力范围为从低的 200 kPa、或 300 kPa、或 400 kPa 到高的 600 kPa、或 700 kPa、或 800 kPa。流 322 的温度范围为从低的 5℃、或 10℃、或 15℃到高的 20℃、或 25℃、或 30℃。

[0052] 参考第二压缩阶段，流 342 退出第二阶段 340 并且在卸料冷却器 350 内被冷却，以产出流 352。在一个或更多个具体实施方案中，流 342 的压力范围为从低的 800 kPa、或 1,200 kPa、或 1,400 kPa 到高

的 1,800 kPa、或 2,000 kPa、或 2,500 kPa。在一个或更多个具体实施方案中，流 352 的温度范围为从低的 15℃、或 25℃、或 35℃到高的 40℃、或 45℃、或 55℃。

[0053] 参考第三压缩阶段，流 372 退出第三阶段 370 并且在卸料冷却器 380 内被冷却，以产出流 382。在一个或更多个具体实施方案中，流 372 的压力范围为从低的 1,600 kPa、或 2,400 kPa、或 2,900 kPa 到高的 3,500 kPa、或 4,000 kPa、或 5,000 kPa。流 372 的温度范围为从低的 40℃、或 50℃、或 60℃到高的 100℃、或 120℃、或 150℃。在一个或更多个具体实施方案中，流 382 的温度范围为从低的 0℃、或 10℃、或 20℃到高的 40℃、或 50℃、或 60℃。

[0054] 在一个或更多某些实施方案中，流 382 流到冷凝器 390，产生流 392。流 392 的温度范围为从低的 0℃、或 10℃、或 20℃到高的 40℃、或 45℃、或 55℃。在一个或更多某些实施方案中，在高压液体冷却剂作为流 202 进入热交换器 200 时，流 392 流到缓冲容器 295，以从可操作性考虑提供停留时间。

图 3

[0055] 冷却或液化工艺 100 可以进一步采用第二热交换器 400 和第二 MCR 压缩单元 500，如图 3 所示。图 3 图解描绘了冷却工艺，所述冷却工艺在单独的热交换器中使用两种混合成分冷却剂，以便冷却或液化工艺物料流和原料气。然而，第一热交换器 200 和第二热交换器 400 可以被包含在一个共同的单元中。无论哪种情况，第一热交换器 200 和第二热交换器 400 都优选地被串连排列，如所示。

[0056] 离开第一热交换器 200 的经冷却的流 104 在第二热交换器 400 内通过第二混合成分冷却剂（“第二 MCR”）被过冷。经冷却的流 104 作为液化流 106 退出第二热交换器 400。在某些实施方案中，液化流 106 在范围为从低的-220℃、或-180℃、或-160℃到高的-130℃、或-110℃、或-70℃的温度下退出热交换器 400。在一个具体实施方案中，液化流 106 在从约-145℃到约-155℃的温度下退出热交换器 400。在某些实施方案中，液化流 106 在范围为从低的 3,900 kPa、或 5,800 kPa、或

6,900 kPa 到高的 9,000 kPa、或 10,000 kPa、或 12,000 kPa 的压力下退出热交换器 400。

第二 MCR

[0057] 在一个或更多个具体实施方案中，第二混合成分冷却剂（“第二 MCR”）可以与第一混合成分冷却剂（“第一 MCR”）相同。在一个或更多个具体实施方案中，第二 MCR 可以不同。例如，第二 MCR 可以是氮、甲烷和乙烷的混合物。在一个或更多个具体实施方案中，第二 MCR 可以包含以摩尔计约 5%和 20%之间的氮、以摩尔计约 20%和 80%之间的甲烷和以摩尔计约 10%和 60%之间的乙烷。在一个或更多个具体实施方案中，第二 MCR 中的氮的浓度范围为以摩尔计从低的 5%、或 6%、或 7%到高的 15%、或 18%、或 20%。在一个或更多个具体实施方案中，第二 MCR 中的甲烷的浓度范围为以摩尔计从低的 20%、或 30%、或 40%到高的 60%、或 70%、或 80%。在一个或更多个具体实施方案中，第二 MCR 中的乙烷的浓度范围为以摩尔计从低的 10%、或 15%、或 20%到高的 45%、或 55%、或 60%。

[0058] 第二 MCR 的分子量范围为从低的 18、或 19、或 20 到高的 25、或 26、或 27。在一个或更多个具体实施方案中，第二 MCR 的分子量为约 18 到约 27。进一步地，第二 MCR 与经冷却的流 104 的摩尔比范围为从低的 0.5、或 0.6、或 0.7 到高的 0.8、或 0.9、或 1.0。在一个或更多个具体实施方案中，第二 MCR 与经冷却的流 104 的摩尔比至少为 0.5、或至少 0.6、或至少 0.7。

[0059] 第二 MCR 可以通过流 402 被进料到第一热交换器 200，以在进入第二热交换器 400 之前预冷却或冷凝第二 MCR。流 402 在第一热交换器 200 中通过与第一 MCR 间接传热而被冷却。流 402 具有范围从低的 2900 kPa、或 4300 kPa、或 5500 kPa 到高的 6400 kPa、或 7500 kPa、或 9000 kPa 的压力。流 402 具有范围从低的 0℃、或 10℃、或 20℃到高的 40℃、或 50℃、或 70℃的温度。

[0060] 第二 MCR 作为流 404 退出第一热交换器 200。在一个或更多个具体实施方案中，流 402 在第一热交换器 200 内被完全冷凝成不含

有蒸汽组分的液体流 404。在一个或更多个具体实施方案中，流 402 通过与第一 MCR 间接传热被部分冷凝，使得流 404 具有以重量计至少 85%、或以重量计至少 90%、或以重量计至少 95%、或以重量计至少 99% 的液体组分。在一个或更多个具体实施方案中，流 404 具有范围从低的 2,500 kPa、或 4,000 kPa、或 5,000 kPa 到高的 6,000 kPa、或 7,000 kPa、或 9,000 kPa 的压力。在一个或更多个具体实施方案中，流 404 具有范围从低的 -110℃、或 -90℃、或 -80℃ 到高的 -60℃、或 -50℃、或 -30℃ 的温度。

[0061] 在一个或更多个具体实施方案中，需要冷却的其它的工艺物料流可以进入热交换器 400。这样的其它流的非限制性例子包括其它冷却剂流、其它将在在后处理阶段中与流 102 掺混的烃流、以及一个或更多个分级处理步骤整合的流。

第二热交换器

[0062] 更详细地考虑第二热交换器 400，在缓冲容器 406 中收集第二 MCR，并使其作为流 410 进料到第二热交换器 400 中，其中所述第二 MCR 在第一热交换器 200 中已被冷却并且至少被部分冷凝，如果不是被全部冷凝的话。第二 MCR 作为流 415 退出第二热交换器 400。在一个或更多个具体实施方案中，流 415 具有范围从低的 2,800 kPa、或 4,200 kPa、或 5,500 kPa 到高的 6,200 kPa、或 7,000 kPa、或 8,500 kPa 的压力。在一个或更多个具体实施方案中，流 415 具有范围从低的 -230℃、或 -190℃、或 -170℃ 到高的 -140℃、或 -120℃、或 -70℃ 的温度。

[0063] 在一个或更多个具体实施方案中，使用膨胀装置 450 使退出第二热交换器 400 的流 415 减压（即膨胀）。然后，使用膨胀装置 420 使流 415 进一步减压，以产生流 425。如上所述及，膨胀装置 420、450 可以是任何减压装置，包括但不限于阀、控制阀、焦耳汤姆孙阀、文丘里装置、液体膨胀器、水轮机及类似装置。优选地，膨胀装置 420 是自驱动膨胀阀或者焦耳汤姆孙阀。优选地，膨胀装置 450 是液体膨胀器或水轮机。在一个或更多个具体实施方案中，流 425 具有范围从低的 200 kPa、或 300 kPa、或 400 kPa 到高的 500 kPa、或 600 kPa、或

700 kPa 的压力;具有范围从低的-250℃、或-200℃、或-170℃到高的-140℃、或-110℃、或-70℃的温度。优选地,使流 425 膨胀到从 435 kPa 到 445 kPa 的压力和-150℃到-160℃的温度。

[0064] 在膨胀装置 420 内的等焓膨胀之后,流 425 在第二热交换器 400 中被完全汽化或者部分汽化并且作为流 430 退出第二热交换器 400。在一个或更多个具体实施方案中,流 425 在第二热交换器 400 内在单一压力水平下被完全汽化或部分汽化。在一个或更多个具体实施方案中,流 425 在第二热交换器 400 内在第一压力水平下被完全汽化(即都是蒸汽相)。在一个或更多个具体实施方案中,第二热交换器 400 内的单一压力水平被维持在从低的 150 kPa、或 250 kPa、或 350 kPa 到高的 400 kPa、或 500 kPa、或 600 kPa 的范围内。优选地,第二热交换器 400 内的单一压力水平是约 350 kPa 和约 450 kPa 之间。

第二 MCR 压缩单元

[0065] 然后,流 430 被送入第二压缩单元 500。根据工艺要求,压缩单元 500 可以包括一个或更多个压缩步骤。在一个或更多个具体实施方案中,压缩单元 500 包括两个压缩阶段,如图 3 所示。例如,压缩单元 500 具有第一压缩阶段 510 和第二压缩阶段 520。

[0066] 操作中,流 430 流经吸入分离容器 510A,其中蒸汽流持续到第一压缩阶段 510 并且在后冷却器 515 中被冷却,得到流 512。在一个或更多个具体实施方案中,流 512 具有范围从低的 1,900 kPa、或 2,800 kPa、或 3,500 kPa 到高的 4,000 kPa、或 4,800 kPa、或 5,800 kPa 的压力;以及具有范围从低的 15℃、或 25℃、或 30℃到高的 40℃、或 50℃、或 60℃的温度。

[0067] 流 512 流经吸入分离容器 520A,其中蒸汽流持续到第二压缩阶段 520 并且被冷却。在一个更多个实施方案中,离开第二压缩阶段 520 的蒸汽流 522 具有范围从低的 2,900 kPa、或 4,300 kPa、或 5,200 kPa 到高的 6,400 kPa、或 7,500 kPa、或 9,000 kPa 的压力;以及具有范围从低的 15℃、或 25℃、或 35℃到高的 40℃、或 45℃、或 60℃的温度。随后,蒸汽流 522 在后冷却器 525 内被冷却,并且作为流 402 循环到

第一热交换器 200。

图 4

[0068] 图 4 图解描绘了使用液体冷却剂收集系统冷却工艺物料流或原料气的另一种方法。如图 4 所示，从分离器 510A 和 520A 收集的液体冷却剂可以与泵 530 有流体传送。泵 530 通过流 532 使该液体冷却剂返回到工艺中。这使一种处理在热交换区内部分汽化的混合成分冷却剂的有效(effective)和高效(efficient)方式变为可能。可选地，从分离器 510A 和 520A 收集的液体冷却剂可以被排出和去除。同样地，尽管未示出，压缩单元 300 的分离鼓（例如鼓 310、330 和 360）可以装配有相似的液体冷却剂收集系统。

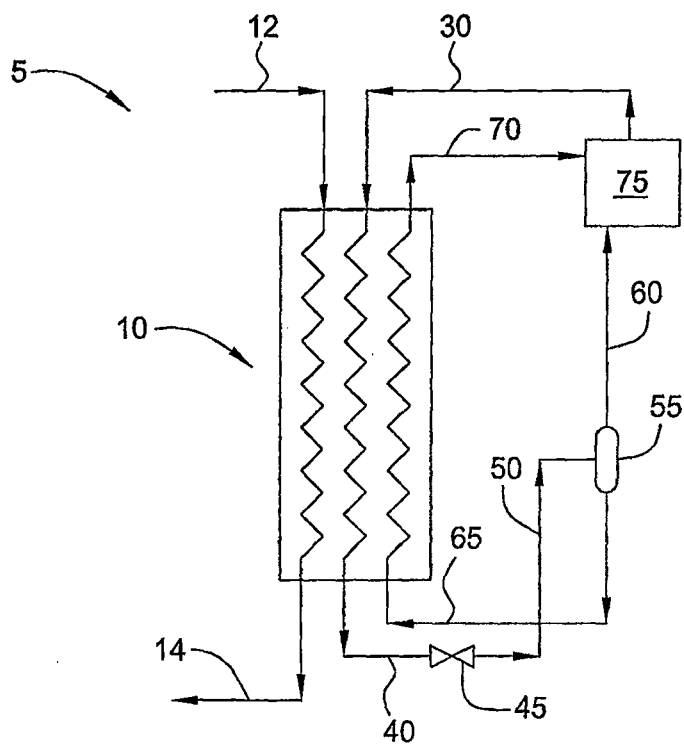


图1

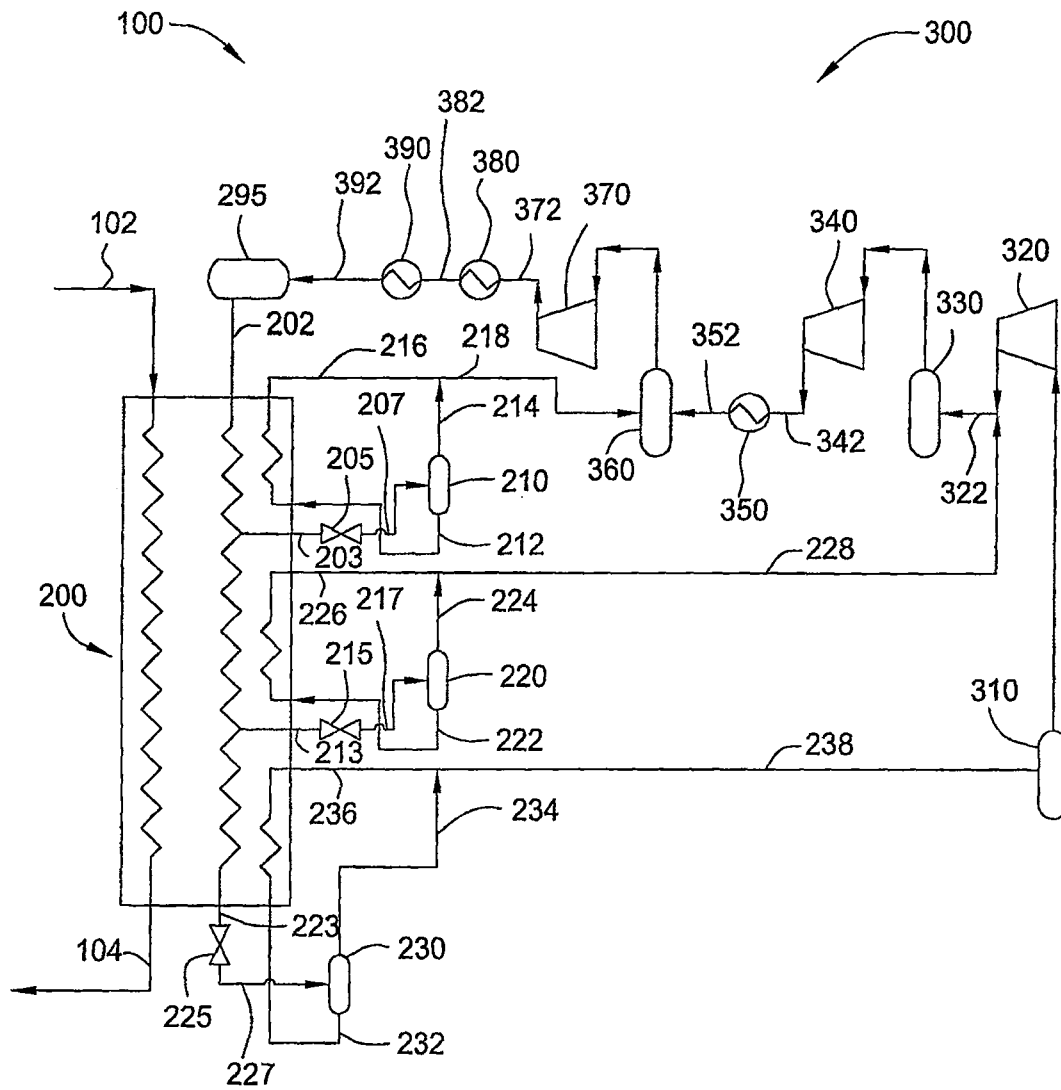


图2

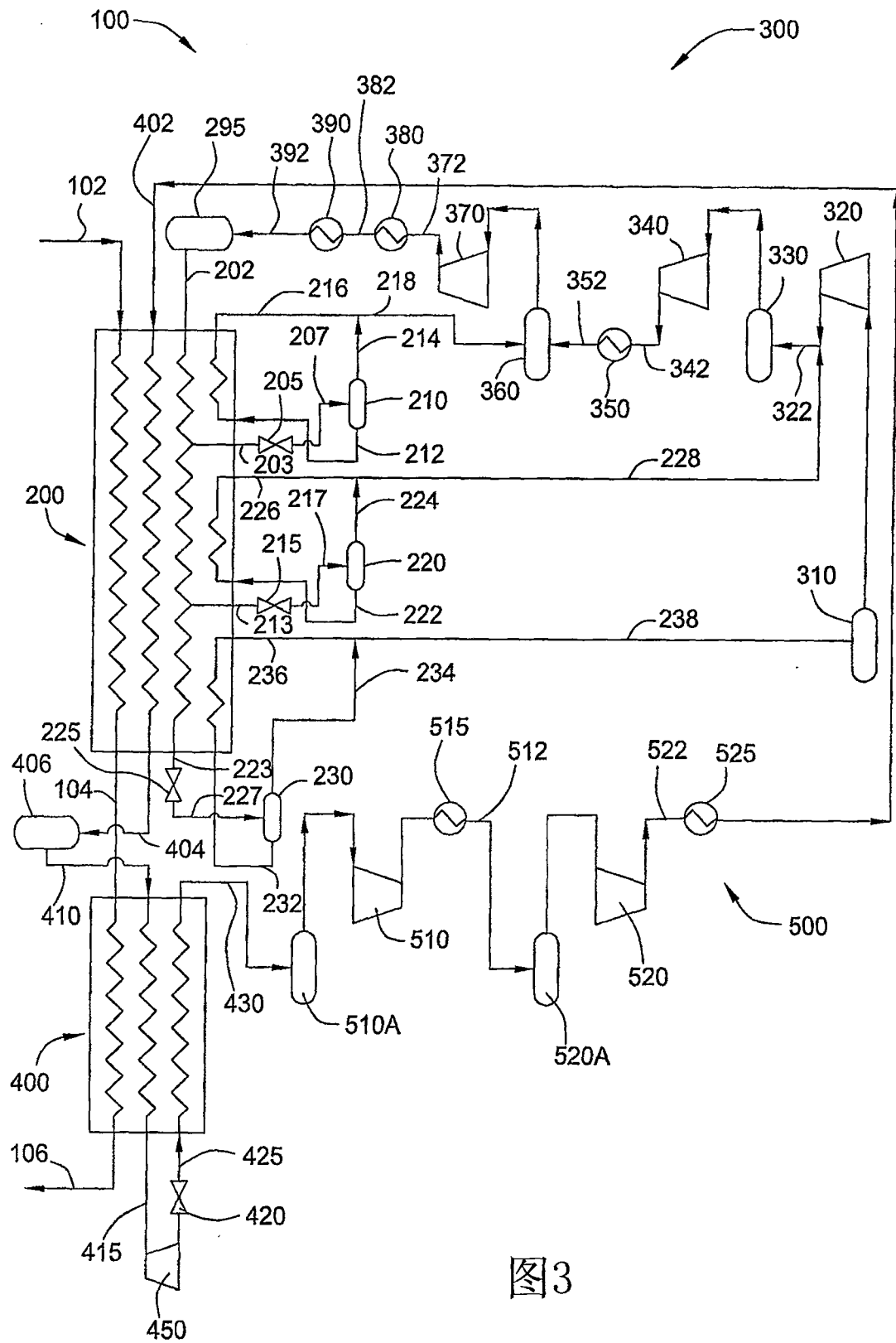


图3

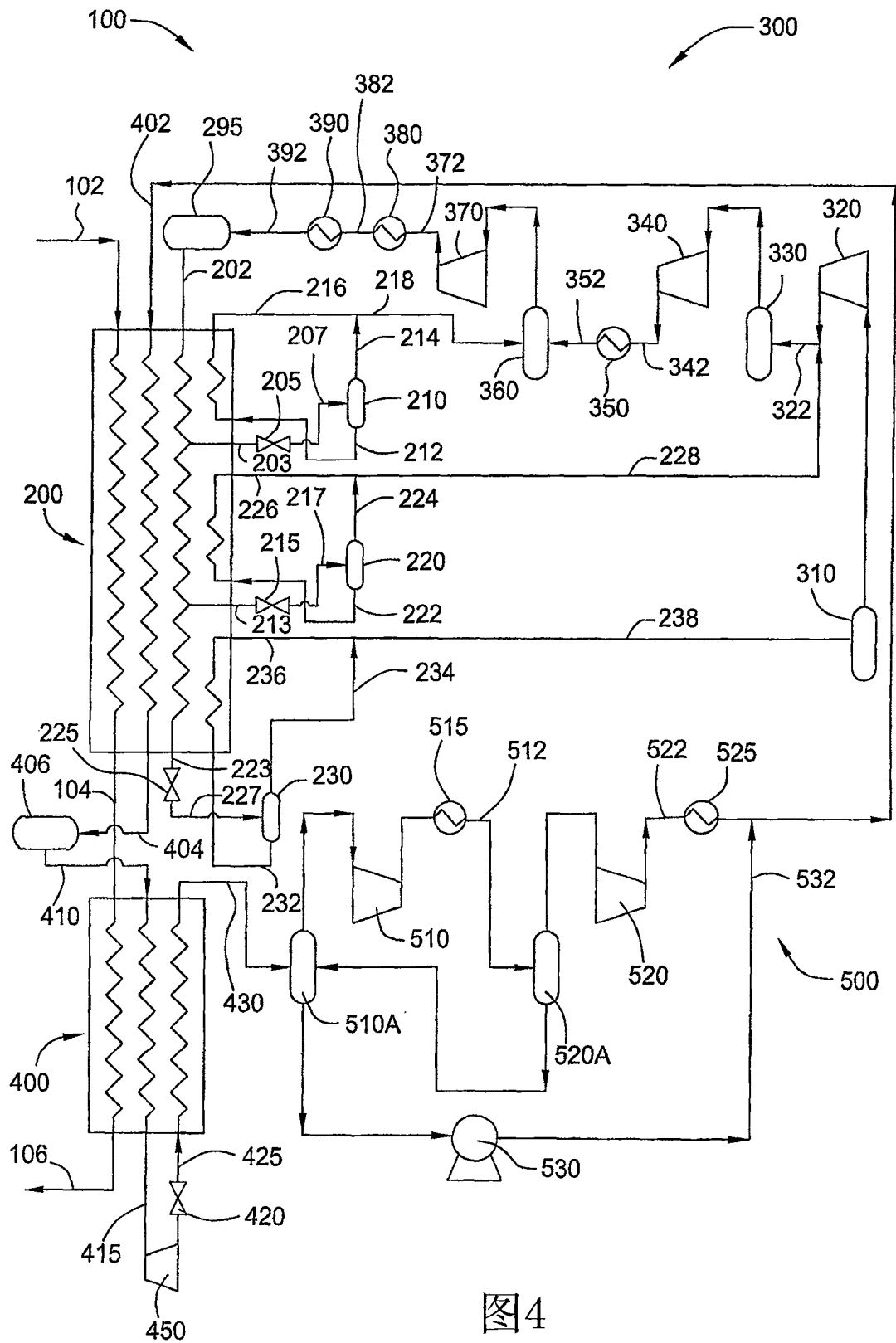


图4