

[19] 中华人民共和国国家知识产权局

[51] Int. Cl.
F25J 3/00 (2006.01)



[12] 发明专利说明书

专利号 ZL 02829765.2

[45] 授权公告日 2009 年 6 月 10 日

[11] 授权公告号 CN 100498170C

[22] 申请日 2002.8.15 [21] 申请号 02829765.2

[86] 国际申请 PCT/US2002/026278 2002.8.15

[87] 国际公布 WO2004/017002 英 2004.2.26

[85] 进入国家阶段日期 2005.4.15

[73] 专利权人 弗劳尔公司

地址 美国加利福尼亚州

[72] 发明人 J·马克

[56] 参考文献

CN1329709A 2002.1.2

US5615561A 1997.4.1

US20020065446A 2002.5.30

US6244070B1 2001.6.12

审查员 吴玉莹

[74] 专利代理机构 中国专利代理(香港)有限公司
代理人 原绍辉

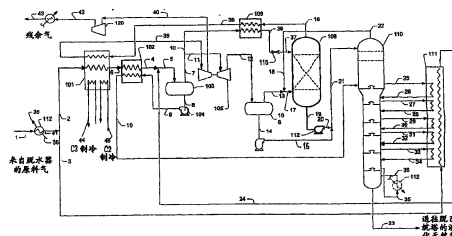
权利要求书 3 页 说明书 10 页 附图 5 页

[54] 发明名称

低压液化天然气设备构造

[57] 摘要

液化天然气设备包括接收冷却的低压原料气(4)的分离器(103)，其中分离器(103)连接到吸收器(108)和脱甲烷塔(110)。吸收器(108)和脱甲烷塔(110)的制冷负荷至少部分由冷却的低压原料气(4)的液体部分膨胀和液体吸收器底部产物(19)的膨胀提供，其中乙烷回收至少为 85mol%，丙烷回收至少为 99mol%。所设想的构造作为对现有的希望能够达到较高的乙烷回收率的低压原料气设备的升级是非常有利。



1、一种液化天然气设备，其包括：

被构造用于将低压原料气(2)冷却以产生冷却的低压原料气(6)的冷却器(101)和被构造用于接收和冷却所述已冷却的低压原料气以产生已制冷的低压原料气(4)的二次换热器(102)；

被构造用于将已制冷的低压原料气(4)分离成液体冷凝物(8)和蒸汽流(7)的分离器，和被构造用于减少液体冷凝物的压力的第一减压装置，以形成冷却的膨胀液流(9)，其中，二次换热器(102)还被构造成用于从冷却的膨胀液流(9)向冷却的低压原料气提供制冷，由此形成已制冷的低压原料气(4)；

一精馏器换热器(109)，其被构造成用于冷却蒸汽流(7)的至少一部分以便形成排出的液流(36)，和第二减压装置(115)，该第二减压装置被构造用于减少排出的液流(36)的压力以形成吸收器回流(37)，和被构造成用于接收吸收器回流的吸收器(108)，

其中，吸收器(108)还被构造成用于产生吸收器塔顶蒸汽流(18)，其中精馏器换热器(109)和冷却器(101)还被构造成用于使用吸收器塔顶蒸汽流(18)的制冷容量，并且其中吸收器(108)还被构造成用于产生吸收器底部产物流(19)，其用于使用作为回流(21)的被供应到脱甲烷塔(110)之中的原料。

2、如权利要求1所述的液化天然气设备，其中，低压原料气的压力的范围为 21.09kgf/cm^2 至 70.3kgf/cm^2 。

3、如权利要求1所述的液化天然气设备，还包括被构造成用于冷却用于与已制冷的低压原料气(4)结合的低压原料气的一部分的侧边再沸器(111)。

4、如权利要求1所述的液化天然气设备，其中，第一减压装置包括水轮机，第二减压装置包括焦耳-汤姆逊阀。

5、如权利要求1所述的液化天然气设备，其中，脱甲烷塔(110)还被构造成用于接收冷却的膨胀的液流(9)。

6、如权利要求1所述的液化天然气设备，还包括被构造成用于膨胀蒸汽流(7)的剩余部分的涡轮膨胀机，以形成两相混合物(12)，和第二次分离器，该第二次分离器被构造成用于接收所述两相混合物(12)，并且产生用作贫脱甲烷塔回流的液体流(14)和用于送入吸

收器之中的蒸汽(13)。

7、如权利要求1所述的液化天然气设备,其中,乙烷回收至少为85mol%和丙烷回收至少为99mol%。

8、一种液化天然气设备,其包括:

冷却器(101)和二次换热器(102),两者被构造成用于冷却低压原料气(2)以形成已制冷的低压原料气(4),和被构造成用于将已制冷的低压原料气(4)分离成液体冷凝物(8)和蒸汽流(7)的分离器(103);

被构造成用于对液体冷凝物(8)减压的第一减压装置,由此为冷却器(102)提供制冷;

被构造用于冷却蒸汽流(7)的至少一部分的精馏器换热器(109),由此形成一排出的液流体(36),和一第二减压装置,该第二减压装置被构造成用于减少排出的液流(36)的压力以形成吸收器回流(37);和

吸收器(108),其被构造用于接收吸收器回流(37),并被构造用于产生用作为精馏器换热器(109)中的制冷剂的塔顶蒸汽流(18)和用作脱甲烷塔中的回流的底部产物流(19)。

9、如权利要求8所述的液化天然气设备,还包括被构造用于提供至少部分脱水的低压原料气的脱水单元,并且其压力介于21.09kgf/cm²至70.3kgf/cm²之间。

10、如权利要求8所述的液化天然气设备,其中,第一减压装置(104)包括水轮机,第二减压装置包括焦耳-汤姆逊阀。

11、如权利要求8所述的液化天然气设备,还包括被构造成用于冷却一部分低压原料气(3)的侧边再沸器系统(111)。

12、如权利要求8所述的液化天然气设备,其中,涡轮膨胀机被构造用于膨胀蒸汽部分(11)的一部分,以形成两相混合物(12),第二分离器被构造用于将两相混合物(12)分离成用作贫脱甲烷塔回流的液体流(14)和用于送入吸收器的蒸汽(13)。

13、如权利要求8所述的液化天然气设备,其中,冷却器还被构造用于使用外部乙烷、外部丙烷和吸收器塔顶蒸汽流中的至少一种作为制冷剂。

14、如权利要求8所述的液化天然气设备,其中,乙烷回收至少

为 85mol%和丙烷回收至少为 99mol%。

低压液化天然气设备构造

技术领域

本发明领域是液化天然气设备，特别涉及具有高乙烷回收率的液化天然气设备。

背景技术

随着乙烷回收在经济上变得日益富有吸引力，现在已经开发了各种各样的构造来改善从液化天然气(NGL)中回收乙烷。较为通行的是，众多的处理工艺采用了通过涡轮膨胀进行原料气冷却或过冷吸收法以增强乙烷和/或丙烷的回收。

例如，现有技术图 1 所示为使用由外部丙烷和乙烷制冷辅助的涡轮膨胀冷却的典型构造。这里原料气流 1 分成两股流(2 和 3)来冷却。流 3 被脱甲烷塔侧边再沸器系统 111 冷却为流 24，同时流 2 被来自分离器 106 和脱甲烷塔 110 的冷残余气(通过流 13、18 和 38)所冷却。两股流 2 和 3 一般被冷却到约 -102°F ，约有 15%的原料气体积冷凝。冷凝液的体积约 3800GPM(在约 600psig 和 68°F 提供的、组成通常为 1% N_2 、0.9% CO_2 、92.35% C_1 、4.25% C_2 、0.95% C_3 、0.20% iC_4 、0.25% nC_4 和 0.1% C_5 的 2 BSCFD 的典型原料气流速)，其通过管路 8 和 9 和 JT 阀 104 送到脱甲烷塔 110 的上部。蒸汽流 7 经由膨胀器 105 膨胀，结果从管路 12 产生的双相混合物在分离器 106 中被分离。超过 80%的原料气在分离器 106 中被闪蒸出为流 13。分离的液体 14 通过管路 15 被泵 107 抽到通常在 28.15 kgf/cm^2 (400psia) 下工作的脱甲烷塔。脱甲烷塔产生部分地耗尽乙烷的残余气 18，和含乙烷及其它成分的液化天然气产物 23。侧边再沸器 111 用于(通过管路 25-30)从液化天然气中除去甲烷成分，同时为原料气 3 提供冷却源。脱甲烷塔的喷顶蒸汽流 18 通常在 -129°F 与来自分离器 106 的闪蒸气流 13 结合并送至进料换热器 101 进行原料气冷却(借助外部乙烷和丙烷制冷剂经管路 44 和 45 进行补充冷却)。

不幸的是，这种工艺一般只能达到 60%的乙烷回收和 94%的丙烷回收。对脱甲烷塔压力的进一步降低只能使回收得到最低限度的提高，而这一点由于其较高的残余压缩费用通常也不被认为是合理的。而且

在这种条件下，脱甲烷塔的运行会接近 CO_2 的冷冻温度。

另一种已知的用于乙烷回收的构造是如现有技术图 2 所示的气体过冷工艺，该工艺通常使用 2 座塔、1 个吸收器和 1 个脱甲烷塔和 1 个用于提高液化天然气回收的精馏器换热器。在一般的设计中，原料气在进料换热器 101 中被残余气 38、侧边再沸器流 25 和流 27 提供的制冷、丙烷制冷 44 和乙烷制冷 45 冷却到 -85°F 。约 5% 的原料气在分离器 103 中被分离，产生 1100GPM 液体（原料气参数与上述参数相似或大致同样），所述液体的压力会进一步下降并被送到吸收器 108 的下部。来自分离器的蒸汽流 7 分成两股流，分别被送到精馏器换热器和膨胀器。大约总流量的 66% 经过膨胀器 105 膨胀并被送到吸收器 108 的中部，剩余的 34% 在精馏器换热器 109 内被吸收器喷顶蒸汽冷却到 -117°F 。从换热器 109 排出的液体压力下降到 $27.42 \text{ kgf/cm}^2 (390 \text{ psia})$ ，同时冷却到 -137°F ，并作为回流送到吸收器的顶部。该吸收器生成 -138°F 的残余气和 -118°F 的底部中间产物，其被泵 112 抽送并供给到脱甲烷塔 110 的顶部。脱甲烷塔生成流向吸收器底部的喷顶气 22 和含有乙烷及其它成分的液化天然气产物流 23。侧边再沸器用于从液化天然气中除去甲烷成分，同时为原料气提供冷却源。吸收器喷顶蒸汽流 18 通常在 -138°F 被用于在精馏器换热器 108 和进料换热器 101 中进行原料气冷却。

然而，这种构造的乙烷回收和丙烷回收经常被限制在 72% 和 94%。与以前所知的现有技术图 1 的构造相似，对脱甲烷塔压力的进一步降低只能对回收产生最低限度的好处，而这一点由于其较高的残余压缩要求通常也不被认为是正确的。

因而，虽然本领域已知各种各样的用于从液化天然气进行相对较高的乙烷回收的构造和方法，但它们全部或者几乎全部都有一种或多种缺点。因此仍然需要改进的具有较高乙烷回收的构造和方法，特别是在原料气的压力相对较低的情况。

发明内容

本发明针对液化天然气（NGL）设备，其中吸收器和脱甲烷塔的制冷负荷至少部分由冷却的低压原料气的液体部分膨胀和冷却的低压原料气蒸汽部分中一部分经涡轮膨胀的进一步膨胀提供。

本发明主题的一种情况是，液化天然气设备有分离器，其可接收

冷的却低压原料气并与吸收器和脱甲烷塔流体连接，其中吸收器和脱甲烷塔的制冷负荷至少部分由冷却的低压原料气的液体部分膨胀、冷却的低压原料气蒸汽部分的进一步涡轮膨胀、乙烷和丙烷制冷以及与残余气和塔侧再沸器的热量回收交换提供。

具体而言，本发明提供一种液化天然气设备，其包括：

被构造用于将低压原料气冷却以产生冷却的低压原料气的冷却器和被构造用于接收和冷却所述已冷却的低压原料气以产生已制冷的低压原料气的二次换热器；

被构造用于将已制冷的低压原料气分离成液体冷凝物和蒸汽流的分离器，和被构造用于减少液体冷凝物的压力的第一减压装置，以形成冷却的膨胀液流，其中，二次换热器还被构造成用于从冷却的膨胀液流向冷却的低压原料气提供制冷，由此形成已制冷的低压原料气；

一精馏器换热器，其被构造成用于冷却蒸汽流的至少一部分以便形成排出的液流，和第二减压装置，该第二减压装置被构造用于减少排出的液流的压力以形成吸收器回流，和被构造成用于接收吸收器回流的吸收器，

其中，吸收器还被构造成用于产生吸收器塔顶蒸汽流，其中精馏器换热器和冷却器还被构造成用于使用吸收器塔顶蒸汽流的制冷容量，并且其中吸收器还被构造成用于产生吸收器底部产物流，其用于使用作为回流的被供应到脱甲烷塔之中的原料。

所预期的是，在这样设想的设备中，冷却的低压原料气被用冷却的低压原料气的膨胀液体部分作制冷剂的冷却器冷却。此外，优选的是吸收器产生吸收器底部产物，其作为冷贫回流被泵抽送和供给到脱甲烷塔。这种构造还有的情况是，分离器可分离冷却的低压原料气的蒸汽部分，并且蒸汽部分的第一部分被进一步冷却并被导入吸收器，同时蒸汽部分的第二部分在涡轮膨胀机内膨胀和冷却。

本发明主题的另一情况是，液化天然气设备可包括用于将冷却的低压原料气分离成液体部分和蒸汽部分的分离器，其中液体部分在第一减压装置减压，从而为冷却低压原料气的第一冷却器提供制冷，以形成冷却的低压原料气，其中至少蒸汽部分的一部分在第二冷却器冷却并在作为吸收器贫回流进入吸收器前在第二减压装置减压，并且

其中吸收器产生可为第二冷却器提供制冷的吸收器塔顶馏出物，和其中吸收器产生被作为脱甲烷塔贫回流送进脱甲烷塔的吸收器底部产物。

特别是预期的低压原料气的压力约为 28.12 kgf/cm^2 (400psig) 到约 49.21 kgf/cm^2 (700psig)，低压原料气的一部分可以在许多热连接到脱甲烷塔的侧边再沸器内冷却。在优选的构造中，第一减压装置可以包括水轮机，第二减压装置可以包括焦耳-汤姆逊阀。

在还有的情况中，预期减压的液体部分被送入脱甲烷塔，和/或蒸汽部分的一部分在涡轮膨胀机内膨胀并被送入第二分离器，其可生成用作脱甲烷塔贫回流的液体和被送入吸收器的蒸汽。

本发明主题还有一种情况是，液化天然气设备可包括用于冷却低压原料气的初冷器和二次冷却器，和将冷却的低压原料气分离成液体部分和蒸汽部分的分离器。在这种构造中，第一减压装置降低液体部分的压力，并因而为第二冷却器提供制冷，第三冷却器至少冷却蒸汽部分的一部分，其中冷却的蒸汽部分在减压装置中膨胀，吸收器接收冷却和膨胀的蒸汽部分并产生为第三冷却器提供制冷的塔顶馏出物和用作脱甲烷塔回流的底部产物。

特别被预期的是，在所设想的构造中乙烷回收至少可达 85mol%，丙烷回收至少 99mol%，而且还进一步预期，第一和第二冷却器以及吸收器可以作为升级安装到现有的设备上。

本发明的各种目的、特点、情况和优点将从下面对本发明优选实施例的详细说明连同附图中更为显见，其中所附附图中相同的部件用相同的附图标记表示。

附图说明

图 1 是使用丙烷和乙烷制冷以及涡轮膨胀机的已知的液化天然气设备构造的现有技术示意图；

图 2 是使用过冷工艺、包括吸收器和脱甲烷塔的已知液化天然气设备构造的现有技术示意图；

图 3 是根据本发明主题的液化天然气设备构造示意图；

图 4 是图 3 所示的进料换热器 101 和 102 的热复合曲线；

图 5 是图 3 所示侧边再沸器 111 的热复合曲线。

具体实施方式

当前已知的液化天然气回收构造通常需要相对较高的原料气压力或者其中原料气压力相对较低的原料气压缩（特别是其中需要较高的乙烷和丙烷回收），以生成足够的至少部分由涡轮膨胀机提供的冷却。

从另一种观点考虑，当已知的液化天然气设备用相对低的原料气压力操作而没有预压缩时，由于通过膨胀器的膨胀率低，由涡轮膨胀提供的制冷会受限。在经涡轮膨胀机冷却不足的地方，可以由外部丙烷和/或乙烷制冷提供补充冷却。然而，即使使用了乙烷制冷，致冷剂温度通常还是被限制在 -85°F ，这通常又限制了乙烷的回收水平。因此，在一般的已知液化天然气设备低进料压力操作中，乙烷回收经常被限制在约60mol%-72mol%。

本发明人现在令人惊奇地发现，在使用一个或多个水轮机和附加换热器来由液体膨胀内部产生制冷的构造中，可在低原料气压力下达到较高的乙烷和丙烷回收。这里所用的术语“低压原料气”指的是约为或低于 77.33 kgf/cm^2 (1100psig)的压力，较为普遍的是在约 28.12 kgf/cm^2 (400psig)和 49.21 kgf/cm^2 (700psig)之间甚至更低的压力。同样，这里所用的术语“约”，当它与数值相连时，除非另有规定，指的是小于或等于该数值10%的绝对偏差。因而，例如术语“约10mol%”包括从9mol% (含9mol%)到11mol% (含11mol%)的范围。

这里还使用的并且是关于脱甲烷塔和吸收器的术语“上部”和“下部”应被理解为彼此相对的。例如来自脱甲烷塔或吸收器的“上部”部分的流的排出或增加指的是在比来自其“下部”区域的流排出的位置高的位置（当脱甲烷塔或吸收器工作时相对地面）进行排出或增加。考虑到另一方面，术语“上部”因而可以指脱甲烷塔或吸收器的上半部，而术语“下部”可以指脱甲烷塔或吸收器的下半部。同样，在用到术语“中部”的地方也可以理解脱甲烷塔或吸收器的“中部”部分是介于“上部”和“下部”部分之间。然而，在“上部”、“中部”、“下部”被用于指脱甲烷塔或吸收器的地方，不能理解成这种塔被这些术语严格地分成了3部分。

在具体的优选的构造中，换热器提供一部分原料气制冷负荷，并在涡轮膨胀之前冷凝多数乙烷成分。结果在脱甲烷塔内用于精馏器冷凝器的分离蒸汽是一种包括超过95%甲烷的贫气。这样，通过在脱甲烷塔顶部使用贫回流，甚至可以在低原料气压力下实现较高的乙烷回收。

在本发明主题的一个特别预期的情况中，且如图 3 所示，原料气流 1（以约 600psig 和 68°F 提供的 2 BSCFD 的流速；组成通常为 1% N₂、0.9% CO₂、92.35% C₁、4.25% C₂、0.95% C₃、0.20% iC₄、0.25% nC₄ 和 0.1% C₅₊）在原料气冷却器 112 中（被流 35）冷却为 54°F 的流 41，制冷由脱甲烷塔 110 中的再沸器负荷提供。流 41 分成 2 股流 2 和 3 进行进一步冷却。约 14% 被分成流 3，其被脱甲烷塔侧边再沸器系统 111 冷却到 -102°F。剩余部分构成的流 2 在冷却器 101 中被流 38（由精馏器换热器 109 排出）、丙烷制冷 44 和乙烷制冷 45 在 -75°F 冷却成流 6。为了特别有效地得到低原料气冷冻温度，需要封闭通路再沸器系统 111（通常包括 5 个含流 25-34 的侧边再沸器）。

二次换热器 102 进一步将流 6 制冷到 -108°F 的流 4，制冷由经水轮机 104 膨胀后的流 9 提供。流 4 与来自侧边再沸器系统 111 的侧边再沸器的流 24 结合，以在 -108°F 形成流 5。在这个点上，约 25% 的原料气体积冷凝，并且约 25% 的甲烷和 85% 的乙烷及其它成分冷凝为液相。分离器 103 从蒸汽中分离液体冷凝物。该液体冷凝物（流 8）的体积约为 6600GPM，其在水轮机 104 中减压生成轴马，同时该冷凝物从 -108°F 冷却到 -133°F。冷膨胀的液流 9 用于在二次换热器 102 中冷却原料气。来自换热器 102 的加热的液体（流 10）被送入脱甲烷塔的上部以便去除甲烷成分。

分离的蒸汽流 7 为包括超过 96% 甲烷的贫气，其被分成两股流。约有总流量的 60%（流 11）经膨胀器 105 膨胀成 345psia，在管路 12 生成的双相混合物在分离器 106 中被分离。来自分离器 106 的液流 14 经流 15 被泵抽送到脱甲烷塔 110 的顶部，同时来自分离器 106 的蒸汽流 13 与脱甲烷塔喷顶蒸汽 22 结合形成流 17 并被送到吸收器 108 的底部。总流量的剩余 40%（流 10）在精馏器换热器 109 中被吸收器喷顶蒸汽冷却到 -122°F。从换热器 109 排出的液流 36 经 JT 阀 115 压力下降至 23.90 kgf/cm² (340psia)，同时被冷却到 -140°F，并作为回流被送到吸收器的顶部。吸收器产生 -150°F 的残余气流 18 和 -145°F 的底部中间产物流 19，其被泵 112 泵送并经管路 20 和 21 供给到脱甲烷塔 110 的顶部。该脱甲烷塔产生被送到吸收器底部的喷顶气 22 和含有乙烷及其它成分的液化天然气产物流 23。侧边再沸器用于从液化天然气中去除甲烷成分，同时为原料气提供冷却源。通常在 -150°F 的吸收器喷顶蒸汽

流 18 用于精馏器换热器 109 和进料换热器 101 内（经流 18、28 和 39，在膨胀器压缩机 105 和残余气压缩机 120 内再压缩和经管路 40、42 和 43 离开设备之前）的原料气冷却。

与传统的气体过冷工艺相比，这种构造已经被计算（未示出数据）为将乙烷回收从 72% 提高到 94%，丙烷回收从 94% 提高到 99%。虽然不希望被任何具体的理论或假设所束缚，但是可以预期，在对乙烷和丙烷回收进行大的改进方面至少有部分能被归结为在二次换热器 102 中进行深度冷却，其可分离大多数乙烷成分并提供一种非常贫乏的气体（即至少含 95mol% 的甲烷），用于在精馏器换热器内的回流。另一个起作用的因素可以由来自脱甲烷塔的多个侧边再沸器提供的高效冷却系统提供，其可将原料气冷却到非常低的温度。

进料换热器（这里为换热器 101 和 102）的热复合曲线见图 4，侧边再沸器的热复合曲线见图 5。如这些曲线所示，在导致高效工艺的系统内设计了接近的温度逼近。

关于原料气应该认识到，根据本发明主题的构造并不限于具体的原料气组成和压力，原料气的组成和压力可以充分变化。不过，通常预期的是，合适的原料气具体包括液化天然气，特别是那些压力介于约 7.03 kgf/cm^2 (100psig) 到约 77.33 kgf/cm^2 (1100psig) 之间、更典型的介于约 21.09 kgf/cm^2 (300psig) 到约 70.3 kgf/cm^2 (1000psig) 之间和更典型的介于约 28.12 kgf/cm^2 (400psig) 到约 49.21 kgf/cm^2 (700psig) 之间的液化天然气。而且通常优选的是原料气至少部分采用分子筛和/或甘醇脱水进行脱水。

原料气的冷却最好采用至少部分由脱甲烷塔再沸器提供的制冷负荷实现，由再沸器系统提供第一部分原料气的进一步冷却，由原料气冷却器提供第二部分原料气的进一步冷却。虽然侧边再沸器通常冷却约 5-30% 体积之间的原料气和原料气冷却器通常冷却约 70-95% 体积之间的原料气，但应该认识到，准确的比例可能会有变化，而且通常取决于（在其它参数中）原料气的组成、原料气的压力和原料气在第一次冷却步骤之后的温度。当然应该认识到，第一原料气冷却器（101）可以接收内部或外部乙烷和/或丙烷制冷剂 and/或进一步接收由吸收器塔顶馏出物（残余气）提供的制冷剂。

二次换热器提供得自冷却的原料气的液体部分减压的冷却。因而，

应该认识到冷却负荷至少部分取决于通过第一减压装置的压差。这样，一般优选的是第一减压装置的压差至少在约 10.55 kgf/cm^2 (150psig) 和约 28.12 kgf/cm^2 (400psig) 之间，更优选的是在约 14.06 kgf/cm^2 (200psig) 和约 21.09 kgf/cm^2 (300psig) 之间。虽然通常预期可以使用许多减压装置进行减压，但一般优选的是减压装置包括水轮机，其可做功（例如发电），以回收至少一些膨胀能。然而，合适时，可选择的减压装置也可能适用，并且它包括 JT 阀或膨胀箱。因而，液体部分的温降特别依赖于压差和减压装置，它通常在约-14 华氏温度和约-40 华氏温度之间，最通常的是在约-19 华氏温度和约-29 华氏温度之间。

应该特别认识到的是，在这种构造中，在原料气体积的约 15% 和约 35% 之间，最通常的是约 25% 的体积在二次原料气冷却器后冷凝，其中液相通常包括约 25% 的甲烷和约 85% 的乙烷和较重的成分。这样，冷却的原料气的蒸汽部分通常包括至少 85%、较通常的是至少 90%、最通常的是至少 96% 的甲烷，其可以有利地用作吸收器的冷却和贫回流。贫回流的典型成分一般包括仅约 13% 的乙烷和较高成分，更通常的是仅约 8% 的乙烷和较高成分，最通常的是仅约 2% 的乙烷和较高成分。

在这种构造中，特别优选的是，从分离器来的蒸汽部分的第一部分（通常在约 30% 和 50% 之间，最通常的是约 40%）在精馏器换热器中冷却，并在进入吸收器之前进一步经第二减压装置冷却（精馏器换热器可经吸收器塔顶馏出物提供冷却）。与上述第一减压装置相似，第二减压装置的性质可以改变。然而，通常优选的是，第二减压装置是 JT 阀或涡轮。还可预期的是，来自分离器的蒸汽部分的第二部分在涡轮膨胀机中膨胀，其中膨胀能可以有利地用于残余气的再压缩。在涡轮膨胀机内膨胀之后，部分冷凝的蒸汽部分在分离器中进一步分离，并且贫汽相被送入吸收器，同时液相与吸收器底部产物结合并被送入脱甲烷塔顶部。

因而，应该认识到，在这种构造中，脱甲烷塔可以在相对高的压力下操作，并可充分改善乙烷回收，并预期典型的脱甲烷塔压力在约 17.57 kgf/cm^2 (250psig) 和约 31.64 kgf/cm^2 (450psig) 之间，更通常的是在约 22.50 kgf/cm^2 (320psig) 和约 28.12 kgf/cm^2 (400psig) 之间。此外，由于脱甲烷塔相对高的操作压力，即使不能完全避免，也能减少与二

氧化碳凝固相关的潜在问题。在特别优选的构造中，紧密整合的脱甲烷塔侧边再沸器系统通常至少有 3 个侧边再沸器作为高效的加热和冷却系统，其可以将原料气的一部分冷却到非常低的温度。

因此，液化天然气设备可以包括将冷却的低压原料气分离成液体部分和蒸汽部分的分离器，其中液体部分在第一减压装置减压，并因而为冷却低压原料气的第一冷却器提供制冷，以形成冷却的低压原料气；其中至少蒸汽部分的一部分在第二冷却器冷却，并在作为贫吸收器回流进入吸收器前在第二减压装置减压；和其中吸收器产生为第二冷却器提供制冷的吸收器塔顶馏出物，和其中吸收器产生作为贫脱甲烷塔回流被送入脱甲烷塔的吸收器底部产物。

在这种构造中，特别优选的是低压原料气的压力约为 28.12 kgf/cm^2 (400psig) 到约 49.21 kgf/cm^2 (700psig)，并且低压原料气的一部分在许多热连接到脱甲烷塔的侧边再沸器内冷却。至于第一减压装置，通常预期的是，用水轮机减压（和做功），第二减压装置包括提供有效冷却的焦耳-汤姆逊阀。还应该认识到的是，在这种构造中，被减压的液体部分被送入脱甲烷塔，并且至少蒸汽部分的一部分在涡轮膨胀机中膨胀，并被送入第二分离器，该分离器生成被用作贫脱甲烷塔回流的液体和被送入吸收器的蒸汽。

从另一个方面考虑，预期的液化天然气设备可包括冷却低压原料气的初冷器和二次冷却器，以及将冷却的低压原料气分离成液体部分和蒸汽部分的分离器。在这种构造中，第一减压装置对液体部分减压，并因而为二次冷却器提供制冷，第三冷却器冷却蒸汽部分的至少一部分，其中冷却的蒸汽部分在减压装置中膨胀。吸收器接收冷却和膨胀的蒸汽部分并产生为第三冷却器提供制冷的塔顶馏出物和作为贫回流被送入脱甲烷塔的底部产物。如上已经讨论的那样，在原料气为低压原料气，特别是压力小于约 77.33 kgf/cm^2 (1100psig)，较典型的是压力介于约 28.12 kgf/cm^2 (400psig) 和 49.21 kgf/cm^2 (700psig) 之间时，这种构造使得它们本身特别有用。至于减压装置，众多侧边再沸器和涡轮膨胀机，应用与上述所讨论的相同考虑。此外，应该认识到，初冷器可以用外部乙烷和/或外部丙烷作为补充制冷剂，并且与上述构造相似，吸收器塔顶馏出物可以作为冷却贫吸收器回流的换热器的制冷剂。

再从另一个方面考虑，液化天然气设备可以包括接收冷却的低压原料气并与吸收器和脱甲烷塔流体连接的分离器，其中吸收器和脱甲烷塔的制冷负荷至少部分由冷却的低压原料气的液体部分的膨胀和使用不同于涡轮膨胀机的设备（不过也可包括涡轮膨胀机）的蒸汽部分的膨胀提供。在这种构造中，特别优选的是冷却的低压原料气被使用冷却的低压原料气的膨胀的液体部分作制冷剂的冷却器冷却。而且通常优选的是，吸收器产生作为贫回流被送入脱甲烷塔的吸收器底部产物。这种构造中的分离器从冷却的低压原料气中分离蒸汽部分，其中蒸汽部分的第一部分被冷却并引入吸收器，和/或其中蒸汽部分的第二部分在涡轮膨胀机中膨胀并冷却。

因而，应该认识到，在所设想的系统和构造中，乙烷回收在处理低压原料气时通常会高于 85%，并且这种系统和构造特别适于对现有设备进行改装，以提高生产能力和增加液化天然气回收。特别应该被认识到的是，生产能力的提高和液化天然气回收的增加并不需要再运行膨胀器，因为原料气的一部分可从膨胀器旁边通过到达用来产生向脱甲烷塔回流的液体的精馏器换热器。在这一点上，可以再利用现有设备中的大多数装置而无需进行大规模的改装，本发明人预期，改进回收需要增添几台装置，但在许多情况下，液化天然气回收的增加可在不到 3 年的时间内偿清安装费用。

这样就已披露了低压液化天然气设备构造的特别的实施例和应用。然而，应该显而易见的是，对本领域的普通技术人员来说，除了那些已经描述的以外，在不脱离这里所述的本发明构想的情况下还可能有更多的改进。因而，除了在所附权利要求书的精神内以外，本发明的主题并不受约束。此外，在解释说明书和权利要求书时，所有术语应与上下文一致按最宽泛的方式理解。特别是术语“包括”和“包括……的”应解释成以非排他方式指元件、部件或步骤，表示参考元件、部件或步骤可能存在，或可利用，或与没有特别引用的其它元件、部件或步骤结合。

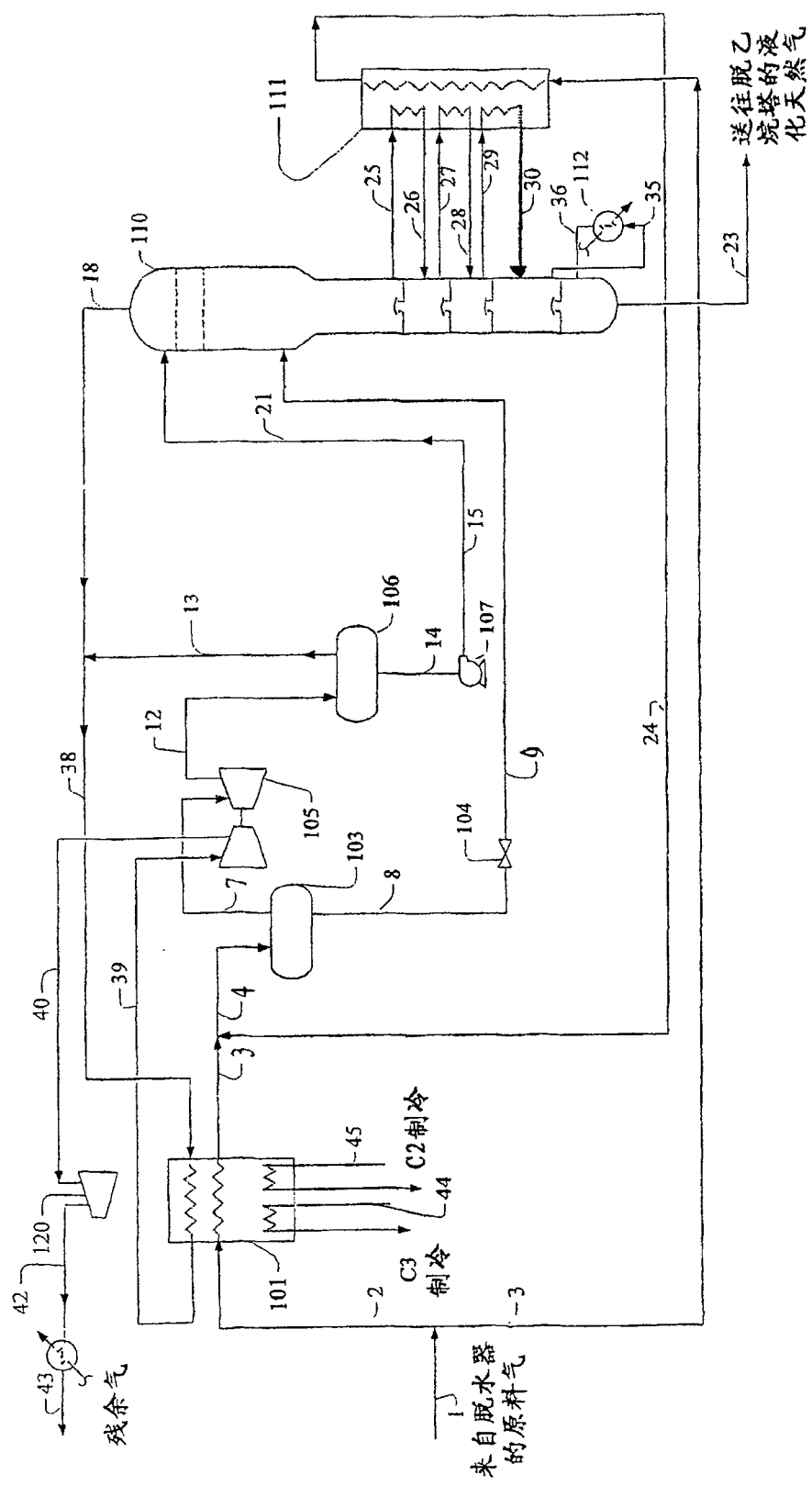


图 1
现有技术

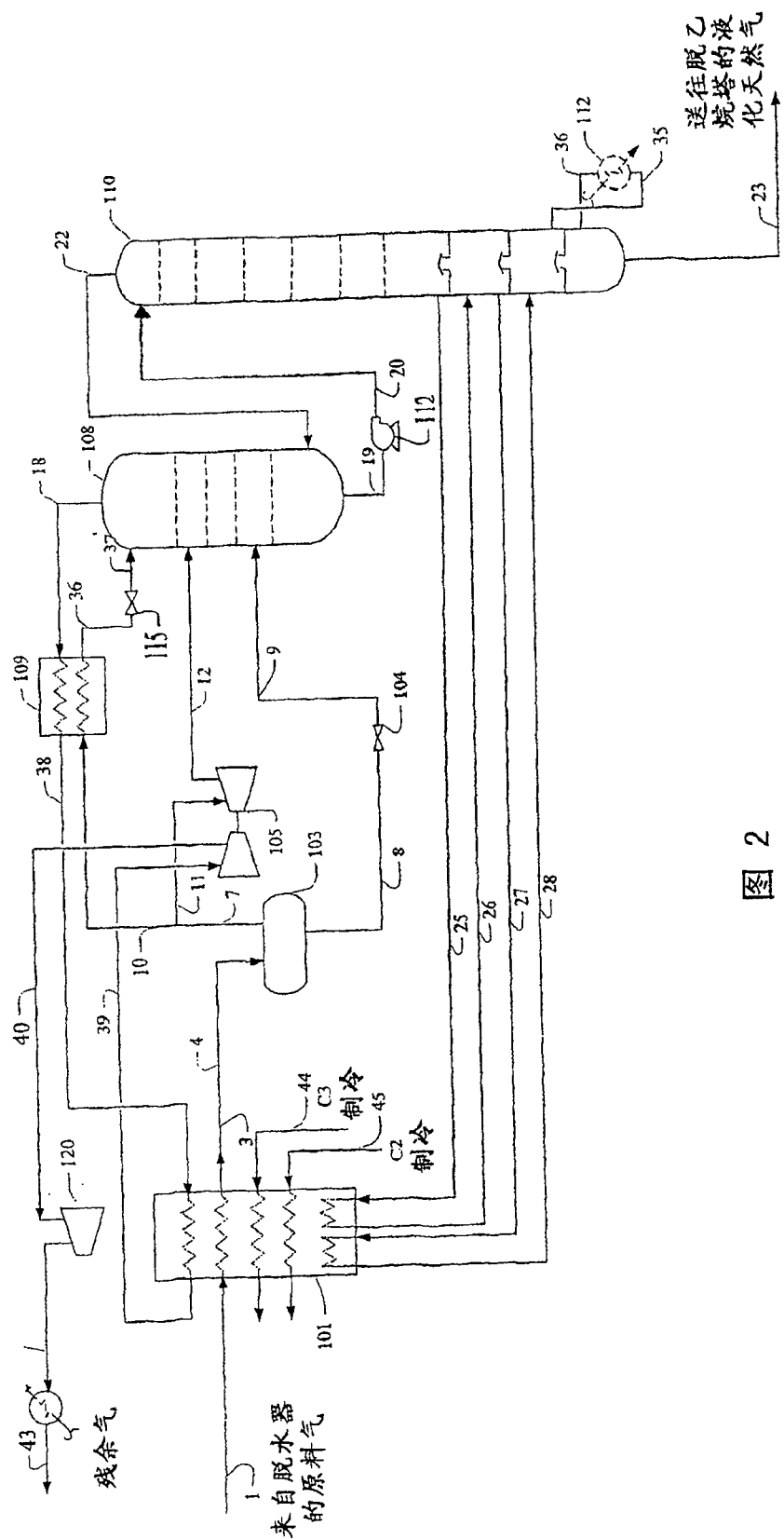


图 2
现有技术

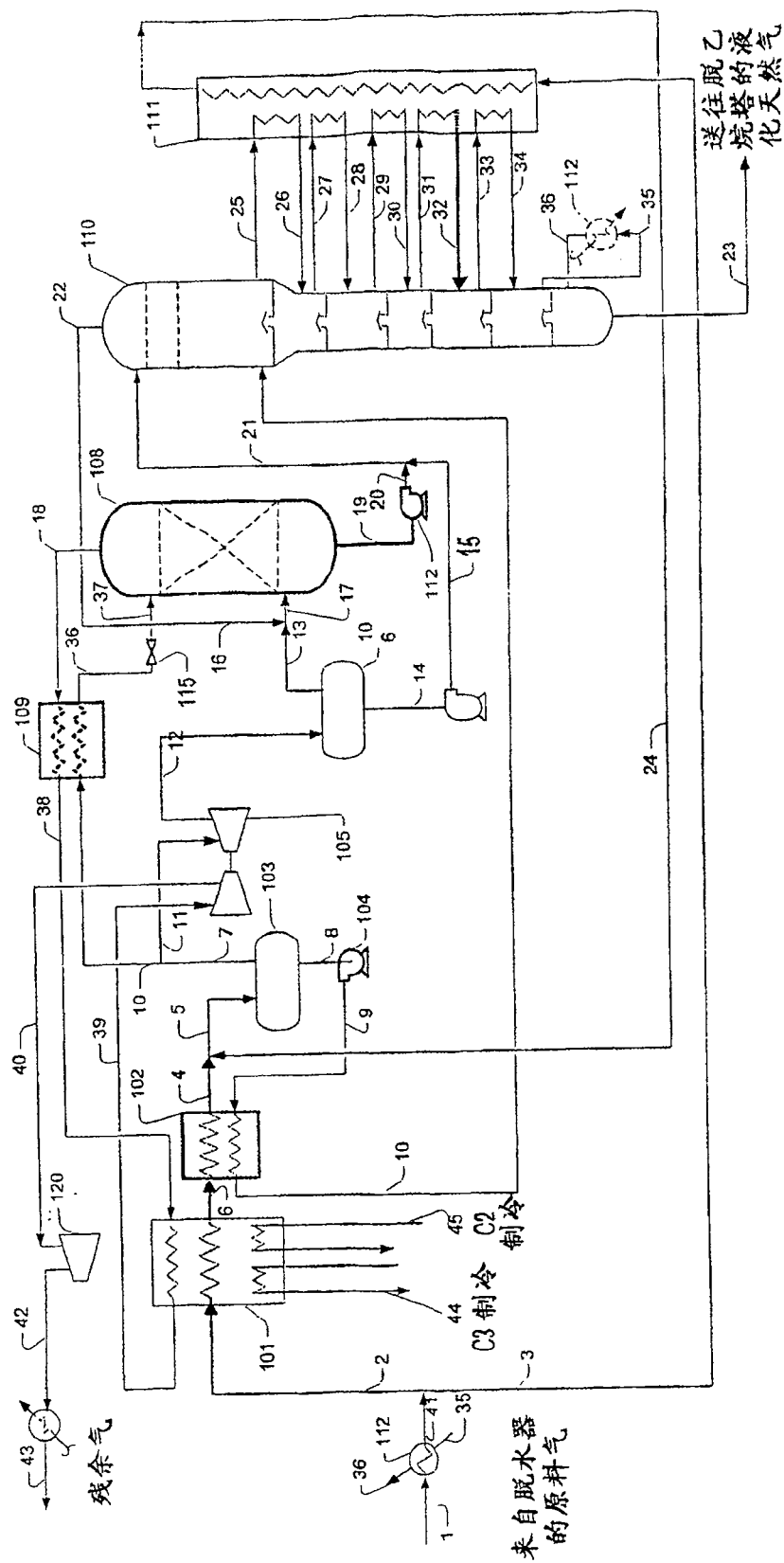


图 3

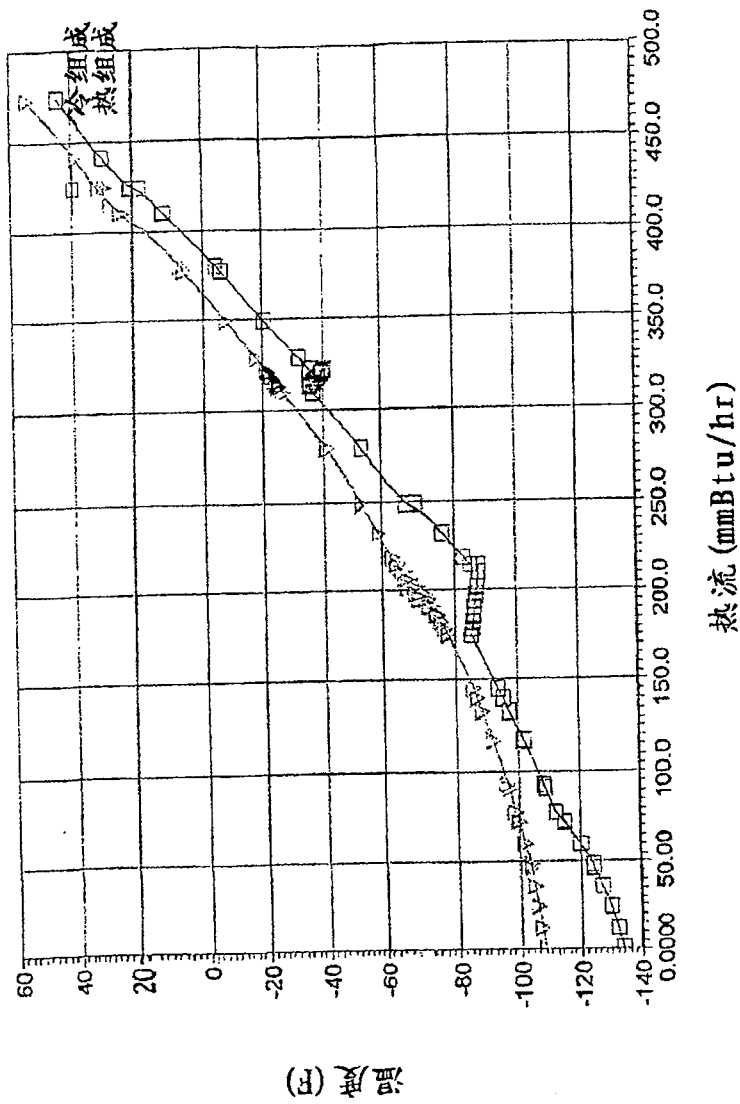


图 4

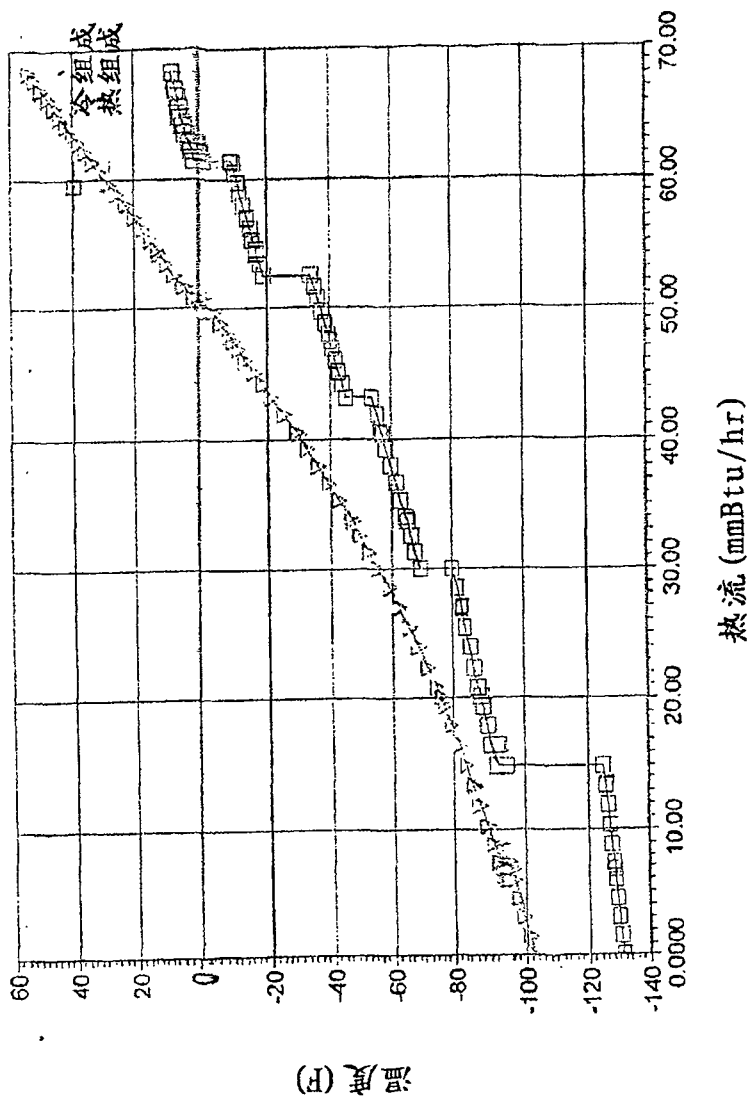


图 5