

[19] 中华人民共和国国家知识产权局

[51] Int. Cl.

F25J 3/02 (2006.01)



[12] 发明专利说明书

专利号 ZL 01820450.3

[45] 授权公告日 2008 年 5 月 21 日

[11] 授权公告号 CN 100389295C

[22] 申请日 2001.12.13 [21] 申请号 01820450.3

[30] 优先权

[32] 2000.12.13 [33] FR [31] 00/16238

[86] 国际申请 PCT/FR2001/003982 2001.12.13

[87] 国际公布 WO2002/048627 法 2002.6.20

[85] 进入国家阶段日期 2003.6.12

[73] 专利权人 泰克尼普法国公司

地址 法国库伯瓦

[72] 发明人 亨利·帕拉多斯基

[56] 参考文献

US4278457A 1981.7.14

US4702819A 1987.10.27

US4155729A 1979.5.22

US5568737A 1996.10.29

US5602293A 1997.2.11

US5566554A 1996.10.22

审查员 刘淑静

[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

代理人 黄必青

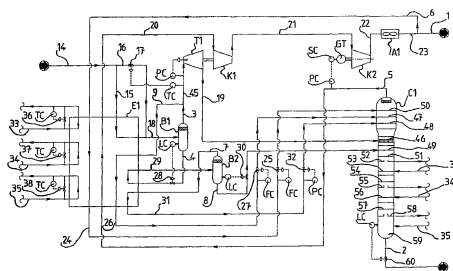
权利要求书 4 页 说明书 17 页 附图 2 页

[54] 发明名称

通过蒸馏对含甲烷的气体混合物进行分离的
工艺和设备、以及分离所得的气体

[57] 摘要

本发明涉及一种用于对气态混合物进行分离的方法和装置，并涉及由所述装置制得的气体。本发明涉及一种利用一第一分离器(B1)对加压天然气中的组分执行深冷分离的方法和装置，在本发明中，各相组分在一蒸馏塔(C1)中被分离开。从蒸馏塔(C1)的顶部排出的气态馏分(5)被回注到蒸馏塔的最后一级塔段中。该方法还包括步骤：从第一分离器排出的第一顶部馏分(3)中分流出一流(9)。另外，本发明还包括在一第二分离器(B2)中对第一分离器(B1)排出的第一基础馏分(4)进行分离的步骤。本发明还涉及其它的实施例。



1. 用于对受到压力作用的冷却后混合物进行分离的方法，所述混合物中含有甲烷、二碳烃以及高级烃，所述方法将所述混合物分离成一种轻质最终馏分（1）和一种重质最终馏分（2），所述轻质馏分中富含甲烷，而所述重质馏分中则富含二碳烃和高级烃，

所述方法包括：一第一步骤（I），在该步骤中，

（Ia）在一第一罐体（B1）中将冷却后的所述加压混合物分离成一种相对较易挥发的第一顶部馏分（3）、与一种挥发性相对较差的第一底部馏分（4），

（Ib）将第一底部馏分（4）引流到一蒸馏塔（C1）的中间部分中，

（Ic）在所述蒸馏塔的下部中收集富含二碳烃和高级烃的重质最终馏分（2），该馏分作为第二底部馏分（2），

（Id）将在一透平机（T1）中发生膨胀后的第一顶部馏分（3）引流到所述蒸馏塔的上部中，

（Ie）收集位于所述蒸馏塔上部中的、富含甲烷的第二顶部馏分（5），

（If）对所述第二顶部馏分（5）进行加热、压缩和冷却，以获得轻质的最终馏分（1），

（Ig）从所述轻质的最终馏分（1）中分流出—第一分流馏分（6）；

所述方法还包括一第二步骤（II），在该步骤中，

（IIa）所述第一分流馏分（6）在被冷却和液化后，被引流到所述蒸馏塔的上部中，

其特征在于：还包括一第三步骤（III），在该步骤中，

（IIIa）第一底部馏分（4）经历多个子步骤，这些子步骤包括：对其加热、使其流经一第二罐体（B2）、以及将其分离成一第三顶部馏分（7）与一第三底部馏分（8），其中的第三顶部馏分（7）较易挥发，而第三底部馏分（8）的挥发性则较差；

（IIIb）第三底部馏分（8）被引入到所述蒸馏塔的中间部分中；

（IIIc）第三顶部馏分（7）在被冷却和液化后，被引流到所述蒸馏

塔的上部中;

(III d) 从第一顶部馏分(3)中分流出—第二分流馏分(9); 所述第二分流馏分(9)在被冷却和液化之后, 被引入到所述蒸馏塔的上部中;

(III e) 所述蒸馏塔的下部包括多级塔段, 这些塔段成对地与一支线重沸器或多个支线重沸器进行连接。

2. 根据权利要求1所述的方法, 其特征在于: 所述第二分流馏分(9)被冷却, 并部分地发生凝结, 然后, 在一第三罐体(B3)中将其分离成一种第四顶部馏分(10)和一种第四底部馏分(11), 所述第四顶部馏分(10)的挥发性较强, 其经过冷却、液化后被引流到所述蒸馏塔的上部中, 所述第四底部馏分(11)的挥发性较差, 其被加热后在一第四罐体(B4)内被分离成一种挥发性较强的第五顶部馏分(12)和一种挥发性较差的第五底部馏分(13), 其中的所述第五顶部馏分(12)在经过冷却后被引流到所述蒸馏塔的上部中, 所述第五底部馏分(13)在经过加温之后被送回到所述第二罐体中。

3. 根据权利要求1所述的方法, 其特征在于: 为了能获得所述轻质最终馏分(1), 所述第二顶部馏分(5)在从所述蒸馏塔中排出之后, 依次经过一系列处理, 这些处理过程为: 加热、在一与所述透平机(T1)相联接的第一压缩机(K1)中的第一次压缩、在一第二压缩机(K2)中的第二次压缩、以及冷却。

4. 根据权利要求2所述的方法, 其特征在于: 所述蒸馏塔的上部包括至少两级相继的塔段, 其中的第一塔段是位于最下方的塔段, 所述第五顶部馏分(12)被引流到该第一塔段的上方。

5. 根据权利要求2所述的方法, 其特征在于: 所述蒸馏塔的上部包括至少三级相继的塔段, 以最下方的那级塔段作为第一塔段, 且所述第四顶部馏分(10)被引流到第二塔段的上方。

6. 根据权利要求1所述的方法, 其特征在于: 所述蒸馏塔的上部包括至少两级相继的塔段, 以最下方的那级塔段作为第一塔段, 且所述第二分流馏分(9)被引流到第一塔段的上方。

7. 根据权利要求1至6中任一项所述的方法,其特征在于:所述蒸馏塔的上部包括至少三级相继的塔段,以最下方的那级塔段作为第一塔段,所述第一分流馏分(6)在进入该蒸馏塔中之后,被引流到最后一级塔段的下部,且所述第三顶部馏分(7)被引流到最后一级塔段的下方。

8. 根据权利要求4至6中任一项所述的方法,其特征在于:将所述第三顶部馏分(7)引流到所述蒸馏塔上部的第一塔段处。

9. 根据权利要求1至6中任一项所述的方法,其特征在于:所述蒸馏塔的中间部分包括至少二级相继的塔段,以其中最下方的那级塔段作为第一塔段,所述第三底部馏分(8)在所述蒸馏塔中至少被引流到第一塔段处;且所述第一顶部馏分(3)被引流到第一塔段的上方。

10. 用于对受到压力作用的冷却后混合物进行分离的设备,该混合物中含有甲烷、二碳烃和高级烃,所述分离设备将该混合物分离成一种富含甲烷的轻质最终馏分(1)、以及一种富含二碳烃和高级烃的重质最终馏分(2),

该设备包括用来执行一第一步骤(I)的装置,在该第一步骤中,

(Ia) 在一第一罐体(B1)中将冷却后的所述加压混合物分离成一种相对较易挥发的第一顶部馏分(3)、与一种挥发性相对较差的第一底部馏分(4),

(Ib) 将第一底部馏分(4)引流到一蒸馏塔(C1)的中间部分中,

(Ic) 在所述蒸馏塔的下部中收集富含二碳烃和高级烃的重质最终馏分(2),该馏分作为第二底部馏分(2),

(Id) 将在一透平涡轮(T1)中发生膨胀后的第一顶部馏分(3)引流到所述蒸馏塔的上部中,

(Ie) 收集位于所述蒸馏塔上部中的、富含甲烷的第二顶部馏分(5),

(If) 对所述第二顶部馏分(5)进行加热、压缩和冷却,以获得轻质的最终馏分(1),

(Ig) 从所述轻质的最终馏分(1)中分流出一种第一分流馏分(6);所述设备还包括执行一第二步骤(II)的装置,在该第二步骤中,

(IIa) 所述第一分流馏分(6)在被冷却和液化后,被引流到所述

蒸馏塔的上部中，

所述设备的特征在于：其还包括执行一第三步骤（III）的装置，在该第三步骤中，

（IIIa）第一底部馏分（4）经历多个子步骤，这些子步骤包括：对其加热、使其流经一第二罐体（B2）、以及将其分离成一第三顶部馏分（7）与一第三底部馏分（8），其中的第三顶部馏分（7）较易挥发，而第三底部馏分（8）的挥发性则较差；

（IIIb）所述第三底部馏分（8）被引入到蒸馏塔的中间部分中；

（IIIc）所述第三顶部馏分（7）在被冷却和液化后，被引流到所述蒸馏塔的上部中；

（IIId）从第一顶部馏分（3）中分流出—第二分流馏分（9）；所述第二分流馏分（9）在被冷却和液化之后，被引入到所述蒸馏塔的上部中；

（IIIe）所述蒸馏塔的下部包括多级塔段，这些塔段成对地与一支线重沸器或多个支线重沸器进行连接。

11. 富含甲烷的气体，该气体利用根据权利要求 1 至 9 中任一项所述的方法而制得的。

12. 富含二碳烃和高级烃的液化气，该气体是利用根据权利要求 1 至 9 中任一项所述的方法而制得的。

通过蒸馏对含甲烷的气体混合物进行分离 的工艺和设备、以及分离所得的气体

技术领域

本发明根据其首要设计思想总体上涉及一种分离工艺，该分离工艺用于将天然气的各种组分分离成一第一气态馏分和一第二气态馏分，其中的第一气态馏分中富含甲烷，但基本上不含 C_2 和高级烃，而第二气态馏分中则富含 C_2 和高级烃，但基本上不含甲烷。

更具体来讲，根据其第一方面，本发明涉及一种工艺，用于对含有甲烷、 C_2 以及高级烃的、且受到压力作用的冷却后混合物进行分离，将其分离成一种轻质的最终馏分 and 一种重质的最终馏分，轻馏分中富含甲烷，而重馏分中则富含 C_2 和高级烃，所述方法包括：一第一步骤（I），在该步骤中，（Ia）在一第一罐体中将冷却后的加压混合物分离成一种相对较易挥发的第一顶部馏分、与一种挥发性相对较差的第一底部馏分，（Ib）将第一底部馏分引流到一蒸馏塔的中间部分中，（Ic）在蒸馏塔的下部中收集富含 C_2 和高级烃的重质最终馏分，该馏分作为第二底部馏分，（Id）将在一透平涡轮中发生膨胀之后的第一顶部馏分引流到蒸馏塔的上部中，（Ie）收集位于蒸馏塔上部中的、富含甲烷的第二顶部馏分，（If）对第二顶部馏分进行压缩和冷却，以获得轻质的最终馏分，（Ig）从轻质的最终馏分中分流出一种第一分流馏分；所述方法还包括一第二步骤（II），在该步骤中，（IIa）第一分流馏分在被冷却和液化后，被引流到蒸馏塔的上部中。

背景技术

现有技术中这样的工艺方法是公知的。例如，美国专利 US-5 881 569 中就公开了一种根据上述前序部分的工艺。

可利用多种现有工艺来提取出天然气中所含的乙烷，例如在美国专

利文件 US-4 140 504、US-4 157 904、US-4 171 964、US-4 278 547 中就描述了这样的工艺。尽管这些文件中所公开的工艺的确具有一定的有利之处，但在实际使用中，这些工艺所能达到的乙烷回收率最高也仅为 85% 左右。这些工艺要牵涉到液/气分离器、热交换器、膨胀器（通常为涡轮的形式）、压缩机、以及蒸馏塔。

近些年来，还出现了其它一些方法，例如在第 US-4 649 063、US-4 854 955、US-5 555 748、US-5 568 737 号美国专利中就公开了一些方法。尽管这些新近出现的方法能使乙烷和其它碳氢化合物的产出量达到非常令人满意的程度，但这些方法需要消耗相对较多的能量才能获得富含甲烷或 C_2 和高级烃的馏分。

发明内容

在此前提下，本发明致力于这样的目的：与现有技术中的工艺相比，降低在制取富含甲烷或 C_2 和高级烃的馏分的过程中所消耗的能量，同时还能保持非常高的提取产出量。

为此目的，本发明的工艺在上述前序部分所限定的一般特性的基础上，还另加了其它的实质特征，该工艺的特征在于其还包括一第三步骤，在该步骤中，第一底部馏分经历多个子步骤，这些子步骤包括：对其加热、使其流经一第二罐体、以及将其分离成一第三顶部馏分与一第三底部馏分，其中的第三顶部馏分较易挥发，而第三底部馏分的挥发性则较差；在第三步骤中，第三底部馏分被引入到蒸馏塔的中间部分中；且在第三步骤中，第三顶部馏分在被冷却和液化后，被引流到蒸馏塔的上部中。

第 US-5 566 554 号美国专利所公开的另一种工艺采用了两个液—气分离器，在其中第一分离器的底部汇集了一种液态馏分，其在受到加热之后被引流到一第二分离器中。这一技术尤其能提高从底部馏分中提取其所含甲烷的提取量，其中的底部馏分是从第一分离器排出的，该方法首先是在一换热器中利用该底部馏分的膨胀来对进入到设备中、即将进行处理的天然气流进行冷却。

但是，由于利用这种技术所产生的回流量很小，而该回流中乙烷含

量却较高，所以该技术并不能使乙烷的提取量达到很高的水平。

本发明通过采用两个措施而解决了这些问题。

首先，本发明采取了这样的措施：从蒸馏塔顶部产生的、富含甲烷的馏分中分流出的一部分，这部分馏分在经过压缩和冷却后被引流到蒸馏塔的下一级中。这样就可以获得足够量的回流，由于回流中 C_2 的含量很低—例如小于 0.1 mol%，所以该回流的质量非常好。

第二，本发明采取了这样的措施：对从第一分离器中排出、尚未在涡轮中发生膨胀之前的第一顶部馏分进行分流，并将分流部分送到蒸馏塔中。该第二分流馏分在被引流到蒸馏塔中之前，先要经过冷却和液化。按照这样方式进行处理就可以限制执行再循环的、且已被液化的上述气体的量，并降低相关的压缩成本。

本发明还可这样来进行设计：从第一顶部馏分中分流出一种第二分流馏分，这种第二分流馏分在被冷却和液化之后，被引入到蒸馏塔的上部中。

按照一种可实施本发明工艺的方法，第二分流馏分被冷却，并部分地发生凝结，然后，在一第三罐体中将其分离成一种第四顶部馏分 and 一种第四底部馏分，第四顶部馏分的挥发性较强，其经过冷却、液化后被引流到蒸馏塔的上部中，第四底部馏分的挥发性较差，其被加热后，在一第四罐体内被分离成一种挥发性较强的第五顶部馏分和一种挥发性较差的第五底部馏分，其中的第五顶部馏分在经过冷却、液化后被引流到蒸馏塔的上部中，第五底部馏分在经过加温之后被送回到第二罐体中。

本发明还可采用这样的措施：蒸馏塔的下部包括多级塔段，这些塔段成对地与一个支线重沸器或多个支线重沸器进行连接。

本发明还可采用的措施是：为了能获得所述的轻质最终馏分，第二顶部馏分在从蒸馏塔中排出之后，依次经过一系列处理，这些处理过程为：加热、在一与膨胀透平机相联接的第一压缩机中的第一次压缩、在一第二涡轮中的第二次压缩、以及冷却。

本发明还可采用这样的措施：蒸馏塔的上部包括至少两级相继的塔段，其中的第一塔段是位于最下方的塔段，第五顶部馏分被引流到第一

塔段的上方。

本发明还可采用这样的措施：蒸馏塔的上部包括至少三级相继的塔段，以最下方的那级塔段作为第一塔段，且第五顶部馏分被引流到第二塔段的上方。

本发明还可采用这样的措施：蒸馏塔的上部包括至少两级相继的塔段，以最下方的那级塔段作为第一塔段，且第二分流馏分被引流到第一塔段的上方。

本发明还可采用这样的措施：蒸馏塔的上部包括至少三级相继的塔段，以最下方的那级塔段作为第一塔段，第一分流馏分在进入该蒸馏塔中之后，被引流到最后一级塔段的下部，且第三顶部馏分被引流到最后一级塔段的下方。

最后，本发明还可包括措施：将第三顶部馏分引流到蒸馏塔上部的第一塔段处。

本发明还可采用的措施为：蒸馏塔的中间部分包括至少三级相继的塔段，以最下方的那级塔段作为第一塔段，第三底部馏分在该蒸馏塔中至少被引流到第一塔段处，且第一顶部馏分被引流到第一塔段的上方。

根据本发明的第二方面，本发明涉及一种富含甲烷的气体 and 一种富含 C_2 和高级烃的液化气，这两种气体是通过本发明的工艺而制得的。

根据本发明的第三方面，本发明涉及一种用于对冷却后的加压混合物进行分离的设备，其中的混合物中含有甲烷、 C_2 和高级烃，分离设备将该混合物分离成一种富含甲烷的轻质最终馏分、以及一种富含 C_2 和高级烃的重质最终馏分，该设备包括用来执行一第一步骤 (I) 的装置，在该第一步骤中，(Ia) 在一第一罐体中将冷却后的加压混合物分离成一种相对较易挥发的第一顶部馏分、和一种挥发性相对较差的第一底部馏分，(Ib) 将第一底部馏分引流到一蒸馏塔的中间部分中，(Ic) 在蒸馏塔的下部中收集富含 C_2 和高级烃的重质最终馏分，该馏分作为第二底部馏分，(Id) 将在一透平涡轮中发生膨胀之后的第一顶部馏分引流到蒸馏塔的上部中，(Ie) 收集位于蒸馏塔上部中的、且富含甲烷的第二顶部馏分，(If) 对第二顶部馏分进行压缩和冷却，以获得轻质的最终

馏分，(Ig)从轻质的最终馏分中分流出一种第一分流馏分；所述设备还包括执行一第二步骤(II)的装置，在该第二步骤中，(IIa)第一分流馏分在被冷却和液化后，被引流到蒸馏塔的上部中；设备还包括执行一第三步骤(III)的装置，在该第三步骤中，(IIIa)第一底部馏分经历多个子步骤，这些子步骤包括：对其加热、使其流经一第二罐体、以及将其分离成一第三顶部馏分与一第三底部馏分，其中的第三顶部馏分较易挥发，而第三底部馏分的挥发性则较差；在第三步骤中，(IIIb)第三底部馏分被引入到蒸馏塔的中间部分中；且在第三步骤中，(IIIc)第三顶部馏分在被冷却和液化后，被引流到蒸馏塔的上部中。

附图说明

通过阅读下文参照示意性附图所作的描述，可对本发明有更为清楚的认识，并能更清楚地领会本发明其它的目的、特征、细节内容以及优点，其中的附图只是作为非限定性的实施例，在附图中：

图1是一个示意性的原理图，表示了根据本发明一可行实施例的设备的工作流程；以及

图2是一个示意性的原理图，表示了根据本发明另一可行实施例的设备的工作流程。

具体实施方式

下列的这些标号在两个附图中均有具体的出现：FC—代表流量控制器；GT—代表燃气涡轮；LC—指代液位控制器；PC—指代压力控制器；SC—代表速度控制器；以及TC—指代温度控制器。

为了能使图面清楚简明，图1、图2中设备所采用的管线将用与其内流动的气态馏分相同的数字标号进行标注。

参见图1，图中所示的设备被用来对干式天然气进行处理，具体的目的为：在一方面，从该天然气中分离出一种主要是由甲烷组成的馏分，其基本上不含任何C₂和高级烃；在另一方面，分离出一种主要含C₂和高级烃的馏分，该馏分基本上不含任何甲烷。

干天然气14首先被分成一种馏分15和另一种馏分16，馏分15被

送入到一个热交换器 E1 中进行冷却,而馏分 16 则被输送到一条管线中。利用控制阀 17 对馏分 16 的流动进行控制,控制阀 17 的开度随一馏分 45 的温度变化而变化。在离开换热器 E1 之后,馏分 15 与馏分 16 混合到一起,而形成冷却后的馏分 18。馏分 18 然后被引流到一液/气分离罐 B1 中,在该分离罐中,馏分 18 被分离成一种挥发性较好的第一顶部馏分 3 和一种挥发性较差的底部馏分 4。

将第一顶部馏分 3 在一透平膨胀机 T1 中进行膨胀,以便于将膨胀后的馏分 19 引流到一蒸馏塔 C1 的中间部分中。然后,一方面,在蒸馏塔 C1 的下部中汇集了富含 C₂ 和高级烃的重质最终馏分 2,该馏分作为第二底部馏分 2。该重质最终馏分 2 被输送到带有开度控制阀 60 的管线中,控制阀 60 的开度取决于蒸馏塔 C1 底部中所容纳液体的液位。在另一方面,在蒸馏塔 C1 的上部汇集了富含甲烷的第二顶部馏分 5。然后,在换热器 E1 中对该第二顶部馏分 5 进行加温,从而能输出加温后的馏分 20,之后,该馏分 20 在与涡轮 T1 相联的一第一压缩机 K1 中受到第一次压缩,从而可输出一种压缩后的馏分 21。而后,馏分 21 在一第二压缩机 K2 中受到了第二次压缩,从而可输出另一种压缩后的馏分 22,其中的第二压缩机 K2 由一燃气涡轮推动,该燃气涡轮的转速由一速度控制器进行调节,而速度控制器又受一压力控制器的控制,压力控制器连接到输送第二顶部馏分 5 的管线上。然后,在一换热器 A1 中利用空气对馏分 22 进行冷却,从而可输出一种冷却后的加压馏分 23。

然后将馏分 23 分成一种第一分流馏分 6 和一种富含甲烷的轻质最终馏分 1。然后在换热器 E1 中对第一分流馏分 6 进行冷却和液化,以便于形成一种冷却后的馏分 24,该馏分 24 在一带有控制阀 25 的管线中流动,控制阀 25 的开度取决于流量,然后,馏分被引流到蒸馏塔 C1 的上部中。

从第一顶部馏分 3 中分流出第二分流馏分 9,在换热器 E1 中对该馏分进行冷却和液化,从而输出一种冷却后的馏分 26。将馏分 26 输送到一条带有控制阀 27 的管线中,控制阀 27 的开度取决于流量,然后,将馏分引流到蒸馏塔 C1 的上部中。

第一底部馏分 4 被输送到一条带有控制阀 28 的管线中,其中控制阀

28 的开度取决于分离罐 B1 底部中所蓄液体的液位。然后在换热器 E1 中对第一底部馏分 4 进行加温,从而可输出一种加温后的馏分 29。馏分 29 随后被引流到一液/气分离罐 B2 中,以便于将其分离成一种挥发性较好的第三顶部馏分 7 和一种挥发性较差的第三底部馏分 8。

第三底部馏分 8 被输送到一条带有控制阀 30 的管线中,控制阀 30 的开度取决于分离罐 B2 底部中所蓄液体的液位。然后,第三底部馏分 8 被引流到蒸馏塔 C1 的中间部分中。第三顶部馏分 7 在换热器 E1 中被冷却、液化,从而形成一种冷却后的馏分 31。用一条带有控制阀 32 的管线来输送馏分 31,控制阀 32 的开度是根据压力变化来进行控制的,馏分 31 随后被引流到蒸馏塔 C1 中。

蒸馏塔 C1 的下部中具有几级塔段,这些塔段通过加热导管 33、34、35 而成对地连接起来,其中的三条加热导管相互独立地与换热器 E1 相连接。每条加热导管都构成了一个支线重沸器。在这些导管 33、34、35 中流动的流体温度由一开度控制阀进行调节,该控制阀设置在不经过换热器 E1 的分支管线上。这些控制阀的开度由连接到这些管线上的一些温度控制器进行控制。这些温度控制器分别为 36、37 和 38,它们位于一个区域的下游侧,在其中的区域处,流经换热器 E1 和/或分支管线之后的馏分混合到了一起。

参见图 2,可以看出:除了特别增设一条带有两个分离罐的回路之外,图 1 中的大部分元件在图 2 中都重复出现了。

因而,按照与图 1 相同的方式,图 2 所示设备对于天然气进行处理,具体的目的是:一方面,从天然气中分离出一种主要是由甲烷组成的馏分,其基本上不含任何 C_2 和高级烃;在另一方面,分离出一种主要含 C_2 和高级烃的馏分,该馏分基本上不含任何甲烷。

干天然气 14 首先被分成一种馏分 15 和另一种馏分 16,馏分 15 被送入到一个热交换器 E1 中进行冷却,而馏分 16 则被输送到一条管线中。利用一控制阀 17 对馏分 16 的流动进行控制,控制阀 17 的开度随一馏分 45 的温度变化而变化。在离开换热器 E1 之后,馏分 15 与馏分 16 混合到一起,从而形成冷却后的馏分 18。馏分 18 然后被引流到一液/气分离

罐 B1 中, 在该分离罐中, 馏分 18 被分离成一种挥发性较好的第一顶部馏分 3 和一种挥发性较差的第一底部馏分 4。将第一顶部馏分 3 在一透平膨胀机 T1 中进行膨胀, 从而获得一种膨胀后的馏分 19, 其被引流到一蒸馏塔 C1 的中间部分中。然后, 在一方面, 蒸馏塔 C1 的下部中汇集了富含 C₂ 和高级烃的重质最终馏分 2, 该馏分作为第二底部馏分 2。该重质最终馏分 2 被输送到一条带有开度控制阀 60 的管线中, 控制阀 60 的开度取决于蒸馏塔 C1 底部中所容纳液体的液位。在另一方面, 在蒸馏塔 C1 的上部汇集了富含甲烷的第二顶部馏分 5。然后, 在换热器 E1 中对该第二顶部馏分 5 进行加温, 从而能输出加温后的馏分 20, 之后, 该馏分 20 在与涡轮 T1 相联的一第一压缩机 K1 中受到第一次压缩, 从而可输出一种压缩后的馏分 21。而后, 馏分 21 在一第二压缩机 K2 中受到了第二次压缩, 从而可输出另一种压缩后的馏分 22, 其中的第二压缩机 K2 由一燃气涡轮推动, 该燃气涡轮的转速由一速度控制器进行调节, 而速度控制器又受一压力控制器的控制, 该压力控制器连接到输送第二顶部馏分 5 的管线上。然后, 在一换热器 A1 中利用空气对馏分 22 进行冷却, 从而可输出一种冷却后的加压馏分 23。

然后将馏分 23 分成一种第一分流馏分 6 和一种富含甲烷的轻质最终馏分 1。之后在换热器 E1 中对第一分流馏分 6 进行冷却和液化, 以便于形成一种冷却后的馏分 24, 该馏分 24 在一带有控制阀 25 的管线中流动, 控制阀 25 的开度取决于流量, 然后, 馏分 24 被引流到蒸馏塔 C1 的上部中。

从第一顶部馏分 3 中分流出一第二分流馏分 9, 在换热器 E1 中对该馏分进行冷却和液化, 从而输出一种冷却后的馏分 26。将馏分 26 输送到一条管线中, 与图 1 中设备不同的是, 该管线带有一控制阀 39, 该控制阀 39 的开度取决于流量。而后, 冷却后的馏分 26 被引流到一液/气分离罐 B3 中, 由此可将其分离成一种挥发性较好的第四顶部馏分 10 和一种挥发性相对较差的第四底部馏分 11。

然后在换热器 E1 中对汇集起来的第四底部馏分进行冷却, 从而形成被冷却、液化的馏分 40。

然后,将冷却的已液化馏分 40 输送到一条带有控制阀 27 的管线中,控制阀 27 的开度取决于流量,然后,将馏分 40 引流到蒸馏塔 C1 的上部中。

第四底部馏分 11 被输送到一条带有控制阀 41 的管线中,其开度取决于分离罐 B3 底部内所蓄液体的液位。然后在换热器 E1 中对第四底部馏分 11 进行加热,由此而形成一种加温后的馏分 42。加温后的馏分 42 在一第四分离罐 B4 中被分离成一种挥发性较强的第五顶部馏分 12、和一种挥发性较弱的第五底部馏分 13。

第五顶部馏分 12 在换热器 E1 中经过冷却和液化后而变为一种经过冷却的液化馏分 43。然后,该馏分被输送到一条带有控制阀 44 的管线中,控制阀 44 的开度取决于管线中的压力,而后,馏分 43 被引流到蒸馏塔 C1 的上部中。

挥发性相对较差的第五底部馏分 13 被输送到一条带有一个阀门 62 的管线中,该阀门 62 的开度由一控制器进行调节,该控制器可控制盛装在分离罐 B4 中的液体的液位。

第一底部馏分 4 被输送到一条带有控制阀 28 的管线中,其中控制阀 28 的开度取决于分离罐 B1 底部中所蓄液体的液位。然后将第一底部馏分 4 和第五底部馏分 13 混合到一起而形成一种混合馏分 63,该馏分在换热器 E1 中被加热而变为一种加热后的馏分 29。馏分 29 随后被引流到一液/气分离罐 B2 中,以便于将其分离成一种挥发性较好的第三顶部馏分 7 和一种挥发性较差的第三底部馏分 8。

第三底部馏分 8 被输送到一条带有控制阀 30 的管线中,控制阀 30 的开度取决于分离罐 B2 底部中所蓄液体的液位。然后,第三底部馏分 8 被引流到蒸馏塔 C1 的中间部分中。第三顶部馏分 7 在换热器 E1 中被冷却、液化,从而形成一种冷却后的馏分 31。用一条带有控制阀 32 的管线来输送馏分 31,控制阀 32 的开度是根据压力变化来进行控制的,馏分 31 随后被引流到蒸馏塔 C1 中。

蒸馏塔 C1 的下部中具有几级塔盘,这些塔盘通过加热导管 33、34、35 而成对地连接起来,其中的三条加热导管相互独立地与换热器 E1 进

行连接。每条加热导管都构成了一个支线重沸器。这些导管 33、34、35 中流动着的流体温度由一开度控制阀进行调节，该控制阀设置在一条不经过换热器 E1 的分流管线上。这些控制阀的开度由连接到这些管线上的一些温度控制器进行控制。这些温度控制器分别为 36、37 和 38，它们位于一个区域的下游侧，在该区域处，流经换热器 E1 和/或分流管线之后的馏分混合到了一起。

采用图 1 所示设备的乙烷提取过程能将天然气中 99% 的乙烷采收出来。

按照图 1 所示设备的理论模型，在实际工作中，干天然气 14 进料的温度为 24°C、压力为 62 bar，其流量为 15000 kmol/h，该天然气包含 0.4998 mol% 的 CO₂、0.3499 mol% 的 N₂、89.5642 mol% 的甲烷、5.2579 mol% 的乙烷、2.3790 mol% 的丙烷、0.5398 mol% 的异丁烷、0.6597 mol% 的正丁烷、0.2399 mol% 的异戊烷、0.1899 mol% 的正戊烷、0.1899 mol% 的正己烷、0.1000 mol% 的正庚烷、以及 0.0300 mol% 的正辛烷，天然气进料在换热器 E1 中被冷却到 -42°C，并被部分地凝缩到 61 bar，从而可形成馏分 18。在分离罐 B1 中进行气/液相分离。第一顶部馏分 3 的流量为 13776 kmol/h，该料流被细分成两股料流：

(a) 流量为 11471 kmol/h 的主流 45，其在透平机 T1 中膨胀而将压力降低到 23.20 bar。该动态膨胀将能产生出 3087 kW 的功率，并能将该料流冷却到 -83.41°C。部分冷凝后的料流 19 被输送到冷却塔 C1 中。料流 19 进入到该蒸馏塔的一塔段 46 中，该塔段 46 是从蒸馏塔 C1 的最高一级塔段算起的第十级。其入口压力为 23.05 bar，温度为 -83.57°C；

(b) 流量为 2305 kmol/h 的次流 9，其在换热器 E1 中被液化、冷却到 -101.40°C，从而形成馏分 26。该馏分 26 中含有 4.55 mol% 的乙烷，其发生膨胀而使压力变为 23.20 bar、温度变为 -101.68°C，然后，馏分 26 被引流到蒸馏塔 C1 的塔段 47 中，该塔段是从蒸馏塔的最高一级塔段算起的第五级塔段。

从分离罐 B1 排出的第一底部馏分 4 的流量为 1224 kmol/h，其含有 54.27 mol% 的甲烷和 13.24 mol% 的乙烷，该馏分发生膨胀而使压力变为

40.0 bar, 然后, 其在换热器 E1 中被从 -52.98°C 加温到 -38.00°C , 从而变为馏分 29。馏分 29 被引流到分离罐 B2 中。

从分离罐 B2 排出的顶部馏分 7 的流量为 439 kmol/h, 其中的乙烷含量为 6.21 mol%, 该馏分在换热器 E1 中被从 -38.00°C 冷却到 -101.40°C , 从而发生液化而变为馏分 31。馏分 31 随后发生膨胀而使压力变为 23.2 bar、温度变为 -101.47°C , 而后, 其被引流到蒸馏塔 C1 的塔段 48 中, 该塔段是从蒸馏塔最高一级塔段算起的第六级塔段。

底部馏分 8 的流量为 784 kmol/h, 其中的乙烷含量为 17.18 mol%, 其发生膨胀而使压力变为 23.2 bar、温度变为 -46.46°C , 然后其被引流到蒸馏塔 C1 的塔段 49 中, 该塔段是从蒸馏塔最高一级塔段算起的第十二级塔段。

蒸馏塔 C1 生产出压力为 23 bar、温度为 -103.71°C 的顶部馏分 5, 该馏分的流量为 15510 kmol/h。该顶部馏分 5 中的乙烷含量不超过 0.05 mol%。

顶部馏分 5 在换热器 E1 中被加热, 从而获得一种温度为 17.96°C 、压力为 22.0 bar 的馏分 20。该馏分 20 在与透平机 T1 相联的压缩机 K1 中受到压缩。透平机回收的功率被用来对馏分 20 进行压缩, 从而得到一种温度为 38.80°C 、压力为 27.67 bar 的压缩馏分 21。随后, 在主压缩机 K2 中再对馏分 21 进行压缩, 从而使馏分 22 的压力达到 63.76 bar、温度达到 118.22°C 。压缩机 K2 由燃气轮机 GT 驱动。之后, 在空气冷却器 A1 中对馏分 22 进行冷却, 从而获得温度为 40.00°C 、压力为 63.06 bar 的馏分 23。

在一方面, 而后从馏分 23 中分出一流量为 13510 kmol/h 的主馏分 1, 该主馏分被送到一条气体管道中, 由该管道随后将该主馏分输送给工业用户; 在另一方面, 馏分 23 还被分出一流量为 2000 kmol/h 的分流馏分 6。馏分 1 是由 99.3849 mol% 的甲烷、0.0481 mol% 的乙烷、0.0000 mol% 的丙烷和高级烷烃、0.1785 mol% 的 CO_2 、以及 0.3885 mol% 的 N_2 组成的。

分流馏分 6 被循环回换热器 E1 中, 从而获得馏分 24, 该馏分被冷

却到 -101.40°C ，其压力为 62.06 bar。然后，馏分 24 发生膨胀而使压力变为 23.2 bar、温度变为 -104.18°C ，而后，其被引流到蒸馏塔 C1 的塔段 50 中，该塔段是从蒸馏塔最高一级塔段算起的第一级塔段。

蒸馏塔 C1 的底部处生产出第二底部馏分 2，该馏分中含有干天然气进料 14 中所含乙烷的 99.18%、以及该进料 14 中原始含有的全部其它碳氢化合物。所获得的馏分 2 的温度为 19.16°C 、压力为 23.2 bar，该馏分内含有 3.4365 mol% 的 CO_2 、0.0000 mol% 的 N_2 、0.5246 mol% 的甲烷、52.4795 mol% 的乙烷、23.9426 mol% 的丙烷、5.4324 mol% 的异丁烷、6.6395 mol% 的正丁烷、2.4144 mol% 的异戊烷、1.9114 mol% 的正戊烷、1.9114 mol% 的正己烷、1.0060 mol% 的正庚烷、以及 0.3018 mol% 的正辛烷。

蒸馏塔 C1 的下部设置有支线重沸器，蒸馏塔的下部是指位于引入馏分 8 的那一塔段下方的部分，下部包括多级塔段。

这样，在一塔段 51 的下方，塔盘 52 上汇集了温度为 -52.67°C 、压力为 23.11 bar 的液体，塔段 51 是从蒸馏塔最高一级塔段数起的第十三级塔段，液体被导流到支线重沸器 33 中。重沸器 33 是通过在换热器 E1 中集成一条回路而制成的，该回路中的流量为 2673 kmol/h。该支线重沸器 33 的热功率为 3836 kW。然后，塔盘 52 上汇集的液体被加热到 -19.79°C ，并随后被返回到蒸馏塔 C1 中的塔盘 53 上，塔盘 53 对应于从蒸馏塔最高一级塔段数起的第十四级塔段的底部。具体来讲，从塔盘 52 抽取出的液体包含 24.42 mol% 的甲烷和 44.53 mol% 的乙烷。

类似地，在一塔段 54 的下方，一塔盘 55 上汇集了温度为 2.84°C 、压力为 23.17 bar 的液体，塔段 54 是从蒸馏塔最高一级塔段数起的第十九级塔段，液体被导流到支线重沸器 34 中。重沸器 34 是通过在换热器 E1 中集成一条回路而制成的，该回路中的流量为 2049 kmol/h。该支线重沸器 34 的热功率为 1500 kW。然后，塔盘 55 上汇集的液体被加热到 11.01°C ，并随后被返回到蒸馏塔 C1 中的塔盘 56 上，塔盘 56 对应于从蒸馏塔最高一级塔段数起的第二十级塔段的底部。具体来讲，从塔盘 55 抽取出的液体包含 2.84 mol% 的甲烷和 57.29 mol% 的乙烷。

最后，在一塔段 57 的下方，一塔盘 58 上汇集了温度为 13.32°C 、压力为 23.20 bar 的液体，塔段 57 是从蒸馏塔最高一级塔段数起的第二十二级塔段，液体被导流到蒸馏塔的底部重沸器或支线重沸器 35 中。重沸器 35 是通过在换热器 E1 中集成一条回路而制成的，该回路中的流量为 1794 kmol/h。该支线重沸器 35 的热功率为 1146 kW。具体来讲，塔盘 58 上汇集的液体包含 0.93 mol% 的甲烷和 55.89 mol% 的乙烷，然后，液体被加热到 19.16°C ，并随后被返回到蒸馏塔 C1 底部的一容器 59 内，容器 59 对应于从蒸馏塔最高一级塔段数起的第二十三级塔段的底部。塔盘 58 排出的液体、蒸馏塔底部 59 中的产品、以及从蒸馏塔 C1 底部抽取出的产品 2 均具有相同的成分。

所有的热交换过程都在低温深冷换热器 E1 中进行，该换热器最好是由一个铜焊铝板散热器阵列组成的。

采用图 2 所示设备的乙烷提取工艺能将天然气中 99% 的乙烷采收出来。

按照图 2 所示设备的理论模型，在实际工作中，干天然气 14 的温度为 24°C 、压力为 62 bar，其流量为 15000 kmol/h，该天然气包含 0.4998 mol% 的 CO_2 、0.3499 mol% 的 N_2 、89.5642 mol% 的甲烷、5.2579 mol% 的乙烷、2.3790 mol% 的丙烷、0.5398 mol% 的异丁烷、0.6597 mol% 的正丁烷、0.2399 mol% 的异戊烷、0.1899 mol% 的正戊烷、0.1899 mol% 的正己烷、0.1000 mol% 的正庚烷、以及 0.0300 mol% 的正辛烷，该天然气在换热器 E1 中被冷却到 -42°C ，并被部分地凝缩到 61 bar，从而可形成馏分 18。在分离罐 B1 中进行气/液相分离。第一顶部馏分 3 的流量为 13776 kmol/h，该料流被细分成两股料流：

(a) 流量为 11471 kmol/h 的主流 45，其在透平机 T1 中膨胀，从而使压力降低到 23.20 bar。该动态膨胀将能产生出 3087 kW 的功率，并能将该料流冷却到 -83.41°C 。部分冷凝后的料流 19 被输送到冷却塔 C1 中。料流 19 进入到该蒸馏塔的一塔段 46 中，该塔段 46 是从蒸馏塔 C1 的最高一级塔段算起的第十级。其入口压力为 23.05 bar，温度为 -83.57°C ；

(b) 流量为 2305 kmol/h 的次流 9, 其在换热器 E1 中被液化、冷却到 -62.03°C , 从而形成馏分 26。该馏分 26 中含有 4.5 mol% 的乙烷, 其发生膨胀而使压力变为 46 bar、温度变为 -72.68°C , 然后, 馏分 26 被引流到第三分离罐 B3 中, 在该分离罐中, 将蒸气相和液相分离成第四顶部馏分 10 和第四底部馏分 11。

第四顶部馏分 10 的流量为 1738 kmol/h, 其含有 96.15 mol% 的甲烷和 2.61 mol% 的乙烷。然后在换热器 E1 中对该馏分进行液化和冷却, 使其温度达到 -101.4°C , 从而得到馏分 40。馏分 40 然后发生膨胀而使压力变为 23.2 bar、温度变为 -102.99°C , 以便于将其引流到蒸馏塔 C1 的塔段 47 中, 该塔段是从蒸馏塔的最高一级塔段算起的第五级塔段。

第四底部馏分 11 的流量为 567 kmol/h, 其含有 82.11 mol% 的甲烷和 10.48 mol% 的乙烷。然后在换热器 E1 中对该馏分进行加热, 使其温度达到 -55.00°C 、压力达到 44.50 bar, 以便于将其引流到第四分离罐 B4 中, 在该分离罐中, 液相和气相被分离成第五顶部馏分 12 和第五底部馏分 13。

第五顶部馏分 12 的流量为 420 kmol/h, 其含有 91.96 mol% 的甲烷和 6.05 mol% 的乙烷。然后, 在换热器 E1 中将该馏分液化、冷却到 -101.4°C , 从而形成馏分 43。然后对馏分 43 进行膨胀, 使其压力变为 23.2 bar、温度变为 -101.57°C , 以便于将其引流到蒸馏塔 C1 的塔段 61 中, 该塔段是从蒸馏塔最高一级塔段算起的第六级塔段。

第五底部馏分 13 的流量为 146 kmol/h, 其含有 53.85 mol% 的甲烷和 23.22 mol% 的乙烷。而后, 该馏分与第一底部馏分 4 相混合而形成馏分 63。在换热器 E1 中, 馏分 63 被从 -53.70°C 加热到 -38.00°C , 且压力变为 39.5 bar, 从而形成馏分 29。

从分离罐 B1 排出的第一底部馏分 4 的流量为 1224 kmol/h, 其含有 13.24 mol% 的乙烷, 该馏分在与馏分 13 进行混合之前, 先发生膨胀而使压力变为 40 bar。

然后, 馏分 29 被引流到分离罐 B2 中。从分离罐 B2 排出的顶部馏分 7 的流量为 494 kmol/h, 其乙烷含量为 6.72 mol%, 该馏分被从 -38°C

冷却到 -101.40°C ，从而发生液化而变为馏分 31。馏分 31 随后发生膨胀而使压力变为 23.2 bar，而后，其被引流到蒸馏塔 C1 的塔段 48 中，该塔段是从蒸馏塔最高一级塔段算起的第七级塔段。

底部馏分 8 的流量为 876 kmol/h，其乙烷含量为 18.58 mol%，其发生膨胀而使压力变为 23.2 bar、温度变为 -46.76°C ，然后其被引流到蒸馏塔 C1 的塔段 49 中，该塔段是从蒸馏塔最高一级塔段算起的第十二级塔段。

蒸馏塔 C1 生产出压力为 23 bar、温度为 -103.61°C 的顶部馏分 5，该馏分的流量为 15308 kmol/h。该顶部馏分 5 中的乙烷含量不超过 0.05 mol%。

顶部馏分 5 在换热器 E1 中被加热，从而获得一种温度为 17.48°C 、压力为 22 bar 的馏分 20。该馏分 20 在与透平机 T1 相联的压缩机 K1 中受到压缩。透平机回收的功率被用来对馏分 20 进行压缩，从而得到一种温度为 38.61°C 、压力为 27.76 bar 的压缩馏分 21。随后，在主压缩机 K2 中再对馏分 21 进行压缩，从而使馏分 22 的压力达到 63.76 bar、温度达到 117.7°C 。压缩机 K2 由燃气轮机 GT 驱动。之后，在空气冷却器 A1 中对馏分 22 进行冷却，从而获得温度为 40.00°C 、压力为 63.06 bar 的馏分 23。

在一方面，之后从馏分 23 分出一流量为 13517 kmol/h 的主馏分 1，该主馏分被送到一条气体管道中，由该管道随后将该主馏分输送给工业用户；在另一方面，馏分 23 还被分出一流量为 1790 kmol/h 的分流馏分 6。馏分 1 是由 99.3280 mol% 的甲烷、0.0485 mol% 的乙烷、0.0000 mol% 的丙烷和高级烷烃、0.2353 mol% 的 CO_2 、以及 0.3882 mol% 的 N_2 组成的。

分流馏分 6 被循环回换热器 E1 中，从而获得馏分 24，该馏分被冷却到 -101.4°C ，其压力为 62.06 bar。然后，馏分 24 发生膨胀而使压力变为 23.2 bar、温度变为 -104.17°C ，以便于在随后将其引流到蒸馏塔 C1 的塔段 50 中，该塔段是从蒸馏塔最高一级塔段算起的第一级塔段。

蒸馏塔 C1 的底部处生产出第二底部馏分 2，该馏分中含有干天然气

进料 14 中所含乙烷的 99.18%、以及该进料 14 中原始含有的全部其它碳氢化合物。所获得的馏分 2 的温度为 19.90°C、压力为 23.2 bar，该馏分内含有 2.9129 mol% 的 CO₂、0.0000 mol% 的 N₂、0.5274 mol% 的甲烷、52.7625 mol% 的乙烷、24.0733 mol% 的丙烷、5.4620 mol% 的异丁烷、6.6758 mol% 的正丁烷、2.4276 mol% 的异戊烷、1.9218 mol% 的正戊烷、1.9218 mol% 的正己烷、1.0115 mol% 的正庚烷、以及 0.3034 mol% 的正辛烷。

蒸馏塔 C1 的下部设置有支线重沸器，蒸馏塔的下部是指位于引入馏分 8 的那一塔段下方的部分，下部包括多级塔段。

这样，在一塔段 51 的下方，塔盘 52 上汇集了温度为 -51.37°C、压力为 23.11 bar 的液体，塔段 51 是从蒸馏塔最高一级塔段数起的第十三级塔段，液体被导流到支线重沸器 33 中。重沸器 33 是通过在换热器 E1 中集成一条回路而制成的，该回路中的流量为 2560 kmol/h。该支线重沸器 33 的热功率为 3465 kW。然后，塔盘 52 上汇集的液体被加热到 -19.80°C，并随后被返回到蒸馏塔 C1 中的塔盘 53 上，塔盘 53 对应于从蒸馏塔最高一级塔段数起的第十四级塔段的底部。具体来讲，从塔盘 52 抽取出的液体包含 23.86 mol% 的甲烷和 45.10 mol% 的乙烷。

类似地，在一塔段 54 的下方，一塔盘 55 上汇集了温度为 3.48°C、压力为 23.17 bar 的液体，塔段 54 是从蒸馏塔最高一级塔段数起的第十九级塔段，液体被导流到支线重沸器 34 中。重沸器 34 是通过在换热器 E1 中集成一条回路而制成的，该回路中的流量为 2044 kmol/h。该支线重沸器 34 的热功率为 1500 kW。然后，塔盘 55 上汇集的液体被加热到 11.71°C，并随后被返回到蒸馏塔 C1 中的塔盘 56 上，塔盘 56 对应于从蒸馏塔最高一级塔段数起的第二十级塔段的底部。具体来讲，塔盘 55 上的液体包含 2.92 mol% 的甲烷和 57.92 mol% 的乙烷。

最后，在一塔段 57 的下方，一塔盘 58 上汇集了温度为 14.09°C、压力为 23.20 bar 的液体，塔段 57 是从蒸馏塔最高一级塔段数起的第二十二级塔段，液体被导流到蒸馏塔的底部重沸器或支线重沸器 35 中。重沸器 35 是通过在换热器 E1 中集成一条回路而制成的，该回路中的流量

为 1788 kmol/h。该支线重沸器 35 的热功率为 1147 kW。然后，塔盘 58 上汇集的液体被加热到 19.90°C，并随后被返送到蒸馏塔 C1 的底部 59 中。具体来讲，从塔盘 58 抽取出的液体包含 0.94 mol% 的甲烷和 56.35 mol% 的乙烷。

在采用按照图 2 所示过程进行工作的设备的情况下，乙烷的回收率与采用图 1 所示设备的情况相同，但可将压缩机 K2 的功率从 12355 kW 减小到 12130 kW。另外，被循环回分离回路中的馏分 6 的流量从 2000 kmol/h 减小到 1790 kmol/h，因而，就可以减小对馏分 6 进行冷却、从而得到馏分 24 的换热量。

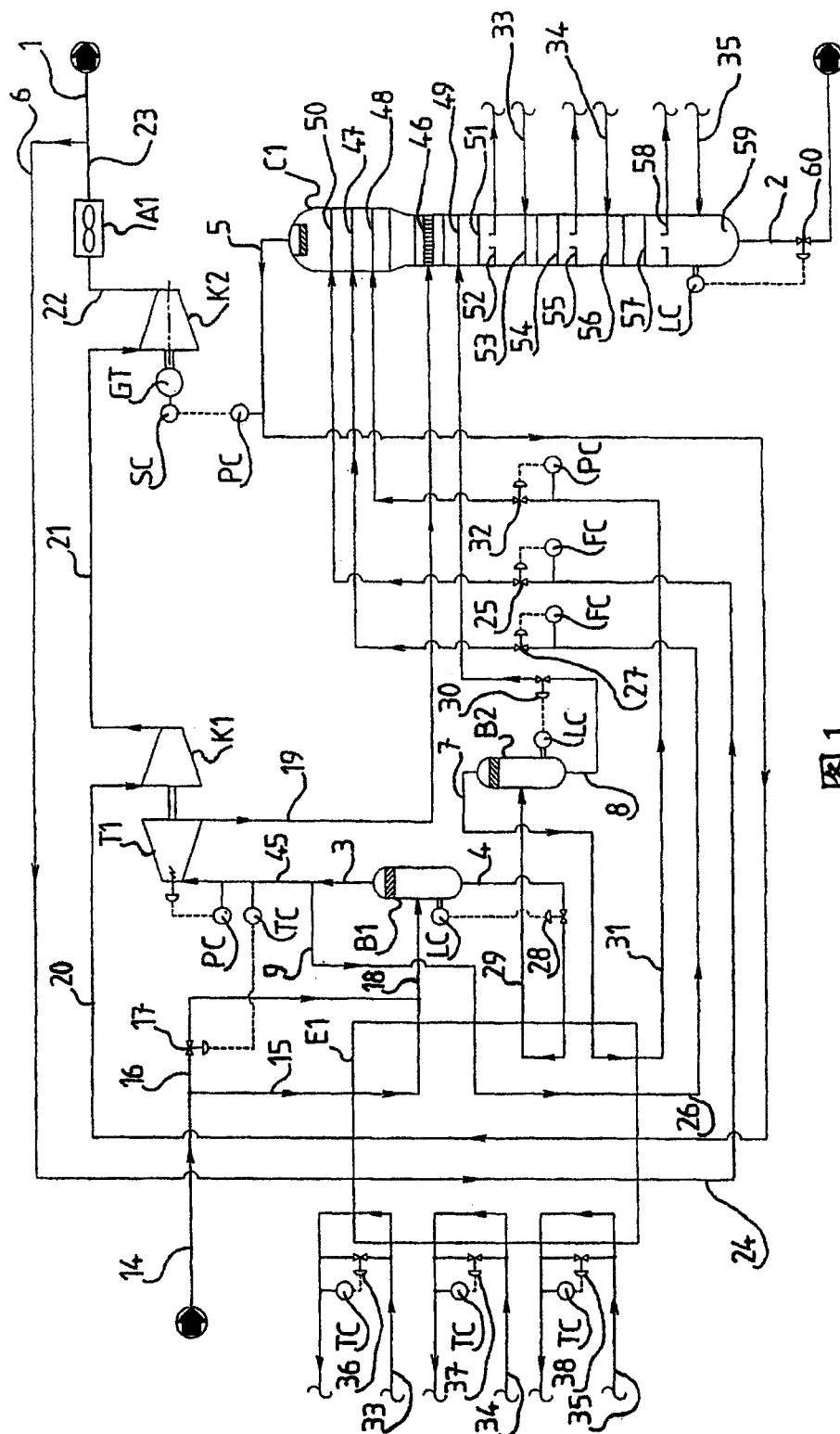
还可消减 C₂₊馏分中二氧化碳的含量：

- 图 1 所示设备可消减到 3.4365 mol%；
- 图 2 所示设备可消减到 2.9129 mol%。

CO₂ 含量的降低有利于后续的处理，后续处理用于将从蒸馏塔 C1 底部抽出的 C₂ 馏分中的至少部分二氧化碳除去。

因而，可应用本发明来减小天然气提纯过程中的能量消耗。在达到此目的的同时，还使工艺过程中对甲烷以及其它组分进行分离时的选择性提高。

因而，本发明所能实现的效果的主要优点是：使设备的构造和技术、以及设备所采用的方法得以显著地简化、节省，且利用这些方法所制得的产品具有很好的质量。



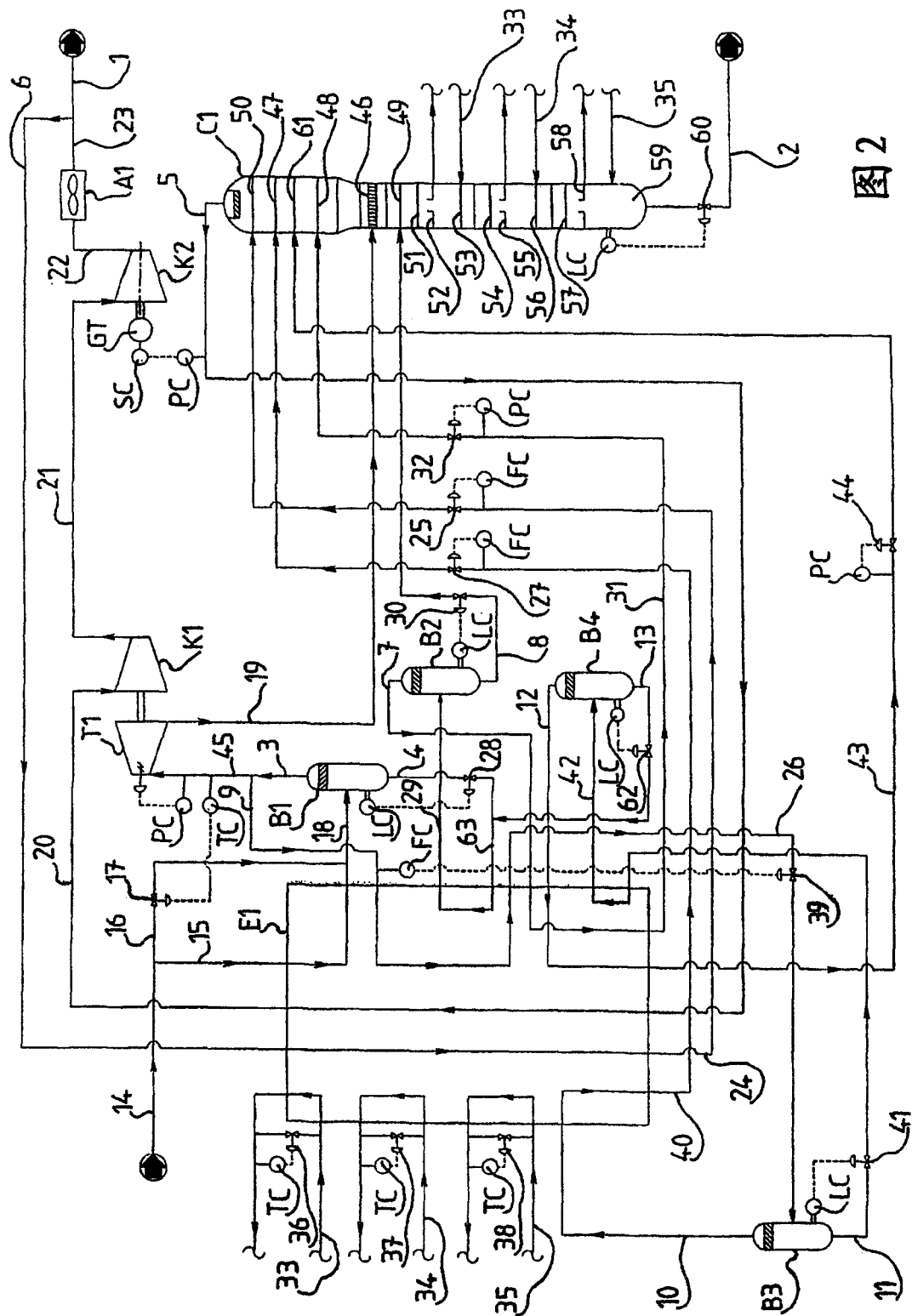


图 2