

[12] 发明专利说明书

[21] ZL 专利号 97199161.8

[45] 授权公告日 2002 年 8 月 28 日

[11] 授权公告号 CN 1089740C

[22] 申请日 1997. 10. 24

[21] 申请号 97199161.8

[30] 优先权

[32] 1996. 10. 25 [33] US [31] 08/738,321

[86] 国际申请 PCT/US97/19340 1997. 10. 24

[87] 国际公布 WO98/17609 英 1998. 4. 30

[85] 进入国家阶段日期 1999. 4. 26

[73] 专利权人 埃尔科公司

地址 美国得克萨斯州

[72] 发明人 J·D·威尔金森 H·M·赫德森

K·T·奎利亚尔

[56] 参考文献

US5275005A 1994. 1. 4

WO9615414A 1996. 5. 23

审查员 陈 伟

[74] 专利代理机构 上海专利商标事务所

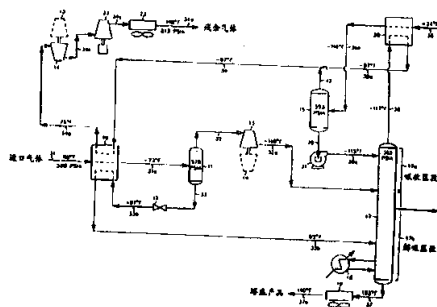
代理人 林蕴和

权利要求书 3 页 说明书 21 页 附图页数 6 页

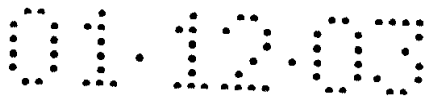
[54] 发明名称 烃气体的处理

[57] 摘要

公开了一种用于从含烃气流中回收丙烷、丙烯和较重的烃类组分的方法。冷却和/或膨胀该气流使其部分冷凝,然后分离以提供一种或多种含 C₃ 的液体流体以及第一气流。之后,这些流体进入蒸馏塔,在蒸馏塔中,分离出第二气流,回收含 C₃ 组分和较重的烃类组分的主要部分的产物。从该蒸馏塔的第一气流进料位置的下面引出馏出流体,然后使其与第二气流进行热交换,以冷却该馏出流体并使其至少部分冷凝,形成冷凝流体。至少一部分冷凝流体作为蒸馏塔的顶部原料进入该塔。进入蒸馏塔的原料的量和温度能有效地使塔顶温度保持在能回收所需组分的主要部分的温度。



ISSN 1008-4274



权 利 要 求 书

- 1.一种用于将含甲烷、C₂组分、C₃组分和较重的烃类组分的气流分离成含所述甲烷和C₂组分的主要部分的挥发性残余气体馏份以及含所述C₃组分和较重的
5 烃类组分的主要部分的相对低挥发性馏份的方法，该方法中
- (a)在一个或多个热交换和/或膨胀步骤中处理所述的气流，部分冷凝至少一部分所述的气流，从而提供至少第一气流和至少一种含C₃组分的液流，液流还含有较轻的烃类；和
- (b)至少一种含C₃组分的液流进入蒸馏塔，在蒸馏塔中，所述的液体被分离成
10 主要含甲烷和C₂组分的第二气流以及含所述C₃组分和较重的烃类组分的主要部分的相对低挥发性的馏份；
- 其特征在于
- (1)使至少一部分所述第一气流进入所述蒸馏塔的中部进料位置作为第二原
料；
- 15 (2)从所述蒸馏塔的在所述第一气流下面的区域引出蒸馏气流，充分冷却该流体到至少部分冷凝，形成第三气流和一冷凝流体；
- (3)将至少一部分所述冷凝流体在所述蒸馏塔的顶部进料位置供给该蒸馏塔；
- (4)至少部分所述第二气流与所述蒸馏气流进行热交换，提供步骤(2)的至少一
部分冷却，之后排出至少一部分所述第二气流和所述第三气流作为所述挥发性残
20 余气体馏份；和
- (5)输送到所述蒸馏塔的所述原料流体的量和温度能有效地将所述蒸馏塔的塔顶温度保持在能使所述C₃组分和较重的烃类组分的主要部分在所述的相对低挥发性馏份中回收的温度。
- 2.如权利要求1所述的方法，其特征在于在引出所述蒸馏气流区域上面的位置
25 从所述蒸馏塔引出液体馏出流体，所述液体馏出流体被加热后在引出所述蒸馏气流区域下面的位置再输回到所述蒸馏塔作为第三原料。
- 3.如权利要求1所述的改进，其特征在于
- (1)所述冷凝流体被至少分成第一液流和第二液流；
- (2)所述第一液流在蒸馏塔的顶部进料位置供给所述蒸馏塔；和
- 30 (3)所述第二液流作为蒸馏塔的第三原料供给所述蒸馏塔，所述第三进料位置与引出所述蒸馏气流的区域基本相同。



4.如权利要求3所述的方法,其特征在于在引出所述蒸馏气流区域上面的位置从所述蒸馏塔引出液体馏出流体,所述液体馏出流体被加热后在引出所述蒸馏气流区域下面的位置再输回到所述蒸馏塔作为第四原料。

5 一种用于将含甲烷、C₂组分、C₃组分和较重的烃类组分的气流分离成含所述甲烷和C₂组分的主要部分的挥发性残余气体馏份以及含所述C₃组分和较重的烃类组分的主要部分的相对低挥发性馏份的设备,该设备中有

(a)一个或多个第一热交换装置和/或配合地连接的膨胀装置,用以提供至少部分冷凝的气流,从而至少提供第一气流和至少一种含C₃组分的液流,该液流还含有较轻的烃;和

10 (b)蒸馏塔,其连接方式可以接受至少一种含C₃组分的液体流体进入其中,该蒸馏塔适合于将该液流分离成主要含甲烷和C₂组分的第二气流以及含所述C₃组分和较重的烃类组分的主要部分的相对低挥发性的馏份;

所述设备的特征在于还包括:

15 (1)连接所述蒸馏塔的连接装置,该装置将至少一部分所述第一气流在塔中部的进料位置提供给所述蒸馏塔;

(2)连接所述蒸馏塔的蒸汽引出装置,该装置在所述第一气流下面的区域从所述蒸馏塔接受蒸馏气流;

(3)连接所述引出蒸汽装置的第二热交换装置,该装置接受所述蒸馏气流并充分冷却该流体使其至少部分冷凝;

20 (4)连接所述第二热交换装置的分离装置,该装置接受所述部分冷凝的馏出流体并分离该流体,从而形成第三气流和一冷凝流体,所述的分离设备还连接到所述蒸馏塔,在所述蒸馏塔的顶部进料位置提供至少一部分所述冷凝流体;

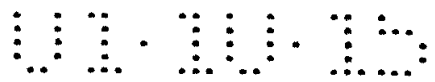
(5)所述蒸馏塔还连接所述第二热交换装置,该装置使该蒸馏塔中分离出的所述第二气流的至少一部分与所述蒸馏气流进行热交换;和

25 (6)控制装置,该装置适用于调节进入所述蒸馏塔的说道各原料流体的量和温度,以使所述蒸馏塔的顶部温度保持在能使所述C₃组分和较重的组分的主要部分在所述相对低挥发性馏份中回收的温度。

6.如权利要求5所述的设备,其特征在于所述的设备包括:

30 (1)连接所述蒸馏塔液体引出装置,该装置从所述蒸馏塔所述蒸汽引出装置上面的区域接受液体馏出流体;

(2)连接所述液体引出装置的所述第一热交换装置,该装置接受所述液体馏出流体并加热该流体;和



(3)进一步连接到所述蒸馏塔的所述第一热交换装置，在所述蒸馏塔的所述蒸汽引出装置下面的区域向该蒸馏塔提供所述加热后的流体。

7.如权利要求 5 所述的设备，其特征在于所述的设备包括：

5 (1)连接所述分离装置的分配装置，该装置接受所述冷凝流体并将其至少分成第一和第二液流，所述的分配装置还连接到所述蒸馏塔，在所述蒸馏塔的顶部进料位置向该蒸馏塔提供所述的第一液流；和

(2)所述的分配装置还连接到所述蒸馏塔，在所述蒸馏塔的和所述蒸汽引出装置基本相同的区域向该蒸馏塔提供所述第二液流。

8.如权利要求 7 所述的设备，其特征在于所述的设备包括：

10 (1)连接所述蒸馏塔液体引出装置，该装置从所述蒸馏塔所述蒸汽引出装置上面的区域接受液体馏出流体；

(2)连接所述液体引出装置的第一热交换装置，该装置接受所述液体馏出流体并加热该流体；和

15 (3)所述的第一热交换装置还连接到所述蒸馏塔，该装置在所述蒸馏塔所述蒸汽引出装置下面的区域向该蒸馏塔提供所述加热的流体。

烃气体的处理

5 本发明背景

本发明涉及分离含烃气体的方法。

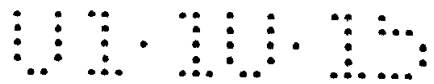
丙烯、丙烷和/或较重的烃类可以从许多气体中回收，例如天然气、炼油厂气、以及从其它含烃物质，如煤、原油、石脑油、油页岩、焦油砂和褐煤获得的合成气。天然气中甲烷和乙烷通常占主要比例，即甲烷和乙烷合起来占气体的至少 50
10 % (摩尔)。这类气体还含有相对少量的较重的烃类，例如丙烷、丁烷、戊烷等，以及氢、氮、二氧化碳和其它的气体。

本发明广义上涉及从这类气体中回收丙烯、丙烷和较重的烃类。根据本发明，典型的待处理气体的分析如下，约 92.6 % (摩尔)的甲烷、 4.7 % (摩尔)乙烷和其它 C₂ 组分， 1.0 % (摩尔)丙烷和其它 C₃ 组分、 0.2 % (摩尔)异丁烷、 0.2 % (摩尔)正
15 丁烷、 0.16 % (摩尔)戊烷，余量为氮和二氧化碳。有时还存在含硫气体。

天然气和天然气液体(NGL)组分价格的循环波动已经降低了丙烷和较重组分作为液体产品的逐渐增长的价值。因而需要能更有效地回收这些产品的方法。可采用的分离这些物质的方法包括基于冷却和冷冻气体、油吸收和冷冻油吸收的那些方法。另外，低温法也得到广泛采用，因为该方法可使用产生能量的经济设备，
20 即使被处理的气体膨胀和由它获取热能。根据气体源的压力、气体的富度 (richness)(乙烷和较重的烃类的含量)、以及要求的最终产品，可以采用这些方法或这些方法的组合。

一般优选低温膨胀法来回收丙烷，因为这种方法提供了最大的简便性，即易于开车、操作灵活、高效率、安全和可靠性高。美国专利 4,157,904、 4,171,964、
25 4,251,249、 4,278,457、 4,519,824、 4,617,039、 4,687,499、 4,689,063、 4,690,702、 4,854,955、 4,869,740、 4,889,545、 5,275,005、再授权的美国专利 33,408、美国专利申请 08/337,172 和 08/696,114 描述了相关的方法。

典型的低温膨胀回收方法中，压力下的原料气流通过与该方法中的其它流体和/或致冷源(如丙烷压缩-冷冻系统)的热交换来冷却。当冷却气体时，液体冷凝并
30 收集在一个或多个分离器中作为含有某些要求的 C₃+组分的高压液体。根据气体的富度和形成的液体量，高压液体可膨胀至较低的压力并被分馏。在液体膨胀期间发生的蒸发导致流体的进一步冷却。在某些情况下，可能要在膨胀之前预冷却



高压液体，以进一步降低膨胀引起的温度。膨胀后的流体包括液体和蒸汽的混合物，在蒸馏塔(去乙烷器(deethanizer))中分馏。该塔中，蒸馏膨胀冷却的流体，分离残余的甲烷、乙烷、氮和其它挥发性气体作为塔顶蒸汽，需要的 C₃ 组分和较重的烃类组分作为塔底液体产品。

5 如果原料气体不能全部冷凝(通常是不能)，部分冷凝后留下的蒸汽可通过一个做功膨胀机或发动机、或膨胀阀，至较低的压力，在该压力下由于流体进一步冷却而冷凝出另外的液体。膨胀后的压力略低于蒸馏塔的操作压力。然后，膨胀后的流体进入吸收塔的较低部位，并与冷的液体接触，从膨胀后的流体的蒸汽部分吸收 C₃ 组分和较重的烃类组分。之后，将来自吸收塔的液体泵送到去乙烷塔的上部进料部位。

10 去乙烷器的塔顶馏出流体以和吸收塔的残余气体进行热交换方式通过并被冷却，至少使部分来自去乙烷器的馏出流体冷凝。冷却后的馏出流体然后进入吸收塔的上部，在吸收塔中，流体中所含的冷液体与前面所述的膨胀流体的蒸汽部分接触。通常，冷却的馏出流体的蒸汽部分(如果有)和吸收塔塔顶蒸汽在吸收塔的上部分离器区段中合并为残余的甲烷和乙烷产品气体。也可以将冷却的馏出流体供给分离器，提供蒸汽和液体流体。该蒸汽与吸收塔塔顶流体合并，而液体供给吸收塔作为塔顶原料。

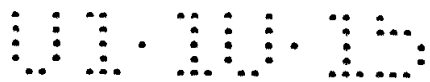
15 该过程中发生的分离(产生的离开该过程的残余气体含有原料气体中几乎所有的甲烷和 C₂ 组分，而基本上没有 C₃ 组分和较重的烃类组分，离开去乙烷器的塔底馏份含有几乎所有的 C₃ 组分和较重的烃类组分，而基本上没有甲烷、C₂ 组分或挥发性较强的组分)所消耗的能量用于原料气体的冷却、去乙烷器的再沸、去乙烷器的回流、和/或残余气体的再压缩。本发明通过将吸收塔和去乙烷器结合为一个单一的分馏塔，提供了以较低的投资成本达到这种分离的方法。在一些情况下，本发明还提供了对产品回收的改进和/或减少在回收要求的产品时所需的设备

20 (冷却、再沸、回流、和/或再压缩)。

25 根据本发明，发现 C₃ 的回收率可达到大于 93%，同时使 C₂ 组分基本上完全进入残余气体流体。另外，本发明能够在降低能量需求下，使 C₂ 组分和较轻组分与 C₃ 组分和较重的烃类组分达到几乎 100% 的分离。尽管可以在较低压力和较高温度下采用本发明的方法，但是要求的塔顶产物的温度为 -50°F 或更低温度时，

30 该方法处理在 400-800psia 下的原料气体特别有利。

本发明涉及一种用于将含甲烷、C₂ 组分、C₃ 组分和较重的烃类组分的气流分离成含所述甲烷和 C₂ 组分的主要部分的挥发性残余气体馏份以及含所述 C₃ 组分



和较重的烃类组分的主要部分的相对低挥发性馏份的方法，该方法中

(a)在一个或多个热交换和/或膨胀步骤中处理所述的气流，部分冷凝至少一部分所述的气流，从而提供至少第一气流和至少一种含 C_3 组分的液流，液流还含有较轻的烃类；和

5 (b)至少一种含 C_3 组分的液流进入蒸馏塔，在蒸馏塔中，所述的液体被分离成主要含甲烷和 C_2 组分的第二气流以及含所述 C_3 组分和较重的烃类组分的主要部分的相对低挥发性的馏份；

其改进为(1)使至少一部分所述第一气流进入所述蒸馏塔的中部进料位置作为第二原料；

10 (2)从所述蒸馏塔的在所述第一气流下面的区域引出蒸馏气流，充分冷却该流体到至少部分冷凝，形成第三气流和一冷凝流体；

(3)将至少一部分所述冷凝流体在所述蒸馏塔的顶部进料位置供给该蒸馏塔；

(4)至少一部分所述第二气流与所述蒸馏气流进行热交换，提供步骤(2)的至少一部分冷却，之后排出至少一部分所述第二气流和所述第三气流作为所述挥发性残余气体馏份；和

15 (6)输送到所述蒸馏塔的所述原料流体的量和温度能有效地将所述蒸馏塔的塔顶温度保持在能使所述 C_3 组分和较重的烃类组分的主要部分在所述的相对低挥发性馏份中回收的温度。

上述方法中，在引出所述蒸馏气流区域上面的位置从所述蒸馏塔引出液体馏出流体，所述液体馏出流体被加热后在引出所述蒸馏气流区域下面的位置再输回到所述蒸馏塔作为第三原料。

上述方法中还涉及：

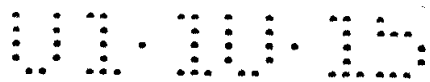
(1)所述冷凝流体被至少分成第一液流和第二液流；

(2)所述第一液流在蒸馏塔的顶部进料位置供给所述蒸馏塔；和

25 (3)所述第二液流作为蒸馏塔的第三原料供给所述蒸馏塔，所述第三进料位置与引出所述蒸馏气流的区域基本相同。

上述方法中，在引出所述蒸馏气流区域上面的位置从所述蒸馏塔引出液体馏出流体，所述液体馏出流体被加热后在引出所述蒸馏气流区域下面的位置再输回到所述蒸馏塔作为第四原料。

30 本发明还涉及一种用于将含甲烷、 C_2 组分、 C_3 组分和较重的烃类组分的气流分离成含所述甲烷和 C_2 组分的主要部分的挥发性残余气体馏份以及含所述 C_3 组分和较重的烃类组分的主要部分的相对低挥发性馏份的设备，该设备中有



(a)一个或多个第一热交换装置和/或配合地连接的膨胀装置，用以提供至少部分冷凝的气流，从而至少提供第一气流和至少一种含 C_3 组分的液流，该液流还含有较轻的烃；和

5 (b)蒸馏塔，其连接方式可以接受至少一种含 C_3 组分的液体流体进入其中，该蒸馏塔适合于将该液流分离成主要含甲烷和 C_2 组分的第二气流以及含所述 C_3 组分和较重的烃类组分的主要部分的相对低挥发性的馏份；

所述设备还包括：

(1)连接所述蒸馏塔的连接装置，该装置将至少一部分所述第一气流在塔中部的进料位置提供给所述蒸馏塔；

10 (2)连接所述蒸馏塔的蒸汽引出装置，该装置在所述第一气流下面的区域从所述蒸馏塔接受蒸馏气流；

(3)连接所述引出蒸汽装置的第二热交换装置，该装置接受所述蒸馏气流并充分冷却该流体使其至少部分冷凝；

15 (4)连接所述第二热交换装置的分离装置，该装置接受所述部分冷凝的馏出流体并分离该流体，从而形成第三气流和一冷凝流体，所述的分离设备还连接到所述蒸馏塔，在所述蒸馏塔的顶部进料位置提供至少一部分所述冷凝流体；

(5)所述蒸馏塔还连接所述第二热交换装置，该装置使该蒸馏塔中分离出的所述第二气流的至少一部分与所述蒸馏气流进行热交换；和

20 (6)控制装置，该装置适用于调节进入所述蒸馏塔的所述各原料流体的量和温度，以使所述蒸馏塔的顶部温度保持在能使所述 C_3 组分和较重的组分的主要部分在所述相对低挥发性馏份中回收的温度。

上述设备中，还包括：

(1)连接所述蒸馏塔液体引出装置，该装置从所述蒸馏塔所述蒸汽引出装置上面的区域接受液体馏出流体；

25 (2)连接所述液体引出装置的所述第一热交换装置，该装置接受所述液体馏出流体并加热该流体；和

(3)进一步连接到所述蒸馏塔所述第一热交换装置，在所述蒸馏塔所述蒸汽引出装置下面的区域向该蒸馏塔提供所述加热后的流体。

上述设备中，还包括：

30 (1)连接所述分离装置的分配装置，该装置接受所述冷凝流体并将其至少分成第一和第二液流，所述的分配装置还连接到所述蒸馏塔，在所述蒸馏塔的顶部进料位置向该蒸馏塔提供所述的第一液流；和

(2)所述的分配装置还连接到所述蒸馏塔，在所述蒸馏塔的和所述蒸汽引出装置基本相同的区域向该蒸馏塔提供所述第二液流。

上述设备中，还包括：

5 (1)连接所述蒸馏塔液体引出装置，该装置从所述蒸馏塔所述蒸汽引出装置上面的区域接受液体馏出流体；

(2)连接所述液体引出装置的第一热交换装置，该装置接受所述液体馏出流体并加热该流体；和

(3)所述的第一热交换装置还连接到所述蒸馏塔，该装置在所述蒸馏塔所述蒸汽引出装置下面的区域向该蒸馏塔提供所述加热的流体。

10 为了更好地理解本发明，可参考下面的实施例和附图。附图如下：

图 1 是根据美国专利 4,617,039 的现有技术的天然气低温处理工厂的流程图。

图 2 是根据美国专利申请 08/696,114 的另一个系统的低温膨胀天然气处理工厂的流程图。

图 3 是根据美国专利申请 08/696/114 的第二种系统的低温膨胀天然气处理工厂的流程图。

5 图 4 是本发明的天然气处理工厂的流程图。

图 5 是说明本发明另一种应用于天然气的方式的流程图。

图 6 是说明本发明的还有一种应用于天然气的方式的流程图。

在下面对上述图的解释中，提供了一些表，表中列出对各种操作条件计算的流量。在本文的表中，为方便起见，流量值(摩尔/小时)四舍五入为最接近的整数。表中列出的总流体流量包括所有的非烃组分，因此一般大于各种烃组分的流体流量的总和。所列的温度是四舍五入为最接近的度数的近似值。还应该注意，为比较图中所绘的各种方法进行的设计计算中，假设没有热量从环境泄漏到该过程或从该过程泄漏到环境。市售绝热材料的品质使这样的假设是十分合理的，而且这也是本领域技术人员一般采用的假设。

15

现有技术领域的描述

参考图 1，在所述的现有技术方法的模拟中，进口气体作为流体 31 在 80°F 和 580psia 下进入装置。如果进口气体含有会使产品流体不能满足技术要求的硫化物，则需要通过合适地预处理原料气体(未说明)来除去硫化物。另外，原料流体一般需经脱水，以防止在低温条件下形成水合物(冰)。为此目的一般使用固体干燥剂。

20 原料流体 31 通过在热交换器 10 中与 -97°F 的冷残余气体(流体 34a)和 -91°F 的分离器液体(流体 33a)的热交换来冷却。(是否使用一个以上的热交换器来进行该冷却取决于诸多因素，包括但不限于，进口气体流量、热交换器尺寸、流体温度等)。冷却的流体 31a 在 -73°F 和 570psia 进入分离器 11，分离出冷凝的液体(流体 33)和蒸汽(流体 32)。

30 来自分离器 11 的蒸汽(流体 32)进入做功的膨胀器 13，在膨胀器中从这部分高压原料获取机械能。机器 13 将蒸汽基本上等熵地从约 570psia 的压力膨胀至约 353psia，使膨胀做功的流体 32a 冷却至约 -110°F 。膨胀和部分冷凝的流体 32a 供给分离器/吸收器 15 的较低部位的吸收区段 15b。膨胀流体的液体部分与从吸收区段下降的液体合并，合并后的液体流 35 由分离器/吸收器底部流出，温度为 -111°F 。膨胀流体的蒸汽部分上升通过吸收区段，并与下降的冷液体接触，以冷

凝和吸收丙烷和较重的组分。

5 分离器/吸收器塔 15 是常用的蒸馏塔，有许多垂直方向上相互隔开的塔板、一个或多个填充床、或一些塔板和填充物的组合。在许多天然气工厂中，分离器/吸收器塔由两区段组成。上面区段 15a 是分离器，在此，顶部原料所含的任何蒸汽与其相应的液体部分分离，从较低的蒸馏或吸收区段 15b 上升的蒸汽与顶部原料的蒸汽部分(如果有)合并形成冷的馏出流体 34，从塔的顶部流出。较低的吸收区段 15b 有塔板和/或填充物，提供了下降液体和上升蒸汽间的必要接触，以冷凝和吸收丙烷以及较重的组分。

10 分离器/吸收器 15 底部的混合液体 35 由泵 16 供给去乙烷器 17 作为冷的塔顶原料(流体 35a)。分离器液体(流体 33)用于冷却前面所述的输入原料气体之前，通过膨胀阀 12 被闪蒸膨胀至略高于去乙烷器 17 的操作压力 368psia，并将流体 33 冷却至 -91°F (流体 33a)。流体 33b，此时处于 65°F ，在塔的中部进料位置进入去乙烷器 17，去除其甲烷和 C_2 组分。

15 去乙烷塔 17，在 368psia 下操作，也是常用的蒸馏塔，有许多在垂直方向上相互隔开的塔板、一个或多个填充床、或一些塔板和填充物的组合。去乙烷塔也可以包括两区段：上区段 17a，在此顶部原料所含的任何蒸汽与其相应的液体部分分离，从较低的去乙烷区段 17b 上升的蒸汽与顶部原料的蒸汽部分(如果有)合并形成冷的馏出流体 36，从塔的顶部流出。较低的去乙烷区段 17b 有塔板和/或填充物，提供下降液体和上升蒸汽间的必要接触。去乙烷区段 17b 还包括再沸器 18，再沸器 18 加热和蒸发位于塔底部的一部分液体，提供解吸蒸汽，该蒸汽向上流动，以解吸液体产品(流体 37)中的甲烷和 C_2 组分。底部液体产品的常规指标是其乙烷与丙烷的摩尔比值为 0.02:1。液体产品流体 37 从去乙烷器的底部流出，温度为 186°F ，在流入储槽之前，在热交换器 19 中被冷却至 110°F (流体 37a)。

25 去乙烷器的操作压力保持在略高于分离器/吸收器 15 的操作压力。这可以使去乙烷器的顶部蒸汽(流体 36)在压力下通过热交换器 20，并由此进入分离器/吸收器的上部。在热交换器 20 中， -21°F 的去乙烷器顶部流体通过与来自分离器/吸收器 15 的顶部流体(流体 34)热交换，将去乙烷器流体冷却至 -116°F (流体 36a)并部分冷凝。然后，部分冷凝的流体供给分离器/吸收器塔 15 的分离器区段，使其冷凝的液体分离为冷液体，与上升通过吸收区段的蒸汽接触。

30 离开分离器/吸收器 15 顶部的馏出流体是冷的残余气流 34，温度为 -117°F 。该残余气流，当其用于冷却和部分冷凝去乙烷器顶部流体时，与去乙烷器的顶部

5 流体 36 对流通过热交换器 20，并被加热至-97°F(34a)。当残余气体与投入的原料气体对流通过热交换器 10 时，残余气体被进一步加热至 75°F(流体 34b)。然后残余气体分两步再压缩。第一步是由膨胀机 13 驱动的压缩机 14。第二步是补充能源驱动的压缩机 22，它可以压缩残余气体(流体 34d)至销售的输送管线压力。在出口的冷却器 23 中冷却后，残余气体产品(流体 34e)流入销售气体管线，温度为 110°F，压力为 613psia。

下表列出了图 1 中所说明的方法的流体流量和能耗。

表 I

(图 1)

10

流量(磅摩尔/小时)

流体	甲烷	乙烷	丙烷	丁烷+	总量
31	81340	4128	878	439	87840
32	80476	3792	623	149	86078
33	864	336	255	290	1762
35	2199	1261	689	156	4359
36	3063	1581	121	7	4843
34	81340	4112	55	0	86562
37	0	16	823	439	1278

回收率*

丙烷 93.70%

丁烷+ 99.85%

马力

残余气压缩 21210

使用的热, MBTU/Hr

去乙烷器再沸器 22298

*(根据未四舍五入的流量)

待批申请专利的描述

15 图 2 所示为对上述现有技术领域的方法的改进(在美国专利申请 08/696,114 中公开)。图 2 所示的方法中的原料气体组成和条件与图 1 所示的相同。

在图 2 方法的模拟中，原料气体在 80°F 和 580psia 压力下作为流体 31 输入。原料流体 31 在交换器 10 中通过与-88°F 的冷残余气体(流体 34a)、-92°F 的分离器

液体(流体 33a)、以及 -107°F 的分离器/吸收器液体(流体 35a)的热交换来冷却。冷却后的流体 31a 在 -78°F 和 570psia 的压力下进入分离器 11, 在分离器 11 中, 蒸汽(流体 32)与冷凝液体(流体 33)分离。

来自分离器 11 的蒸汽(流体 32)进入作功的膨胀器 13, 在膨胀器中从高压原料获取机械能。膨胀机 13 将蒸汽基本上等熵地从约 570psia 的压力膨胀至约 396psia(分离器/吸收器 15 的操作压力), 使膨胀的流体 32a 冷却至约 -107°F 。膨胀和部分冷凝的流体 32a 进入分离器/吸收器 15 的较低部位。膨胀流体的液体部分与从吸收区段下降的液体混合, 混合后的液体流 35 从分离器/吸收器 15 的底部流出, 温度为 -108°F 。膨胀流体的蒸汽部分从吸收区段上升, 并与下降的冷液体接触后冷凝, 吸收丙烷和较重的组分。

用泵将来自分离器/吸收器 15 底部的混合液体流体 35 送到热交换器 10, 在热交换器 10 中, 流体 35a, 当其提供了对前面所述的投入原料气体的冷却时, 本身被加热。合并的液流在作为塔的中部原料供给去乙烷器 17 之前, 被加热至 -46°F , 成为部分汽化的流体 35b。分离器液体(流体 33)在用于冷却前面所述的投入原料气体之前, 通过膨胀阀 12 被闪蒸膨胀至略高于 411psia(去乙烷器 17 的操作压力), 使流体 33 冷却至 -92°F (流体 33a)。然后 70°F 的流体 33b 在较低的进料位置进入去乙烷器 17。在去乙烷器 17 中, 流体 35b 和 33b 被解吸其甲烷和 C_2 组分。制得的液体产品 37 从去乙烷器的底部流出, 温度为 198°F , 在流入储槽之前, 在热交换器 19 中被冷却至 110°F (流体 37a)

去乙烷器的操作压力保持在略高于分离器/吸收器 15 的操作压力。这可以使去乙烷器的顶部蒸汽(流体 36)在压力下通过热交换器 20, 然后进入分离器/吸收器 15 的上部。在热交换器 20 中, -25°F 的去乙烷器顶部流体通过与来自分离器/吸收器 15 的顶部流体(流体 34)热交换, 去乙烷器流体冷却至 -112°F (流体 36a)并部分冷凝。然后, 该部分冷凝的流体供给分离器/吸收器塔 15 的分离器区段, 使冷凝的液体与未冷凝蒸汽分离。未冷凝的蒸汽与从下面的吸收区段上升的蒸汽合并形成冷的馏出流体 34, 离开分离器/吸收器 15 的顶部。冷凝的液体分成两部分。一部分, 即流体 40 作为冷液体回到分离器/吸收器 15 的下部的吸收区段, 与通过吸收区段上升的蒸汽接触。另一部分, 即流体 39 通过泵 21 供给去乙烷器 17 作为回流, -112°F 的回流流体 39a 在顶部进料位置进入去乙烷器 17。

离开分离器/吸收器 15 顶部的馏出流体是冷的残余气流 34, 温度为 -113°F 。该残余气流, 当其用于冷却和部分冷凝去乙烷器顶部流体时, 与去乙烷器的顶部流体 36 对流通过热交换器 20, 并被加热至 -88°F (流体 34a)。当残余气体与投入

的原料气体对流通通过热交换器 10 时，该残余气体被进一步加热至 75°F(流体 34b)。然后残余气体分两步再压缩。第一步是由膨胀机 13 驱动的压缩机 14。第二步是补充能源驱动的压缩机 22，它可以压缩残余气体(流体 34d)至销售的输送管线压力。在出口的冷却器 23 中冷却后，残余气体产品(流体 34e)流入销售气体

5 管线，温度为 110°F，压力为 613psia。

下表列出了图 2 中所说明的方法的流体流量和能耗。

表 II

(图 2)

流量(磅摩尔/小时)

流体	甲烷	乙烷	丙烷	丁烷+	总量
31	81340	4128	878	439	87840
32	80084	3656	549	117	85436
33	1256	472	329	322	2404
35	2277	1139	597	117	4182
36	4378	2084	135	0	6695
40	2676	1549	102	0	4395
39	845	489	32	0	1388
34	81340	4112	55	0	86561
37	0	16	823	439	1279

10 回收率*

丙烷 93.68%

丁烷+ 100.00%

马力

残余气压缩 17536

使用的热, MBTU/Hr

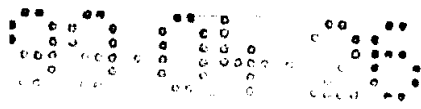
去乙烷器再沸器 16270

*(根据未四舍五入的流量)

图 3 所示为对上述图 1 的现有技术领域的方法的另一个改进(也在美国专利申请 08/696,114 公开)。图 3 所示的方法中的原料气体组成和条件与图 1 和图 2 中所

示的相同。

15 在图 3 方法的模拟中，原料气体的冷却和膨胀程序与图 2 所采用的基本相同。差别在于对于在热交换器 10 中冷却了进料的原料气体而被部分加热后(流体 35b)



的来自分离器/吸收器 15 的混合液流处置。参考图 3，来自泵 16 的流体 35a，如图 2 所示那样在热交换器 10 中冷却进料的原料气体时而被从 -112°F 加热至 -45°F 。加热后的流体 35b 于塔的顶部进料口供给去乙烷器 17，在 -45°F 下进入塔解吸其甲烷和 C_2 组分。制得的液体产品 37 从去乙烷器的底部流出，温度为 191°F ，并在流入储槽之前，在热交换器 19 被冷却至 110°F (流体 37a)。

去乙烷器的操作压力保持在略高于分离器/吸收器 15 的操作压力。这可以使去乙烷器的顶部蒸汽(流体 36)在压力下通过热交换器 20，然后进入分离器/吸收器 15 的上部。在热交换器 20 中， -15°F 的去乙烷器顶部流体通过与来自分离器/吸收器 15 的顶部流体(流体 34)热交换，被冷却至 -114°F (流体 36a)并部分冷凝。然后，部分冷凝的流体供给分离器/吸收器塔 15 的分离器区段，使冷凝的液体分离为冷液体，该液体与通过吸收区段上升的蒸汽接触。

离开分离器/吸收器顶部的馏出流体，温度为 -115°F ，是冷的残余气流 34。该残余气流在热交换器 20 中与去乙烷器顶部的流体 36 对流，当其提供了对去乙烷器顶部流体的冷却和部分冷凝时本身被加热至 -71°F (流体 34a)。残余气体在热交换器 10 中与进料气体对流时被进一步加热至 75°F (流体 34b)。然后残余气体分两步再压缩。第一步是由膨胀机 13 驱动的压缩机 14。第二步是补充能源驱动的压缩机 22，它可以压缩残余气体(流体 34d)至销售的输送管线压力。在出口的冷却器 23 中冷却后，残余气体产品(流体 34e)流入销售气体管线，温度为 110°F ，压力为 613psia。

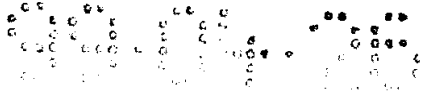
下表列出了图 3 中所说明的方法的流体流量和能耗。

表 III

(图 3)

流量(磅摩尔/小时)

流体	甲烷	乙烷	丙烷	丁烷+	总量
31	81340	4128	878	439	87840
32	80347	3746	596	137	85861
33	993	382	282	302	1979
35	4995	2983	826	153	9080
36	5988	3349	285	17	9781
34	81340	4112	55	0	86561
37	0	16	823	438	1278



回收率*

丙烷 93.68%

丁烷+ 99.83%

马力

残余气压缩 20215

使用的热, MBTU/Hr

去乙烷器再沸器 20254

*(根据未四舍五入的流量)

上述的三种方法采用了两个分馏塔，即吸收器/分离器 15 和去乙烷器 17，以
 5 获得在吸收器/分离器 15 中的吸收冷却效果，其中，通过流体 36a 中所含的甲烷
 和乙烷液体的蒸发使从该塔上升的蒸汽饱和而提供了该塔的冷冻。(注意，因此，
 离开塔顶的蒸汽和离开塔底的液体的温度均比该塔两端的各进料流体的低。这一
 吸收冷却效应使塔顶流体(流体 34)提供热交换器 20 中所需的冷却，部分冷凝去乙
 烷器的塔顶部流体(流体 36)而不必使去乙烷器 17 在明显高于分离器/吸收器 15 的
 10 压力下操作)。但是，需要两个塔提供驱动压力，使去乙烷器 17 的塔顶流体 36
 通过热交换器 20 并到达吸收器/分离器顶部的进料位置。顶部进料的流体 36a 通
 常不会全部冷凝，其蒸汽部分简单地与从吸收器区段 15b 上升的蒸汽合并形成冷
 却的残余气流 34。因此，流体 36a 的未冷凝部分在吸收器/分离器 15 内并未对吸
 收冷却做出贡献。

15 本发明的详细描述

实施例 1

图 4 是说明本发明方法应用于图 1 方法的流程图。图 4 中的原料气体组成和条
 件与图 1 中的相同。因此，图 4 的方法可以与图 1 的方法比较，来说明本发明的
 优点。

20 在图 4 方法的模拟中，原料气体在 80⁰F 和 580psia 压力下作为流体 31 输入。
 原料流体 31 在交换器 10 中通过与-97⁰F 的冷残余气体(流体 34)和-91⁰F 的分离器
 液体(流体 33a)的热交换来冷却。冷却后的流体 31a 在-73⁰F 和 570psia 的压力下进
 入分离器 11，在分离器 11 中，从冷凝液体(流体 33)中分离出蒸汽(流体 32)。

来自分离器 11 的蒸汽(流体 32)进入作功膨胀器 13，在膨胀器中从高压原料获
 25 取机械能。机器 13 将蒸汽基本上等熵地从约 570psia 的压力膨胀至约 355psia(去
 乙烷器 17 的操作压力)，作功膨胀后膨胀的流体 32a 冷却至约-110⁰F。膨胀和部

分冷凝的流体 32a 在塔的中上部进料位置进入分离器/吸收器 17。

去乙烷塔 17 是常用的蒸馏塔，有许多在垂直方向上相互隔开的塔板、一个或多个填充床、或一些塔板和填充物的组合。去乙烷塔包括两区段：上部吸收(精馏)区段 17a，它有塔板和/或填充物，提供膨胀后流体 32a 的气体部分与下降的冷液体的充分接触，以冷凝和吸收丙烷和较重的组分；下部分的解吸区段 17b，它有塔板和/或填充物，提供下降液体与上升蒸汽间的必要接触。去乙烷区段 17b 还包括一个再沸器，加热和汽化塔底的一部分液体，提供从塔底向上流动的解吸蒸汽，以解吸流体产品(流体 37)的甲烷和 C₂ 组分。流体 32a 在位于去乙烷器 17 的吸收区段 17a 的较低区域的塔的中上部进料位置进入去乙烷器 17。膨胀后流体的液体部分与从吸收部分 17a 下降的液体合并，合并的液体继续下降到去乙烷器 17 的解吸区段 17b。膨胀后流体的蒸汽部分上升通过吸收区段，与下降的冷液体接触，以冷凝和吸收丙烷以及较重的组分。

从解吸区段 17b 的上部区域引出一部分蒸馏蒸汽(流体 36)。该流体然后在热交换器 20 中，与去乙烷器冷的塔顶流体 38(从去乙烷器 17 的顶部流出，温度为 -117°F)热交换，被冷却和部分冷凝。冷却的去乙烷器顶部流体当其将流体 36 从 -24°F 冷却至约 -116°F(流体 36a)时被加热至约 -97°F。

回流分离器 15 中的操作压力保持在略低于去乙烷器 17 的操作压力。这可以使馏出的蒸汽流体 36 在压力下通过热交换器 20，然后进入回流分离器 15，在分离器 15 中，冷凝的液体(流体 39)与未冷凝的蒸汽(流体 42)分离。未冷凝的蒸汽 42 与来自交换器 20 的加热后的去乙烷器顶部流体 38a 合并，形成冷的残余气流 34。

来自回流分离器 15 的液流 39 由泵 21 压至略高于去乙烷器 17 的操作压力，然后流体(39a)作为冷的塔顶原料(回流)供给去乙烷器 17。这一冷的液体原料(回流)在去乙烷器 17 的吸收(精馏)区段 17a 吸收和冷凝从下面上升的丙烷和较重的组分，提供了与图 1 方法中吸收器/分离器 15 相同的吸收冷却作用。

去乙烷器 17 的解吸区段 17b 中，原料流体被解吸了其甲烷和 C₂ 组分。制得的液体产品(流体 37)从去乙烷器底部流出，温度为 182°F，在流入储槽之前，在热交换器 19 中冷却至 110°F(流体 37a)。

冷的残余气流 34 在热交换器 10 中与进料气体对流，被加热至 75°F(流体 34a)。然后残余气体分两步再压缩。第一步是由膨胀机 13 驱动的压缩机 14。第二步是补充能源驱动的压缩机 22，它压缩残余气体(流体 34d)至销售输送管线压力。在出口的冷却器 23 中冷却后，残余气体产品(流体 34e)流入销售气体管线，温度为

110°F, 压力为 613psia.

下表列出了图 4 中所说明的方法的流体流量和能耗.

表 IV

(图 4)

流量(磅摩尔/小时)

流体	甲烷	乙烷	丙烷	丁烷+	总量
31	81340	4128	878	439	87840
32	80447	3782	616	146	86029
33	893	346	262	293	1811
36	3130	1604	117	7	4930
42	932	49	0	0	991
39	2198	1555	117	7	3939
38	80408	4062	52	0	85569
34	81340	4111	52	0	86560
37	0	17	826	439	1280

回收率*

丙烷 93.96%
 丁烷+ 100.00%

马力

残余气压缩 21210

使用的热, MBTU/Hr

去乙烷器再沸器 22060

*(根据未四舍五入的流量)

实质上, 图 4 的方法使图 1 中的流体 36a 的蒸汽部分旁路通过热交换器 20, 这样可以使图 1 方法中的吸收器/分离器 15 的吸收区段 15b 并入图 4 方法中的去乙烷器 17 中作为吸收区段 17a. 虽然这使图 4 方法中进入热交换器 20 的去乙烷器顶部流体 38 的量略有降低(相对于图 1 方法中的流体 34 的量), 但可使吸收区段 17a 和解吸区段 17b 基本上在相同的压力下操作. 这样可以在塔内提供更有利的汽-液平衡, 足以补偿热交换器 20 中的冷却的微小损失而有余. 事实上, 比较图 1 方法的表 I 列出的数值与图 4 方法的表 IV 列出的数值表明, 在同样的残余气压缩马力下, 图 4 的方法获得的丙烷回收率比图 1 方法好 0.3%. 同时, 图 4 的方法显著降低了工厂的投资成本. 图 1 方法中的两个分馏塔被合并为图 4 方法中

的一个塔，这样节约了设备和安装成本。另外，图 4 的回流分离器 15 比图 1 方法的吸收器/分离器 15 的顶部分离器部分 15a 小，这样可以进一步节约成本。

实施例 2

5 图 5 是说明本发明优选实施方案应用于图 2 方法的流程图。图 5 中的原料气体组成和条件与图 2 中的相同。因此，图 5 的方法可以与图 2 的方法比较，来说明本发明的优点。

在图 5 方法的模拟中，原料气体在 80°F 和 580psia 压力下作为流体 31 输入。原料流体 31 在交换器 10 中通过与 -90°F 的冷残余气体(流体 34)、 -94°F 的分离器液体(流体 33a)、以及 -108°F 的去乙烷器液体(流体 35)的热交换来冷却。冷却后的
10 流体 31a 在 -78°F 和 570psia 的压力下进入分离器 11，在分离器 11 中，从冷凝液体(流体 33)中分离出蒸汽(流体 32)。

来自分离器 11 的蒸汽(流体 32)进入作功的膨胀器 13，在膨胀器中从高压原料获取机械能。机器 13 将蒸汽基本上等熵地从约 570psia 的压力膨胀至约 396psia(去
15 乙烷器 17 的操作压力)，作功膨胀后膨胀的流体 32a 冷却至约 -107°F 。膨胀和部分冷凝的流体 32a 进入去乙烷器 17 的吸收(精馏)区段的较低部位。膨胀后流体的液体区段与从吸收部分下降的液体混合，混合的液体向下进入去乙烷器 17 的解吸区段。膨胀后的流体的蒸汽部分上升通过吸收区段，并与下降的冷液体接触，冷凝和吸收丙烷和较重的组分。

20 从解吸区段 17b 的上部区域将一股液流 35 引出去乙烷器 17，并送到热交换器 10，如前面所述的该流体在热交换器中，当其提供了对进料气体的冷却时本身被加热。来自去乙烷器的这一液体的流动一般通过热虹吸管循环，但也可使用泵。该液流被加热至 -56°F ，使流体 35a 在作为塔中部的原料，通常在解吸区段的中间区域进入去乙烷器之前部分汽化。

25 分馏器液体(流体 33)通过膨胀阀 12 闪蒸膨胀至略高于去乙烷器 17 的操作压力 396psia，使该流体如前面所述的提供进料气体的冷却之前，被冷却至 -94°F (流体 33a)。流体 33b 的温度为 71°F ，在塔的中下部进料位置进入去乙烷器 17。去乙烷器中，流体 35a 和 33b 解吸出甲烷和 C_2 组分。制得的液体产品(流体 37)从去乙烷器底部流出，温度为 194°F ，并在流入储槽之前在热交换器 19 中被冷却至
30 110°F (流体 37a)。

从去乙烷器 17 的解吸区段的上部引出一部分蒸馏蒸汽(流体 36)。然后该流体通过与冷却的去乙烷器顶部蒸汽流体 38(从去乙烷器 17 顶部流出，温度约为-

113°F)的热交换被冷却和部分冷凝。去乙烷器顶部的流体在将流体 36 从-28°F 冷却至约-112°F(流体 36a)时本身被加热至约-89°F。

去乙烷器的操作压力保持在略高于回流分离器 15 的操作压力。这可以使馏出的汽流 36 在压力下通过热交换器 20，然后进入回流分离器 15，在回流分离器
5 中，冷凝的液体(流体 39)与未冷凝的蒸汽(流体 42)分离。未冷凝的蒸汽与来自热交换器 20 的加热的去乙烷器顶部流体 38a 合并形成冷的残余气流 34。冷凝的液体(流体 39)由泵 21 加压至略高于去乙烷器 17 的操作压力。泵压后的流体 39a 至少分成两部分。一部分，即流体 40 作为顶部原料(回流)通到去乙烷器 17，作为
10 与上升通过吸收(精馏)区段的蒸汽接触的冷液体。另一部分，即流体 41 在位于解吸区段上部区域的塔中部进料位置供给去乙烷器 17，使馏出汽流 36 部分精馏。

冷的残余气流 34 在热交换器 10 中，与进料气体对流时被加热至 75°F(流体 34a)，然后残余气体分两步再压缩。第一步是由膨胀机 13 驱动的压缩机 14。第二步是补充能源驱动的压缩机 22，它压缩残余气体(流体 34c)至销售的输送管线压力。在出口的冷却器 23 中冷却后，残余气体产品(流体 34d)流入销售气体管线，
15 温度为 110°F，压力为 613psia。

下表列出了图 5 中所说明的方法的流体流量和能耗。

表 V

(图 5)

流量(磅摩尔/小时)

流体	甲烷	乙烷	丙烷	丁烷+	总量
31	81340	4128	878	439	87840
32	80065	3650	546	116	85407
33	1275	478	332	323	2433
35	2241	1114	583	120	4105
36	4289	2019	113	0	6516
42	845	44	1	0	898
39	3444	1975	112	0	5618
40	2669	1531	87	0	4354
41	775	444	25	0	1264
38	80495	4068	49	0	85659
34	81340	4112	50	0	86557
37	0	16	828	439	1283

回收率*

丙烷	94.24%
丁烷+	100.00%
<u>马力</u>	
残余气压缩	17534
<u>使用的热, MBTU/Hr</u>	
去乙烷器再沸器	16000

*(根据未四舍五入的流量)

比较图 2 方法的表 II 列出的数值与图 5 方法的表 V 列出的数值, 再次表明, 通过使图 2 方法中的流体 36a 的蒸汽部分经旁路通过热交换器 20, 可以将图 2 方法中的吸收器/分离器 15 以及去乙烷器 17 所提供的分馏作用合并在一个塔中, 即图 5 方法中的去乙烷器 17. 通过使用来自塔的分馏液体在热交换器 10 中使进口气体部分冷却, 以及将来自回流分离器 15 的液流 39a 分成两个去乙烷器的进料, 可以与图 2 方法一样在产品回收和能量利用方面得到改进. 事实上, 由于在一个塔内进行分馏, 塔可以在较低压力下操作, 导致更有利的汽-液平衡. 这样, 在与图 2 方法基本相同的再压缩能量要求和相对于图 2 方法较低的再沸器负荷下, 产品的回收率可提高 0.56%. 正如实施例 1, 这种一个分馏塔体系将显著节约投资成本. 另外, 与图 2 的方法比较, 一个分馏塔省去了吸收器/分离器泵, 进一步节约了投资和操作费用.

比较图 4 和图 5 的表 IV 和表 V 的数值表明, 本发明图 5 的实施方案优于图 4 的实施方案. 与图 4 的实施方案相比, 图 5 实施方案中分开的回流流体(流体 40 和 41)可以精馏去乙烷器顶部流体 38 和部分精馏馏出汽流 36, 减少了在两个流体中 C₃ 和重组分的量. 图 5 的实施方案与图 4 的实施方案相比, 丙烷回收率提高了 0.28%, 而残余气压缩能量减小 17%, 去乙烷器的再沸器负荷减小 27%. 因此, 图 5 的是本发明的优选实施方案.

20

实施例 3

图 6 是说明本发明的方法应用于图 3 方法的流程图. 图 6 中的原料气体组成和条件与图 3 中的相同. 因此, 图 6 的方法可以与图 3 的方法比较, 来说明本发明的优点.

25 在图 6 方法的模拟中, 原料气体在 80°F 和 580psia 压力下作为流体 31 输入. 原料流体 31 在热交换器 10 中通过与 -70°F 的冷残余气体(流体 34)、-93°F 的分离

器液体(流体 33a)、以及 -112°F 的去乙烷器液体(流体 35)的热交换来冷却。冷却后的流体 31a 在 -75°F 和 570psia 的压力下进入分离器 11，在分离器 11 中，从冷凝液体(流体 33)中分离出蒸汽(流体 32)。

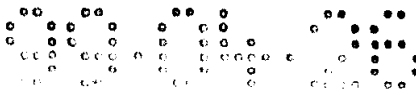
来自分离器 11 的蒸汽(流体 32)进入作功的膨胀器 13，在膨胀器中从高压原料获取机械能。机器 13 将蒸汽基本上等熵地从约 570psia 的压力膨胀至约 371psia(去乙烷器 17 的操作压力)，作功膨胀使膨胀的流体 32a 冷却至约 -109°F 。膨胀和部分冷凝的流体 32a 进入去乙烷器 17 的吸收(精馏)区段的较低部位。膨胀后流体的液体部分与从吸收区段下降的液体混合，混合的液体向下进入去乙烷器 17 的解吸区段。膨胀后流体的蒸汽部分上升通过吸收区段，并与下降的冷液体接触，冷凝和吸收丙烷和较重的组分。

从解吸区段 17b 的上部区域将一段液流 35 引出去乙烷器 17，并送到热交换器 10，如前面所述的在热交换器中，当该流体提供了进料气体的冷却时本身被加热。来自去乙烷器的这一液体的流动一般通过热虹吸管循环，但也可使用泵。该液流被加热至 -56°F ，使流体 35a 在作为塔中部的原料，通常在解吸区段的中间区域回到去乙烷器 17 之前部分汽化。

分馏器液体(流体 33)通过膨胀阀 12 闪蒸膨胀至略高于去乙烷器 17 的操作压力 371psia，使该流体如前面所述的提供对进料气体的冷却之前，被冷却至 -93°F (流体 33a)。流体 33b 的温度为 71°F ，在塔的中下部进料位置进入去乙烷器 17。去乙烷器中，流体 35a 和 33b 解吸出甲烷和 C_2 组分。制得的液体产品(流体 37)从去乙烷器底部流出，温度为 187°F ，并在流入储槽之前在热交换器 19 中被冷却至 110°F (流体 37a)。

从去乙烷器 17 的解吸区段的上部引出一部分蒸馏蒸汽(流体 36)。然后该流体通过与冷却的去乙烷器顶部气流 38(从去乙烷器 17 顶部流出，温度约为 -115°F)的热交换被冷却和部分冷凝。去乙烷器顶部的流体在将流体 36 从 -25°F 冷却至约 -114°F (流体 36a)时本身被加热至约 -70°F 。

去乙烷器 17 的操作压力保持在略高于回流分离器 15 的操作压力。这可以使馏出气流 36 在压力下通过热交换器 20，然后进入回流分离器 15，在回流分离器中，冷凝的液体(流体 39)与未冷凝的蒸汽(流体 42)分离。未冷凝的蒸汽与来自热交换器 20 的加热的去乙烷器顶部流体 38a 合并形成冷的残余气流 34。来自回流分离器 15 的冷凝液体(流体 39)由泵 21 加压至略高于去乙烷器 17 的操作压力。泵压后的流体 39a 作为顶部原料(回流)送到去乙烷器 17，作为与上升通过吸收区段的蒸汽接触的冷液体。



冷的残余气流 34 在热交换器 10 中，与进料气体对流时被加热至 75°F(流体 34a)。残余气体分两步再压缩。第一步是由膨胀机 13 驱动的压缩机 14。第二步是补充能源驱动的压缩机 22，它可以压缩残余气体(流体 34c)至销售输送管线压力。在出口的冷却器 23 中冷却后，残余气体产品(流体 34d)流入销售气体管线，温度为 110°F，压力为 613psia。

下表列出了图 6 中所说明的方法的流体流量和能耗。

表 VI

(图 6)

流量(磅摩尔/小时)

流体	甲烷	乙烷	丙烷	丁烷+	总量
31	81340	4128	878	439	87840
32	80336	3742	594	136	85844
33	1004	386	284	303	1996
35	5187	3089	826	152	9380
36	6191	3459	285	17	10097
42	759	39	0	0	806
39	5432	3420	285	17	9291
38	80581	4073	53	0	85755
34	81340	4112	53	0	86561
37	0	16	825	439	1279

10 回收率*

丙烷 93.86%
丁烷+ 100.00%

马力

残余气压缩 20215

使用的热, MBTU/Hr

去乙烷器再沸器 19770

*(根据未四舍五入的流量)

15 比较图 3 方法的表 III 列出的数值与图 6 方法的表 VI 列出的数值，再次表明，通过使图 3 方法中的流体 36a 的蒸汽部分经旁路通过热交换器 20，可以将图 3 方法中的吸收器/分离器 15 以及去乙烷器 17 提供的分馏作用，合并在一个塔中，即图 6 方法中的去乙烷器 17。通过使用来自塔的分支液体在热交换器 10 中使进

口气体部分冷却，可以与图 3 方法一样在产品回收和能量利用方面得到改进。由于在一个塔内进行分馏，塔可以在导致更有利的汽-液平衡的较低压力下操作。这样，在与图 3 方法基本相同的再压缩能量需求和相对于图 3 方法较低的再沸器负荷下，产品的回收率可提高 0.18 %。正如实施例 1，这种单个分馏塔体系将显著节约投资成本。

比较图 4 和图 6 的表 IV 和表 VI 的数值表明，本发明图 6 的实施方案可以提供与图 4 基本相同的回收率，但略降低了动力消耗量(残余气压缩能量和去乙烷器再沸器负荷)。比较图 5 和图 6 的表 V 和表 VI 的数值表明，图 6 的实施方案的效率不如图 5 的实施方案，但是图 6 实施方案的简单装置提供了投资成本的优势，而压倒了其动力消耗量较高的缺点。本发明的图 4、5 和 6 的实施方案的选择取决于诸多因素，如工厂规模、可使用的设备、以及投资成本和操作成本间的经济平衡。

其它实施方案

根据本发明，将去乙烷器的吸收(精馏)区段设计成多个理论分离阶段一般是有利的。但是，本发明的优点可以少至一个理论阶段就可达到，认为甚至一个分馏理论阶段就可以获得这些优点。例如，所有或部分离开回流分离器 15 的冷凝液体(流体 39)以及所有或部分来自做功膨胀机 13 的部分冷凝流体 32a 可以混合(如在连接膨胀机和去乙烷器的管中)，如果完全混合，蒸汽和液体将混合在一起，并根据总的混合流体中各组分的相对挥发度分离。在本发明中，可以认为这样两种流体的混合构成了吸收区段。

如在前面优选的实施方案(图 5)中所述，馏出气流 36 被部分冷凝，产生的冷凝物用于从离开做功膨胀机的蒸汽中吸收有价值的 C_3 组分和重组分。但是，本发明并不限于这一所述方案。例如可按照这种方式仅处理做功膨胀机的排出汽体的一部分，或仅使用冷凝物的一部分作为吸收剂，如果其它的设计考虑表明一部分做功膨胀机出口汽体或冷凝物应该从去乙烷器的吸收区段旁路。原料气体的条件、工厂规模、可使用的设备或其它因素可能表明，取消做功膨胀机 13，或用其它的膨胀装置(膨胀阀)取代是可行的，或者在热交换器 20 中使全部(而不是部分)馏出蒸汽流体 36 冷凝是可能的或是较好的。还应该注意，根据原料气体的组成，使用外部冷冻来提供热交换器 20 中对馏出蒸汽流体 36 的部分冷却可能是有利的。

本发明的实践中，在去乙烷器和回流分离器之间必须有小的压力差。如果馏

出汽流 36 通过热交换器 20 并进入分离器 15，而没有任何升压，则分离器的操作压力必须略低于去乙烷器 17 的操作压力。在这情况下，由分离器排出的液流可以泵压至去乙烷器的进料位置。另一种方法是提供一个用于升压的鼓风机，将馏出蒸汽流体 36 在热交换器 20 和分离器 15 中的操作压力，提升至足以不使用泵就能将液流 39 供给去乙烷器 17。

必须对每一个具体应用评价用于过程热交换的分离器液体、去乙烷器侧流液体和回流分离器液体的使用和分配、用于冷却原料气体和去乙烷器原料流体的热交换器的具体排列、以及用于具体热交换器设备的工作流体的选择。而且，使用外部致冷来补充用其它过程流体对原料气体的冷却也可以被采用，尤其在进口气体富于实施例 1 所使用的气体的情况。

还应认识到，流体 39a(在图 5 中被分出两个塔原料)每一分支流中所含冷凝液体的相对量将取决于诸多因素，包括气体压力、原料气体组成和可使用的马力。在不对本发明具体应用的具体情况作出评价时，一般不能预测最佳的分配。图 4 至图 6 中所绘制的塔中部的进料位置是对所述的方法的操作条件的较好的进料位置。但是，塔中部的进料的相对位置可根据进口组成或其它因素，如要求的回收率等改变。而且，可根据各流体的温度及其数量将两个或多个原料流体，或其部分混合，然后混合的流体输入塔中部的进料位置。图 4 至图 6 是在所示的组成和压力下的优选实施方案。尽管描述了在具体的膨胀设备中各自流体的膨胀，但是可以使用其它合适的膨胀设备，例如，实际条件可能会需要冷凝液体流体(流体 33)做功膨胀。

本发明提高了单位动力消耗量下的 C₃ 组分回收率，还降低了投资费用，因为所有的分馏可以在一个塔内进行。对操作去乙烷过程所需的动力消耗量的改进表现为降低了压缩或再压缩所需的能量、降低了外部冷冻所需的能量、降低了塔的再沸器所需的能量，或它们的组合。如果需要，还可以提高一定动力消耗量下的 C₃ 组分回收率。

以上描述了被认为是本发明的优选实施方案，本发明领域的技术人员应该理解，在不偏离由权利要求书定义的本发明的精神下，为使本发明适应各种条件、原料类型或其它要求，可以对本发明进行其它和进一步的修改。

说明书附图

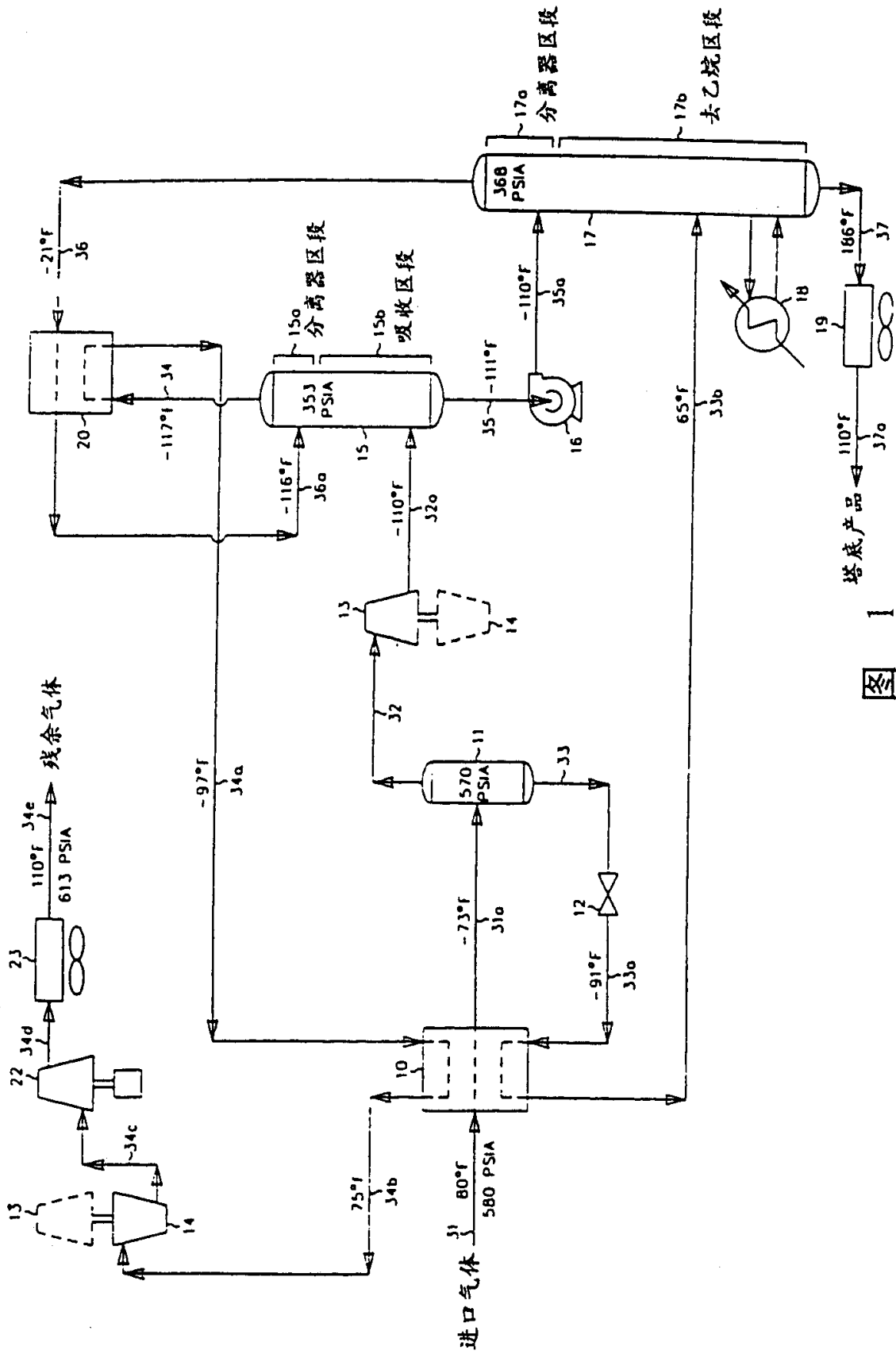


图 1
(现有技术)

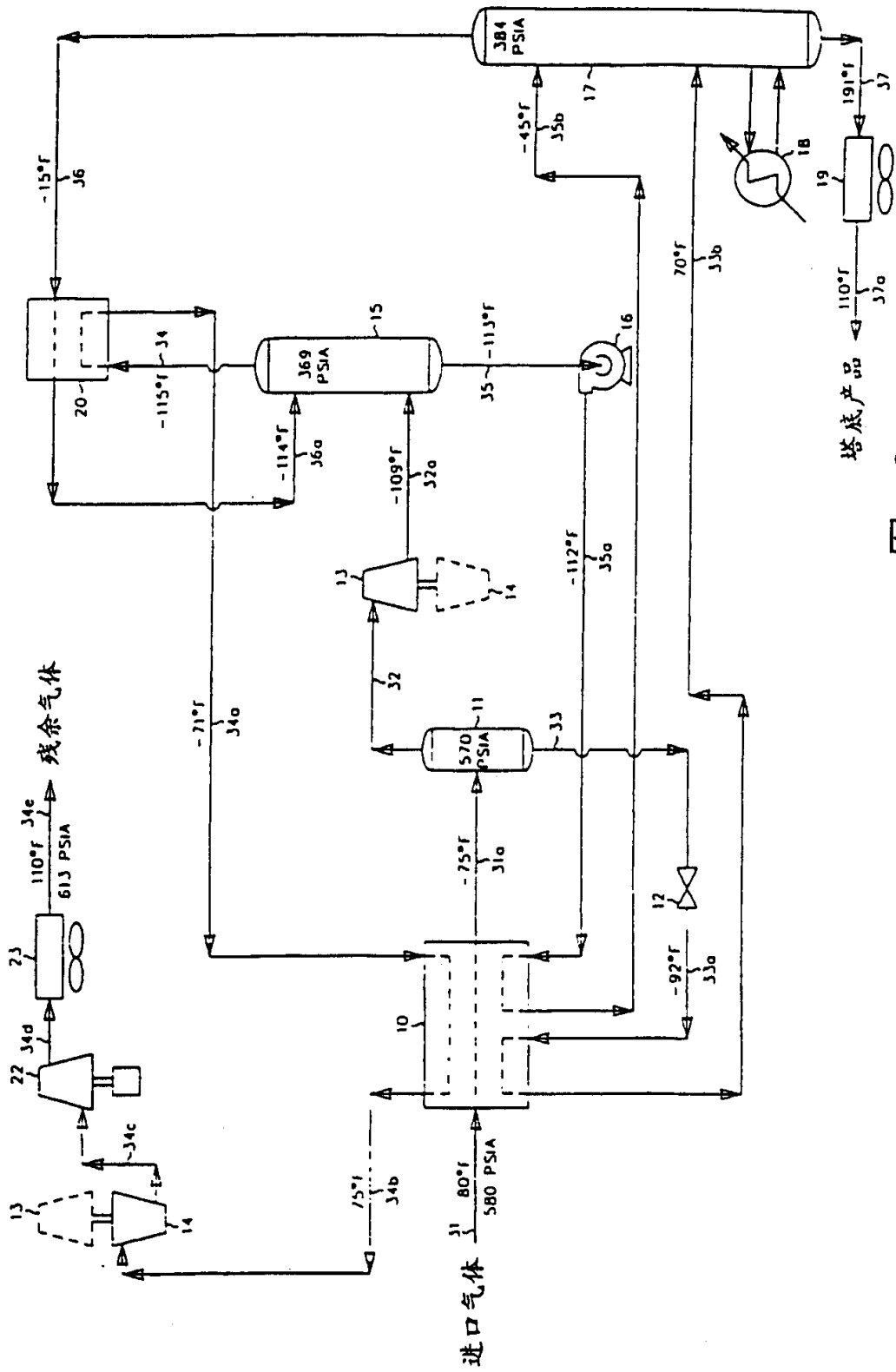


图 3

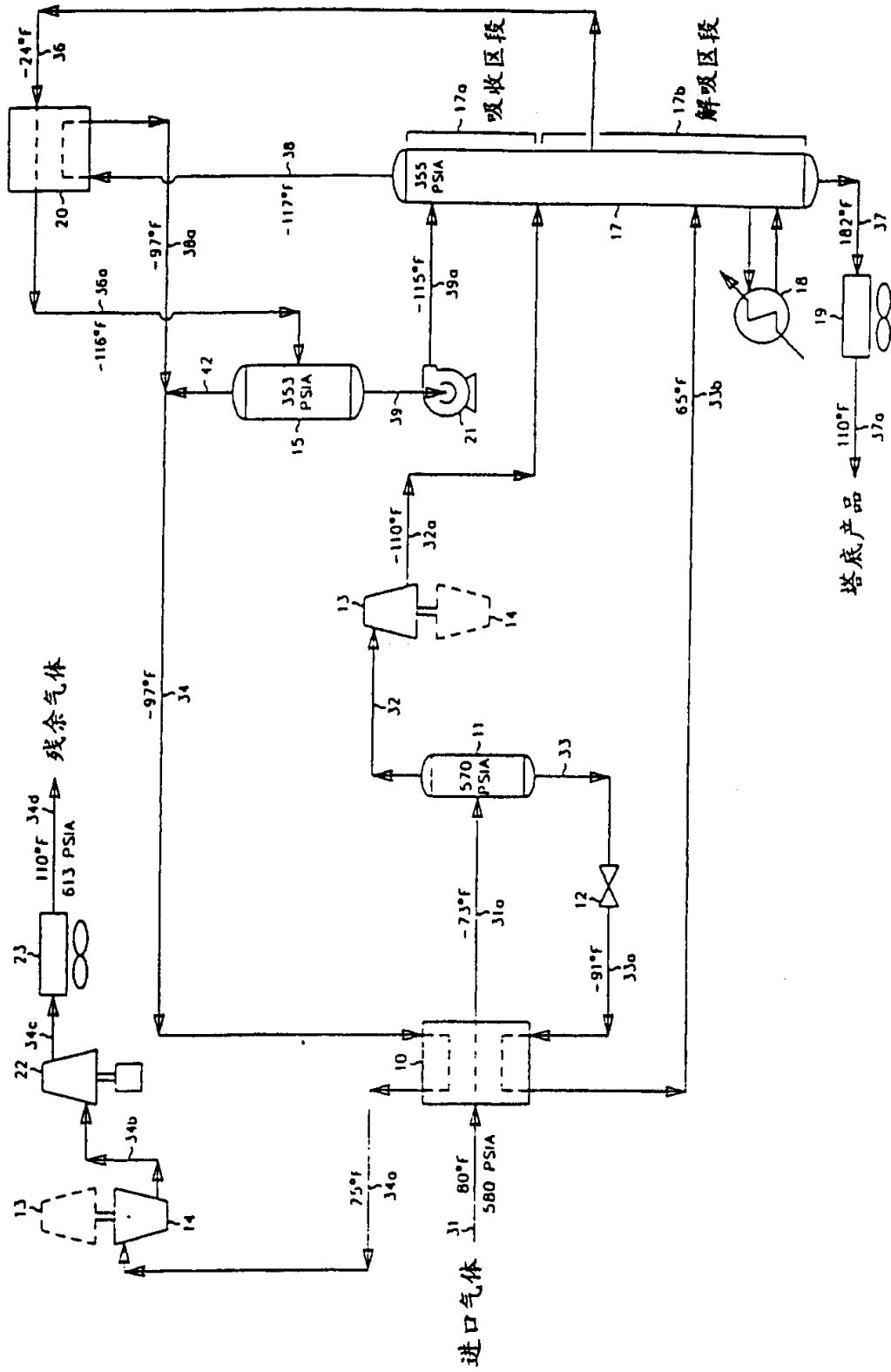


图 4

