



(19)中華民國智慧財產局

(12)發明說明書公告本

(11)證書號數：TW I737680 B

(45)公告日：中華民國 110 (2021) 年 09 月 01 日

(21)申請案號：106104669

(22)申請日：中華民國 106 (2017) 年 02 月 13 日

(51)Int. Cl. : C07C7/04 (2006.01)

C07C11/04 (2006.01)

B01D3/42 (2006.01)

B01J3/00 (2006.01)

(30)優先權：2016/02/19 歐洲專利局

EP 16 156 548.6

(71)申請人：德商林德股份有限公司 (德國) LINDE AKTIENGESELLSCHAFT (DE)

德國

(72)發明人：胡費爾 托本 HOFEL, TORBEN (DE)；卡門 馬丁 KAMANN, MARTIN (DE)；
史考區 麥克 SCHOLCH, MICHAEL (DE)；麥克拉肯 西恩 MCCracken, SEAN
(DE)；庫克 約瑟夫 KUNKEL, JOSEF (DE)；克萊克 岡瑟 KRACKER,
GUNTHER (DE)

(74)代理人：楊長峯

(56)參考文獻：

TW 201532653A

JP 8-311460A

US 2813920A

WO 1999/61852A1

WO 2014/064172A2

WO 2014/134703A1

審查人員：謝岡典

申請專利範圍項數：14 項 圖式數：6 共 26 頁

(54)名稱

用於獲得超臨界狀態的乙烯產物的方法和裝置

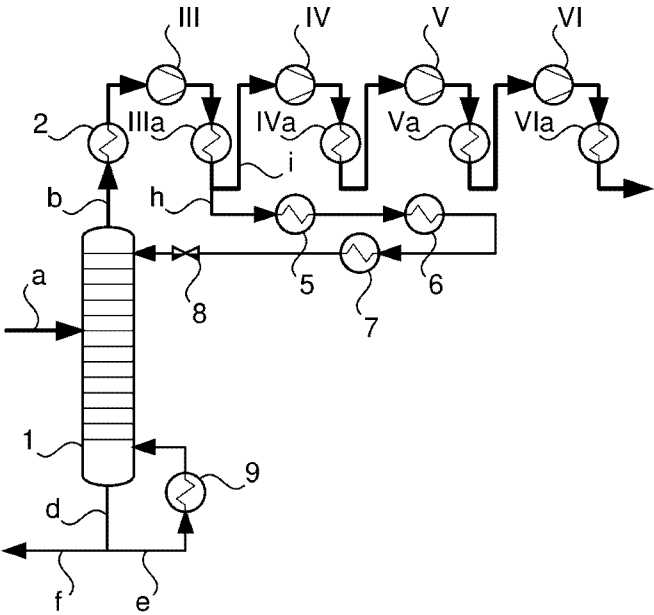
(57)摘要

本發明提出一種用於獲得超臨界狀態的乙烯產物的方法，在該方法中，在蒸餾塔(1)中分離主要或僅包含乙烯和乙烷的氣體混合物，其係在 5 至 15bar 的蒸餾壓力位準下操作，以形成主要或僅包含乙烯的塔頂產物和主要或僅包含乙烷的底部產物，塔頂產物以氣態自蒸餾塔(1)的頂部排出，且其第一部分被液化並作為回流返回至蒸餾塔(1)，而其第二部分被轉化為超臨界狀態並用作為乙烯產物。為了將第二部分轉換為超臨界狀態，進行從蒸餾壓力位準經由多個中間壓力位準到超臨界壓力位準的多階段壓縮的配置，多階段壓縮中的第二部分主要或全部從氣態轉變成超臨界狀態。其相應的裝置也是本發明的所揭露之內容。

A method for obtaining an ethylene product in a supercritical state is proposed, in which method a gas mixture containing predominantly or exclusively ethylene and ethane is separated in a distillation column (1), which is operated at a distillation pressure level of from 5 to 15 bar, into an overhead product containing predominantly or exclusively ethylene and a bottom product containing predominantly or exclusively ethane, the overhead product being withdrawn in the gaseous state from the head of the distillation column (1) and a first portion thereof being liquefied and returned as reflux to the distillation column (1) and a second portion thereof being converted into a supercritical state and being used as the ethylene product. Provision is made that, for converting the second portion into the supercritical state, multi-stage compression from the distillation pressure level via a plurality of intermediate pressure levels to a supercritical pressure level is carried out, the second portion in the multi-stage compression being converted predominantly or exclusively

from the gaseous into the supercritical state. A corresponding installation is likewise a subject of the invention.

指定代表圖：



符號簡單說明：

1:蒸餾塔

2、5、6、7、9、

IIIa、IVa、Va、VIa:

熱交換器

III、IV、V、VI:壓縮

機階段

8:閥

a、b、d、e、f、h、i:

流

第 2 圖



I737680

【發明摘要】

公告本

【中文發明名稱】 用於獲得超臨界狀態的乙烯產物的方法和裝置

【英文發明名稱】 Method and installation for obtaining an ethylene product in a supercritical state

【中文】

本發明提出一種用於獲得超臨界狀態的乙烯產物的方法，在該方法中，在蒸餾塔(1)中分離主要或僅包含乙烯和乙烷的氣體混合物，其係在5至15 bar的蒸餾壓力位準下操作，以形成主要或僅包含乙烯的塔頂產物和主要或僅包含乙烷的底部產物，塔頂產物以氣態自蒸餾塔(1)的頂部排出，且其第一部分被液化並作為回流返回至蒸餾塔(1)，而其第二部分被轉化為超臨界狀態並用作為乙烯產物。為了將第二部分轉換為超臨界狀態，進行從蒸餾壓力位準經由多個中間壓力位準到超臨界壓力位準的多階段壓縮的配置，多階段壓縮中的第二部分主要或全部從氣態轉變為超臨界狀態。其相應的裝置也是本發明的所揭露之內容。

【英文】

A method for obtaining an ethylene product in a supercritical state is proposed, in which method a gas mixture containing predominantly or exclusively ethylene and ethane is separated in a distillation column (1), which is operated at a distillation pressure level of from 5 to 15 bar, into an overhead product containing predominantly or exclusively ethylene and a bottom product containing predominantly or exclusively ethane, the overhead product being withdrawn in the gaseous state from the head of the distillation column (1) and a first portion thereof being liquefied and returned as reflux

to the distillation column (1) and a second portion thereof being converted into a supercritical state and being used as the ethylene product. Provision is made that, for converting the second portion into the supercritical state, multi-stage compression from the distillation pressure level via a plurality of intermediate pressure levels to a supercritical pressure level is carried out, the second portion in the multi-stage compression being converted predominantly or exclusively from the gaseous into the supercritical state. A corresponding installation is likewise a subject of the invention.

【指定代表圖】 第2圖

【代表圖之符號簡單說明】

1：蒸餾塔

2、5、6、7、9、IIIa、IVa、Va、VIa：熱交換器

III、IV、V、VI：壓縮機階段

8：閥

a、b、d、e、f、h、i：流

【特徵化學式】

無。

【發明說明書】

【中文發明名稱】 用於獲得超臨界狀態的乙烯產物的方法和裝置

【英文發明名稱】 Method and installation for obtaining an ethylene product in a supercritical state

【技術領域】

【0001】 本發明涉及一種根據申請專利範圍獨立項範圍各自的前言獲得超臨界狀態的乙烯產物的方法和相應的裝置。

【先前技術】

【0002】 通過蒸汽裂解獲得如乙烯的烯烴類之方法和相應的裝置是已知的，且揭露於如2009年4月15日在網上公布之Ullmann的「工業化學百科全書」中的文章「乙烯」(DOI 10.1002 / 14356007.a10_045.pub3)中。在蒸汽裂解中，首先獲得可以進行處理並進行分離順序以分離為多種成分或多種成分群的氣體混合物。例如，現有技術中已知之所謂的「第一脫甲烷塔(demethanizer first)」、「第一脫乙烷塔(deethanizer first)」和「第一脫丙烷塔(depropanizer first)」之方法。

【0003】 蒸汽裂解的傳統目標產物，即乙烯，也在相應的分離順序中自其他成分分離出。為了獲得乙烯，在相應的分離程序中，為此目的形成主要或僅含乙烷和乙烯的餾分。此餾分在習知為「C2分流器(C2 splitter)」的蒸餾塔中分離成主要或僅包含乙烯的氣態塔頂產物(gaseous overhead product)和主要或僅包含乙烷的液態底部產物(liquid bottom product)。C2分流器的塔頂產物部分以液化

形式返回到C2分流器作為回流，而其他部分可被提供作為液體和/或氣態乙烯產物。

【0004】 本發明具體而言係涉及使用所謂的低壓(LP)C2分流器，其通常在約8至9 bar的壓力位準下操作。使用這種低壓C2分流器在資本成本和能源消耗方面優於使用高壓(HP)C2分流器。低壓C2分流器被描述在Ullmann工業化學百科全書中的「乙烯」中第47頁的「熱泵C2分餾」部分中。其中提供了關於低壓C2分流器的優點的進一步細節。

【0005】 有時需要在超臨界狀態下提供乙烯產物。為此，在不符合本發明的現有技術的方法中，也參照第1圖討論此方法。來自低壓C2分流器頂部的主要或僅含乙烯的氣態塔頂產物首先可以例如加熱至環境溫度，然後壓縮至例如大於20 bar的壓力位準，並藉由在此壓力位準下冷卻而液化。此處獲得的一些液化產物被用作為C2分流器的回流。液化產物的其餘部分或僅一部分通過泵的手段從液態轉化至超臨界壓力位準，並加熱至超臨界壓力位準。

【0006】 參考第5圖所具體討論的，相應的方法在能量方面上具有缺點，因為大量的能量在冷卻期間被抽出，並且必須為超臨界壓力位準的蒸發提供額外的能量。因此，需要一種從來自低壓C2分流器頂部的主要或僅含乙烯的氣態塔頂產物提供超臨界壓力的氣態乙烯之改進的過程和裝置。

【發明內容】

【0007】 在此背景下，本發明提出一種包含申請專利範圍的特徵之獲得超臨界狀態的乙烯產物的方法和相應的裝置。在每種情況下，實施例是申請專利範圍附屬項以及以下描述的標的。

【0008】 在討論本發明的特徵和優點之前，將討論其基本原理和所使用的術語。

【0009】 本申請使用術語「壓力位準(**pressure level**)」和「溫度位準(**temperature level**)」來表徵壓力和溫度，這意在表示在適當裝置中的壓力和溫度不必以精確的壓力或溫度值的形式使用以實現本發明的概念。然而，這樣的壓力和溫度通常在一定範圍內變化，例如相對於平均值為 $\pm 1\%$ 、 5% 、 10% 、 20% 或甚至 50% 。在這種情況下，相應的壓力位準和溫度位準可以在不相交的範圍內或彼此重疊的範圍內。特別是，例如，壓力位準也覆蓋不可避免的壓降所引起的不同壓力。這同樣地用於溫度位準。在此以**bar**表示地壓力位是絕對壓力。

【0010】 在一開始討論的類型的方法和安裝中，可使用多階段渦輪壓縮機(**multi-stage turbocompressors**)來進行壓縮。渦輪壓縮機的機械結構原理是本領域技術人員已知的。在渦輪壓縮機中，要被壓縮的介質係通過設置在渦輪葉輪上或直接在軸上的渦輪葉片之手段壓縮。在這種情況下，渦輪壓縮機形成結構單元，然而在多階段壓縮機的情況下可以具有多壓縮階段。在這種情況下，通常壓縮階段包括渦輪葉輪或相應佈置的渦輪葉片。所有這些壓縮階段可由公共軸驅動。然而，也可以提供使用不同的軸來驅動壓縮階段的組，軸也可以通過齒輪機構相互連接。

【0011】 熱交換器用於在例如相對彼此逆流引導的至少兩個流體流之間間接傳遞熱量。在本發明內文中使用的熱交換器可由單個熱交換器部分或多個並聯和/或串聯連接的熱交換器部分形成，例如由一個或多個板式熱交換區塊(**plate-type heat exchanger blocks**)形成。

【0012】 關於本申請內文中使用的蒸餾塔的設計和具體構造，可參照相關教科書，(參照例如K. Sattler, "Thermische Trennverfahren: Grundlagen, Auslegung, Apparate" ["Thermal separation processes: basic principles, design, apparatus"], 3rd)

【0013】 如本文所述之蒸餾塔是分離單元，其設置以至少部分分離以氣態或液態形式或以具有液態和氣態部分之兩相混合物的形式提供之物質混合物(分批(separation batch))，可選地也處於超臨界狀態，亦即從物質混合物中產生與該物質混合物相比，在各種情況下，富含或耗盡以上內文中所討論之至少一種成分之純物質或物質混合物。蒸餾塔在分離技術領域中是習知技術。通常，蒸餾塔形成為裝有內置物品，例如篩板或具結構或無規填料(structured or random packing)之圓柱形金屬容器。蒸餾塔的特徵在於液體餾分在其下部區域分離出，也稱為底部。液體餾分，也稱為底部產物，通過底部蒸發器的手段在蒸餾塔中加熱，使得一些底部產物在蒸餾塔中連續蒸發並以氣態形式上升。蒸餾塔通常進一步提供有一種設備，至少一些在該設備中餵入以在蒸餾塔的上部區域中變得富集的氣體混合物或相應的乾淨氣體(a corresponding clean gas)(也稱為塔頂產物)在此被液化，並在蒸餾塔的頂部作為液體回流裝入。

【0014】 本發明提出了一種獲得超臨界狀態的乙烯產物的方法，其將主要或僅含乙烯和乙烷的氣體混合物中在以5至15 bar，特別是8至10 bar，例如約：8.1 bar之蒸餾壓力位準下操作之蒸餾塔中分離成主要或僅含乙烯的塔頂產物和主要或僅含乙烷的底部產物。因此，用於分離氣體混合物的蒸餾塔是典型的低壓C2分流器。關於這種低壓C2分流器的其他特徵，參考上述討論以及本文所引用的相關技術文獻。

【0015】 在蒸餾塔中形成的塔頂產物以氣態形式從蒸餾塔的頂部排出，其第一部分被液化並作為回流返回蒸餾塔。為了形成第二部分，從蒸餾塔的頂部以氣態形式排出的塔頂產物被轉化為超臨界狀態並被用作為乙烯產物。

【0016】 如在此討論的是以所討論的方式使用塔頂產物的第一部分和第二部分，則應理解為意味著可以其他方式使用相應的塔頂產物的其他部分；例如，它們可以亞臨界狀態(subcritical state)的氣態或液態形式之乙烯產物提供。

【0017】 如已經討論的內容，在參照第1圖所討論的現有技術的方法中，首先將相應的塔頂產物加熱到例如環境溫度以提供超臨界狀態的乙烯產物，然後將其壓縮至例如大於20 bar的壓力位準，並藉由冷卻到這個壓力位準以將其液化。在現有技術中，在這種情況下形成的液化產物的一部分(其對應於根據本發明形成的第二部分的部分)從液體狀態被轉化至超臨界壓力位準並在該超臨界壓力位準加熱。

【0018】 相較之下，為了將第二部分轉化為超臨界狀態，本發明提出了自蒸餾壓力位準，經由多個中間壓力位準壓縮成超臨界壓力位準的多階段壓縮，其中蒸餾壓力位準即蒸餾塔運行的壓力位準並且塔頂產物在其從蒸餾塔取出。在多階段壓縮中，第二部分主要或全部直接從氣態轉換成超臨界狀態。因此，與現有技術相比，不會發生液化和隨後加熱加壓液化之產物。換句話說，在本發明內文中第二部分變為超臨界狀態的轉化不包括任何中間液化。在這種情況下，本發明與已經討論的現有技術的方法相比，在能量方面具有特別的優點。

【0019】 由於根據現有技術，從超過20 bar之討論的壓力位準和相應升高的溫度位準(例如環境溫度加上壓縮熱)開始，從蒸餾塔的頂部排出之塔頂產物的部分也發生液化並用於提供超臨界狀態的乙烯產物，在這種情況下必須克服非

常大的溫度差，因此必須提取大量的熱量。此再次參考第5圖中的焓/壓力圖進行討論。在液態加壓之後，必須再次供應大量的能量，以便加熱到環境條件以提供乙烯產物。

【0020】 相比之下，如參照第6圖中的焓/壓力圖更詳細地討論，為了提供超臨界狀態的乙烯產物，本發明使省去相應的大溫度躍變為可能。僅蒸餾塔頂部排出的塔頂產物的第一部分(其產物用作為回流)必須經受相應的強烈的冷卻和液化。第二部分被多階段壓縮，在每種情況下僅壓縮熱在高於環境條件的溫度位準下被提取。在這種情況下，在每種情況下僅需要冷卻至例如約40°C(這可以使用冷卻水達成)。通過分配中間液化，本發明可節省相應的成本密集、耐寒材料。

【0021】 通常在現有技術中，先入為主的認為，如參照現有技術所述的，若在這裡進行液態的液化產物的中間液化和加壓，則提供超臨界狀態的加壓產物是特別有利的。然而，在本發明的內文中發現，在氣態下多階段壓縮在能量上的優點明顯地超過任何缺點。

【0022】 在本發明的內文中，如上所述，執行從蒸餾壓力位準經由多個中間壓力位準到超臨界壓力位準的多階段壓縮，以將第二部分轉換成超臨界狀態。在這種情況下，第二部分在多階段壓縮中被主要或全部直接從氣態轉變成超臨界狀態。

【0023】 提到的中間壓力位準在這種情況下包括至少第一中間壓力位準，其為18至25 bar，特別是22至23 bar，例如約22.5 bar。壓縮到此種中間壓力位準是特別有利的，因為在此中間壓力位準下，可排出在這方面同樣經受多階

段壓縮並用作回流到蒸餾塔的第一部分。在液化之前，適於壓縮第一部分，以便能夠在足夠高的溫度下或使用可用的製冷劑造成液化。

【0024】 如下所述，除了在其他熱交換器中冷卻之外，在相應的壓縮之後，這樣的第一部分可用作為蒸餾塔的底部蒸發器中的傳熱介質。以這種方式，實現了具有特別有利的能量效率的熱泵效應。換句話說，第一部分因此在多階段壓縮中優選地從蒸餾壓力位準壓縮到第一中間壓力位準，然後被液化並用作為回流。此外，如所述，優選的是，使用利用被壓縮到第一中間壓力位準的第一部分加熱之底部蒸發器使用操作蒸餾塔。

【0025】 優選地，在本發明內中的多階段壓縮還包括自包括在不同壓力位準下操作的至少三個部分迴路之製冷劑迴路之製冷劑壓縮。乙烯製冷劑用於相應過程和裝置的不同點中，例如在脫甲烷塔或其他分離步驟中。用於處理通過蒸汽裂解產生的氣體混合物的方法和裝置通常包括處於不同壓力的部分迴路，並且因此包括使用乙烯製冷劑操作的溫度位準。通常在這種情況下，提供一個低壓製冷劑迴路，其以略微高於或稍低於大氣壓力位準操作，通常為0.5至1.5 bar，特別是1.0至1.1 bar，例如約1.05 bar(以下稱為作為「第一起始壓力位準」)。這種低壓製冷劑迴路中的製冷劑具有例如約-95至-100°C的溫度位準。中壓製冷劑迴路(medium-pressure refrigerant circuit)通常在約2.5至3.5 bar，特別是2.8至3.2 bar，例如約3 bar(以下稱為「第二起始壓力位準」)的壓力位準下操作。其製冷劑通常具有約-75至-85°C的溫度位準。最後，存在所謂的高壓製冷劑迴路(high-pressure refrigerant circuit)，其通常在約5至10 bar，特別是8至9 bar，例如約8.1 bar，即，蒸餾壓力位準的壓力位準下操作。高壓製冷劑迴路的製冷劑的溫度通常具有為-55至-65°C，特別是約-57°C的溫度位準。

【0026】 較佳地，在本發明內文中使用的多階段壓縮中，主要或僅含乙烯的其他製冷劑因此從被低於蒸餾壓力位準的多個起始壓力位準壓縮，且從蒸餾壓力位準被壓縮至第一中間壓力位準。以這種方式，根據本發明使用的多階段壓縮機或相應的壓縮也可用以提供製冷劑或將製冷劑充入上述部分迴路。以這種方式，製造可以特別靈活和節能的方式操作之開放的製冷劑迴路(open refrigerant circuit)。

【0027】 在本發明內文中，特別優選的是，多階段壓縮包括壓縮至其為35至45 bar、特別是38至42 bar，例如約40.2 bar 之另外的，即第二，中間壓力位準。這是特別優選的，因為在這種情況下，可提供第一壓縮機階段以從第一起始壓力位準壓縮到第二起始壓力位準，可提供第二壓縮機階段以從第二起始壓力位準壓縮到蒸餾壓力位準，可提供第三壓縮機階段以從蒸餾壓力位準壓縮到第一中間壓力位準，並且可設置第四壓縮機階段以從第一中間壓力位準壓縮到第二中間壓力位準，其中可以相同的速度驅動，特別係通過第一公共軸之手段。因此，由於壓縮機的負荷基本上均勻地分佈在上述壓縮機階段之間，所以可提供用於驅動這些壓縮機階段的公共原動機(common prime mover)。

【0028】 優選地，在本發明內文中壓縮至第二中間壓力位準之後，進一步進行至第三中間壓力位準，其為60至80 bar，特別是65至75 bar，例如約70.4 bar 之壓縮，然後將第二部分壓縮到約100至150 bar，特別是120至130 bar，例如約125.6 bar的超臨界壓力位準。

【0029】 優選地，使用第五壓縮機階段以從第二中間壓力位準壓縮到第三中間壓力位準，並且使用第六壓縮機階段以從第三中間壓力位準壓縮到超臨界壓力位準。優選地，第五和第六壓縮機階段可通過第二公共軸之手段以相同的

速度驅動。以這種方式，確保了對各個壓縮要求特別好的適應性，並且通過分離但在各情形下成組的驅動第一至第四壓縮機階段以及第五和第六壓縮機階段中來獲得控制方面的優點。特別是，在此情況下可提供通過齒輪機構手段聯接在一起之第一和第二公共軸。以這種方式，第一至第四壓縮機階段和第五和第六壓縮機階段可以不同的速度操作。

【0030】 在上述壓縮機階段的下游，通常進行通常使用冷卻水操作的合適的後冷卻器手段之後冷卻。在這種情況下，相應的後冷卻器不一定設置在第一壓縮機階段的下游。在第二壓縮機階段的下游，儘管存在相應的後冷卻器，但是由於在相應壓力位準下同時供應乙烯製冷劑，然而，第三壓縮機階段供應有通常約18°C的溫度之流體。在每種情況下，流體以通常約40°C供應到第四、第五和第六壓縮機階段，其因為使用水操作的後冷卻器而達成。在每種情況下，在壓縮機階段中壓縮的流體的一部分也可以返回(所謂的「反冲(kickbacks)」)，特別是用以確保更好的調節壓縮能力。

【0031】 優選地，根據本發明的方法在蒸汽裂解過程的上下文中使用，即，主要或僅含乙烯和乙烷的氣體混合物係使用來自蒸汽裂解過程形成之裂解氣體。如上所述，現有技術中已知用於形成相應的氣體混合物之各種方法。

【0032】 本發明還涉及一種用於獲得超臨界狀態的乙烯產物的裝置，包括蒸餾塔，該蒸餾塔設置成以5至15 bar的蒸餾壓力位準將主要或僅含乙烯和乙烷的氣體混合物分離成主要或僅含乙烯的塔頂產物和主要或僅含乙烷的底部產物，提供被設置以從蒸餾塔的頂部抽出氣態的塔頂產物並液化其第一部分，且將其作為回流返回至蒸餾塔，並將其第二部分轉化為超臨界狀態，以作為乙烯產物的手段。根據本發明，提供一種多階段壓縮機，其係設置以通過從蒸餾壓

力位準經由多個中間壓力位準壓縮至超臨界壓力位準以將第二部分轉換為超臨界狀態，多階段壓縮機中之第二部分主要或全部從氣態轉換成超臨界狀態。

【0033】 優選地，設置相應的裝置以詳細執行如前所述的方法，並且具有用於此目的的相應手段。因此，明確地參照關於該方法所討論的特徵和優點。

【0034】 現在將參照附圖於下文中更詳細地討論本發明，其中附圖顯示與不按照本發明的態樣比較之本發明的態樣。

【圖式簡單說明】

【0035】 第1圖示出不按照本發明的方法之示意性過程流程圖。

【0036】 第2圖示出根據本發明一個實施例的方法之示意性過程流程圖。

【0037】 第3圖示出不按照本發明的壓縮之示意性過程流程圖。

【0038】 第4圖示出根據本發明一個實施例的壓縮之示意性過程流程圖。

【0039】 第5圖係根據第1圖所示之不按照本發明的方法的焓/壓力圖。

【0040】 第6圖係根據本發明實施例之第2圖所示之方法的焓/壓力圖。

【0041】 在附圖中，使用相同的附圖標記指示相應的元件，並且為了清楚起見將不討論超過一次。

【實施方式】

【0042】 第1圖以示意性過程流程圖形式示出了一種不按照本發明獲得乙烯產物的方法。

【0043】 方法包括使用蒸餾塔1，其在5至15 bar，特別是8至10 bar，例如約8.1 bar的壓力位準下操作，即，已提及幾次的蒸餾壓力位準。因此其為如一

開始討論的低壓C2分流器。以流a的形式在適合的高度向蒸餾塔1供給主要或僅含乙烯和乙烷之氣體混合物。在蒸餾塔1中，以流a形式供應的氣體混合物被分離成主要或僅含乙烯的塔頂產物和主要或僅含乙烷的底部產物。

【0044】 在這種情況下，塔頂產物以氣態形式從蒸餾塔1的頂部以流b的形式排出，在熱交換器2中加熱至例如環境溫度，並在壓縮機3中壓縮至大於20 bar的壓力位準，例如22.5 bar。在壓縮機3中壓縮之後，流b的氣體混合物在熱交換器4至6中被冷卻和液化。在熱交換器6中冷卻後，流b的流體的一部分以流c的形式供應，以在熱交換器7中進一步冷卻。然後在閥8中，將流c的流體減壓至蒸餾塔1的壓力位準。流c的流體作為回流充入蒸餾塔1的頂部。

【0045】 從蒸餾塔1的底部，以流d的形式取出積聚在其中的底部產物。一些底部產物以流e的形式通過底部蒸發器9，在那裡煮沸並返回到蒸餾塔1中，其中其以氣態形式上升。特別是，熱交換器6和熱交換器9也可被熱耦合或者可為公共熱交換器(common heat exchanger)的形式。以這種方式，如前所述，獲得熱泵效應。流d的底部產物的其他部分以流f的形式進行。由於流f主要或僅含乙烷，其可被供給到例如上游蒸汽裂解設備(upstream steam cracking apparatus)中。

【0046】 在不按照本發明的方法中，包括未以流c的形式返回到蒸餾塔1之流b的塔頂產物，因此主要或僅含乙烯之流g，通過泵10之手段加壓為液態。因此發生達到超臨界壓力位準之壓力增加。從液體狀態開始，流g在另一個熱交換器11中被加熱，以提供超臨界狀態的乙烯產物。

【0047】 第2圖同樣以流程示意圖的形式顯示根據本發明具體的優選實施例獲得超臨界狀態的乙烯產物的方法。在這種情況下，對應於第1圖的不按照本

發明的方法的那些元件由相同的附圖標記表示，如上所述，為了清楚起見，不會討論超過一次。

【0048】 同樣在第2圖所示的根據本發明的一個實施例的方法的內文中，流b在熱交換器2中過熱。然而，加熱後，流b在多階段壓縮機的壓縮機階段(這裡以III至VI表以便與第4圖更好的比較)中壓縮。壓縮的下游，在每種情況下進行由IIIa至VIa表示的後冷卻器中的後冷卻。在壓縮機階段III中壓縮的下游，原則上對應於第1圖的流c的流h被分流出去並用作為至蒸餾塔1的回流。流h在熱交換器5、6和7中被冷卻和液化，在這裡熱交換器6也可能與熱交換器9熱耦合或者可為公共熱交換器之形式。在相應的冷卻和液化之後，流h通過閥體8流回蒸餾塔，並在此被用作為回流。

【0049】 在壓縮機階段III至VI中，未以流h的形式分流出的餘量，這裡用i表示，其被壓縮到超臨界壓力位準，且沒有發生中間液化。在這種情況下，壓縮機階段III將流h從上述蒸餾壓力位準的壓縮到第一中間壓力位準，壓縮機階段IV將流h從第一中間壓力位準壓縮到第二中間壓力位準，壓縮機階段V將流h從第二中間壓力位準壓縮到第三中間壓力位準，並且壓縮機階段VI將流h從第三中間壓力位準的壓縮到超臨界壓力位準。壓力位準已於先前討論過。

【0050】 在第3圖中，以過程流程圖的形式示意性地示出了根據不按照本發明的實施例的壓縮。於此，多階段壓縮機的壓縮機階段由I~IV表示，第3圖所示的壓縮的壓縮機階段III和IV基本上對應於第2圖所示的壓縮的壓縮機階段III和IV，但是這裡壓縮機階段V和VI不見了。這些顯示在下面的第4圖中，其示出了根據本發明的一個實施例的壓縮。在這種情況下，第3圖所示的壓縮可與低壓C2分流器結合使用，其中未壓縮至超臨界壓力位準，因此未提供所謂超臨界狀

態的乙烯產物。根據所需的壓力位準，在相應的壓縮中，也可省略壓縮機階段IV。在這種情況下，乙烯產物在壓縮機階段III的壓力側壓力位準(pressure-side pressure level)排出。

【0051】 第3圖所示的壓縮另外整合於包含三個部分迴路的乙烯製冷劑迴路中，製冷劑流由k、l和m表示。

【0052】 如所述，超臨界狀態的乙烯產物並未提供於根據第3圖的壓縮中。然而，這裡也可如第2圖所示地從蒸餾塔1的頂部餵入塔頂產物。為了更好的區分，在這裡由b'表示相應的流。流k表示低壓製冷劑，其以第一起始壓力位準和約-95至-100°C的溫度位準提供。流l表示中壓製冷劑，其以第二起始壓力位準和約-75至-85°C的溫度位準提供。流m表示高壓製冷劑，其以蒸餾壓力位準和約-55至-65°C的溫度位準提供。如第3圖所示，相應的流可在過熱後選擇性地提供給壓縮機階段I至III。製冷劑從壓縮機階段I到壓縮機階段II的傳遞無中間冷卻地直接在機器中進行，這裡以虛線表示流n的形式示出。

【0053】 壓縮機階段I至IV可以通過公共軸相互連接，這裡用10表示。在壓縮機階段II中被壓縮的流體在熱交換器IIa中被冷卻，並且至少主要部分接著被供應到壓縮機階段III。某一部分也可以所謂反沖的形式返回到壓縮機階段I。相應地，在壓縮機階段III中被壓縮的流體，接著在熱交換器IIIa中冷卻。然而，有些可在壓縮機階段III之前返回，如流p所示。於此以流h'形式所示之其他部分，可被用作為至蒸餾塔的回流。於此以流n所示之其他部分，返回至第一中間壓力位準的製冷劑迴路中，壓縮機階段III對其壓縮流體。如這裡未示出的，流n的製冷劑可接著經受減壓成先前討論的部分迴路或流體k、l和m的壓力位準。如於此以流i'形式所示的其他部分被供應到第四壓縮機階段IV，被壓縮成第二中間壓力

位準，然後在後冷卻器IVa中冷卻。然而，如於此以流q形式所示的部分，可在壓縮機階段IV之前返回。如於此以流i形式所示的其他部分可提供為亞臨界壓力位準的乙烯產物。

【0054】 相比之下，根據本發明一個實施例的第4圖所示的壓縮包括在第2圖中已經示出的兩個另外的壓縮機階段V和VI。這些操作原理與壓縮機階段IV相當，但其壓縮本文中對應於第2圖的流i的流的流體，因此在這裡以相同的標記表示，再次至較高的壓力位準。在這種情況下，壓縮機階段V將流體壓縮到第三中間壓力位準；在這種情況下，流體在後冷卻器Va中被冷卻到例如大約40°C的溫度。壓縮機階段VI最終將流體壓縮至超臨界壓力位準(第三中間壓力位準也可已為超臨界的)，在後冷卻器VIa中亦發生冷卻到例如約40°C的溫度位準。

【0055】 以下將參考第5圖和第6圖中所示的焓/壓力圖來討論本發明優於不按照本發明的方法的優點。在這些情況下，在每種情況下，以MPa為單位的壓力繪製在縱坐標與橫坐標上以kJ/kg為單位的焓相對。101(粗體，連續線)在每種情況下都顯示焓/壓力圖的兩相線。(部分)等溫線由其各自的溫度表示。

【0056】 如上所述，第5圖是第1圖所示的不按照本發明的方法的焓/壓力圖。為了清楚起見，在這種情況下，由第1圖所示的設備引起的狀態的變化通過相應的參考標記在焓/壓力圖中示出，在每一種情況中，其主要以劃定為目的提供。乙烯產物的處理(第1圖中的流g)以雙線的形式，而回流到蒸餾塔(第1圖中的流c)的處理以粗體虛線的形式示出。這些流體具有共同的路徑(第1圖中的流b)，疊加顯示雙線和虛線。

【0057】 由於根據第1圖在熱交換器2的加熱，這裡用2'表示，從蒸餾塔頂部排出的流b的流體吸收能量。然後，如文中由3'所示的，在壓縮機3中進行

壓縮。為此，由於壓縮熱的吸收，流體經受壓力增加和加熱。然後，流 b 的流體在熱交換器 4 至 6 中被冷卻，並且這樣做而液化。此由 4' 至 6' 顯示在第 5 圖的焓/壓力圖中。如在焓/壓力圖中由 7' 和 8' 所表示的，流 c 的流體接著在熱交換器 7 中進一步冷卻，然後在閥 8 中進行減壓。結果，流體進入兩相區域，並據此以兩相形式餵入蒸餾蒸餾塔 1 中。相較之下，沒有返回到蒸餾塔的流 g 在泵 10 中以液體形式加壓，如第 5 圖的焓/壓力圖中由 10' 所示的，且結果經歷相應的壓力和溫度增加，進行到先前討論的超臨界值的壓縮。接著在熱交換器 11 中加熱超臨界流體。

【0058】 如從第5圖的焓/壓力圖中可看出的，於此，由於在熱交換器4至6中的冷卻，必須克服明顯的溫差，因此從流b的流體中提取相當大量的能量。然後，在熱交換器11中再次供給大量的能量來加熱的流g的流體。此如已經根據本發明所確立的那樣，在能量方面不被證明是有利的。

【0059】 如所述，第6圖是根據第2圖所示實施例的方法的焓/壓力圖。在此對應於第2圖所示的設備的狀態變化由具有質數(prime)的附圖標記表示。乙烯產物的處理(第2圖中的流i)是雙線的形式，且至蒸餾塔的回流的處理(第2圖中的流h)是以粗體虛線的形式示出。其中此些流具有公共路徑(第2圖中的流b)，於此雙線和虛線也以疊加顯示。

【0060】 在第6圖的焓/壓力圖由中2'表示的熱交換器2中的加熱，在這種情況下首先對應於不按照根據第2圖的本發明的方法中的加熱。其同樣適用於第5圖中由III'表示之壓縮機階段III中的壓縮。在此壓縮後，發生第6圖中由IIIa'示出的冷卻。進行冷卻至大約40°C的溫度位準，如在此可從相應的等溫線看出的。然而，如在第6圖中由虛線所示的，現在只有一些流b的流體，稱為流h的流體被

液化。於此，使用熱交換器5至7；相應的冷卻操作在第6圖的焓/壓力圖中，顯示為5'至7'。同樣亦在8'所示的閥8進行減壓。

【0061】 為流i形式的剩餘部分現在在壓縮機階段IV中被壓縮，在第6圖由IV'表示，然後在後冷卻器VIa中冷卻，在第6圖中由VIa'等表示。可直接從第6圖中看出進一步的壓縮和冷卻階段。在壓縮機階段VI中的壓縮和後冷卻器VIa中的冷卻之後，存在通常約為125.6 bar之超臨界壓力位準及例如為約40 bar之溫度位準之乙烯產物。

【符號說明】

1：蒸餾塔

2、4、5、6、7、9、11、IIa、IIIa、IVa、Va、VIa：熱交換器

3：壓縮機

8：閥

2'、11'：加熱

3'：壓縮

4'、5'、6'、7'、8'：冷卻

10'：加壓

101：兩相線

a、b、b'、c、d、e、f、g、h、h'、n、i、i'、k、l、m、p、q、r、s、o：流

I、II、III、IV、V、VI：壓縮機階段

III'、IV'、V'、VI'：壓縮

IIIa'、IVa'、Va'、VIa'：冷卻

【發明申請專利範圍】

【請求項1】 一種獲得超臨界狀態的乙烯產物的方法，其中：

在以 5 至 15 bar 之一蒸餾壓力位準操作之一蒸餾塔(1)中將主要或僅含乙烯和乙烷的一氣體混合物，分離成主要或僅含乙烯之一塔頂產物和主要或僅含乙烷的一底部產物，該塔頂產物以氣態形式從該蒸餾塔(1)的頂部排出，該塔頂產物的一第一部分被液化並作為回流返回到該蒸餾塔(1)；且該塔頂產物的一第二部分被轉化為超臨界狀態並用作為乙烯產物，其中，為了將該第二部分轉化為超臨界狀態，進行從該蒸餾壓力位準經由複數個中間壓力位準壓縮至一超臨界壓力位準的一多階段壓縮，在該多階段壓縮中，該第二部分主要或全部直接地從氣態轉換成超臨界狀態。

【請求項2】 如申請專利範圍第 1 項所述之方法，其中該複數個中間壓力位準包括 15 bar 至 25 bar 的一第一中間壓力位準。

【請求項3】 如申請專利範圍第 2 項所述之方法，其中該第一部分在該多階段壓縮中從該蒸餾壓力位準壓縮至該第一中間壓力位準，然後被液化並用作為回流。

【請求項4】 如申請專利範圍第 3 項所述之方法，其中該蒸餾塔(1)經由一底部蒸發器操作，該底部蒸發器係利用被壓縮至該第一中間壓力位準之該第一部分來加熱。

【請求項5】 如申請專利範圍第 2 項至第 4 項中任一項所述之方法，其中進一步地，主要或僅含乙烯的一製冷劑在該多階段壓縮中被從低於該蒸餾壓力位準之複數個起始壓力位準，且亦從該蒸餾壓力位準，壓縮到該第一中間壓力位準。

【請求項6】 如申請專利範圍第 5 項所述之方法，其中該複數個起始壓力位準

包括為 0.5 至 1.5 bar 之一第一起始壓力位準以及為 2 至 4 bar 之一第二起始壓力位準。

【請求項7】 如申請專利範圍第 6 項所述之方法，其中該複數個中間壓力位準還包括 35 至 45 bar 的一第二中間壓力位準。

【請求項8】 如申請專利範圍第 7 項所述之方法，其中

使用一第一(I)壓縮機階段，從該第一起始壓力位準壓縮至該第二起始壓力位準；

使用一第二(II)壓縮機階段，從該第二起始壓力位準壓縮至該蒸餾壓力位準；

使用一第三(III) 壓縮機階段，從該蒸餾壓力位準壓縮到該第一中間壓力位準；以及

使用一第四(IV)壓縮機階段，從該第一中間壓力位準壓縮到該第二中間壓力位準，

該第一壓縮機階段至該第四壓縮機階段 (I-IV)透過一第一公共軸 (10)之手段以相同的速度驅動。

【請求項9】 如申請專利範圍第 8 項所述之方法，其中該複數個中間壓力位準還包括 60 至 80 bar 的一第三中間壓力位準，且其中該超臨界壓力位準係為 100 至 150 bar。

【請求項10】 如申請專利範圍第 9 項所述之方法，其中

使用一第五(V)壓縮機階段，從該第二中間壓力位準壓縮至該第三中間壓力位準，以及

使用一第六(VI)壓縮機階段，從該第三中間壓力位準壓縮至該超臨界壓力位準，

該第五壓縮機階段及該第六壓縮機階段(V、VI)透過一第二公共軸(11)的手段以相同的速度驅動。

【請求項11】 如申請專利範圍第 10 項所述之方法，其中該第一公共軸和該第二公共軸透過齒輪機構之手段聯接在一起。

【請求項12】 如申請專利範圍第 1 項所述之方法，其中主要或僅含乙烯和乙烷之該氣體混合物是使用來自蒸汽裂解過程形成之裂解氣體。

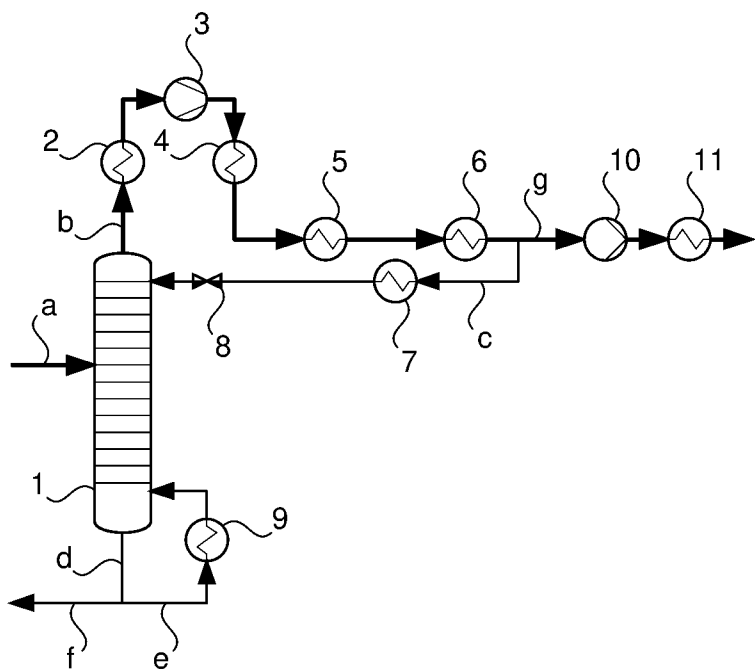
【請求項13】 一種用於獲得超臨界狀態的乙烯產物的裝置，其包括：

一蒸餾塔(1)，該蒸餾塔(1)被設置以在 5 至 15 bar 的一蒸餾壓力位準，將主要或僅含乙烯和乙烷的一氣體混合物分離成主要或僅含乙烯的一塔頂產物和主要或僅含乙烷的一底部產物，

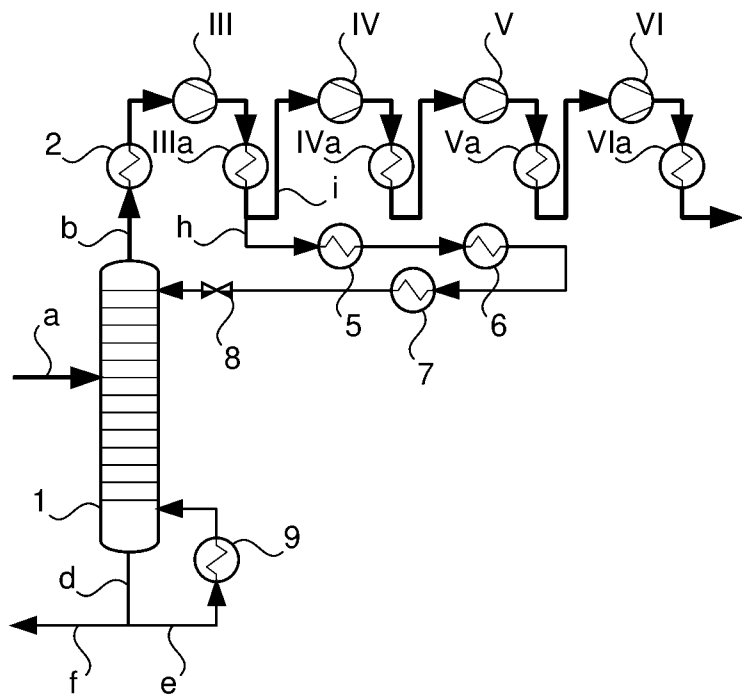
提供設置以從該蒸餾塔(1)的頂部排出氣態形式之該塔頂產物，並液化該塔頂產物之一第一部分，且將其作為回流返回至該蒸餾塔(1)，且將該塔頂產物之一第二部分轉化為超臨界狀態並將其用作乙烯產物之手段，其中，一多階段壓縮機(I-VI)被設置以透過從該蒸餾壓力位準經由複數個中間壓力位準壓縮成一超臨界壓力位準而將該第二部分轉換成超臨界狀態，該多階段壓縮機(I-VI)中，該第二部分主要或全部從氣態轉變成超臨界狀態。

【請求項14】 如申請專利範圍第 13 項所述之裝置，其被設計以執行如申請專利範圍第 1 項至第 12 項中任一項所述的方法，並且包括為此目的設置之手段。

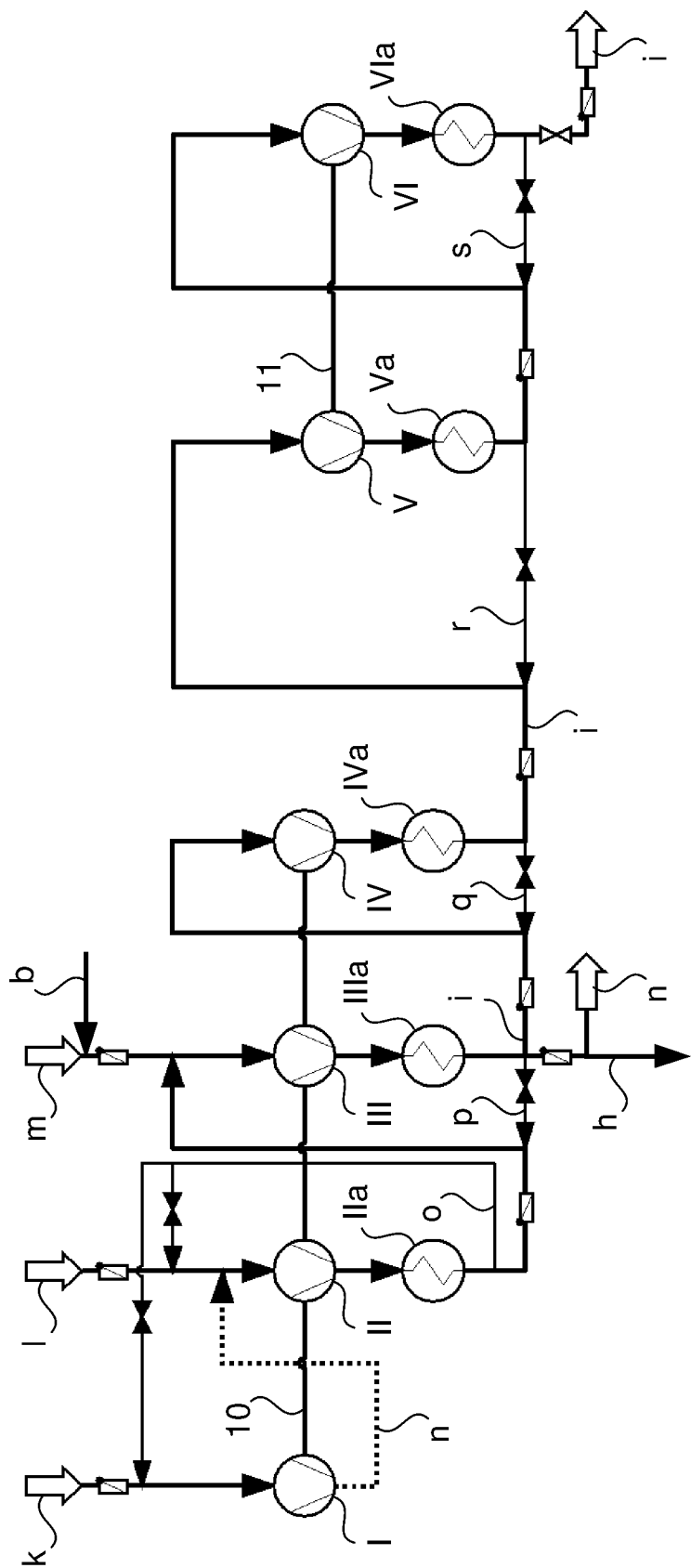
【發明圖式】



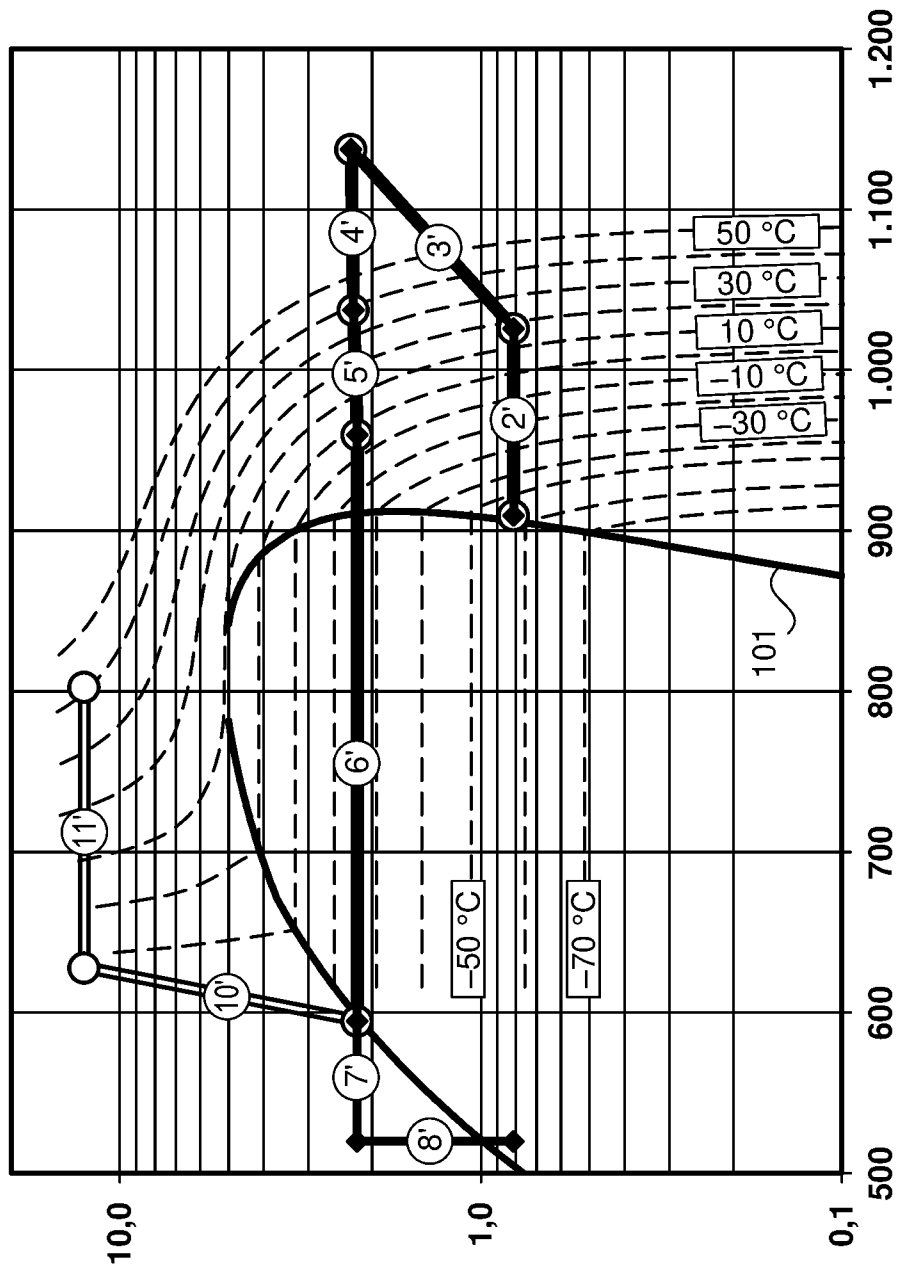
第 1 圖

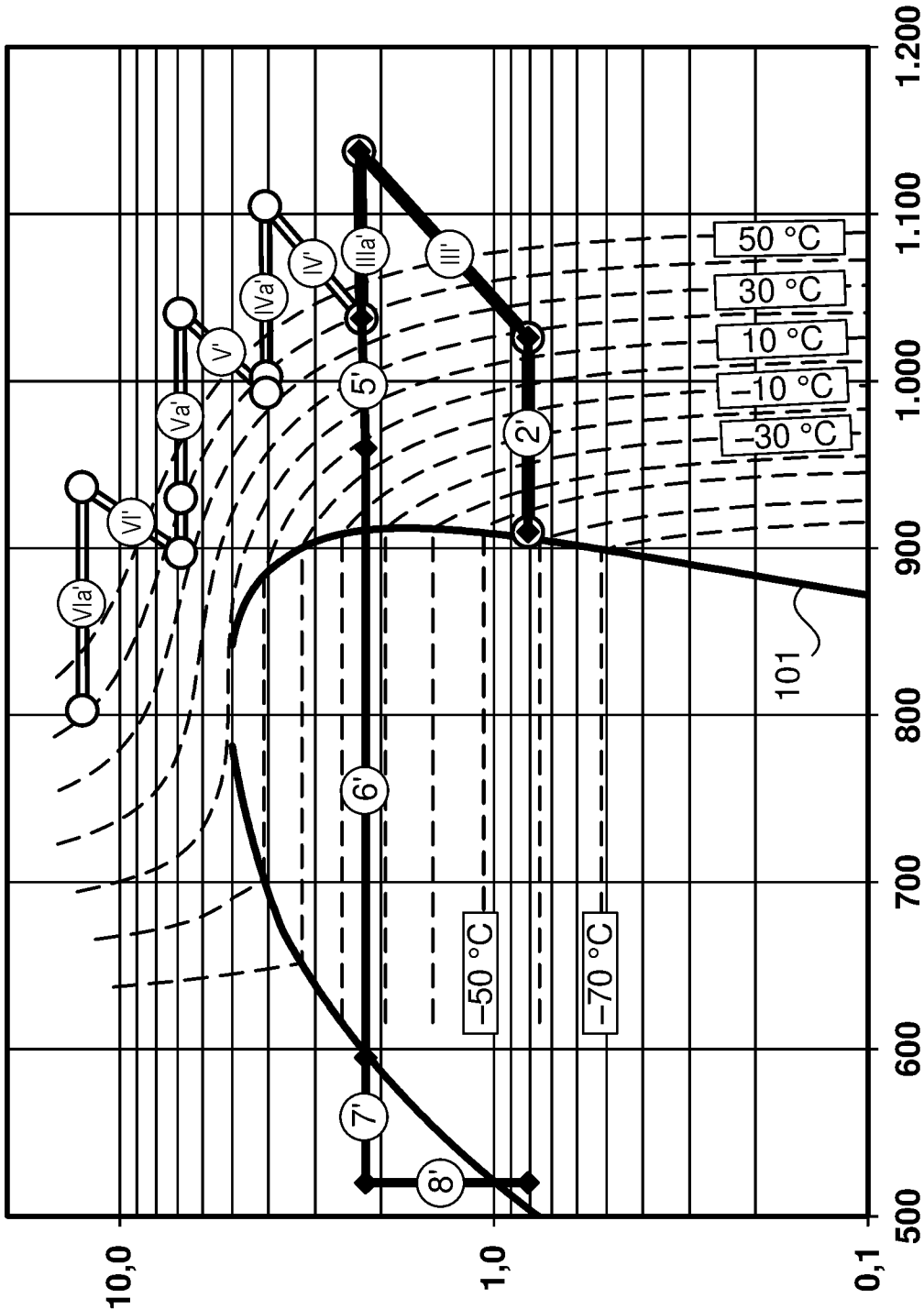


第 2 圖



第4圖

圖 5
錄



第 6 圖