



(19)中華民國智慧財產局

(12)發明說明書公開本

(11)公開編號：TW 201012778 A1

(43)公開日：中華民國 99 (2010) 年 04 月 01 日

(21)申請案號：098117131

(22)申請日：中華民國 98 (2009) 年 05 月 22 日

(51)Int. Cl.：

C07C17/02 (2006.01)

C07C19/045 (2006.01)

C08F14/06 (2006.01)

(30)優先權：2008/06/03 歐洲專利局 08157513.6

(71)申請人：首威公司 (比利時) SOLVAY S.A. (BE)

比利時

(72)發明人：雷佩歐 米歇爾 LEMPEREUR, MICHEL (BE)；巴瑟薩特 多明尼克

BALTHASART, DOMINIQUE (BE)；史崔貝爾 米歇爾 STREBELLE, MICHEL

(BE)；寇特 喬琴 KOETTER, JOACHIM (DE)；溫克勒 漢斯戴特 WINKLER,

HANS-DIETER (DE)；穆思 彼得 MEWS, PETER (DE)

(74)代理人：林志剛

申請實體審查：無 申請專利範圍項數：11 項 圖式數：0 共 50 頁

(54)名稱

製造至少一種乙烯衍生物化合物之方法

PROCESS FOR THE MANUFACTURE OF AT LEAST ONE ETHYLENE DERIVATIVE COMPOUND

(57)摘要

從一煙源開始用於生產至少一種乙烯衍生物化合物之方法，根據該方法：a) 使該煙源經受一簡化的裂解，該簡化的裂解生成含有乙烯以及多種其他組分的產物之混合物；b) 將所述產物之混合物在一分離步驟中分離成含有幾乎全部乙烯的一餾分（餾分 A），可任選地一單獨之乙烷餾分，以及一重餾分（餾分 C）；並且 c) 將餾分 A 送去生產至少一種乙烯衍生物化合物。



(19)中華民國智慧財產局

(12)發明說明書公開本

(11)公開編號：TW 201012778 A1

(43)公開日：中華民國 99 (2010) 年 04 月 01 日

(21)申請案號：098117131

(22)申請日：中華民國 98 (2009) 年 05 月 22 日

(51)Int. Cl.：

C07C17/02 (2006.01)

C07C19/045 (2006.01)

C08F14/06 (2006.01)

(30)優先權：2008/06/03 歐洲專利局 08157513.6

(71)申請人：首威公司 (比利時) SOLVAY S.A. (BE)

比利時

(72)發明人：雷佩歐 米歇爾 LEMPEREUR, MICHEL (BE)；巴瑟薩特 多明尼克

BALTHASART, DOMINIQUE (BE)；史崔貝爾 米歇爾 STREBELLE, MICHEL

(BE)；寇特 喬琴 KOETTER, JOACHIM (DE)；溫克勒 漢斯戴特 WINKLER,

HANS-DIETER (DE)；穆思 彼得 MEWS, PETER (DE)

(74)代理人：林志剛

申請實體審查：無 申請專利範圍項數：11 項 圖式數：0 共 50 頁

(54)名稱

製造至少一種乙烯衍生物化合物之方法

PROCESS FOR THE MANUFACTURE OF AT LEAST ONE ETHYLENE DERIVATIVE COMPOUND

(57)摘要

從一煙源開始用於生產至少一種乙烯衍生物化合物之方法，根據該方法：a) 使該煙源經受一簡化的裂解，該簡化的裂解生成含有乙烯以及多種其他組分的產物之混合物；b) 將所述產物之混合物在一分離步驟中分離成含有幾乎全部乙烯的一餾分（餾分 A），可任選地一單獨之乙烷餾分，以及一重餾分（餾分 C）；並且 c) 將餾分 A 送去生產至少一種乙烯衍生物化合物。

六、發明說明

【發明所屬之技術領域】

本發明涉及一種用於生產至少一種乙烯衍生物化合物之方法，特別是涉及用於生產 1,2-二氯乙烷（DCE）以及還有可任選的直接從乙烯開始生產的不同於 DCE 的至少一種乙烯衍生物化合物的一種方法。

【先前技術】

迄今為止，通常使用純度超過 99.8% 的乙烯生產乙烯衍生物化合物，特別是 DCE。這種非常高純度的乙烯係藉由不同石油產品的裂解而獲得的，爲了從裂解的其他產品中分離出乙烯並且獲得一純度非常高的產品，隨後進行了多種複雜和昂貴的分離操作。

考慮到與生產這種高純度的乙烯相關的高成本，已經開發了使用純度低於 99.8% 的乙烯來生產乙烯衍生物化合物特別是 DCE 的不同方法。該等方法具有減少成本的優點，該優點係藉由簡化從得自裂解的產品中分離的過程並因此藉由去掉了對乙烯衍生物化合物（特別是 DCE）的生產無益的複雜的分離而實現。

例如，專利申請 WO 00/26164 描述了一藉由乙烷的簡化裂解配合乙烯的氯化來生產 DCE 的方法。爲此，在乙烷的裂解過程中得到的雜質的存在下發生了一個乙烯氯化的步驟。

專利申請 WO 03/048088 描述了借助乙烷的脫氫作用

生產低濃度的乙烯以用於和氯的化學反應。載有乙烷的氣體流不僅含有氫氣和甲烷，還含有高含量的未轉化的乙烷。爲了經濟地設計該方法，必須在複雜的清潔過程後將未轉化的乙烷回饋至乙烷脫氫作用。此方法僅可以用乙烷作爲原料。一顯著的缺點係乙烯的非常低的濃度（小於60%）以及該氣體流的其他組分如氫氣、丙烯、丁二烯僅允許在非常特殊的方法中使用乙烯的事實。

另外，專利申請 WO 2006/067188、WO 2006/067190、WO 2006/067191、WO 2006/067192、WO 2006/067193 以及 WO 2007/147870 描述了從一烴源，特別是石腦油、瓦斯油、天然氣液、乙烷、丙烷、丁烷、異丁烷或它們的混合物開始生產 DCE 的方法，該烴源首先經受了簡化裂解。含有乙烯的兩種不同餾分在獨立地傳送至一個氯化反應器以及一個氧氯化反應器以生產 DCE 之前，是然後從氣體混合物（從簡化裂解單元流出）中分離出。然而，目標爲生產和使用純度小於 99.8% 的乙烯的該等方法呈現出需要若乾分離步驟以便獲得兩個含有乙烯的餾分的不利之處，這使它們複雜化並且增加了它們的成本。

專利申請 WO 2008/000705、WO 2008/000702 和 WO 2008/000693 的一部分描述了從乙烷流開始生產 DCE 的方法，該乙烷流首先經受了催化氧化脫氫作用。然而，在上述專利申請中描述的目標爲生產和使用純度小於 99.8% 的乙烯的方法存在一些缺點，即需要催化氧化氫化作用的第一步驟，該步驟需要重大投資，這引起了生產成本的增

加。

【發明內容】

本發明的目標的一部分係提供使用純度小於 99.8% 的乙烯來生產至少一種乙烯衍生物化合物特別是至少 DCE 的方法，該方法不具有使用純度小於 99.8% 的乙烯的上述方法的缺點。

為此，本發明涉及從一烴源開始生產至少一種乙烯衍生物化合物的方法，根據該方法：

a) 使該烴源經受一簡化的裂解，該簡化的裂解生成含有乙烯以及多種其他組分的產物的一混合物；

b) 將所述產物的混合物在一分離步驟中分離成含有幾乎全部乙烯的一餾分（餾分 A），任選地一單獨的乙烷餾分，以及一重餾分（餾分 C）；

c) 將餾分 A 送去生產至少一種乙烯衍生物化合物。

表述“至少一種乙烯衍生物化合物”應理解為是指為了本發明的目的可以由根據本發明之方法生產的一種或多於一種的乙烯衍生物化合物。

表述“乙烯衍生物化合物”，以單數或複數在本文中使
用，應理解為是指為了本發明的目的直接從乙烯開始生產的任何乙烯衍生物化合物連同由其衍生的任何化合物。

表述“直接從乙烯開始生產的乙烯衍生物化合物”，以單數或複數在本文中使
用，應理解為是指為了本發明的目

的直接由乙烯生產的任何化合物。

表述“由其衍生的化合物”，以單數或複數在本文中使
用，應理解為是指為了本發明的目的從一本身從乙烯生產
的化合物生產的任何化合物連同由其衍生的任何化合物。

作為此類直接從乙烯開始生產的乙烯衍生物化合物的
實例，除其他之外，可以提及環氧乙烷、直鏈 α 烯烴、直
鏈伯醇、乙烯的均聚物和共聚物、乙苯、乙酸乙烯酯、乙
醛、乙醇、丙醛以及 DCE。

作為此種由其衍生的化合物的實例，除其他之外，可
以提及，

- 從環氧乙烷生產的乙二醇類以及醚類，
- 從乙苯生產的苯乙烯以及由苯乙烯衍生的苯乙烯聚合
物類，
- 從 DCE 生產的氯乙烯（VC），
- 由 VC 衍生的偏二氯乙烯、氟化的烴類和聚氯乙烯
（PVC），以及由氟化的烴類衍生的氟化的聚合物，連同
- 由偏二氯乙烯衍生的聚偏二氯乙烯以及氟化的烴類
（以及氟化的聚合物）。

根據本發明之方法係從烴源開始的一方法。

所考慮的烴源可以是任何已知的烴源。較佳的是，經
受了裂解（步驟 a）的烴源係選自下組，其構成為：石腦
油、瓦斯油、天然氣液、乙烷、丙烷、丁烷、異丁烷以及
它們的混合物。在一特別佳的方式中，該烴源選自下組，
其構成為：乙烷、丙烷、丁烷以及丙烷/丁烷混合物。在

一更特別佳的方式中，該烴源選自下組，其構成爲：丙烷、丁烷以及丙烷/丁烷混合物。該丙烷/丁烷混合物可以按原樣存在或者可以由丙烷和丁烷的混合物構成。

爲了本發明的目的，表述乙烷、丙烷、丁烷以及丙烷/丁烷混合物應理解爲是指可商購的產品，即主要包括純的產品（乙烷、丙烷、丁烷或丙烷/丁烷作爲一混合物）並且其次包括其他飽和或不飽和的烴，它們比該純產品本身更輕或更重。

在根據本發明的用於生產 DCE 以及至少一種不同於 DCE 的乙烯衍生物化合物的方法中，該烴源經受了簡化裂解，這產生了含有乙烯以及其他組分的產物的混合物（步驟 a)）。

表述簡化裂解（步驟 a)）應理解爲是指爲了本發明的目的用於處理烴源從而導致形成含有乙烯以及其他組分的產物的混合物的所有步驟，該等其他組分將在根據本發明之方法的步驟 b) 中至少分成餾分 A、可任選的一單獨的乙烷餾分以及餾分 C。

此種裂解可以根據任何已知的技術進行，只要它允許產生含有乙烯以及其他組分的產物的混合物。有利的是，該裂解包括在第三組分（如水、氧氣、一種硫衍生物和/或一催化劑）存在或不存在時使該烴源進行熱解（即，在熱的作用下的轉化）的第一裂解步驟。第一裂解步驟（熱解）有利的是在至少一個裂解爐中進行以引起裂解產物的混合物的形成。

裂解產物的此混合物有利的是包含氫氣、一氧化碳、二氧化碳、氮氣、氧氣、硫化氫、包含至少一個碳原子的有機化合物、以及水。

第一裂解步驟（熱解）較佳的是在至少兩個裂解爐內進行並且特別佳的是在至少三個裂解爐內進行。第一裂解步驟（熱解）較佳的是在最多五個裂解爐內進行並且特別佳的是在最多四個裂解爐內進行。更特別有利的是，當使用中的該等爐之一必須進行一除焦操作時，可用一額外的裂解爐來替換該爐。

在一更特別較佳的方式中，第一裂解步驟（熱解）在三個裂解爐內進行。在一最特別較佳的方式中，第一裂解步驟（熱解）在三個不同的裂解爐內進行，從每一個爐中得到的裂解產物的混合物收集在一起。更特別有利的是，當使用中的這三個裂解爐之一必須經受一除焦操作時，可以用一第四裂解爐來替換該爐。

因此特別有利的是在三個不同的裂解爐內進行第一裂解步驟（熱解），從每一個爐中獲得的裂解產物的混合物之後收集在一起並且使一第四裂解爐可用來替換使用中的這三個裂解爐之一。

在這個第一裂解步驟之後，使所述裂解產物的混合物經受一系列處理，使之有可能獲得包含乙烯和其他組分的產物的一混合物，這一系列處理步驟有利的是由以下步驟組成：該等裂解氣的熱量的熱回收，可任選的有機急冷（可任選地包括用液體中間產物在整個交換器網路內的熱

回收)，水急冷，該等氣體的壓縮和乾燥，以及還有除去大部分的二氧化碳以及所存在的或添加的大部分的硫化化合物（例如，藉由一種堿洗的方式），可任選地氫化不希望的衍生物，例如乙炔並且可任選地消除一些氫氣和/或甲烷，例如藉由一種 PSA（變壓吸附）方法或者藉由一種膜法。

有利地，在根據本發明之方法中，來自步驟 a) 的包含乙烯和其他組分的產物的混合物包含氫氣、甲烷、含有從 2 至 7 個碳原子的化合物、一氧化碳、氮氣和氧氣。氫氣、甲烷以及含有從 2 至 7 個碳原子的除乙炔之外的化合物，相對於所述產物的混合物的總體積，較佳的是以按體積計至少 200 ppm 的量存在。一氧化碳、氮氣、氧氣和乙炔，相對於所述產物的混合物的總體積，能以小於按體積計 200 ppm 的量存在或者以按體積計至少 200 ppm 的量存在。含有多於 7 個碳原子的化合物、二氧化碳、硫化氫以及其他硫化化合物以及還有水，相對於所述產物的混合物的總體積，還能以按體積計小於 200 ppm 的量存在於上述產物的混合物中。

該等氣體的壓縮和乾燥可以有利地在特殊的條件下進行，這樣，包含至少 6 個碳原子的化合物的通過減至最小。可以使用的冷卻液體有利的是處於一溫度，該溫度低於來自一敞開式冷卻塔的水的溫度。該冷卻流體較佳的是處於至少 -5°C 的溫度，更佳的是至少 0°C 。該冷卻流體最佳的是冰水。

在以上定義的步驟 a) 之後，根據步驟 b)，將含有乙烯和其他組分的產物的混合物在一分離步驟中分成含有幾乎全部乙烯的一餾分（餾分 A），任選地一單獨的乙烷餾分，以及一重餾分（餾分 C）。

較佳的是，根據步驟 b)，將含有乙烯和其他組分的產物的混合物分離成餾分 A、以及餾分 C。

表述“一分離步驟”應理解為是指，為了本發明的目的，考慮一個並且僅一個分離步驟。

在表述“含有乙烯和其他組分的產物的混合物在一分離步驟中被分離”中的術語“被分離”或“分離”應理解為是指，為了本發明的目的，含有乙烯和其他成分的產物的混合物藉由一單獨的分隔（分離）步驟分成兩種或多種子混合物，其方式為：至少一種子混合物的特徵為，在指明的壓力範圍下的一組成，該組成在由含有乙烯和其他成分的產物的混合物在泡點時的組成以及由含有乙烯和其他成分的產物的混合物在露點時的組成所限定的範圍之外。

表述“分離步驟”係旨在表示可以被認為具有一種單一功能的潛在地為多步驟方法的任何一部分。該分離步驟可以在一或幾個相互連接的裝置中進行。

為了本發明的目的，表述“泡點”應理解為是指以下的點，即在恒定壓力下從一起始溫度將含有乙烯和其他成分的產物的混合物進行加熱的過程中、在該混合物處於液體狀態時、形成第一蒸汽泡的點；泡點處的組成係該第一蒸汽泡的組成。

爲了本發明的目的，表述“露點”應理解爲是指以下的點，即在恒定壓力下從一起始溫度將含有乙烯和其他成分的產物的混合物進行冷卻的過程中、在該混合物處於蒸汽狀態時，形成第一液體泡的點，露點處的組成係該第一液體泡的組成。

該分離步驟有利的是包括一分離操作。

分離操作的實例係蒸餾、提取蒸餾、液-液提取、滲透蒸發、氣體滲透、吸附、變壓吸附（PSA）、吸收、色譜法、反滲透、以及分子過濾。蒸餾、氣體滲透、滲透蒸發、以及 PSA 係較佳的。更佳的是蒸餾。

因此，該分離步驟更佳的是包括在一主柱中（稱爲柱 C）將得自步驟 a) 的產物的混合物進行分離成爲兩種不同的餾分，即在柱 C 的頂部離開的餾分 A，可任選的藉由在柱 C 的側面撤出而回收的一單獨的乙烷餾分以及在柱 C 的底部離開的餾分 C。

在將其引進柱 C 之前，可以使來自步驟 a) 的產物的混合物經受一熱調節步驟。表述熱調節步驟應理解爲是指優化能量的使用的一系列熱交換，例如在一套交換器內對該產物的混合物進行逐級冷卻，首先用冷卻水冷卻，然後用冰冷的水，並且然後用漸冷的流體加上交叉交換器回收所產生的流的顯熱。

所述產物的混合物可以作爲一單獨的餾分或者作爲幾個細分餾分在步驟 b) 的過程中引入柱 C。它較佳的是作爲幾個細分餾分引入。

主柱 C 有利地是包含一提餾段和/或一精餾段的柱。如果這兩種段存在，如 Perry's Chemical Engineer's Handbook, 6th edition, page 13.5, 1984.所推薦的，精餾段較佳的是位於提餾段之上。

柱 C 有利的是選自包含上述這兩個段的蒸餾柱以及僅包括這兩種段之一的柱。較佳的是柱 C 係一蒸餾柱。

因此步驟 b) 較佳的是一蒸餾步驟。

柱 C 有利的是配有相關的輔助設備，例如像至少一個再沸器以及至少一個冷凝器。允許中間撤出的裝置以及一中間熱交換可以加至主柱中。

含有幾乎全部乙烯的餾分 A 有利的是從柱 C 的頂部離開，而富含最不易揮發的化合物的餾分 C 有利的是從柱 C 的底部離開。

上述步驟 b) 有利地是在至少 8 巴，較佳的是至少 10 巴，更佳的是至少 12 巴，最佳的是至少 20 巴並且非常最佳的是至少 27 巴的壓力下進行。步驟 b) 有利的是在最多 50 巴，較佳的是最多 45 巴並且在一特別佳的方式中最多 40 巴的壓力下進行。

步驟 b) 進行的溫度在柱 C1 頂端有利地為至少 -140°C，較佳的是至少 -120°C，更佳的是至少 -110°C，最佳的是至少 -100°C。在柱 C1 頂部有利地為最多 -20°C，較佳的是最多 -30°C，更佳的是最多 -50°C、最佳的是最多 -65°C 並且非常最佳的是最多 -80°C。

步驟 b) 進行時的溫度在柱 C1 的底部有利的為至少

0°C，較佳的是至少 10°C，更佳的是至少 20°C。在柱 C1 的底部有利地為最多 100°C，較佳的是最多 80°C，更佳的是最多 70°C，最佳的是最多 60°C。

步驟 b) 進行時的溫度有利的是選擇為使得在步驟 b) 之後獲得含有幾乎全部乙烯的一餾分（餾分 A）。

特別佳的壓力範圍係 20 巴-50 巴，其中較佳的是 27 巴-38 巴。

在柱 C1 的頂部的特別佳的溫度範圍係 -110°C 到 -50°C，其中較佳的是 -100°C 到 -80°C。

在柱 C1 的底部的特別佳的溫度範圍係 0°C 到 100°C，其中較佳的是 20°C 到 60°C。

在柱頂部的餾分 A 有利的是部分地被冷凝以供應給回流；冷卻源較佳的是藉由一外部低溫冷卻循環、藉由部分冷凝物質的壓力釋放的一內部低溫循環、或其混合體來提供，較佳的是藉由其混合體來提供。可任選地使用藉由氣體產物的渦輪膨脹進行的能量回收。

短語“含有幾乎全部乙烯的一餾分”應理解為是指，為了本發明的目的，在步驟 b) 之後獲得了一個並且僅有一個含有幾乎全部乙烯的餾分。

短語“含有幾乎全部乙烯的餾分”應理解為是指，為了本發明的目的，該餾分包含了經受步驟 b) 的產物的混合物中所包含的乙烯的至少 90% 的量。

較佳的是，餾分 A 包含了經受步驟 b) 的產物的混合物中所包含的乙烯的至少 95%、更佳的是至少 98%、並且

最佳的是至少 99% 的量。

短語“一重餾分”應理解為是指，為了本發明的目的，在步驟 b) 之後獲得了一個並且僅有一個重餾分。

以下所定義的表徵餾分 A 和餾分 C 的量係該等餾分離開步驟 b) 的那些量。

餾分 A 有利的是富含比乙烯輕的化合物。該等化合物總體上是甲烷、氮氣、氧氣、氫氣和一氧化碳。有利的是，餾分 A 包含至少 80%，較佳的是至少 90%、更佳的是至少 95%、最佳的是至少 98%、並且非常最佳的是至少 95% 的比乙烯輕的化合物，它們包含在經受了步驟 b) 的產物的混合物內。

餾分 A 的特徵在於，相對於餾分 A 的總體積，包含至少 3 個碳原子的化合物的含量有利的是小於或等於按體積計 0.1%，較佳的是小於或等於 0.05% 並且在一特別佳的方式中小於或等於 0.01%。

餾分 C 有利的是包含包括至少 3 個碳原子的化合物。有利的是，包括至少 3 個碳原子的該等化合物來自於得自步驟 a) 的含有乙烯以及其他組分的產物的混合物或者由在步驟 b) 的過程中的副反應產生。在包含至少 3 個碳原子的該等化合物之中，可以提及丙烷、丙烯、丁烷以及它們的不飽和衍生物連同所有飽和或不飽和的更重的化合物。

餾分 C 有利的是包含至少 95%，較佳的是至少 98% 並且特別佳的是至少 99% 的包含至少 3 個碳原子的化合物，

該化合物包含在經受步驟 b) 的產物的混合物中。

餾分 C 有利的是包含相對於餾分 C 的總重量按重量計最多 5%，較佳的是最多 2%，更佳的是最多 1%，最佳的是最多 0.8%並且非常最佳的是最多 0.5%的乙烯。

餾分 C 有利的是富含比乙烯重的組分。較佳的是，餾分 C 作為燃料燒掉或者進行化學增值 (valorised)。更佳的是，餾分 C 進行化學增值。餾分 C 最有利的是經受另一個分離步驟，該步驟包括例如藉由蒸餾將餾分 C 分離成兩種不同的餾分，這兩種不同的餾分分別含有包括少於 5 個碳原子的化合物為其中一種餾分 (餾分 C1)，以及包括至少 5 個碳原子的化合物為另一種餾分 (餾分 C2)。然後較佳的是使餾分 C1 在循環至步驟 a) 之前經受至少一個氫化步驟。餾分 C2 (特別是富含苯) 特別佳的是作為燃料增值 (例如在一熱解的汽油餾分中) 或進行化學增值 (送去生產乙苯)。因此有益的是可以將步驟 b) 適配為使苯直接到餾分 C 以使其回收最大化。

在一些情況下，有益的是分離乙烷以使其增值。在該等情形中，根據本發明之方法可以調適為使乙烷直接到餾分 A、到餾分 C 或作為一單獨的餾分進行分離，較佳的是根據本發明之方法可以調適為使乙烷直接到餾分 C 或作為一單獨的餾分分離。

在乙烷直接到餾分 C 的情況下，可以藉由使用另外一個蒸餾柱藉由分離將乙烷從存在於餾分 C 中的更重的烴類中分離出。還可以藉由將乙烷從用來將餾分 C 從餾分 A

中分離出（在底部撤出）的蒸餾柱的側面撤出而將其回收，或在分離餾分 C 時藉由使用間壁蒸餾柱代替常規蒸餾柱來回收。

在乙烷係直接到直接進行氯化的餾分的情況下，乙烷可以從氯化作用的氣態流出物中回收，較佳的是藉由氣體滲透、滲透蒸發或變壓吸附的一中間步驟。

在乙烷作為一種單獨的餾分進行分離的情況下，它可以在步驟 b) 中從其他餾分中分離出。

在回收之後，乙烷可以作為燃料燒掉或進行化學增值。乙烷較佳的是進行化學增值。因此，乙烷更佳的是如專利申請 WO 2008/000705、WO 2008/000702 以及 WO 2008/000693 中所描述，循環至步驟 a) 或經受一個氧化脫氫作用（ODH），以便產生之後經受氧氯化反應的乙烯。乙烷最佳的是被循環至步驟 a)。

在以上定義的步驟 b) 之後，根據步驟 c)，將餾分 A 送去生產至少一種乙烯衍生物化合物。

【實施方式】

根據依照本發明之方法的第一實施方式，餾分 A 有利的是以一部分被送去生產一種乙烯衍生物化合物。

根據該第一實施方式，該方法有利的是使在步驟 a) 和 b) 之後，c) 將餾分 A 以一部分送去生產一種乙烯衍生物化合物，較佳的是送去生產 DCE 以及可任選地生產由其衍生的任何化合物，可任選地是在經受了乙炔氯化作

用之後。

根據第一實施方式的第一變體，該方法有利的是使在步驟 a) 和步驟 b) 之後，

c) 將餾分 A 的一部分送去在一個氯化反應器中生產 DCE，可任選地在經受了乙炔氫化作用之後，在該氯化反應器中存在於餾分 A 中的大部分乙烯藉由與分子氯的反應被轉化為 DCE；

d) 將得到的 DCE 從得自氯化 and 氧氯化反應器的產品流中分離；

e) 使分離出的 DCE 經受一 DCE 裂解步驟，從而產生 VC 以及氯化氫；並且

f) 將得到的 VC 以及氯化氫從得自 DCE 裂解步驟的產品流中分離出。

該氯化反應（通常稱為直接氯化作用）有利的是在含有一種溶解的催化劑例如 FeCl_3 或者其他路易士酸的一液相（較佳的是主要為 DCE）中進行。有可能有利地將這種催化劑與助催化劑如鹼金屬氯化物進行組合。已經得到良好結果的一配對係 FeCl_3 與 LiCl 的絡合物（四氯高鐵酸鋰 - 如專利申請 NL 6901398 中所描述）。

所使用的 FeCl_3 的量有利的是每 kg 液體母料大約 1 g 至 30 g 的 FeCl_3 。 FeCl_3 與 LiCl 的莫爾比有利地為 0.5 至 2 的級別。

此外，該氯化反應較佳的是在一種氯化的有機液體介質中進行。更佳的是，這種氯化的有機液體介質，也稱作

液體母料，主要由 DCE 構成。

根據本發明的該綠化反應有利的是在 30°C 和 150°C 之間的溫度下進行。不管壓力如何，在低於沸點（在過冷卻條件下的氯化過程）和在沸點本身（在沸點時的氯化過程）的溫度都已經得到了良好的結果。

當根據本發明的氯化過程係一種過冷卻條件下的氯化過程時，藉由在以下溫度下以及以下氣相中的壓力下操作得到了良好的結果，該溫度有利的是高於或者等於 50°C 並且較佳的是高於或者等於 60°C ，但是有利的是低於或者等於 80°C 並且較佳的是低於或者等於 70°C ，以及該壓力有利的是高於或者等於 1 巴絕對值並且較佳的是高於或者等於 1.1 巴絕對值，但是有利的是低於或者等於 20 巴絕對值，較佳的是低於或者等於 10 巴絕對值並且特別佳的是低於或者等於 6 巴絕對值。

在沸點下氯化的方法可以較佳地有效地回收該反應熱。在這種情況下，該反應有利的是在高於或者等於 60°C 的溫度下發生，較佳的是高於或者等於 70°C 並且特別佳的是高於或者等於 85°C ，但是有利的是低於或者等於 150°C 並且較佳的是低於或者等於 135°C ，並且在該氣相中的壓力有利的是高於或者等於 0.2 巴絕對值，較佳的是高於或者等於 0.5 巴絕對值，特別佳的是高於或者等於 1.1 巴絕對值並且更特別佳的是高於或者等於 1.3 巴絕對值，但是有利的是低於或者等於 10 巴絕對值並且較佳的是低於或者等於 6 巴絕對值。

該氯化過程也可以是一種在沸點下氯化的混合回路冷卻（hybrid loop-cooled）過程。表述“在沸點下氯化的混合回路冷卻過程”應理解為是指一過程，其中例如藉由浸入在該反應介質內的一交換器或者藉由在一交換器內循環的一回路對該反應介質進行冷卻，同時在氣相中產生至少為所形成的量的 DCE。有利地，調節該反應溫度和壓力來使所產生的 DCE 離開氣相並且藉由交換表面積除去來自該反應介質的剩餘熱量。

可以用任何已知的設備將進行氯化的餾分以及還有分子氯（本身純淨或稀釋的）一起或單獨地引入該反應介質。單獨引入進行氯化作用的餾分可能是有利的，以便增加其分壓並且促進其溶解，這通常構成該方法的一限制步驟。

分子氯以足夠的量加入來轉化大部分乙烯，並且不要求添加過量的未轉化的氯。所用的氯/乙烯的比例較佳的是在 1.2 mol/mol 和 0.8 mol/mol 之間，並且特別佳的是在 1.05 mol/mol 和 0.95 mol/mol 之間。

所獲得的氯化產物主要含有 DCE 以及還有少量副產物，例如 1,1,2-三氯乙烷或少量的乙烷或甲烷氯化產物。

從得自該氯化反應器的產品流中分離所獲得的 DCE 係根據已知的方式進行並且一般來說使之有可能利用該氯化反應的熱。然後，它較佳的是藉由冷凝作用和氣/液分離來進行。

然後有利地是使未轉化的產物（甲烷、乙烷、一氧化

碳、氮氣、氧氣和氫氣) 經受比分離起始於該最初混合物的純乙烯所必需的更容易的一部分離。

氫氣特別是可以用從未轉化的產物中提取出來並且進行增值例如用於在過氧化氫的生產中工作溶液的氫化或者用於過氧化氫的直接合成。

DCE 裂解步驟可以進行的該等條件係本領域技術人員已知的。該 DCE 裂解可以在第三化合物(可以提及的是催化劑) 存在或不存在時進行; 該 DCE 裂解步驟在這種情況下是一催化性 DCE 裂解。然而 DCE 裂解較佳的是在第三化合物的存在下並且僅在熱的作用下進行; DCE 裂解在這種情況下經常稱為熱解。

該熱解有利的是在一管式爐內藉由一在氣相內的反應而獲得。通常的熱解溫度係在 400°C 和 600°C 之間, 較佳的是在 480°C 和 540°C 之間的範圍。該停留時間有利的是在 1 秒和 60 秒之間, 較佳的是從 5 秒到 25 秒的範圍。為了限制副產物的形成以及爐管道的沾汙, 該 DCE 的轉化率有利地是限制在 45% 至 75%。

分離從得自熱解的產品流中所獲得的 VC 和氯化氫係根據已知的方式使用任何已知的裝置進行的, 以便收集純化的 VC 和氯化氫。純化之後, 有利地是將未轉化的 DCE 傳送至該熱解爐。

根據第一實施方式的第一變體, VC 較佳的是之後進行聚合以產生 PVC。

PVC 的生產可以是一種本體、溶液或水性分散系聚合

法，它較佳的是一種水性分散系聚合法。

表述水性分散系聚合應理解為是指在水性懸浮液中的自由基聚合以及在水性乳液中的自由基聚合以及在水性微懸浮液中的聚合。

表述水性分散系中的自由基聚合應理解為是指在分散劑以及油可溶的自由基引發劑的存在下在水性介質中進行的任何自由基聚合過程。

表述水性乳液中的自由基聚合應理解為是指在乳化劑以及水可溶的自由基引發劑的存在下在水性介質中進行的任何自由基聚合過程。

表述水性微懸浮聚合（也稱為在均勻化的水性分散體中的聚合）應理解為是指任何自由基聚合過程，其中使用了油溶性引發劑，並且由於強有力的機械攪拌以及在乳化劑的存在下製備了單體小滴的乳液。

分離後，氯化氫可以用於任何目的。例如，它可以被送去合成一些化合物，像氯化鈣；一種或多種一或多氯代的醇，在該等之中有藉由與 1,2-丙二醇、1,3-丙二醇、或 1,2,3-丙三醇（甘油或丙三醇，導致環氧氯丙烷的合成）進行反應而得的一種或多種一或多氯代的丙醇；一種或多種一或多氯代的烷烴，在該等之中有藉由與甲醇反應而得的一或多氯代的甲烷；水性鹽酸；三氯化鐵；氯化鋁；氯矽烷；氯化鈦；氯化鋅；其他無機氯化物像氯化銨，並且還傳送至例如芳香族化合物的氧氯化過程、炔烴的（例如乙炔進行氫氯化反應生成 VC）或烯烴的氫氯化反應、或

者被氧化成分子氯。

在根據本發明之方法中，在根據第一實施方式的第一變體中步驟 f) 的分離過程之後，g) 氯化氫較佳的是經受氧化作用成為分子氯，分子氯隨後更佳的是再循環至氯化反應器。

因此，一種特別佳的方法係使得，在步驟 a) 和步驟 b) 之後，

c) 將餾分 A 的一部分送去在一個氯化反應器中生產 DCE，可任選地在經受了乙炔氯化作用之後，在該氯化反應器中存在於餾分 A 中的大部分乙烯藉由與分子氯的反應被轉化為 DCE；

d) 將得到的 DCE 從得自氯化 and 氧氯化反應器的產品流中分離；

e) 使分離出的 DCE 經受一 DCE 裂解步驟，從而產生 VC 以及氯化氫；

f) 將得到的 VC 以及氯化氫從得自 DCE 裂解步驟的產品流中分離出；並且

g) 使氯化氫經受氧化作用成為分子氯，分子氯隨後被再循環至該氯化反應器。

分離後的氯化氫被氧化成分子氯可以根據任何已知的方法進行。

在該等已知的方法中，可以提及鹽酸的電解、由氧氣對氯化氫進行催化氧化的過程，像 KEL 氯法，稱為 Kellogg（使用濃硫酸以及亞硝酸基硫酸作為催化劑），

Shell-Deacon 法（使用氯化銅(II)與其他金屬氯化物的混合物在矽酸鹽載體上作為催化劑）以及改良的迪肯（Deacon）法像 Mitsui-Toatsu（MT-氯）法（使用氧化鉻(III)在矽酸鹽載體上作為催化劑）以及用硝酸對氯化氫進行氧化。

對於根據本發明之方法，用氧氣對氯化氫進行催化氧化係較佳的。該氧化過程有利的是用含有氧氣的氣體進行。

如可以使用含有氧氣、分子氧或空氣的氣體。氧氣可以藉由通常的工業方法來生產，如空氣變壓法或空氣深冷分離。

雖然氧化一莫爾的氯化氫所必需的氧氣的理論莫爾量係 0.25 莫爾，較佳的是以超過理論量的量使用氧氣，並且更佳的是，每一莫爾的氯化氫使用 0.25 莫爾至 2 莫爾的氧氣。

根據本發明在氧化反應中使用的催化劑可以是藉由氯化氫的氧化而生產氯時所使用的任何已知的催化劑。

催化劑的實例係如在迪肯法中的基於銅的催化劑、氧化鉻、氧化釷或氧化釷與氧化鈦的混合物。迪肯催化劑有利的是包括氯化銅、氯化鉀以及不同種類的化合物作為第三組分。

催化劑的形狀可以是常規使用的任何形狀，如球形顆粒、圓柱形小粒、擠出形式、環形、蜂窩形、或藉由對模制的材料進行研磨並且隨後進行篩選而得的具有合適尺寸

的粒料。催化劑的尺寸較佳的是 10 mm 或更小。儘管催化劑尺寸的下限可以不受限制，催化劑的尺寸有利的是至少 0.1 mm。在此，催化劑的尺寸係指在球形顆粒的情況下為球的直徑，在圓柱形小粒的情況下為截面的直徑，或者在其他形式的情況下為截面的最大尺寸。

有益的是可以將含有氧氣的氣體分成幾部分並且將其引入至少兩個反應區域。

氧化反應有利的是在至少兩個反應區域中進行，它們各自包括一催化劑填充的層，較佳的是以串聯方式安排。

反應壓力有利的是從 0.1 MPa 至 5 MPa。反應溫度有利的是從 200°C 至 650°C，更佳的是從 200°C 到 500°C。

反應器有利的是管狀反應器，其內徑較佳的是從 10 mm 到 50 mm，更佳的是從 10 mm 到 40 mm。

分子氯更佳的是再循環至氯化反應器。該再循環可以根據任何已知的方法進行。分子氯有利的是首先進行乾燥並且然後放置在對進入氯化作用而言所要求的壓力下。乾燥有利的是藉由壓縮在出口處進行冷凝或藉由使用具有硫酸或與氯相容的吸收劑的柱來進行的，較佳的是用具有硫酸的柱。

根據該第一實施方式的一第二變體，該方法較佳的是使得在步驟 a) 和步驟 b) 之後，

c) 將餾分 A 以一部分送去在一個氯化反應器中生產 DCE，可任選地在經受了乙炔氯化作用之後，在該氯化反應器中

存在於餾分 A 中的最多 90% 的乙烯藉由與分子氯的反應被轉化為 DCE；

d) 將在該氯化反應器中形成的 DCE 可任選地從得自該氯化反應器的產品流中分離；

e) 得自該氯化反應器的產品流（從該產品流中已經可任選地提取了 DCE）被傳送至一個氧氯化反應器，其中大部分的餘量乙烯被轉化成 DCE，可任選地是在使後者經受一吸收/解吸步驟 e'）之後，如果先前沒有提取的話，則在此過程中將在該氯化反應器中形成的 DCE 可任選地進行提取；並且

f) 將在該氧氯化反應器內形成的 DCE 從來自該氧氯化反應器的產品流中分離並且可任選地加入在該氯化反應器內形成的 DCE 中。

根據該第一實施方式的第二變體，DCE 有利的是進一步經受一 DCE 裂解步驟以產生 VC，並且較佳的是隨後使 VC 聚合以產生 PVC。

除以下詳述的氯的流量之外，在第一實施方式的第二變體的具體情況下，有關氯化反應的細節參照第一實施方式的第一變體。

氯的流量有利的是使至少 10%、較佳的是至少 20% 並且特別佳的是至少 30% 的乙烯轉化成 DCE。該氯的流量有利地是使最多 90%，較佳的是最多 80% 並且特別佳的是最多 70% 的乙烯轉化成 DCE。

根據第一實施方式的第二變體的步驟 d)，在該氯化

反應器內形成的 DCE 被可任選地從得自該氯化反應器的產品流中分離。在某些情況下，可能有利的是不從得自該氯化反應器的產品流中分離在該氯化反應器中形成的 DCE。然而較佳的是將該氯化反應器中形成的 DCE 從得自該氯化反應器的產品流中分離出。

當它發生時，從得自該氯化反應器的產品流中分離所獲得的 DCE 根據已知的方法進行，並且總體上使之有可能利用該氯化反應的熱。然後，它較佳的是藉由冷凝作用和氣/液分離來進行。

根據第一實施方式的第二變體的步驟 e)，得自該氯化反應器的產品流（從該產品流中已經可任選地提取了 DCE）被傳送至一個氧氯化反應器，其中大部分的餘量乙烯被轉化成 DCE，在可任選地將後者經受一吸收/解吸步驟 e'）之後，如果先前沒有提取的話則在此過程中將在該氯化反應器內形成的 DCE 可任選地進行提取。

該氧氯化反應有利的是在包含活性元素的一種催化劑的存在下進行，該活性元素包括沉積於一種惰性載體上的銅。該惰性載體有利地選自氧化鋁、矽膠、混合氧化物、粘土以及其他天然來源的載體。氧化鋁構成一種較佳的惰性載體。

較佳的是包含活性元素（其中之一係銅）的催化劑，該活性元素的數目有利地為至少兩個。在除了銅以外的該等活性元素中，可以提及鹼金屬、鹼土金屬、稀土金屬以及選自下組的金屬，該組的構成為鈺、銻、鈹、鐵、銱、

鉑和金。包含下列活性元素的催化劑係特別有利的：銅 / 鎂 / 鉀，銅 / 鎂 / 鈉；銅 / 鎂 / 鋰，銅 / 鎂 / 銻，銅 / 鎂 / 鈉 / 鋰，銅 / 鎂 / 鉀 / 鋰和銅 / 鎂 / 銻 / 鋰，銅 / 鎂 / 鈉 / 鉀，銅 / 鎂 / 鈉 / 銻和銅 / 鎂 / 鉀 / 銻。最特別佳的是在專利申請 EP-A 255 156、EP-A 494 474、EP-A 657 212 和 EP-A 657 213 中所描述的催化劑，該等專利申請藉由引用結合在此。

銅的含量，以金屬形式計算，有利的是在 30 g/kg 和 90 g/kg 之間，較佳的是在 40 g/kg 和 80 g/kg 之間並且特別佳的是在 50 g/kg 和 70 g/kg 催化劑之間。

鎂的含量，以金屬形式計算，有利的是在 10 g/kg 和 30 g/kg 之間，較佳的是在 12 g/kg 和 25 g/kg 之間並且特別佳的是在 15 g/kg 和 20 g/kg 催化劑之間。

鹼金屬的含量，以金屬形式計算，有利的是在 0.1 g/kg 和 30 g/kg 之間，較佳的是在 0.5 g/kg 和 20 g/kg 之間並且特別佳的是在 1 g/kg 和 15 g/kg 催化劑之間。

銅：鎂：一種或多種鹼金屬的原子比有利地是 1:0.1-2:0.05-2，較佳的是 1:0.2-1.5:0.1-1.5 並且特別佳的是 1:0.5-1:0.15-1。

比表面積，有利的是在 25 m²/g 和 300 m²/g 之間，較佳的是在 50 m²/g 和 200 m²/g 之間並且特別佳的是在 75 m²/g 和 175 m²/g 之間的催化劑（根據 BET 方法以氮測得）係特別有利的。

該催化劑可以在一固定床或一流動床內使用。較佳的是第二種選擇。該氧氯化過程在該反應所通常建議的條件

範圍內進行操作。該溫度有利的是在 150°C 和 300°C 之間，較佳的是在 200°C 和 275°C 之間並且最佳的是從 215°C 到 255°C 。該壓力有利的是在大氣壓之上。在 2 巴絕對值和 10 巴絕對值之間的值給出了良好的結果。較佳的是在 4 巴絕對值至 7 巴絕對值的範圍。該壓力可以被有效地調節，以得到在該反應器內的一最佳停留時間並且保持對於不同操作速度而言恒定的通過率。通常的停留時間範圍係從 1 秒至 60 秒，並且較佳的是從 10 秒至 40 秒。

這種氧氯化作用的氧源可以是空氣、純氧或它們的一種混合物，較佳的是純氧。較佳的是允許易於再利用未轉化的反應物的後者的溶液。

該等反應物可以藉由任何已知的裝置引入該床層。為了安全因素，將氧氣與其他反應物分開引入總體上是有利的。該等安全因素還要求保持離開或再循環至該反應器的氣體混合物在所討論的壓力和溫度下在可燃性的限度之外。較佳的是保持一種所謂的富集混合物，即相對於引燃該燃料含有過少的氧氣。在這方面，在這種化合物具有寬的可燃性範圍的條件下，氫 ($>2 \text{ vol\%}$ ，較佳的是 $> 5 \text{ vol\%}$) 的充足存在將構成一缺點。

所用的氯化氫/氧的比例有利地是在 3 mol/mol 和 6 mol/mol 之間。該乙烯/氯化氫的比例有利地是在 0.4 mol/mol 至 0.6 mol/mol 之間。

所得到的氯化產物主要包含 DCE 以及還有少量副產物，例如 1,1,2-三氯乙烷。

在某些情況下，在進入氯化反應器之前，使來自氯化反應器的產品流（從該產品流中已經可任選地提取了 DCE）經受吸收/解吸步驟 e'）可能是有利的，如果先前沒有提取的話則在此過程中將在該氯化反應器內形成的 DCE 可任選地進行提取。

表述“步驟 e'），如果先前沒有提取的話則在此過程中將在氯化反應器內形成的 DCE 可任選地進行提取”是指在該氯化反應器中形成的 DCE 可以在步驟 e'）（如果該步驟發生並且如果 DCE 先前沒有被提取的話）中被提取。較佳的是，在該氯化反應器中形成的 DCE 在步驟 e'）（如果該步驟發生並且如果 DCE 先前沒有被提取的話）中被提取。

因此，得自氯化反應器的產品流，從該產品流中已經可任選地提取了 DCE，（以下稱為氯化流），有利地是經受一吸收步驟以及一解吸步驟，其中使所述流較佳的是與包含一種溶劑的洗滌劑進行接觸。

表述“包含一種溶劑的洗滌劑”或更簡單的“洗滌劑”應理解為是指其中溶劑以液態存在的一種組合物。

因此，根據本發明可以使用的洗滌劑有利地是包含處於液態的溶劑。在所述洗滌劑記憶體在其他化合物完全沒有排除在本發明的範圍之外。然而，較佳的是該洗滌劑包含按體積計至少 50% 的溶劑，更特別的是按體積計至少 65% 並且最特別佳的是按體積計至少 70%。

該溶劑有利的是選自醇類、乙二醇類、多元醇類、醚

類、一種或多種二醇與一種或多種醚類的混合物、礦物油連同 DCE。該溶劑優先選自醇類、礦物油類以及 DCE，並且更優先選自共沸乙醇（有利的是具有按體積計至少 70%、較佳的是至少 80%並且更佳的是至少 85%的乙醇的水性乙醇）以及 DCE。該溶劑最佳的是 DCE。

用於該吸收步驟的洗滌劑可以由任何來源的新鮮洗滌劑組成，例如離開氯化單元的共沸乙醇粗品以及 DCE 粗品，離開氧氯化單元的 DCE 粗品或者還未被純化的這二者的一混合物。它也可以由所述 DCE（該 DCE 之前已經被純化）或者由全部或部分的在以下所解釋的解吸步驟中回收的洗滌劑組成，該洗滌劑可任選地包含在該氯化反應器中形成的以及在該解吸步驟中提取的 DCE，在一可任選的處理之後，使之有可能減少該 DCE 中比乙烷重的化合物（如以下所解釋）的濃度，可任選地藉由添加新鮮的洗滌劑。

較佳的是，用於該吸收步驟的洗滌劑由全部或部分的在解吸步驟中回收的洗滌劑組成，該洗滌劑可任選地包含在該氯化反應器中形成以及在解吸步驟中提取的 DCE，在上述可任選的額外處理之後，可任選地添加新鮮的洗滌劑。當其中在該氯化反應器中形成的 DCE 在氯化出口從得自該氯化反應器的產品流中分離的情況下，在一特別佳的方式中，用於該吸收步驟的洗滌劑由全部或部分的在該解吸步驟中回收的洗滌劑組成，在上述可任選的處理之後，添加新鮮的洗滌劑（來補償在吸收和解吸步驟中洗滌

劑的損失)。

上述可任選的處理使之有可能減少在該洗滌劑中比乙烷重的化合物的濃度，較佳的是包含至少 3 個碳原子的化合物的濃度，該處理可以是一解吸比乙烷重的並且比該洗滌劑輕的化合物的步驟或者是一蒸餾該洗滌劑的步驟。較佳的是，它包括解吸比乙烷重並且比洗滌劑輕的化合物。較佳的是，發生對該洗滌劑的這種處理。

當 DCE 係洗滌劑時在最佳的情況下的一實質的優點在於以下事實，即該 DCE 的存在毫不麻煩，因為它主要是在氧氯化或氯化過程中形成的化合物。

洗滌劑和該等氯化流的對應的通過量之間的比例並不關鍵，並且可以在很大範圍內變化。在操作中，它僅受再生該洗滌劑的成本限制。一般說來，對於每噸氯化流，洗滌劑的通過量至少為 1 噸，較佳的是至少 5 噸並且特別佳的是至少 10 噸。一般說來，對於每噸待從該氯化流中提取的乙烯和乙烷混合物，洗滌劑的通過量最多為 100 噸，較佳的是最多 50 噸並且特別佳的是最多 25 噸。

該吸收步驟有利地是借助一吸收器進行，例如像，一升膜或降膜吸收器，或者選自下列各項的一吸收柱：板式柱、不規則填充柱、規整填充柱、結合有一種或多種前述內部構件的柱、以及噴灑柱。該吸收步驟較佳的是借助一吸收柱進行，且特別佳的是借助一板式吸收柱。

該吸收柱有利的是配有關聯的配件，例如像在柱的內部或外部的至少一個冷凝器或冷卻器 (chiller)。

前述吸收步驟有利的是在至少 15 巴絕對值，較佳的是至少 20 巴絕對值並且特別佳的是至少 25 巴絕對值的壓力下進行。該吸收步驟有利地在最多 40 巴絕對值，較佳的是最多 35 巴絕對值並且特別佳的是最多 30 巴絕對值的壓力下進行。

該吸收步驟進行時的溫度在該吸收器或吸收柱頂部有利地是至少 -10°C ，較佳的是至少 0°C 並且特別佳的是至少 10°C 。在該吸收器或吸收柱的頂部有利地是最高 60°C ，較佳的是最高 50°C 並且特別佳的是最高 40°C 。

在該吸收器或吸收柱底部的溫度為至少 0°C ，較佳的是至少 10°C 並且特別佳的是至少 20°C 。它有利的是最多 70°C ，較佳的是最多 60°C 並且特別佳的是最多 50°C 。

有利的是使從吸收步驟得到的流經受解吸步驟，該流係純化掉比乙烯輕的化合物並且富含洗滌劑的氯化流。

在解吸步驟之後回收的洗滌劑（可任選地包含在該氯化反應器中形成的然後被提取的 DCE）可以被除去；被全部或部分地傳送至該氧氯化區段，其中該 DCE 與在該氧氯化反應器中形成的 DCE 一起進入；或者被全部或部分地再傳送至該吸收步驟，可任選地在上述處理之後，可任選地加入新鮮的洗滌劑。較佳的是，在該解吸步驟之後回收的洗滌劑在上述可任選的處理之後被全部或部分地送回到該吸收步驟，可任選地添加新鮮的洗滌劑；或者被再傳送至氧氯化區段。在其中當氯化反應器中形成的 DCE 在氯化出口從得自該氯化反應器的產品流中分離出的情況下，

在一特別佳的方式中，在解吸步驟之後回收的洗滌劑在上述可任選的處理之後添加了新鮮的洗滌劑時被全部或部分地送回到吸收步驟。

該解吸步驟有利的是借助一解吸器進行，例如像，一升膜或降膜解吸器，一再沸器或者一選自下列各項的解吸柱：板式柱、不規則填充柱、規整填充柱、結合有一種或多種前述內部構件的柱和噴灑柱。該解吸作用還可以藉由直接噴射蒸汽以收集 DCE 來進行。該解吸步驟較佳的是借助一解吸柱進行，並且特別較佳的是借助一板式解吸柱進行。

該解吸柱有利地是配有關聯的配件，例如像在柱的內部或外部的至少一個冷凝器或一冷卻器以及至少一個再沸器。

該解吸作用的壓力有利地是選擇為使得解吸後氣體中含有至少 3 個碳原子的化合物的含量小於按體積計 100 ppm，較佳的是小於或等於 50 ppm 並且特別佳的是小於或等於 20 ppm。

上述解吸步驟有利的是在至少 1 巴絕對值，較佳的是至少 2 巴絕對值並且特別佳的是至少 3 巴絕對值的壓力下進行。該解吸步驟有利地是在最多 20 巴絕對值，較佳的是最多 15 巴絕對值並且特別佳的是最多 10 巴絕對值的壓力下進行。

該解吸步驟進行時的溫度在該解吸器或解吸柱頂部有利地為至少 -10°C ，較佳的是至少 0°C 並且特別佳的是至

少 10°C 。在該解吸柱或解吸柱頂部有利地為最多 60°C ，較佳的是最多 50°C 並且特別佳的是最多 45°C 。

在該解吸器或解吸柱底部的溫度為至少 60°C ，較佳的是至少 80°C 並且特別佳的是至少 100°C 。它有利的是最多 200°C ，較佳的是最多 160°C 並且特別佳的是最多 150°C 。

一最特別佳的方案係屬於以下情況，即吸收步驟在一吸收柱中進行並且解吸步驟在一解吸柱中進行。

該吸收步驟之後所回收的氫氣，可任選地在一純化步驟之後，被有利地開發作為一種燃料或作為一種反應物。因此，該氫氣可以在 DCE 裂解步驟中被開發作為一種燃料。它還可以被開發作為例如一種氫化反應的反應物。

根據第一實施方式的第二變體的步驟 f)，將在該氧氯化反應器內形成的 DCE 從來自該氧氯化反應器的產品流中分離並且可任選地加入在該氯化反應器內形成的 DCE 中。

從來自氧氯化反應器的產品流中對所得的 DCE 進行分離係根據已知的方法進行的。它較佳的是首先藉由冷凝作用進行。該氧氯化反應器的熱一般以蒸汽態回收，它可以用於分離或任何其它用途。

在離開氧氯化反應器之後，還有利地是將來自該反應器的產品流洗滌以回收未轉化的 HCl。該洗滌操作有利地是一城洗步驟。較佳的是隨後進行一氣/液分離步驟，該步驟使之有可能回收以液體形式形成的 DCE 並且最終乾

燥 DCE。

表述“可任選地加入在氯化反應器中形成的 DCE 中”應理解為是指如果在氯化反應器中形成的 DCE 被從得自該反應器的產品流中分離出，在離開氯化反應器時或在步驟 e') 之後，在氧氯化反應器中形成的 DCE 可以加入或不加入其中。較佳的是將它加入其中。如果在另一方面，該第一 DCE 未被分離，則有利地是從來自該氧氯化反應器的產品流中分離的 DCE 係被回收的唯一的 DCE 流。另一種替代方案係有利地將從得自氧氯化反應器的產品流中分離出的 DCE 與一部分從得自氯化反應器的產品流中分離出的 DCE 混合並且將後者的另一部分直接送至 DCE 裂解步驟。

更多關於 DCE 裂解步驟以及從得自 DCE 裂解步驟的產品流中獲得的 VC 的分離的細節，參照第一實施方式的第一變體。

根據第一實施方式的第二變體，VC 較佳的是隨後進行聚合以產生 PVC。對於更多關於 PVC 生產的細節，參照第一實施方式的第一變體。

根據依照本發明之方法的一第二實施方式，餾分 A 有利的是分成至少兩個具有相同組成或不同組成的部分，較佳的是分成具有相同組成或不同組成的部分 A1 和 A2。

根據該第二實施方式，該方法有利地是使自步驟 a) 和 b) 之後，c) 在將餾分 A 送去生產至少一種乙烯衍生物化合物之前將其分成具有相同或不同組成的至少兩個部

分，較佳的是分成部分 A1 和部分 A2。

在表述“將餾分 A 分成至少兩個部分”中的術語“分成”（或“分割”）應理解為是指，為了本發明的目的，將餾分 A 分成兩種或多種子混合物，其方式為：所有子混合物的特徵為在特定的壓力範圍下的一組成，該組成包括在由餾分 A 在泡點時的組成以及由餾分 A 在露點時的組成所限定的範圍內。

將餾分 A 分成至少兩個部分，較佳的是分成部分 A1 和部分 A2，有利的是藉由借助任何已知的手段將餾分 A 分成具有相同組成或不同組成的幾個（較佳的是兩個）部分而進行操作。

該分割步驟可以在一或幾個裝置中進行。該分割步驟有利的是包括一分割操作。分割操作的實例係將混合物分成具有相同組成的多個子混合物，氣態混合物的部分冷凝、液體混合物的部分蒸發、液體混合物的部分固化。

當離開步驟 a) 的含有乙烯以及其他成分的產物的混合物可以簡單地分割時（較佳的是分成兩種），較佳的是當離開步驟 a) 的產物的混合物貧乏氫和/或富含在氫化步驟中與氫反應的化合物時，餾分 A 被分成至少兩種具有相同組成的部分（較佳的是部分 A1 和部分 A2）的情況係特別有益的。

當步驟 c) 要求具有不同組成的部分時，餾分 A 被分成至少兩個具有不同組成的部分（較佳的是分成部分 A1 和部分 A2）的情況係特別有益的。因此，餾分 A 有利地

是被分成具有不同組成的至少兩個部分，較佳的是分成部分 A1 和部分 A2，以便使每個部分送去生產對應的乙烯衍生物化合物。

將餾分 A 分成至少兩個具有不同組成的部分（較佳的是部分 A1 和部分 A2）可以藉由任何已知的方式進行。較佳的是，餾分 A 係藉由在一換熱器內間接冷卻進行冷卻，其中部分 A2 在膨脹之後被蒸發至一合適的壓力，並且藉由在換熱器中（用一合適的冷卻介質冷卻）內間接接觸進行過冷卻，直至達到其所限定的溫度下降。液體蒸汽較佳的是被分開以產生蒸汽部分 A1 和液體部分 A2。該溫度的降低有利的是大於 5°C ，較佳的是大於 7°C 並且更佳的是大於 8°C ，該溫度降低有利的是低於 30°C ，較佳的是低於 25°C 並且更佳的是低於 22°C 。

部分 A1 有利的是含有多於包含於餾分 A 中的乙烯的量的 10%，較佳的是多於 20% 並且更佳的是多於 25%。部分 A1 有利的是含有少於包含於餾分 A 中的乙烯的量的 90%，較佳的是少於 80% 並且更佳的是少於 75%。

部分 A1 有利的是含有多於包含在餾分 A 中的氫的量的 80%、較佳的是多於 85%、更佳的是多於 90%、最佳的是多於 95% 並且非常最佳的是多於 98%。

部分 A1 有利的是含有多於包含在餾分 A 中的甲烷的量的 70%、較佳的是多於 75%、更佳的是多於 80%、最佳的是多於 90% 並且非常最佳的是多於 95%。

部分 A1 有利的是含有少於包含在餾分 A 中的乙烷的

量的 40%、較佳的是少於 30%並且更佳的是少於 25%。

根據該第二實施方式的第一變體，該方法有利的是使在步驟 a) 和步驟 b) 之後，

c)將餾分 A 分成具有相同或不同組成的部分 A1 和部分 A2，將部分 A1 和部分 A2 送去生產 DCE 以及可任選地生產由其衍生的任何化合物，可任選地在經受了一乙炔氫化作用之後。

根據該第二實施方式的該第一變體，該方法較佳的是使得在步驟 a)、b) 和 c)之後，

d)將部分 A1 傳送至一個氯化反應器並且將部分 A2 傳送至一個氧氯化反應器，可任選地是在經受了乙炔氫化作用之後，在這兩個反應器中存在於部分 A1 和 A2 中的大部分乙烯被轉化成 DCE；並且

e)將得到的 DCE 從得自氯化和氧氯化反應器的產品流中分離。

根據第二實施方式的第二變體，該方法有利的是使在步驟 a) 和 b) 之後，

c)將餾分 A 分成具有相同組成或不同組成的部分 A1 和部分 A2，其中一個被送去生產 DCE 以及可任選地生產由其衍生的任何化合物，可任選地是在經受了乙炔氫化作用之後，而另一個被送去生產直接從乙烯開始生產的不同於 DCE 的至少一種乙烯衍生物化合物以及可任選地生產由其衍生的任何化合物。

根據第二實施方式的該第二變體，該方法有利的是使

在步驟 a) 和 b) 之後，

c) 將餾分 A 分成具有相同組成或不同組成的部分 A1 和部分 A2，將餾分 A 送去生產 DCE 以及可任選地生產由其衍生的任何化合物，可任選地是在經受了乙炔氫化作用之後，而將部分 A2 送去生產直接從乙烯開始生產的不同於 DCE 的至少一種乙烯衍生物化合物以及可任選地生產由其衍生的任何化合物。

對於根據本發明之方法的第一實施方式（以便從餾分 A 獲得 DCE 以及之後的 VC 和 PVC）所詳述的這三個變體也適用於根據本發明之方法的第二實施方式的第二變體（以便從部分 A1 獲得 DCE 以及之後的 VC 和 PVC）。

根據第二實施方式的第二變體，有利的是將部分 A2 送去生產至少一種直接從乙烯開始生產的不同於 DCE 的乙烯衍生物化合物以及可任選地生產由其衍生的任何化合物。

作為此類可以從餾分 A 生產的直接從乙烯開始生產的不同於 DCE 的乙烯衍生物化合物的實例，除其他之外，可以提及環氧乙烷、直鏈 α 烯烴、直鏈伯醇、乙烯的均聚物和共聚物、乙苯、乙酸乙烯酯、乙醛、乙醇、以及丙醛。

作為可任選由其衍生的化合物的實例，除其他之外可以提及從環氧乙烷生產的乙二醇類、從乙苯生產的苯乙烯以及衍生於苯乙烯的苯乙烯聚合物。

部分 A2 可以被送去生產直接從乙烯開始生產的不同

於 DCE 的一種或幾種乙烯衍生物化合物。

爲了送去生產直接從乙烯開始生產的不同於 DCE 的幾種乙烯衍生物化合物，部分 A2 有利的是按照需要分成具有相同組成的多個部分。

較佳的是，部分 A2 被送去生產直接從乙烯開始生產的不同於 DCE 的一種乙烯衍生物化合物。

部分 A2 更佳的是被送去生產乙苯並且最佳的是送去生產本身又送去生產苯乙烯的乙苯，苯乙烯此後被聚合以便獲得苯乙烯聚合物。

根據該第二實施方式，DCE 更佳的是進一步經受一 DCE 裂解步驟以產生 VC，並且最佳的是隨後使 VC 聚合以產生 PVC。

從得自氯化反應器的產品流中分離出的 DCE 可以在 DCE 裂解步驟之前與從得自氧氯化反應器的產品流中分離出的 DCE 混合或不混合。當兩種 DCE 混合時，它們可以完全地或部分地混合。一種較佳的情況係，當從得自氧氯化反應器的產品流中分離出的 DCE 與一部分從氯化反應器的產品流中分離出的 DCE 混合並且後者的另一部分直接送至 DCE 裂解步驟時。

關於氯化反應器以及對從得自氯化反應器的產品流中獲得的 DCE 進行分離的細節，參照第一實施方式的第一變體。關於 DCE 裂解步驟以及對從得自 DCE 裂解步驟的產品流中獲得的 VC 進行分離的細節，仍參照相同的第一變體。關於氧氯化反應器以及對從得自氧氯化反應器的產

品流中獲得的 DCE 進行分離的細節，參照第一實施方式的第二變體。

根據該第二實施方式，VC 較佳的是隨後進行聚合以產生 PVC。對於更多關於 PVC 生產的細節，參照第一實施方式的第一變體。

根據本發明之方法的一優點係它使得一分離步驟 b)（在一步驟中對含有乙烯和其他成分的產物的混合物進行的分離）與先前的專利申請 WO 2006/067188、WO 2006/067190、WO 2006/067191、WO 2006/067192、WO 2006/067193 和 WO 2007/147870（有利的是包括幾個分離步驟）所描述的對應的分離步驟相比得到簡化。因此，根據本發明之方法允許了一更低的能量需求。

根據本發明之方法的優點還在於，幾乎全部乙烯都存在於一餾分中，而在先前的專利申請 WO 2006/067188、WO 2006/067190、WO 2006/067191、WO 2006/067192、WO 2006/067193 和 WO 2007/147870 中，乙烯有利的是分在兩種不同的餾分中，一種含有一部分乙烯並且富含比乙烯輕的化合物，而另一種富含乙烯並且其特徵為一低的氫含量。

根據本發明之方法的第二實施方式的第二變體的一優點係它允許將 DCE 的生產與至少一種不同於 DCE 的乙烯衍生物化合物的生產進行整合。

該整合由於分擔了與共有步驟相關的成本而使得總成本降低。

在將 DCE/VC/PVC 的生產與乙苯/苯乙烯/聚苯乙烯的生產進行整合的具體情況下，該方法允許對富含苯的餾分（此處為以上餾分 C2）進一步進行增值。

根據本發明之方法的一優點係，它使之有可能在同一工業地點擁有一完整的綜合工藝。

發明專利說明書

(本申請書格式、順序，請勿任意更動，※記號部分請勿填寫)

※申請案號：98117131

C07C 17/02 (2006.01)

※申請日：98 年 05 月 22 日

※IPC 分類：

C07C 19/045 (2006.01)

C07F 11/06 (2006.01)

一、發明名稱：(中文／英文)

製造至少一種乙烯衍生物化合物之方法

Process for the manufacture of at least one ethylene derivative compound

二、中文發明摘要：

從一烴源開始用於生產至少一種乙烯衍生物化合物之方法，根據該方法：

a) 使該烴源經受一簡化的裂解，該簡化的裂解生成含有乙烯以及多種其他組分的產物之混合物；

b) 將所述產物之混合物在一分離步驟中分離成含有幾乎全部乙烯的一餾分（餾分 A），可任選地一單獨之乙烷餾分，以及一重餾分（餾分 C）；並且

c) 將餾分 A 送去生產至少一種乙烯衍生物化合物。

三、英文發明摘要：

Process for the manufacture of at least one ethylene derivative compound

Process for the manufacture of at least one ethylene derivative compound starting with a hydrocarbon source according to which :

- a) the hydrocarbon source is subjected to a simplified cracking which produces a mixture of products containing ethylene and other constituents ;
- b) the said mixture of products is fractionated in one fractionation step into one fraction containing almost all the ethylene (fraction A), optionally into one individual fraction of ethane and into one heavy fraction (fraction C) ; and
- c) fraction A is conveyed to the manufacture of at least one ethylene derivative compound.

七、申請專利範圍

1. 一種從一烴源開始生產至少一種乙烯衍生物化合物之方法，根據該方法：

- a) 使該烴源進行一簡化的裂解，該簡化的裂解生成含有乙烯以及其他組分的產物之混合物；
- b) 將該產物之混合物在一分餾步驟中分餾成含有幾乎全部乙烯的一餾分（餾分 A），選擇性地一單獨之乙烷餾分，以及一重餾分（餾分 C）；並且
- c) 將餾分 A 送去生產至少一種乙烯衍生物化合物。

2. 如申請專利範圍第 1 項之方法，根據該方法，在步驟 a) 和 b) 之後，

- c) 將餾分 A 的一部分送去生產 1,2-二氯乙烷以及選擇性地生產由其衍生之任何化合物，選擇性地是在進行了一乙炔氫化作用之後。

3. 如申請專利範圍第 2 項之方法，根據該方法，在步驟 a) 和 b) 之後，

- c) 將餾分 A 的一部分送至一個氯化反應器中生產 1,2-二氯乙烷，選擇性地是在進行一乙炔氫化作用之後，在該氯化反應器中餾分 A 中存在之大多數乙烯藉由與分子氯反應被轉化為 1,2-二氯乙烷；
- d) 將得到的 1,2-二氯乙烷從得自該氯化反應器之產物流中分離出；
- e) 使分離出的 1,2-二氯乙烷進行一個 1,2-二氯乙烷裂解步驟，從而產生氯乙烯以及氯化氫；

f) 將得到的氯乙烯以及氯化氫從得自 1,2-二氯乙烷裂解步驟之產物流中分離出；並且

g) 使氯化氫進行氧化作用成為分子氯，分子氯隨後被再循環至該氯化反應器。

4. 如申請專利範圍第 3 項之方法，根據該方法使氯乙烯聚合以生產聚氯乙烯。

5. 如申請專利範圍第 2 項之方法，根據該方法，在步驟 a)和 b)之後，

c) 將餾分 A 的一部分送至一氯化反應器中生產 1,2-二氯乙烷，選擇性地是在進行一乙炔氫化作用之後，在該氯化反應器中存在於餾分 A 中至多 90%的乙烯藉由與分子氯反應被轉化為 1,2-二氯乙烷；

d) 將在該氯化反應器中形成的 1,2-二氯乙烷選擇性地從得自該氯化反應器之產物流中分離；

e) 將得自該氯化反應器之產物流傳送至一個氧氯化反應器，從該產物流中已經選擇性地萃取了 1,2-二氯乙烷，在該氧氯化反應器中大部分之餘量乙烯被轉化成 1,2-二氯乙烷，選擇性地是在使後者進行一吸收/解吸步驟 e')之後，如果先前沒有被萃取的話，則在此過程中將在該氯化反應器中形成的 1,2-二氯乙烷選擇性地進行萃取；並且

f) 將在該氧氯化反應器中形成的 1,2-二氯乙烷從得自該氧氯化反應器之產物流中分離並且選擇性地加入在該氯化反應器中形成的 1,2-二氯乙烷中。

6. 如申請專利範圍第 5 項之方法，根據該方法，使

1,2-二氯乙烷進行一個 1,2-二氯乙烷裂解步驟以產生氯乙烯，並且隨後使氯乙烯聚合以生產聚氯乙烯。

7. 如申請專利範圍第 1 項之方法，根據該方法，在步驟 a)和 b)之後，

c) 在餾分 A 被送去生產至少一種乙烯衍生物化合物之前，將其分成具有相同組成或不同組成之至少兩個部分，較佳的是分成部分 A1 和部分 A2。

8. 如申請專利範圍第 7 項之方法，根據該方法，在步驟 a)和 b)之後，

c) 將餾分 A 分成具有相同組成或不同組成之部分 A1 和部分 A2，將部分 A1 和部分 A2 送去生產 1,2-二氯乙烷以及選擇性地生產由其衍生之任何化合物，選擇性地是在進行了一乙炔氫化作用之後。

9. 如申請專利範圍第 7 項之方法，根據該方法，在步驟 a)和 b)之後，

c) 將餾分 A 分成具有相同組成或不同組成之部分 A1 和部分 A2，將其中一個送去生產 1,2-二氯乙烷以及選擇性地生產由其衍生之任何化合物，選擇性地是在進行了一乙炔氫化作用之後，而將另一個送去生產直接從乙烯開始生產的不同於 1,2-二氯乙烷的至少一種乙烯衍生物化合物以及選擇性地生產由其衍生之任何化合物。

10. 如申請專利範圍第 1 至 9 中任一項之方法，其中，該烴源係選自：石腦油、瓦斯油、天然氣油、乙烷、丙烷、丁烷、異丁烷以及它們之混合物。

11. 如申請專利範圍第 1 至 10 中任一項之方法，其中，餾分 A 包含了進行步驟 b)之產物混合物中所包含之乙烯量的至少 95%。

四、指定代表圖：

(一)、本案指定代表圖為：無

(二)、本代表圖之元件符號簡單說明：無

五、本案若有化學式時，請揭示最能顯示發明特徵的化學式：無