



19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA

11 Número de publicación: **2 364 357**

51 Int. Cl.:
C08F 14/06 (2006.01)
C07C 19/045 (2006.01)
C07C 17/02 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Número de solicitud europea: **05823579 .7**
96 Fecha de presentación : **21.12.2005**
97 Número de publicación de la solicitud: **1831265**
97 Fecha de publicación de la solicitud: **12.09.2007**

54 Título: **Procedimiento para la fabricación de 1,2-dicloroetano.**

30 Prioridad: **23.12.2004 FR 04 13873**
01.04.2005 FR 05 03252

45 Fecha de publicación de la mención BOPI:
01.09.2011

45 Fecha de la publicación del folleto de la patente:
01.09.2011

73 Titular/es: **SOLVAY S.A.**
33, rue du Prince Albert
1050 Brussels, BE

72 Inventor/es: **Strebelle, Michel y**
Balthasart, Dominique

74 Agente: **Lehmann Novo, María Isabel**

ES 2 364 357 T3

Aviso: En el plazo de nueve meses a contar desde la fecha de publicación en el Boletín europeo de patentes, de la mención de concesión de la patente europea, cualquier persona podrá oponerse ante la Oficina Europea de Patentes a la patente concedida. La oposición deberá formularse por escrito y estar motivada; sólo se considerará como formulada una vez que se haya realizado el pago de la tasa de oposición (art. 99.1 del Convenio sobre concesión de Patentes Europeas).

DESCRIPCIÓN

Procedimiento para la fabricación de 1,2-dicloroetano

La presente invención se refiere a un procedimiento para la fabricación de 1,2-dicloroetano (DCE), a un procedimiento para la fabricación de cloruro de vinilo (VC), y a un procedimiento para la fabricación de policloruro de vinilo (PVC).

Hasta la fecha, el etileno que es más de 99,8% puro se usa normalmente para la fabricación de DCE. Este etileno de pureza muy elevada se obtiene vía el craqueo de diversos productos del petróleo, seguido de numerosas operaciones de separación complejas y caras, a fin de aislar el etileno de los otros productos del craqueo y obtener un producto de pureza muy elevada.

Dado el coste elevado ligado a la producción de etileno de tal pureza elevada, se han desarrollado diversos procedimientos para la fabricación de DCE usando etileno que tiene una pureza menor que 99,8%. Estos procedimientos tienen la ventaja de reducir los costes simplificando el curso de separar los productos resultantes del craqueo, y abandonando así separaciones complejas que no son beneficiosas para la fabricación de DCE.

Por ejemplo, la solicitud de patente WO 00/26164 describe un procedimiento para la fabricación de DCE mediante craqueo simplificado de etano, acoplado a la cloración de etileno. Para ello, tiene lugar una etapa de cloración de etileno en presencia de las impurezas obtenidas durante el craqueo del etano.

La solicitud de patente WO 03/48088 describe, por su parte, un procedimiento para la fabricación de DCE mediante deshidrogenación de etano, dando lugar a la formación de una fracción que comprende etano, etileno e impurezas que incluyen hidrógeno, fracción al cual se somete entonces a cloración y/u oxiclорación.

Los procedimientos descritos tienen no obstante la desventaja de que el etileno obtenido no se puede usar para un procedimiento de cloración/oxiclорación de etileno, dado que el etileno contiene impurezas cuya presencia durante la reacción de oxiclорación podría provocar problemas de explotación, a saber, un envenenamiento del catalizador con productos pesados y una conversión no económica del hidrógeno presente. Esta conversión de hidrógeno consumiría oxígeno, y liberaría una gran cantidad de calor de reacción. Esto limitaría entonces la capacidad del reactor de oxiclорación, que está generalmente ligada a la capacidad de intercambio de calor. Por lo tanto, se debe hacer una inversión inusualmente elevada, a fin de asegurar la superficie específica de intercambio de calor, y de ese modo el volumen del reactor, inducida por la presencia de hidrógeno en la mezcla. La opción adoptada de quemar el hidrógeno en un reactor separador no resuelve la dificultad, debido a que requiere una gran cantidad de oxígeno debido a que es estequiométrico con respecto al hidrógeno, y una gran superficie específica para el intercambio, a fin de eliminar este calor de combustión, siendo su consecuencia un consumo significativo de etileno y pudiendo tener problemas relacionados con la seguridad. Finalmente, la eliminación del agua formada provoca un incremento en los costes de producción.

El objetivo de la presente invención, por su parte, es proporcionar un procedimiento que usa etileno con una pureza menor que 99,8%, que tiene la ventaja de reducir los costes abandonando separaciones complejas para aislar el etileno de los otros productos del craqueo que no son beneficiosos para la fabricación de DCE, y que tiene la ventaja de evitar los problemas mencionados anteriormente.

Para ello, la invención se refiere a un procedimiento para la fabricación de DCE partiendo de una fuente de hidrocarburos, según el cual:

a) la fuente de hidrocarburos se somete a craqueo, que produce una mezcla de productos que contienen etileno y otros constituyentes;

b) la mencionada mezcla de productos se separa en una fracción enriquecida en compuestos que son más ligeros que etileno, que contiene parte del etileno (fracción A), en una fracción enriquecida en etileno (fracción B), y en una fracción pesada (fracción C);

c) la fracción A es transportada a un reactor de cloración, y la fracción B a un reactor de oxiclорación, reactores en los cuales la mayoría del etileno presente en las fracciones A y B se convierte en DCE;

d) el DCE obtenido se separa de las corrientes de productos derivadas de los reactores de cloración y oxiclорación.

La fuente de hidrocarburos considerada puede ser cualquier fuente de hidrocarburos conocida. Preferiblemente, la fuente de hidrocarburos sometida a craqueo (etapa a)) se escoge del grupo que consiste en nafta, gasoil, gas natural líquido, etano, propano, butano, isobutano, y sus mezclas. De manera particularmente preferida, la fuente de hidrocarburos se elige del grupo que consiste en etano, propano, y mezclas de propano/butano. Se obtuvieron buenos resultados con una fuente de hidrocarburos elegida del grupo que consiste en propano y mezclas de propano/butano. Las mezclas de propano/butano pueden existir como tales, o pueden consistir en mezclas de

propano y butano.

5 La expresión etano, propano, butano, y mezclas de propano/butano se entiende que significa, para los fines de la presente invención, productos que están comercialmente disponibles, a saber, que consisten principalmente en el producto puro (etano, propano, butano, o propano/butano como mezcla), y en segundo lugar en otros hidrocarburos saturados o insaturados, que son más ligeros o más pesados que el propio producto puro.

La expresión craqueo (etapa a)) se entiende que significa, para los fines de la presente invención, todas las etapas para tratar la fuente de hidrocarburos que conducen a la formación de una mezcla de productos que contiene etileno y otros constituyentes que se separarán en las fracciones A, B y C en la etapa b) del procedimiento según la invención.

10 Tal craqueo se puede llevar a cabo según cualquier técnica conocida, en tanto que permita la producción de una mezcla de productos que contenga etileno y otros constituyentes. Ventajosamente, el craqueo comprende una primera etapa de pirólisis (es decir, una conversión bajo la acción de calor) de la fuente de hidrocarburos en presencia o ausencia de terceros compuestos tales como agua, oxígeno, un derivado de azufre y/o un catalizador. Esta primera etapa es seguida preferiblemente de etapas para la recuperación térmica del calor de los gases craqueados, para separar los productos pesados (por ejemplo, vía enfriamiento orgánico y enfriamiento acuoso), para comprimir y secar los gases, y para eliminar la mayoría del dióxido de carbono y la mayoría de los compuestos de azufre presentes o añadidos (por ejemplo por medio de un lavado alcalino), opcionalmente para hidrogenar los derivados indeseables tales como, por ejemplo, acetileno, y opcionalmente eliminar parte del hidrógeno y/o del metano, por ejemplo vía un proceso de PSA (adsorción por cambio de presión) o vía un proceso de membrana. Las etapas para hidrogenar los derivados indeseables y para eliminar parte del hidrógeno y/o del metano se pueden llevar a cabo durante la etapa b) más abajo (por ejemplo durante la primera etapa para separar la mezcla de productos derivada de la etapa a) o en la fracción A). Preferiblemente, estas etapas se llevan a cabo durante la etapa a) para el craqueo.

25 Ventajosamente, en el procedimiento según la invención, la mezcla de productos que contiene etileno y otros constituyentes derivada de la etapa a) comprende hidrógeno, metano, compuestos que comprenden de 2 a 7 átomos de carbono, monóxido de carbono, nitrógeno y oxígeno. El hidrógeno, el metano y los compuestos que comprenden de 2 a 7 átomos de carbono distintos de acetileno están presentes preferiblemente en una cantidad de al menos 200 ppm en volumen con relación al volumen total de la mencionada mezcla de productos. El monóxido de carbono, el nitrógeno, el oxígeno y el acetileno pueden estar presentes en una cantidad menor que 200 ppm en volumen, o en una cantidad de al menos 200 ppm en volumen, con relación al volumen total de la mencionada mezcla de productos. Los compuestos que contienen más de 7 átomos de carbono, dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno y otros compuestos azufrados y agua también pueden estar presentes en la mezcla de productos mencionada anteriormente en una cantidad menor que 200 ppm en volumen, con relación al volumen total de la mencionada mezcla de productos.

35 Tras la etapa a) para el craqueo definida anteriormente, la mezcla de productos que contiene etileno y otros constituyentes se somete a la etapa b), que comprende ventajosamente un máximo de cuatro, preferiblemente un máximo de tres etapas de separación, a fin de obtener las dos fracciones que contienen etileno, a saber, la fracción A y la fracción B.

40 Según el procedimiento de acuerdo con la invención, la fracción A es transportada al reactor de cloración, y la fracción B al reactor de oxiclación, preferiblemente tras la expansión con recuperación de energía.

Según el procedimiento de la invención, las cantidades definidas más abajo para caracterizar la fracción B y la fracción A son aquellas antes de su entrada respectiva en la oxiclación y en la cloración.

45 La fracción B se caracteriza ventajosamente por un contenido de hidrógeno menor o igual a 2%, preferiblemente menor o igual a 0,5%, y de una manera particularmente preferida menor o igual a 0,1% en volumen, con relación al volumen total de la fracción B.

La fracción B se caracteriza por un contenido de compuestos que contiene al menos 3 átomos de carbono, ventajosamente menor o igual a 0,01%, preferiblemente menor o igual a 0,005%, y de manera particularmente preferida menor o igual a 0,001% en volumen, con relación al volumen total de la fracción B.

50 La fracción B contiene ventajosamente 40% a 99,5% en volumen de etileno, con relación al volumen total de la fracción B. La fracción B contiene ventajosamente al menos 40%, preferiblemente al menos 50%, y de manera particularmente preferida al menos 60% en volumen de etileno, con relación al volumen total de la fracción B. La fracción B contiene ventajosamente como máximo 99,5%, preferiblemente como máximo 99,2%, y de manera particularmente preferida como máximo 99% en volumen de etileno, con relación al volumen total de la fracción B.

55 En el caso preferido en el que la fuente de hidrocarburos sea etano, la fracción B comprende ventajosamente al menos 60%, preferiblemente al menos 70%, y de manera particularmente preferida al menos 75% en volumen de

etileno, con relación al volumen total de la fracción B. La fracción B comprende ventajosamente como máximo 99,5%, preferiblemente como máximo 99,2%, y de manera particularmente preferida como máximo 99% en volumen de etileno, con relación al volumen total de la fracción B.

5 En el caso preferido en el que la fuente de hidrocarburos sea una mezcla de propano/butano, la fracción B comprende ventajosamente al menos 40%, preferiblemente al menos 50%, y de manera particularmente preferida al menos 60% en volumen de etileno, con relación al volumen total de la fracción B. La fracción B comprende ventajosamente como máximo 99,5%, preferiblemente como máximo 99,2%, y de manera particularmente preferida como máximo 99% en volumen de etileno, con relación al volumen total de la fracción B.

10 La fracción B se caracteriza adicionalmente por un contenido de acetileno que es ventajosamente menor o igual a 0,01%, preferiblemente menor o igual a 0,005%, y de manera particularmente preferida menor o igual a 0,001% en volumen, con relación al volumen total de la fracción B.

15 La fracción A está enriquecida en compuestos que son más ligeros que el etileno. Estos compuestos son generalmente metano, nitrógeno, oxígeno, hidrógeno y monóxido de carbono. Ventajosamente, la fracción A contiene al menos 70%, preferiblemente al menos 80%, y de manera particularmente preferida al menos 85% de compuestos más ligeros que etileno, que están contenidos en la mezcla de productos sometida a la etapa b). Ventajosamente, la fracción A contiene como máximo 99,99%, preferiblemente como máximo 99,97%, y de manera particularmente preferida como máximo 99,95% de compuestos más ligeros que etileno, que están contenidos en la mezcla de productos sometida a la etapa b).

20 En el caso preferido en el que la fuente de hidrocarburos sea etano, la fracción A contiene al menos 90%, preferiblemente al menos 95%, y de manera particularmente preferida al menos 98% de compuestos más ligeros que etileno, que están contenidos en la mezcla de productos sometida a la etapa b). Ventajosamente, la fracción A contiene como máximo 99,99%, preferiblemente como máximo 99,98%, y de manera particularmente preferida como máximo 99,97% de compuestos más ligeros que etileno, que están contenidos en la mezcla de productos sometida a la etapa b).

25 En el caso preferido en el que la fuente de hidrocarburos sea una mezcla de propano/butano, la fracción A contiene al menos 70%, preferiblemente al menos 80%, y de manera particularmente preferida al menos 85% de compuestos más ligeros que etileno, que están contenidos en la mezcla de productos sometida a la etapa b). Ventajosamente, la fracción A contiene como máximo 99,99%, preferiblemente como máximo 99,95%, y de manera particularmente preferida como máximo 99,9% de compuestos más ligeros que etileno, que están contenidos en la mezcla de
30 productos sometida a la etapa b).

La fracción A se caracteriza por un contenido de compuestos que contienen al menos 3 átomos de carbono, ventajosamente menor o igual a 0,01%, preferiblemente menor o igual a 0,005%, y de manera particularmente preferida menor o igual a 0,001% en volumen, con relación al volumen total de la fracción A.

35 La fracción A contiene ventajosamente un contenido en volumen de etileno de manera que representa de 10% a 90% del contenido en volumen de etileno de la fracción B. La fracción A contiene ventajosamente un contenido en volumen de etileno de manera que es menor o igual a 90%, preferiblemente menor o igual a 85%, y de manera particularmente preferida menor o igual a 80% del contenido en volumen de etileno de la fracción B. La fracción A contiene ventajosamente un contenido en volumen de etileno de manera que es al menos 10%, preferiblemente al menos 15%, y de una manera particularmente preferida al menos 20% del contenido en volumen de etileno de la
40 fracción B.

45 En el caso preferido en el que la fuente de hidrocarburos sea etano, la fracción A contiene ventajosamente un contenido en volumen de etileno de manera que es menor o igual a 90%, preferiblemente menor o igual a 85%, y de manera particularmente preferida menor o igual a 80% del contenido en volumen de etileno de la fracción B. La fracción A contiene ventajosamente un contenido en volumen de etileno de manera que es al menos 15%, preferiblemente al menos 20%, y de manera particularmente preferida al menos 22% del contenido en volumen de etileno de la fracción B.

50 En el caso preferido en el que la fuente de hidrocarburos sea una mezcla de propano/butano, la fracción A contiene ventajosamente un contenido en volumen de etileno de manera que es menor o igual a 80%, preferiblemente menor o igual a 75%, y de manera particularmente preferida menor o igual a 70% del contenido en volumen de etileno de la fracción B. La fracción A contiene ventajosamente un contenido en volumen de etileno de manera que es al menos 10%, preferiblemente al menos 15%, y de manera particularmente preferida al menos 20% del contenido en volumen de etileno de la fracción B.

55 La fracción A se caracteriza adicionalmente por un contenido de acetileno que es ventajosamente menor o igual a 0,01%, preferiblemente menor o igual a 0,005%, y de manera particularmente preferida menor o igual a 0,001% en volumen, con relación al volumen total de la fracción A.

5 Según una primera variante del procedimiento según la invención, considerando que el procedimiento para la fabricación de DCE está ventajosamente balanceado (es decir, que el procedimiento de fabricación mediante cloración y oxiclорación de etileno y pirólisis del 1,2-dicloroetano (DCE) formado hace posible generar la cantidad de HCl necesaria para el procedimiento), la fracción en peso de la producción de etileno en cada una de las fracciones A y B está ventajosamente entre 45 y 55% de la cantidad total de etileno producido (fracción A + fracción B). Preferiblemente, la fracción en peso de la producción de etileno en la fracción A es del orden de 55%, y la fracción en peso de la producción de etileno en la fracción B es del orden de 45% de la cantidad total producida. De manera particularmente preferida, la fracción en peso de la producción de etileno en la fracción A es del orden de 52,5%, y la fracción en peso de la producción de etileno en la fracción B es del orden de 47,5% de la cantidad total producida.

10 Según una segunda variante del procedimiento según la invención, considerando que el procedimiento para la fabricación de DCE está ventajosamente no balanceado (es decir, por ejemplo, que una fuente externa de HCl hace posible proporcionar parte del suministro de HCl para la oxiclорación, o que una fracción del DCE producido no se somete a pirólisis), la fracción en peso de la producción de etileno en cada una de las fracciones A y B está ventajosamente entre 20 y 80% de la cantidad total de etileno producido (fracción A + fracción B). Preferiblemente, la fracción en peso de la producción de etileno en la fracción A está entre 25 y 75% de la cantidad total de etileno producido (fracción A + fracción B).

20 Según una primera realización de la segunda variante del procedimiento según la invención, considerando que el procedimiento para la fabricación de DCE está ventajosamente no balanceado mediante una fuente externa de HCl, la fracción en moles de la producción de etileno en la fracción A está ventajosamente entre 45 y 55%, preferiblemente entre 50 y 54%, y de manera particularmente preferida del orden de 52,5% de la diferencia entre la cantidad molar total de etileno contenido en la mezcla de productos sometida a la etapa b) y la cantidad molar de HCl de la fuente externa.

25 Según una segunda realización de la segunda variante del procedimiento según la invención, considerando que el procedimiento para la fabricación de DCE está ventajosamente no balanceado mediante una coproducción de DCE (parte del DCE no se somete por lo tanto a pirólisis), la fracción en moles de la producción de etileno en la fracción B está ventajosamente entre 45 y 55%, preferiblemente entre 46 y 50%, y de manera particularmente preferida del orden de 47,5% de la diferencia entre la cantidad molar total de etileno contenido en la mezcla de productos sometida a la etapa b) y la cantidad molar de DCE coproducido.

30 Según el procedimiento de la invención, durante la etapa b), la mezcla de productos se separa en una fracción enriquecida en los compuestos más ligeros que etileno, que contiene parte del etileno (fracción A), en una fracción enriquecida en etileno (fracción B), y en una fracción pesada (fracción C). La fracción C contiene ventajosamente etano y compuestos que comprenden al menos 3 átomos de carbono. Ventajosamente, estos compuestos que comprenden al menos 3 átomos de carbono resultan de la mezcla de productos que contiene etileno y otros constituyentes derivados de la etapa a), o se generan mediante reacciones secundarias durante la etapa b). Entre los compuestos que comprenden al menos 3 átomos de carbono, se pueden mencionar propano, propeno, butanos y sus derivados insaturados, así como todos los compuestos más pesados saturados o insaturados.

40 Después de la producción durante la etapa b), según un primer caso, la fracción C se somete ventajosamente a una etapa de hidrogenación, preferiblemente seguida de una etapa de separación, por ejemplo mediante destilación, en dos fracciones diferentes que contienen respectivamente compuestos que comprenden menos de 5 átomos de carbono, para una de ellas, y compuestos que comprenden al menos 5 átomos de carbono, para la otra. Esta etapa de separación es seguida de manera particularmente preferida del reciclado de los compuestos que comprenden menos de 5 átomos de carbono a la etapa de craqueo. Los compuestos que comprenden al menos 5 átomos de carbono son, por su parte, de manera muy particularmente preferida, quemados a fin de proporcionar energía, o se mejoran en cualquier forma.

45 Según un segundo caso, ventajosamente se lleva a cabo una etapa de separación que consiste en la separación de la fracción C, por ejemplo mediante destilación, en dos fracciones diferentes que contienen respectivamente compuestos que comprenden menos de 5 átomos de carbono, para una de ellas, y compuestos que comprenden al menos 5 átomos de carbono, para la otra. La fracción resultante que contiene los compuestos que comprenden menos de 5 átomos de carbono se somete entonces preferiblemente a una etapa de hidrogenación antes del reciclado a la etapa de craqueo. En cuanto a los compuestos que comprenden al menos 5 átomos de carbono, son, de manera particularmente preferida, quemados a fin de proporcionar energía, o mejorados en cualquier forma.

Se prefiere el primer caso expuesto anteriormente.

55 Según una primera realización del procedimiento según la invención, la mezcla de productos derivada de la etapa a) se somete ventajosamente a una primera etapa de separación, denominada etapa S1, y a una segunda etapa de separación, denominada etapa S1', a fin de obtener las dos fracciones que contienen etileno, a saber, la fracción A y la fracción B.

La etapa S1 consiste ventajosamente en la separación de la mezcla de productos derivada de la etapa a) dentro de

una columna principal (denominada columna C1) en tres fracciones diferentes, a saber, la fracción A, que sale por la parte superior de la columna C1, la fracción C, que sale por la parte inferior de la columna C1, y una fracción (denominada fracción F1) que es extraída por el lateral de la columna C1.

5 La etapa S1' consiste ventajosamente en separar la fracción F1 en dos fracciones diferentes, a saber, una fracción F1', que es transportada a la columna C1, y una fracción B.

Según la primera realización del procedimiento según la invención, la etapa b) comprende por lo tanto, preferiblemente:

- 10 - una primera etapa de separación S1, que consiste en la separación de la mencionada mezcla de productos dentro de una columna principal C1 en la fracción A en la parte superior de la columna C1, en la fracción C en la parte inferior de la columna C1, y en la fracción F1 extraída por el lateral de la columna C1, y
- una segunda etapa de separación S1', que consiste en la separación de la fracción F1 en una fracción F1', que es transportada a la columna C1, y en la fracción B.

De manera particularmente preferida, la etapa b) comprende solo las dos etapas mencionadas anteriormente.

15 Antes de su introducción en la columna C1, la mezcla de productos derivada de la etapa a) se puede someter a una etapa de acondicionamiento térmico. La expresión etapa de acondicionamiento térmico se entiende que significa una sucesión de intercambios de calor que optimiza el uso de energía, por ejemplo el enfriamiento gradual de la mezcla de productos en un tren de intercambiadores enfriados primero con agua sin tratar, y después con agua enfriada con hielo, y después con fluidos cada vez más fríos, más intercambiadores cruzados que recuperan el calor sensible de las corrientes producidas.

20 La mencionada mezcla de productos se puede introducir en la columna C1 durante la etapa S1 como una única fracción, o como varias subfracciones. Preferiblemente se introduce como varias subfracciones.

La columna principal C1 es ventajosamente una columna que comprende una sección de extracción por arrastre de vapor, y/o una sección de rectificación. Si están presentes las dos secciones, la sección de rectificación está preferiblemente encima de la sección de extracción por arrastre de vapor.

25 La columna C1 se elige ventajosamente de columnas de destilación que comprenden las dos secciones mencionadas anteriormente, y las columnas que contienen solo una de las dos secciones. Preferiblemente, la columna C1 es una columna de destilación.

Por lo tanto, la etapa S1 es preferiblemente una etapa de destilación.

30 La columna C1 se proporciona ventajosamente con el equipo auxiliar asociado, tal como, por ejemplo, al menos un evaporador, y al menos un condensador. Se pueden añadir a la columna principal dispositivos que permitan la extracción intermedia y un intercambio de calor intermedio.

La fracción A, enriquecida en los compuestos más volátiles, sale ventajosamente por la parte superior de la columna C1, mientras que la fracción C, enriquecida en los compuestos menos volátiles, sale ventajosamente por la parte inferior de la columna C1.

35 En cuanto a la fracción F1, ventajosamente es extraída por el lateral de la columna C1 recogiendo líquido o vapor que circula en la columna. La extracción se lleva a cabo preferiblemente sobre el líquido.

40 La extracción se puede llevar a cabo en la sección de extracción por arrastre de vapor, o en la sección de rectificación de la columna. Preferiblemente se lleva a cabo en la sección de rectificación. Se prefiere particularmente una extracción en el tercio central de la sección de rectificación. Se prefiere muy particularmente la extracción del líquido en el tercio central de la sección de rectificación.

La etapa S1 mencionada anteriormente se lleva a cabo ventajosamente a una presión de al menos 15, preferiblemente de al menos 20, y de manera particularmente preferida de al menos 25 bares. La etapa S1 se lleva a cabo ventajosamente a una presión de como máximo 45, preferiblemente de como máximo 40, y de manera particularmente preferida de como máximo 38 bares.

45 La temperatura a la que se lleva a cabo la etapa S1 es ventajosamente al menos -70, preferiblemente al menos -65, y de manera particularmente preferida al menos -60°C en la parte superior de la columna C1. Ventajosamente es como máximo -30, preferiblemente como máximo -40, y de manera particularmente preferida como máximo -50°C en la parte superior de la columna C1.

50 En el caso en el que la fuente de hidrocarburos sea etano, la temperatura en la parte inferior de la columna C1 es ventajosamente al menos -10, preferiblemente al menos 0, y de manera particularmente preferida al menos 5°C.

Ventajosamente es como máximo 40, preferiblemente como máximo 30, y de manera particularmente preferida como máximo 25°C.

5 En el caso en el que la fuente de hidrocarburos sea una mezcla de propano/butano, la temperatura en la parte inferior de la columna C1 es ventajosamente al menos 30, preferiblemente al menos 40, y de manera particularmente preferida al menos 50°C. Ventajosamente es como máximo 100, preferiblemente como máximo 90, y de manera particularmente preferida como máximo 80°C.

La fracción F1 extraída por el lateral de la columna C1 se somete ventajosamente a la etapa de separación S1' para ser separada en dos fracciones diferentes, a saber, una fracción F1', que es transportada a la columna C1, y una fracción B.

10 La fracción F1 se puede extraer de la columna C1 en estado líquido o en estado gaseoso.

Si la fracción F1 se extrae en estado líquido, puede ser transportada a un evaporador o a una columna auxiliar C1'.

15 En el caso en el que la fracción F1 sea transportada a un evaporador, parte de la fracción F1, en forma de una fracción F1', se evapora y se recicla ventajosamente a la columna principal C1, mientras que la otra parte se extrae ventajosamente del evaporador, constituyendo así la fracción B. Como una variante, la fracción F1 también se puede vaporizar parcialmente a fin de producir la fracción B, reciclándose el resto, en forma de una fracción de F1', a la columna C1.

20 En el caso en el que la fracción F1 sea transportada a una columna auxiliar C1', la columna auxiliar C1' es preferiblemente una columna de extracción por arrastre de vapor, a saber, una columna que comprende solo una sección de extracción por arrastre de vapor. La columna auxiliar C1' se proporciona ventajosamente con el equipo auxiliar asociado, preferiblemente un evaporador. La fracción B se extrae ventajosamente de ella, y el resto de la fracción F1, en forma de una fracción F1' que es entonces una corriente concentrada en impurezas más volátiles que etileno (H₂, CO, N₂, O₂ y CH₄), se transporta ventajosamente a la columna C1.

25 Si la fracción F1 se extrae en el estado líquido, se transporta preferiblemente a una columna auxiliar C1', que es preferiblemente una columna de extracción por arrastre de vapor. En este caso, la etapa S1' es entonces preferiblemente una etapa de extracción por arrastre de vapor.

Si la fracción F1 se extrae en el estado gaseoso, puede ser transportada a un condensador o a una columna auxiliar C1'.

30 En el caso en el que la fracción F1 sea transportada a un condensador, parte de la fracción F1, en forma de una fracción F1', se condensa y se recicla ventajosamente a la columna principal C1, mientras que la otra parte se extrae ventajosamente del condensador, constituyendo así la fracción B. Como una variante, la fracción F1 también se puede condensar parcialmente a fin de producir la fracción B, reciclándose el resto, en forma de una fracción F1', a la columna C1.

35 En el caso en el que la fracción F1 sea transportada a una columna auxiliar C1', la columna auxiliar C1' es preferiblemente una columna de rectificación, a saber, una columna que comprende solo una sección de rectificación. La columna auxiliar C1' se proporciona ventajosamente con equipo auxiliar asociado, preferiblemente un condensador. La fracción B se extrae ventajosamente de ella, y el resto de la fracción F1, en forma de una fracción F1' que es entonces una corriente concentrada en impurezas menos volátiles que etileno (etano, compuestos que contienen al menos 3 átomos de carbono), es transportada ventajosamente a la columna C1.

40 Si la fracción F1 se extrae en el estado gaseoso, preferiblemente es transportada a una columna auxiliar C1', que preferiblemente es una columna de rectificación. En este caso, la etapa S1' es entonces preferiblemente una etapa de rectificación.

Según la primera realización del procedimiento según la invención, se da preferencia muy particular al caso en el que la fracción F1 es transportada a una columna auxiliar C1'.

Según esta preferencia muy particular, la etapa b) comprende por lo tanto, de manera particularmente preferida:

- 45 - una primera etapa de separación S1, que consiste en la separación de la mencionada mezcla de productos dentro de una columna principal C1 en una fracción A en la parte superior de la columna C1, en la fracción C en la parte inferior de la columna C1, y en la fracción F1 extraída del lateral de la columna C1, y
- 50 - una segunda etapa de separación S1', que consiste en la separación de la fracción F1 dentro de una columna C1' en una fracción F1' en la parte superior de la columna C1', que es transportada a la columna C1, y en una fracción B en la parte inferior de la columna C1'.

Según la primera realización del procedimiento según la invención, se da verdaderamente preferencia muy particular

al caso en el que la fracción F1 se extrae de la columna C1 en el estado líquido, y es transportada a una columna auxiliar C1', que es una columna de extracción por arrastre de vapor.

5 La etapa S1' mencionada anteriormente se lleva a cabo entonces ventajosamente a una presión de al menos 15, preferiblemente de al menos 25, y de manera particularmente preferida de al menos 30 bares. La etapa S1' se lleva a cabo ventajosamente a una presión de como máximo 45, preferiblemente de como máximo 40, y de una manera particularmente preferida de como máximo 38 bares.

10 La temperatura a la que se lleva a cabo la etapa S1' es ventajosamente al menos -40, preferiblemente al menos -30, y de manera particularmente preferida al menos -25°C en la parte superior de la columna de extracción por arrastre de vapor C1'. Ventajosamente es como máximo 0, preferiblemente como máximo -10, y de manera particularmente preferida como máximo -15°C en la parte superior de la columna C1'.

La temperatura en la parte inferior de la columna de extracción por arrastre de vapor C1' es al menos -30, preferiblemente al menos -20, y de manera particularmente preferida al menos -15°C. Ventajosamente es como máximo 20, preferiblemente como máximo 15, y de manera particularmente preferida como máximo 10°C.

15 Según la primera realización del procedimiento según la invención, la fracción B es transportada ventajosamente al reactor de oxícloración, preferiblemente tras la evaporación y expansión si la fracción F1 se extrae en el estado líquido, o tras la expansión si la fracción F1 se extrae en el estado gaseoso, en ambos casos ventajosamente con recuperación de energía. De manera particularmente preferida, la fracción B es transportada al reactor de oxícloración tras la evaporación y expansión en el caso en el que la fracción F1 se extrae en el estado líquido, ventajosamente con recuperación de energía.

20 Una subvariante preferida de la primera realización del procedimiento según la invención es llevar a cabo la etapa de separación S1' por medio de una columna auxiliar C1' idéntica a la columna principal C1, estando ambas columnas opcionalmente integradas térmicamente y funcionando a diferentes presiones; sirviendo el condensador de una como el evaporador de la otra.

25 Según una segunda realización del procedimiento según la invención, la mezcla de productos derivada de la etapa a) se somete ventajosamente a una primera etapa de separación, denominada etapa S2, a una segunda etapa de separación, denominada etapa S2', y a una tercera etapa de separación, denominada etapa S2'', a fin de obtener las dos fracciones que contienen etileno, a saber, la fracción A y la fracción B.

30 La etapa S2 consiste ventajosamente en la separación de la mezcla de productos derivada de la etapa a) en una columna principal (denominada columna C2) en dos fracciones diferentes, a saber, una fracción F2, que sale por la parte superior de la columna C2, y una fracción C, que sale por la parte inferior de la columna C2.

La etapa S2' consiste ventajosamente en la separación de la fracción F2 en dos fracciones diferentes, a saber, la fracción A y una fracción F2'.

La etapa S2'' consiste ventajosamente en la separación de la fracción F2' en dos fracciones diferentes, a saber, la fracción B y una fracción F2''.

35 Según la segunda realización del procedimiento según la invención, la etapa b) comprende por lo tanto preferiblemente:

- una primera etapa de separación S2, que consiste en la separación de la mencionada mezcla de productos en una columna principal C2 en una fracción F2 en la parte inferior de la columna C2, y en una fracción C en la parte inferior de la columna C2,
- 40 - una segunda etapa de separación S2', que consiste en la separación de la fracción F2 en una fracción A y en una fracción F2', y
- una tercera etapa de separación S2'', que consiste en la separación de la fracción F2' en la fracción B y en una fracción F2''.

De manera particularmente preferida, la etapa b) comprende solo las tres etapas mencionadas anteriormente.

45 Antes de su introducción en la columna C2, la mezcla de productos derivada de la etapa a) se puede someter a una etapa de acondicionamiento térmico. La expresión etapa de acondicionamiento térmico se entiende que significa una sucesión de intercambios de calor que optimiza el uso de energía, por ejemplo el enfriamiento gradual de la mezcla de productos en un tren de intercambiadores enfriados primero con agua sin tratar, después con agua enfriada con hielo, y después con fluidos cada vez más fríos, más intercambiadores cruzados que recuperan el calor sensible de las corrientes producidas.

50 La mencionada mezcla de productos se puede introducir en la columna C2 durante la etapa S2 como una única

fracción, o como varias subfracciones. Preferiblemente se introduce como varias subfracciones.

La columna principal C2 es ventajosamente una columna que comprende una sección de extracción por arrastre de vapor, y/o una sección de rectificación. Si están presentes las dos secciones, la sección de rectificación está preferiblemente encima de la sección de extracción por arrastre de vapor.

- 5 La columna C2 se elige ventajosamente de columnas de destilación que comprenden las dos secciones mencionadas anteriormente, y columnas que comprenden solo una de las dos secciones. Preferiblemente, la columna C2 es una columna de destilación.

Por lo tanto, la etapa S2 es preferiblemente una etapa de destilación.

- 10 La columna C2 se proporciona ventajosamente con el equipo auxiliar asociado, tal como, por ejemplo, al menos un evaporador, y al menos un condensador.

La fracción F2, enriquecida en los compuestos más volátiles, sale ventajosamente por la parte superior de la columna C2, mientras que la fracción C, enriquecida en los compuestos menos volátiles, sale ventajosamente por la parte inferior de la columna C2.

- 15 La etapa S2 mencionada anteriormente se lleva a cabo ventajosamente a una presión de al menos 15, preferiblemente de al menos 20, y de manera particularmente preferida de al menos 25 bares. La etapa S2 se lleva a cabo ventajosamente a una presión de como máximo 45, preferiblemente de como máximo 40, y de manera particularmente preferida de como máximo 38 bares.

- 20 La temperatura a la que se lleva a cabo la etapa S2 es ventajosamente al menos -70, preferiblemente al menos -65, y de manera particularmente preferida al menos -60°C en la parte superior de la columna C2. Ventajosamente es como máximo -20, preferiblemente como máximo -30, y de manera particularmente preferida como máximo -40°C en la parte superior de la columna C2.

- 25 En el caso en el que la fuente de hidrocarburos sea etano, la temperatura en la parte inferior de la columna C2 es ventajosamente al menos -10, preferiblemente al menos 0, y de manera particularmente preferida al menos 5°C. Ventajosamente es como máximo 40, preferiblemente como máximo 30, y de manera particularmente preferida como máximo 25°C.

En el caso en el que la fuente de hidrocarburos sea una mezcla de propano/butano, la temperatura en la parte inferior de la columna C2 es ventajosamente al menos 30, preferiblemente al menos 40, y de manera particularmente preferida al menos 50°C. Ventajosamente es como máximo 100, preferiblemente como máximo 90, y de manera particularmente preferida como máximo 80°C.

- 30 La fracción F2, que sale por la parte superior de la columna C2, se somete ventajosamente a la etapa de separación S2' para ser separada en dos fracciones diferentes, a saber, la fracción A, y una fracción F2'.

La etapa de separación S2' es ventajosamente una etapa de absorción, en la que la fracción F2 se pone en contacto con un agente de lavado que contiene DCE.

- 35 En la presente descripción, la expresión "agente de lavado que contiene DCE", o más simplemente "agente de lavado", se entiende que significa una composición en la que el DCE está presente en estado líquido.

El agente de lavado que se puede usar según la presente invención contiene, por lo tanto, ventajosamente, DCE en estado líquido. La presencia, en dicho agente de lavado, de otros compuestos no se excluye en absoluto del alcance de la invención. Sin embargo, es preferible que el agente de lavado contenga al menos 50% en volumen de DCE, más particularmente al menos 80% en volumen, y de manera particularmente preferida al menos 95% en volumen.

- 40 El agente de lavado usado para la etapa S2' puede consistir en agente de lavado reciente de cualquier origen, por ejemplo DCE bruto que sale de la unidad de oxícloración y que no se ha purificado, el mencionado DCE previamente purificado, o agente de lavado recuperado durante la etapa S2'' detallada más abajo (fracción F2''), opcionalmente suplementado con agente de lavado reciente.

- 45 Preferiblemente, el agente de lavado usado para la etapa S2' consiste en la fracción F2'', opcionalmente suplementado con agente de lavado reciente. De manera particularmente preferida, el agente de lavado usado para la etapa S2' consiste en la fracción F2'' suplementada con agente de lavado reciente (para compensar la pérdida de agente de lavado durante las etapas S2' y S2'').

- 50 Una ventaja importante de la segunda realización del procedimiento según la invención reside en el hecho de que la presencia de este DCE no es en absoluto problemática, puesto que es el compuesto formado principalmente durante la oxícloración o cloración.

- La relación entre las producciones respectivas de agente de lavado y etileno a extraer de la fracción F2 no es crítica, y puede variar en gran medida. En la práctica, solo está limitada por el coste de la regeneración del agente de lavado. En general, la producción de agente de lavado es al menos 1, preferiblemente al menos 5, y de manera particularmente preferida al menos 10 toneladas por tonelada de etileno a extraer de la fracción F2. En general, la producción de agente de lavado es como máximo 100, preferiblemente como máximo 50, y de manera particularmente preferida como máximo 25 toneladas por tonelada de etileno a extraer de la fracción F2.
- La etapa S2' se lleva a cabo ventajosamente por medio de un absorbedor, tal como, por ejemplo, un absorbedor de película descendente o ascendente, o una columna de absorción C2' elegida de columnas de platos, columnas empaquetadas, columnas con empaquetamiento estructurado, columnas que combinan una o más de los elementos internos mencionados anteriormente, y columnas de pulverización. La etapa S2' se lleva a cabo preferiblemente por medio de una columna de absorción C2', y de manera particularmente preferida por medio de una columna de absorción de platos C2'.
- La columna C2' se proporciona ventajosamente con equipo auxiliar asociado, tal como, por ejemplo, al menos un condensador y un enfriador interno o externo a la columna.
- La etapa S2' mencionada anteriormente se lleva a cabo ventajosamente a una presión de al menos 15, preferiblemente de al menos 20, y de manera particularmente preferida de al menos 25 bares. La etapa S2' se lleva a cabo ventajosamente a una presión de como máximo 40, preferiblemente de como máximo 35, y de manera particularmente preferida de como máximo 30 bares.
- La temperatura a la que se lleva a cabo la etapa S2' es ventajosamente al menos -10, preferiblemente al menos 0, y de manera particularmente preferida al menos 10°C en la parte superior del absorbedor o de la columna C2'. Ventajosamente es como máximo 60, preferiblemente como máximo 50, y de manera particularmente preferida como máximo 40°C en la parte superior del absorbedor o de la columna C2'.
- La temperatura en la parte inferior del absorbedor o de la columna C2' es al menos 0, preferiblemente al menos 10, y de manera particularmente preferida al menos 20°C. Ventajosamente es como máximo 70, preferiblemente como máximo 60, y de manera particularmente preferida como máximo 50°C.
- La fracción F2' se somete ventajosamente a la etapa de separación S2'' para ser separada en dos fracciones diferentes, a saber, la fracción B y una fracción F2''.
- La etapa de separación S2'' es ventajosamente una etapa de desorción, en la que la fracción B se extrae del agente de lavado.
- El agente de lavado recuperado después de la etapa S2'' que constituye la fracción F2'' se puede eliminar, transportar completa o parcialmente a la sección de oxiclорación, o transportar a la etapa S2' con adición opcional de agente de lavado reciente. Preferiblemente, la fracción F2'' se transporta a la etapa S2' con adición opcional de agente de lavado reciente. De manera particularmente preferida, la fracción F2'' se transporta a la etapa S2' con adición de agente de lavado reciente.
- La etapa S2'' se lleva a cabo ventajosamente por medio de un desorbedor, tal como, por ejemplo, un desorbedor de película descendente o ascendente, un evaporador o una columna de desorción C2'' elegida de columnas de platos, columnas empaquetadas, columnas con empaquetamiento estructurado, columnas que combinan una o más de los elementos internos mencionados anteriormente, y columnas de pulverización. La etapa S2'' se lleva a cabo preferiblemente por medio de una columna de desorción C2'', y de manera particularmente preferida por medio de una columna de desorción de platos C2''.
- La columna C2'' se proporciona ventajosamente con equipo auxiliar asociado, tal como, por ejemplo, al menos un condensador y un enfriador interno o externo a la columna, y al menos un evaporador.
- La etapa S2'' mencionada anteriormente se lleva a cabo ventajosamente a una presión de al menos 1, preferiblemente de al menos 2, y de manera particularmente preferida de al menos 3 bares. La etapa S2'' se lleva a cabo ventajosamente a una presión de como máximo 20, preferiblemente de como máximo 15, y de manera particularmente preferida de como máximo 10 bares.
- La temperatura a la que se lleva a cabo la etapa S2'' se elige ventajosamente de manera que más del 90%, preferiblemente más del 95% del etileno contenido en la fracción F2' se encuentre en la fracción B. La temperatura a la que se lleva a cabo la etapa S2'' es ventajosamente al menos -10, preferiblemente al menos 0, y de manera particularmente preferida al menos 10°C en la parte superior del desorbedor o de la columna C2''. Ventajosamente es como máximo 60, preferiblemente como máximo 50, y de manera particularmente preferida como máximo 40°C en la parte superior del desorbedor o de la columna C2''.
- La temperatura en la parte inferior del desorbedor o de la columna C2'' es al menos 60, preferiblemente al menos

80, y de manera particularmente preferida al menos 100°C. Ventajosamente es como máximo 200, preferiblemente como máximo 160, y de manera particularmente preferida como máximo 150°C.

Según la segunda realización del procedimiento según la invención, se da preferencia muy particular al caso en el que la fracción F2 es transportada a una columna de absorción C2', y la fracción F2' es transportada a una columna de desorción C2''.

5

Según esta preferencia muy particular, la etapa b) comprende por lo tanto, de manera particularmente preferida:

- una primera etapa de separación S2, que consiste en la separación de la mencionada mezcla de productos en una columna principal C2 en una fracción F2 en la parte superior de la columna C2, y en la fracción C en la parte inferior de la columna C2,

10

- una segunda etapa de separación S2', que consiste en la separación de la fracción F2 en una columna de adsorción C2' en la fracción A en la parte superior de la columna C2', y en una fracción F2' en la parte inferior de la columna C2', y

- una tercera etapa de separación S2'', que consiste en la separación de la fracción F2' en una columna de desorción C2'' en la fracción B en la parte superior de la columna C2'', y en una fracción F2'' en la parte inferior de la columna C2''.

15

Según una tercera realización del procedimiento según la invención, la mezcla de productos derivada de la etapa a) se somete ventajosamente a una primera etapa de separación denominada etapa S3, y a una segunda etapa de separación denominada etapa S3', a fin de obtener las dos fracciones que contienen etileno, a saber, la fracción A y la fracción B.

20

La etapa S3 consiste ventajosamente en la separación de la mezcla de productos derivada de la etapa a) en una columna principal (denominada columna C3) en dos fracciones diferentes, a saber, una fracción F3, que sale por la parte superior de la columna C3, y la fracción C, que sale por la parte inferior de la columna C3.

La etapa S3' consiste ventajosamente en la separación de la fracción F3 en una columna C3' en dos fracciones diferentes, a saber, la fracción A, que sale por la parte superior de la columna C3', y la fracción B, que sale por la parte inferior de la columna C3'.

25

Según la tercera realización del procedimiento según la invención, la etapa b) comprende por lo tanto preferiblemente:

- una primera etapa de separación S3, que consiste en la separación de la mencionada mezcla de productos en una columna principal C3 en una fracción F3 en la parte superior de la columna C3, y en la fracción C en la parte inferior de la columna C3, y

30

- una segunda etapa de separación S3', que consiste en la separación de la fracción F3 en una columna C3' en una fracción A en la parte superior de la columna C3', y en la fracción B en la parte inferior de la columna C3'.

De manera particularmente preferida, la etapa b) comprende solo las dos etapas mencionadas anteriormente.

Antes de su introducción en la columna C3, la mezcla de productos derivada de la etapa a) se puede someter a una etapa de acondicionamiento térmico. La expresión etapa de acondicionamiento térmico se entiende que significa una sucesión de intercambios de calor que optimiza el uso de energía, por ejemplo el enfriamiento gradual de la mezcla de productos en un tren de intercambiadores enfriados primero con agua sin tratar, y después con agua enfriada con hielo, y después con fluidos cada vez más fríos, más intercambiadores cruzados que recuperan el calor sensible de las corrientes producidas.

35

La mencionada mezcla de productos se puede introducir en la columna C3 durante la etapa S3 como una fracción individual, o como varias subfracciones. Preferiblemente se introduce como varias subfracciones.

40

La columna principal C3 es ventajosamente una columna que comprende una sección de extracción por arrastre de vapor, y/o una sección de rectificación. Si están presentes las dos secciones, la sección de rectificación está preferiblemente encima de la sección de extracción por arrastre de vapor.

45

La columna C3 se elige ventajosamente de columnas de destilación que comprenden las dos secciones mencionadas anteriormente, y columnas que contienen una sola de las dos secciones. Preferiblemente, la columna C3 es una columna de destilación.

Por lo tanto, la etapa S3 es preferiblemente una etapa de destilación.

La columna C3 se proporciona ventajosamente con el equipo auxiliar asociado, tal como, por ejemplo, al menos un

evaporador, y al menos un condensador.

La fracción F3, enriquecida en los compuestos más volátiles, sale ventajosamente por la parte superior de la columna C3, mientras que la fracción C, enriquecida en los compuestos menos volátiles, sale ventajosamente por la parte inferior de la columna C3.

5 La etapa S3 mencionada anteriormente se lleva a cabo ventajosamente a una presión de al menos 15, preferiblemente de al menos 20, y de manera particularmente preferida de al menos 25 bares. La etapa S3 se lleva a cabo ventajosamente a una presión de como máximo 45, preferiblemente de como máximo 40, y de manera particularmente preferida de como máximo 38 bares.

10 La temperatura a la que se lleva a cabo la etapa S3 es ventajosamente al menos -70, preferiblemente al menos -65, y de manera particularmente preferida al menos -60°C en la parte superior de la columna C3. Ventajosamente es como máximo -20, preferiblemente como máximo -30, y de manera particularmente preferida como máximo -40 en la parte superior de la columna C3.

15 En el caso en el que la fuente de hidrocarburos sea etano, la temperatura en la parte inferior de la columna C3 es ventajosamente al menos -10, preferiblemente al menos 0, y de manera particularmente preferida al menos 5°C. Ventajosamente es como máximo 40, preferiblemente como máximo 30 y de manera particularmente preferida como máximo 25°C.

20 En el caso en el que la fuente de hidrocarburos sea una mezcla de propano/butano, la temperatura en la parte inferior de la columna C3 es ventajosamente al menos 30, preferiblemente al menos 40, y de manera particularmente preferida al menos 50°C. Ventajosamente es como máximo 100, preferiblemente como máximo 90, y de manera particularmente preferida como máximo 80°C.

La fracción F3 que sale por la parte superior de la columna C3 se somete entonces ventajosamente a la etapa de separación S3' en la columna C3', para ser separada en dos fracciones diferentes, a saber, la fracción A en la parte superior de la columna C3', y la fracción B en la parte inferior de la columna C3'.

25 La columna C3' es ventajosamente una columna que comprende una sección de extracción por arrastre de vapor, y/o una sección de rectificación. Si están presentes las dos secciones, la sección de rectificación está preferiblemente encima de la sección de extracción por arrastre de vapor.

La columna C3' se elige ventajosamente de las columnas de destilación que comprenden las dos secciones mencionadas anteriormente, y las columnas que comprenden solo una de las dos secciones. Preferiblemente, la columna C3' es una columna de destilación.

30 Por lo tanto, la etapa S3' es preferiblemente una etapa de destilación.

La columna C3' se proporciona ventajosamente con el equipo auxiliar asociado, tal como, por ejemplo, al menos un evaporador, y al menos un condensador.

35 La etapa S3' mencionada anteriormente se lleva a cabo ventajosamente a una presión de al menos 15, preferiblemente de al menos 20, y de manera particularmente preferida de al menos 25 bares. La etapa S3' se lleva a cabo ventajosamente a una presión de como máximo 40, preferiblemente como máximo 37, y de manera particularmente preferida como máximo 35 bares.

40 La temperatura a la que se lleva a cabo la etapa S3' es ventajosamente al menos -70, preferiblemente al menos -67, y de manera particularmente preferida al menos -65°C en la parte superior de la columna C3'. Ventajosamente es como máximo -40, preferiblemente como máximo -45, y de manera particularmente preferida como máximo -50°C en la parte superior de la columna C3'.

La temperatura en la parte inferior de la columna C3' es al menos -30, preferiblemente al menos -25, y de manera particularmente preferida al menos -20°C. Ventajosamente es como máximo 20, preferiblemente como máximo 15, y de manera particularmente preferida como máximo 10°C.

45 Según una cuarta realización del procedimiento según la invención, la mezcla de productos derivada de la etapa a) se somete ventajosamente a una primera etapa de separación, denominada S4, y a una segunda etapa de separación, denominada etapa S4', a fin de obtener las dos fracciones que contienen etileno, a saber, la fracción A y la fracción B.

50 La etapa S4 consiste ventajosamente en la separación de la mezcla de productos derivada de la etapa a) en una columna principal (denominada columna C4) en dos fracciones diferentes, a saber, la fracción A, que sale por la parte superior de la columna C4, y una fracción F4, que sale por la parte inferior de la columna C4.

La etapa S4' consiste ventajosamente en la separación de la fracción F4 en una columna C4' en dos fracciones

diferentes, a saber, la fracción B, que sale por la parte superior de la columna C4', y la fracción C, que sale por la parte inferior de la columna C4'.

Según la cuarta realización del procedimiento según la invención, la etapa b) comprende por lo tanto preferiblemente:

- 5 - una primera etapa de separación S4, que consiste en la separación de la mencionada mezcla de productos en una columna principal C4 en la fracción A en la parte superior de la columna C4, y en una fracción F4 en la parte inferior de la columna C4, y
- una segunda etapa de separación S4', que consiste en la separación de la fracción F4 en una columna C4' en la fracción B en la parte superior de la columna C4', y en la fracción C en la parte inferior de la columna C4'.

10 De manera particularmente preferida, la etapa b) comprende solo las dos etapas mencionadas anteriormente.

Antes de su introducción en la columna C4, la mezcla de productos derivada de la etapa a) se puede someter a una etapa de acondicionamiento térmico. La expresión etapa de acondicionamiento térmico se entiende que significa una sucesión de intercambios de calor que optimiza el uso de energía, por ejemplo el enfriamiento gradual de la mezcla de productos en un tren de intercambiadores enfriados primero con agua sin tratar, después con agua enfriada con hielo, y después con fluidos cada vez más fríos, más intercambiadores cruzados que recuperan el calor sensible de las corrientes producidas.

15

La mencionada mezcla de productos se puede introducir en la columna C4 durante la etapa S4 como una única fracción, o como varias subfracciones. Preferiblemente se introduce como varias subfracciones.

La columna principal C4 es ventajosamente una columna que comprende una sección de extracción por arrastre de vapor, y/o una sección de rectificación. Si están presentes las dos secciones, la sección de rectificación está preferiblemente encima de la sección de extracción por arrastre de vapor.

20

La columna C4 se elige ventajosamente de las columnas de destilación que comprenden las dos secciones mencionadas anteriormente, y las columnas que comprenden solo una de las dos secciones. Preferiblemente, la columna C4 es una columna de destilación.

25 Por lo tanto, la etapa S4 es preferiblemente una etapa de destilación.

La columna C4 se proporciona ventajosamente con el equipo auxiliar asociado, tal como, por ejemplo, al menos un evaporador, y al menos un condensador.

La fracción A, enriquecida en los compuestos más volátiles, sale ventajosamente por la parte superior de la columna C4, mientras que la fracción F4, enriquecida en los compuestos menos volátiles, sale ventajosamente por la parte inferior de la columna C4.

30

La etapa S4 mencionada anteriormente se lleva a cabo ventajosamente a una presión de al menos 15, preferiblemente de al menos 20, y de manera particularmente preferida de al menos 25 bares. La etapa S4 se lleva a cabo ventajosamente a una presión de como máximo 45, preferiblemente de como máximo 40, y de manera particularmente preferida de como máximo 38 bares.

35 La temperatura a la que se lleva a cabo la etapa S4 es ventajosamente al menos -70, preferiblemente al menos -65, y de manera particularmente preferida al menos -60°C en la parte superior de la columna C4. Ventajosamente es como máximo -20, preferiblemente como máximo -30, y de manera particularmente preferida como máximo -40°C en la parte superior de la columna C4.

40 En el caso en el que la fuente de hidrocarburos sea etano, la temperatura en la parte inferior de la columna C4 es ventajosamente al menos -10, y preferiblemente al menos -5°C. Ventajosamente es como máximo 30, preferiblemente como máximo 20, y de manera particularmente preferida como máximo 15°C.

45 En el caso en el que la fuente de hidrocarburos sea una mezcla de propano/butano, la temperatura en la parte inferior de la columna C4 es ventajosamente al menos 20, preferiblemente al menos 30, y de manera particularmente preferida al menos 40°C. Ventajosamente es como máximo 80, preferiblemente como máximo 70, y de manera particularmente preferida como máximo 60°C.

La fracción F4 que sale por la parte inferior de la columna C4 se somete entonces ventajosamente a la etapa de separación S4' en la columna C4', para ser separada en dos fracciones diferentes, a saber, la fracción B en la parte superior de la columna C4', y la fracción C en la parte inferior de la columna C4'.

50 La columna C4' es ventajosamente una columna que comprende una sección de extracción por arrastre de vapor, y/o una sección de rectificación. Si están presentes las dos secciones, la sección de rectificación está

preferiblemente encima de la sección de extracción por arrastre de vapor.

La columna C4' se elige ventajosamente de las columnas de destilación que comprenden las dos secciones mencionadas anteriormente, y las columnas que comprenden solo una de las dos secciones. Preferiblemente, la columna C4' es una columna de destilación.

- 5 Por lo tanto, la etapa S4' es preferiblemente una etapa de destilación.

La columna C4' se proporciona ventajosamente con el equipo auxiliar asociado, tal como, por ejemplo, al menos un evaporador, y al menos un condensador.

- 10 La etapa S4' mencionada anteriormente se lleva a cabo ventajosamente a una presión de al menos 15, preferiblemente de al menos 20, y de manera particularmente preferida de al menos 25 bares. La etapa S4' se lleva a cabo ventajosamente a una presión de como máximo 40, preferiblemente de como máximo 37, y de manera particularmente preferida de como máximo 35 bares.

- 15 La temperatura a la que se lleva a cabo la etapa S4' es ventajosamente al menos -50, preferiblemente al menos -40, y de manera particularmente preferida al menos -30°C en la parte superior de la columna C4'. Ventajosamente es como máximo 0, preferiblemente como máximo -5, y de manera particularmente preferida como máximo -10°C en la parte superior de la columna C4'.

La temperatura en la parte inferior de la columna C4' es al menos -20, preferiblemente al menos -15, y de manera particularmente preferida al menos -10°C. Ventajosamente es como máximo 20, preferiblemente como máximo 15, y de manera particularmente preferida como máximo 10°C.

- 20 En el procedimiento según la invención, cada vez que se menciona el uso de una columna de destilación, se puede elegir de columnas de destilación de platos, columnas de destilación empaquetadas, columnas de destilación con empaquetamiento estructurado, y columnas de destilación que combinan dos o más de los elementos internos mencionados anteriormente.

En el procedimiento según la invención, se prefieren las realizaciones primera, tercera y cuarta. Se prefieren particularmente las realizaciones tercera y cuarta, y se prefiere muy particularmente la realización preferida tercera.

- 25 La reacción de cloración se lleva a cabo ventajosamente en una fase líquida (de forma preferible, principalmente DCE) que contiene un catalizador disuelto, tal como FeCl_3 u otro ácido de Lewis. Es posible combinar ventajosamente este catalizador con cocatalizadores tales como cloruros de metales alcalinos. Un par que ha dado buenos resultados es el complejo de FeCl_3 con LiCl (tetracloroferrato de litio -como se describe en la solicitud de patente NL 6901398).

- 30 Las cantidades de FeCl_3 usadas ventajosamente son del orden de 1 a 10 g de FeCl_3 por kilo de lote líquido. La relación molar de FeCl_3 a LiCl es ventajosamente del orden de 0,5 a 2.

El procedimiento de cloración según la invención se lleva a cabo ventajosamente a temperaturas entre 30 y 150°C. Se obtuvieron buenos resultados independientemente de la presión tanto a una temperatura menor que la temperatura de ebullición (cloración subenfriada) como a la propia temperatura de ebullición (cloración en ebullición).

- 35 Cuando el procedimiento de cloración según la invención es una cloración subenfriada, dio buenos resultados operando a una temperatura que es ventajosamente mayor o igual a 50°C, y preferiblemente mayor o igual a 60°C, pero ventajosamente menor o igual a 80°C, y preferiblemente menor o igual a 70°C; con una presión en la fase gaseosa ventajosamente mayor o igual a 1,5, y preferiblemente mayor o igual a 2 bares absolutos, pero ventajosamente menor o igual a 20, preferiblemente menor o igual a 10, y de manera particularmente preferida menor o igual a 6 bares absolutos.

- 40 Se prefiere particularmente un procedimiento de cloración en ebullición, que hace posible, cuando sea apropiado, recuperar de forma útil el calor de reacción. En este caso, la reacción tiene lugar ventajosamente a una temperatura mayor o igual a 60°C, preferiblemente mayor o igual a 90°C, y de manera particularmente preferida mayor o igual a 95°C, pero ventajosamente menor o igual a 150°C, y preferiblemente menor o igual a 135°C; con una presión en la fase gaseosa ventajosamente mayor o igual a 0,2, preferiblemente mayor o igual a 0,5, de manera particularmente preferida mayor o igual a 1,2, y de manera muy particularmente preferida mayor o igual a 1,5 bares absolutos, pero ventajosamente menor o igual a 10, y preferiblemente menor o igual a 6 bares absolutos.

- 45 El procedimiento de cloración puede ser un procedimiento de cloración mixto en ebullición subenfriado de bucle. La expresión procedimiento de cloración mixto en ebullición subenfriado de bucle se entiende que significa un procedimiento en el que se lleva a cabo el enfriamiento del medio de reacción, por ejemplo, por medio de un intercambiador sumergido en el medio de reacción, o mediante un bucle que circula en un intercambiador, mientras se produce en un fase gaseosa al menos la cantidad de DCE formado. Ventajosamente, la temperatura y presión de reacción se ajustan para que el DCE producido salga en la fase gaseosa, y para eliminar el resto de las calorías del

medio de reacción por medio de la superficie de intercambio.

Además, el procedimiento de cloración se lleva a cabo ventajosamente en un medio líquido orgánico clorado. Preferiblemente, este medio líquido orgánico clorado, también denominado lote líquido, consiste principalmente en DCE.

- 5 La fracción A que contiene el etileno y el cloro (él mismo puro o diluido) se puede introducir mediante cualquier dispositivo conocido en el medio de reacción, juntos o separadamente. Una introducción separada de la fracción A puede ser ventajosa para incrementar su presión parcial, y facilitar su disolución, lo que a menudo constituye una etapa limitante del procedimiento.

- 10 El cloro se añade en una cantidad suficiente para convertir la mayor parte del etileno y sin necesitar la adición de un exceso de cloro sin convertir. La relación cloro/etileno usada está preferiblemente entre 1,2 y 0,8, y de manera particularmente preferida entre 1,05 y 0,95 mol/mol.

- 15 Los productos clorados obtenidos contienen principalmente DCE y pequeñas cantidades de subproductos, tales como 1,1,2-tricloroetano, o pequeñas cantidades de productos de la cloración de etano o metano. La separación del DCE obtenido a partir de la corriente de productos derivada del reactor de cloración se lleva a cabo según modos conocidos, y hace posible en general aprovechar el calor de la reacción de cloración.

Los productos sin convertir (metano, monóxido de carbono, nitrógeno, oxígeno e hidrógeno) se someten entonces ventajosamente a una separación más fácil que la que habría sido necesaria para separar etileno puro partiendo de la mezcla inicial.

- 20 La reacción de oxiclорación se lleva a cabo ventajosamente en presencia de un catalizador que comprende elementos activos, incluyendo cobre, depositados sobre un soporte inerte. El soporte inerte se elige ventajosamente de alúmina, geles de sílice, óxidos mixtos, arcillas, y otros soportes de origen natural. La alúmina constituye un soporte inerte preferido.

- 25 Se prefieren catalizadores que comprenden elementos activos que son ventajosamente al menos dos en número, uno de los cuales es cobre. Entre los elementos activos distintos del cobre, se pueden mencionar metales alcalinos, metales alcalino-térreos, metales de tierras raras, y metales del grupo que consiste en rutenio, rodio, paladio, osmio, iridio, platino y oro. Los catalizadores que contienen los siguientes elementos activos son particularmente ventajosos: cobre/magnesio/potasio, cobre/magnesio/sodio; cobre/magnesio/litio, cobre/magnesio/cesio, cobre/magnesio/sodio/litio, cobre/magnesio/potasio/litio y cobre/magnesio/cesio/litio, cobre/magnesio/sodio/potasio, cobre/magnesio/sodio/cesio y cobre/magnesio/potasio/cesio. Los catalizadores descritos en las solicitudes de patentes EP-A 255156, EPA 494474, EP-A-657212 y EP-A 657213, son los más particularmente preferidos.

- 30 El contenido de cobre, calculado en forma metálica, está ventajosamente entre 30 y 90 g/kg, entre 40 y 80 g/kg, y de manera particularmente preferida entre 50 y 70 g/kg de catalizador.

El contenido de magnesio, calculado en forma metálica, está ventajosamente entre 10 y 30 g/kg, sin embargo entre 12 y 25 g/kg, y de manera particularmente preferida entre 15 y 20 g/kg de catalizador.

- 35 El contenido de metal alcalino, calculado en forma metálica, está ventajosamente entre 0,1 y 30 g/kg, preferiblemente entre 0,5 y 20 g/kg, y de manera particularmente preferida entre 1 y 15 g/kg de catalizador.

Las relaciones atómicas de Cu:Mg:metal o metales alcalinos son ventajosamente 1:0,1-2:0,05-2, preferiblemente 1:0,2-1,5:0,1-1,5, y de manera particularmente preferida 1:0,5-1:0,15-1.

- 40 Son particularmente ventajosos los catalizadores que tienen una superficie específica, medida según el método de B.E.T. con nitrógeno, ventajosamente entre 25 m²/g y 300 m²/g, preferiblemente entre 50 y 200 m²/g, y de manera particularmente preferida entre 75 y 175 m²/g.

- 45 El catalizador se puede usar en un lecho fijo, o en un lecho fluidizado. Se prefiere esta segunda opción. El procedimiento de oxiclорación se aprovecha en el intervalo de las condiciones recomendadas habitualmente para esta reacción. La temperatura está ventajosamente entre 150 y 300°C, preferiblemente entre 200 y 275°C, y muy preferiblemente de 215 a 255°C. La presión es ventajosamente mayor que la presión atmosférica. Los valores entre 2 y 10 bares absolutos dan buenos resultados. Se prefiere el intervalo entre 4 y 7 bares absolutos. Esta presión se puede modular de manera útil a fin de obtener un tiempo de permanencia óptimo en el reactor, y para mantener una velocidad constante de paso para diversas velocidades de operación. Los tiempos de permanencia habituales oscilan desde 1 hasta 60 s, y preferiblemente desde 10 hasta 40 s.

- 50 La fuente de oxígeno para esta oxiclорación puede ser aire, oxígeno puro, o una mezcla de los mismos, preferiblemente oxígeno puro. Se prefiere esta última solución, que permite el reciclado fácil de los reactivos sin convertir.

- Los reactivos se pueden introducir en el lecho mediante cualquier dispositivo conocido. Por razones de seguridad, generalmente es ventajoso introducir el oxígeno separadamente de los otros reactivos. Esto también requiere mantener a la mezcla gaseosa, que sale del reactor o que es reciclada a él, fuera de los límites de inflamabilidad a las presiones y temperaturas consideradas. Es preferible mantener una mezcla denominada rica, esto es, que contiene demasiado poco oxígeno, con relación al combustible, para comenzar la ignición. A este respecto, la presencia abundante (> 2%, preferiblemente >5% en volumen) de hidrógeno constituiría una desventaja, dado el amplio intervalo de inflamabilidad de este compuesto.
- La relación cloruro de hidrógeno/oxígeno usada está ventajosamente entre 3 y 6 mol/mol. La relación etileno/cloruro de hidrógeno está ventajosamente entre 0,4 y 0,6 mol/mol.
- Los productos clorados obtenidos contiene principalmente DCE y pequeñas cantidades de subproductos, tales como 1,1,2-tricloroetano. La separación del DCE obtenido de la corriente de productos derivada del reactor de oxiclорación se lleva a cabo según modos conocidos. El calor de la reacción de oxiclорación se recupera generalmente en forma de vapor, que se puede usar para las separaciones o para cualquier otro fin.
- Los productos sin convertir, tales como metano y etano, se someten entonces a una separación más fácil que la que habría sido necesaria para separar etileno puro partiendo de la mezcla inicial.
- El DCE obtenido mediante clорación o mediante oxiclорación de etileno se puede convertir entonces en VC.
- Por lo tanto, la invención también se refiere a un procedimiento para la fabricación de VC. Para este fin, la invención se refiere a un procedimiento para la fabricación de VC, caracterizado porque el DCE obtenido mediante el procedimiento según la invención se somete a pirólisis.
- Las condiciones en las que se puede llevar a cabo la pirólisis son conocidas para las personas expertas en la técnica. Esta pirólisis se obtiene ventajosamente mediante una reacción en fase gaseosa en un horno tubular. Las temperaturas habituales de pirólisis están entre 400 y 600°C, con una preferencia por el intervalo entre 480°C y 540°C. El tiempo de permanencia está ventajosamente entre 1 y 60 segundos, con una preferencia por el intervalo de 5 a 25 segundos. La tasa de conversión del DCE está ventajosamente limitada a 45 a 75%, a fin de limitar la formación de subproductos y el ensuciamiento de los tubos del horno. Las siguientes etapas hacen posible, usando cualquier dispositivo conocido, recoger el VC purificado y el cloruro de hidrógeno para mejorarlo preferiblemente a la oxiclорación. Tras la purificación, el DCE sin convertir se transporta ventajosamente al horno de pirólisis.
- Además, la invención también se refiere a un procedimiento para la fabricación de PVC. Para este fin, la invención se refiere a un procedimiento para la fabricación de PVC mediante polimerización del VC obtenido mediante el procedimiento según la invención.
- El procedimiento para la fabricación de PVC puede ser un procedimiento de polimerización en masa, en disolución o en dispersión acuosa, preferiblemente es un procedimiento de polimerización en dispersión acuosa.
- La expresión polimerización en dispersión acuosa se entiende que significa polimerización mediante radicales libres en suspensión acuosa, así como polimerización mediante radicales libres en emulsión acuosa, y polimerización en microsuspensión acuosa.
- La expresión polimerización mediante radicales libres en suspensión acuosa se entiende que significa cualquier procedimiento de polimerización mediante radicales libres llevado a cabo en un medio acuoso, en presencia de agentes dispersantes e iniciadores de radicales libres solubles en aceite.
- La expresión polimerización mediante radicales libres en emulsión acuosa se entiende que significa cualquier procedimiento de polimerización mediante radicales libres llevado a cabo en medio acuoso en presencia de agentes emulsionantes e iniciadores de radicales libres solubles en agua.
- La expresión polimerización en microsuspensión acuosa, también denominada polimerización en dispersión acuosa homogénea, se entiende que significa cualquier procedimiento de polimerización mediante radicales libres en el que se usan iniciadores solubles en aceite, y se prepara una emulsión de gotitas de monómeros en virtud de una agitación mecánica poderosa y en presencia de agentes emulsionantes.
- El procedimiento para la fabricación de DCE según la invención tiene la ventaja de usar dos fracciones etilénicas diferentes, que son respectivamente muy adecuadas para la reacción de clорación y para la reacción de oxiclорación. En particular, el procedimiento según la invención tiene la ventaja de usar una fracción etilénica que está ligeramente contaminada con oxígeno para la reacción de oxiclорación, siendo esto a un coste que no es muy alto.
- Otra ventaja de este procedimiento es que hace posible separar los compuestos que comprenden al menos 3 átomos de carbono vía la fracción C, compuestos los cuales generalmente son responsables de cierta inhibición durante la pirólisis del DCE. Esta inhibición es debida a la formación de derivados tales como 1,2-dicloropropano y monocloropropenos. Estos derivados son difíciles de separar completamente del DCE. Su facilidad de formación de

radicales alilo estables explica su efecto inhibitor poderoso sobre la pirólisis del DCE, que se produce mediante la ruta de radicales libres. La formación de estos subproductos que contienen tres átomos de carbono, y que son más pesados, constituiría además un consumo innecesario de reactivos durante la oxícloración y durante la cloración, o daría como resultado costes para la destrucción. Además, estos compuestos pesados contribuyen al ensuciamiento de las columnas y los evaporadores.

Otra ventaja del procedimiento según la invención es que hace posible tener, en el mismo sitio industrial, un procedimiento completamente integrado desde la fuente de hidrocarburos hasta el polímero obtenido partiendo del monómero fabricado.

Una ventaja final del procedimiento según la invención es que haría posible, mediante modificación de las condiciones para separar las fracciones como se define más abajo, manejar situaciones en las que es ventajoso mejorar una fuente externa de cloruro de hidrógeno, procedente de otro fabricante, tal como, por ejemplo, una unidad para la fabricación de isocianatos. Por el contrario, es posible encontrar la situación de un mercado ventajoso para el cloruro de hidrógeno, que conduzca a una disminución en la parte de oxícloración con relación a la cloración.

La primera realización del procedimiento según la invención se describirá ahora con referencia al dibujo que acompaña a la presente descripción. Este dibujo consiste en la Figura 1 aneja, que representa esquemáticamente una realización del procedimiento para la fabricación de DCE según la invención.

La mezcla de productos 1 que contiene etileno y otros constituyentes que resulta del craqueo de una fuente de hidrocarburos se introduce en la columna principal 2, que es una columna de destilación equipada con un evaporador en la parte inferior y un condensador en la parte superior, en la que se separa en tres fracciones diferentes, a saber, la fracción 3, que sale por la parte superior de la columna 2, que está enriquecida en compuestos más ligeros que etileno, en particular metano, hidrógeno, nitrógeno, oxígeno y monóxido de carbono, y que es transportada a la cloración, la fracción 4, que sale por la parte inferior de la columna 2, y la fracción 5, que se extrae del lateral de la columna 2. La fracción 5 se transporta entonces a una columna auxiliar 6, que es una columna de extracción por arrastre de vapor equipada con un evaporador, de la que se extrae la fracción 7, caracterizada por un contenido muy bajo de hidrógeno, que es transportada a la oxícloración. El resto de la fracción 5 en forma de una corriente con una concentración elevada de impurezas más volátiles que etileno 8 es transportada a la columna 2.

La segunda realización del procedimiento según la invención se ilustrará ahora con referencia al dibujo que acompaña a la presente descripción. Este dibujo consiste en la Figura 2 aneja, que representa esquemáticamente una realización del procedimiento para la fabricación de DCE según la invención.

La mezcla de productos 1 que contiene etileno y otros constituyentes que resulta del craqueo de una fuente de hidrocarburos se introduce en la columna principal 2, que es una columna de destilación equipada con un evaporador en la parte inferior y un condensador en la parte superior, en la que se separa en dos fracciones diferentes, a saber, la fracción 3 en la parte superior de la columna 2, y la fracción 4 en la parte inferior de la columna 2.

La fracción 3 se transporta entonces a una columna 5 de adsorción, equipada con un condensador. El agente de lavado procedente de la columna 6 de desorción se introduce en la columna 5 de adsorción vía el conducto 7, después de haber sido enfriado y puesto bajo presión en los intercambiadores 8 y la bomba 9, respectivamente. El agente de lavado reciente se añade vía el conducto 10 al agente de lavado procedente de la columna 6.

Tras su paso en la columna 5, la fracción 3 se separa en la fracción 11, que sale por la parte superior de la columna 5, y en la fracción 12, que sale en la parte inferior de la columna 5. La fracción 11, enriquecida en compuestos más ligeros que etileno, en particular metano, hidrógeno, nitrógeno, oxígeno y monóxido de carbono, se transporta a la unidad para la cloración de etileno.

La fracción 12, que comprende DCE enriquecido en etileno, se introduce en la columna 6 de desorción después de haber sido calentada en el intercambiador 13.

Después de su paso en la columna 6 de desorción, equipada con un evaporador en la parte inferior y un condensador en la parte superior, la fracción 12 se separa en la fracción 14, que sale por la parte superior de la columna 6, y en la fracción 15, que sale por la parte inferior de la columna 6. La fracción 14, caracterizada por un contenido muy bajo de hidrógeno, se transporta a la unidad para la oxícloración de etileno. La fracción 15, que contiene principalmente DCE, es transportada a la columna 5 vía el conducto 7 como se explica anteriormente.

Los intercambiadores 8 y 13 están acoplados en una perspectiva de ahorro de energía.

La tercera realización del procedimiento según la invención se ilustrará ahora con referencia al dibujo que acompaña a la presente descripción. Este dibujo consiste en la Figura 3 aneja, que representa esquemáticamente una

realización del procedimiento para la fabricación de DCE según la invención.

5 La mezcla de productos 1 que contiene etileno y otros constituyentes que resulta del craqueo de una fuente de hidrocarburos se introduce en la columna principal 2, que es una columna de destilación equipada con un evaporador en la parte inferior y un condensador en la parte superior, en la que se separa en dos fracciones diferentes, a saber, la fracción 3 en la parte superior de la columna 2, y la fracción 4 en la parte inferior de la columna 2.

La fracción 3 se transporta entonces a una columna 5 de destilación, equipada con un evaporador en la parte inferior y un condensador en la parte superior.

10 Tras su paso en la columna 5, la fracción 3 se separa en la fracción 6, que sale por la parte superior de la columna 5, y en la fracción 7, que sale por la base de la columna 5.

La fracción 6, enriquecida en compuestos más ligeros que etileno, en particular metano, hidrógeno, nitrógeno, oxígeno y monóxido de carbono, es transportada a la unidad para la cloración de etileno.

La fracción 7, caracterizada por un contenido muy bajo de hidrógeno, es transportada a la unidad para la oxiclорación de etileno.

15 La cuarta realización del procedimiento según la invención se ilustrara ahora con referencia al dibujo que acompaña a la presente descripción. Este dibujo consiste en la Figura 4 aneja, que representa esquemáticamente una realización del procedimiento para la fabricación de DCE según la invención.

20 La mezcla de productos 1 que contiene etileno y otros constituyentes que resulta del craqueo de una fuente de hidrocarburos se introduce en la columna principal 2, que es una columna de destilación equipada con un evaporador en la parte inferior y un condensador en la parte superior, en la que se separa en dos fracciones diferentes, a saber, la fracción 3 en la parte superior de la columna 2, y la fracción 4 en la parte inferior de la columna 2.

La fracción 3, enriquecida en compuestos más ligeros que etileno, en particular metano, hidrógeno, nitrógeno, oxígeno y monóxido de carbono, es transportada a la unidad para la cloración de etileno.

25 La fracción 4 se transporta entonces a una columna de destilación 5, equipada con un evaporador en la parte inferior y un condensador en la parte superior.

Tras este paso en la columna 5, la fracción 4 se separa en la fracción 6, que sale por la parte superior de la columna 5, y en la fracción 7, que sale por la parte inferior de la columna 5.

30 La fracción 6, caracterizada por un contenido muy bajo de hidrógeno, es transportada a la unidad para la oxiclорación de etileno.

REIVINDICACIONES

1. Procedimiento para la fabricación de 1,2-dicloroetano partiendo de una fuente de hidrocarburos, según el cual:
- a) la fuente de hidrocarburos se somete a craqueo, que produce una mezcla de productos que contiene etileno y otros constituyentes;
- 5 b) la mencionada mezcla de productos se separa en una fracción enriquecida en compuestos que son más ligeros que etileno, que contiene parte del etileno (fracción A), en una fracción enriquecida en etileno (fracción B), y en una fracción pesada (fracción C);
- c) la fracción A es transportada a un reactor de cloración, y la fracción B a un reactor de oxiclорación, reactores en los cuales la mayoría del etileno presente en las fracciones A y B es convertido en 1,2-dicloroetano;
- 10 d) el 1,2-dicloroetano obtenido se separa de las corrientes de productos derivadas de los reactores de cloración y oxiclорación.
2. Procedimientos según la reivindicación 1, caracterizado porque la fuente de hidrocarburos se elige del grupo que consiste en nafta, gasoil, gas natural líquido, etano, butano, isobutano, y sus mezclas.
3. Procedimiento según las reivindicaciones 1 y 2, caracterizado porque la fuente de hidrocarburos se elige del grupo que consiste en etano, propano, butano, y mezclas de propano/butano.
- 15 4. Procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 3, caracterizado porque la mezcla de productos que contiene etileno y otros constituyentes derivada de la etapa a) comprende hidrógeno, metano, compuestos que comprenden de 2 a 7 átomos de carbono, monóxido de carbono, nitrógeno y oxígeno.
5. Procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 4, caracterizado porque la fracción B contiene de 40% a 99,5% en volumen de etileno, con relación al volumen total de la fracción B.
- 20 6. Procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 5, caracterizado porque la fracción A contiene un contenido en volumen de etileno de forma que representa de 10% a 90% del contenido en volumen de etileno de la fracción B.
7. Procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 6, en el que la etapa b) comprende:
- 25 - una primera etapa de separación S1, que consiste en la separación de la mencionada mezcla de productos dentro de una columna principal C1 en la fracción A en la parte superior de la columna C1, en la fracción C en la parte inferior de la columna C1, y en la fracción F1 extraída del lateral de la columna C1, y
- una segunda etapa de separación S1', que consiste en la separación de la fracción F1 en una fracción F1', que es transportada a la columna C1, y en la fracción B.
- 30 8. Procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 6, en el que la etapa b) comprende:
- una primera etapa de separación S2, que consiste en la separación de la mencionada mezcla de productos en una columna principal C2 en una fracción F2 en la parte superior de la columna C2, y en la fracción C en la parte inferior de la columna C2,
- 35 - una segunda etapa de separación S2', que consiste en la separación de la fracción F2 en la fracción A y en una fracción F2', y
- una tercera etapa de separación S2'', que consiste en la separación de la fracción F2' en la fracción B y en una fracción F2''.
9. Procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 6, en el que la etapa b) comprende:
- 40 - una primera etapa de separación S3, que consiste en la separación de la mencionada mezcla de productos en una columna principal C3 en una fracción F3 en la parte superior de la columna C3, y en la fracción C en la parte inferior de la columna C3, y
- una segunda etapa de separación S3', que consiste en la separación de la fracción F3 en una columna C3' en la fracción A en la parte superior de la columna C3', y en la fracción B en la parte inferior de la columna C3'.
- 45 10. Procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 6, en el que la etapa b) comprende:
- una primera etapa de separación S4, que consiste en la separación de la mencionada mezcla de productos

en una columna principal C4 en la fracción A en la parte superior de la columna C4, y en una fracción F4 en la parte inferior de la columna C4, y

- 5
- una segunda etapa de separación S4', que consiste en la separación de la fracción F4 en una columna C4', y en la fracción B en la parte superior de la columna C4', y en la fracción C en la parte inferior de la columna C4'.

11. Procedimiento para la fabricación de cloruro de vinilo, caracterizado porque el 1,2-dicloroetano obtenido mediante el procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 10 se somete a pirólisis.

12. Procedimiento para la fabricación de policloruro de vinilo mediante polimerización del cloruro de vinilo obtenido mediante el procedimiento según la reivindicación 11.

Fig. 1

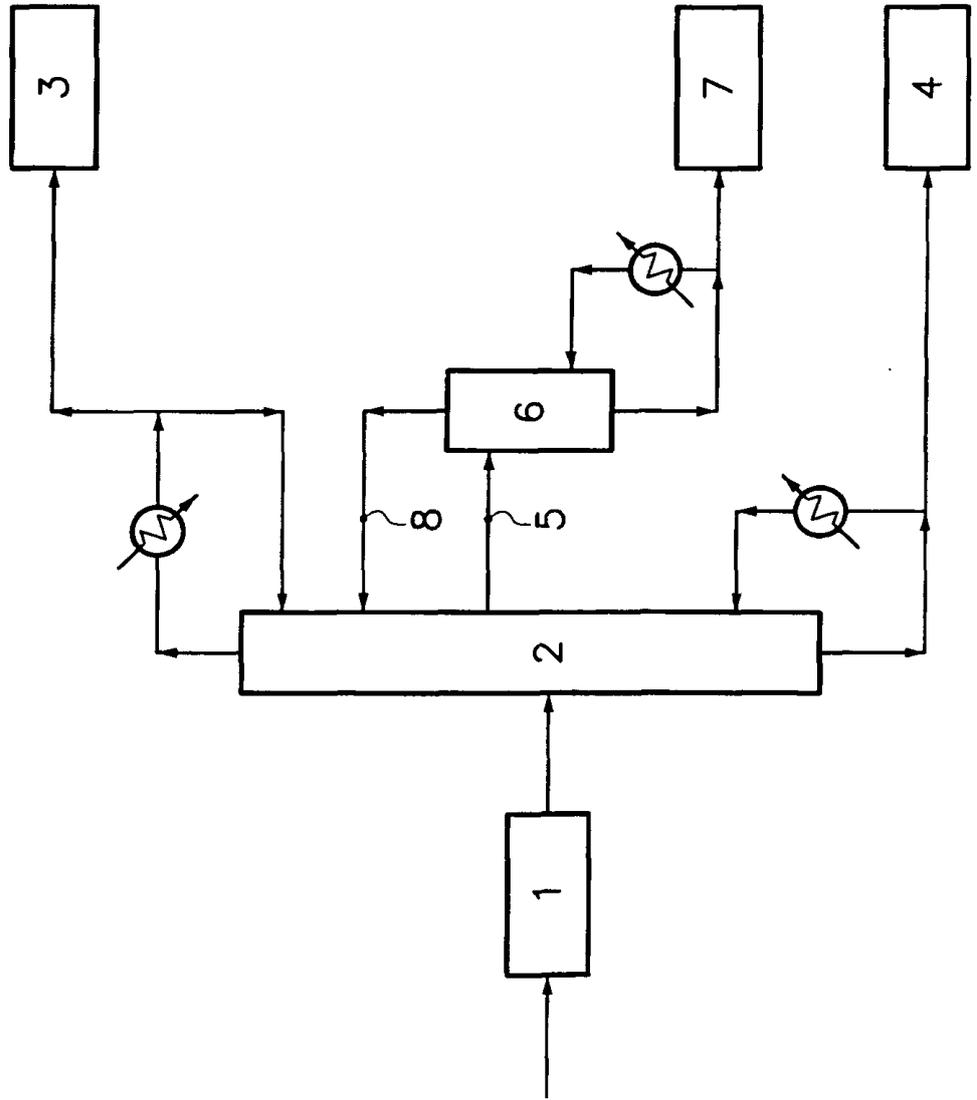


Fig. 2

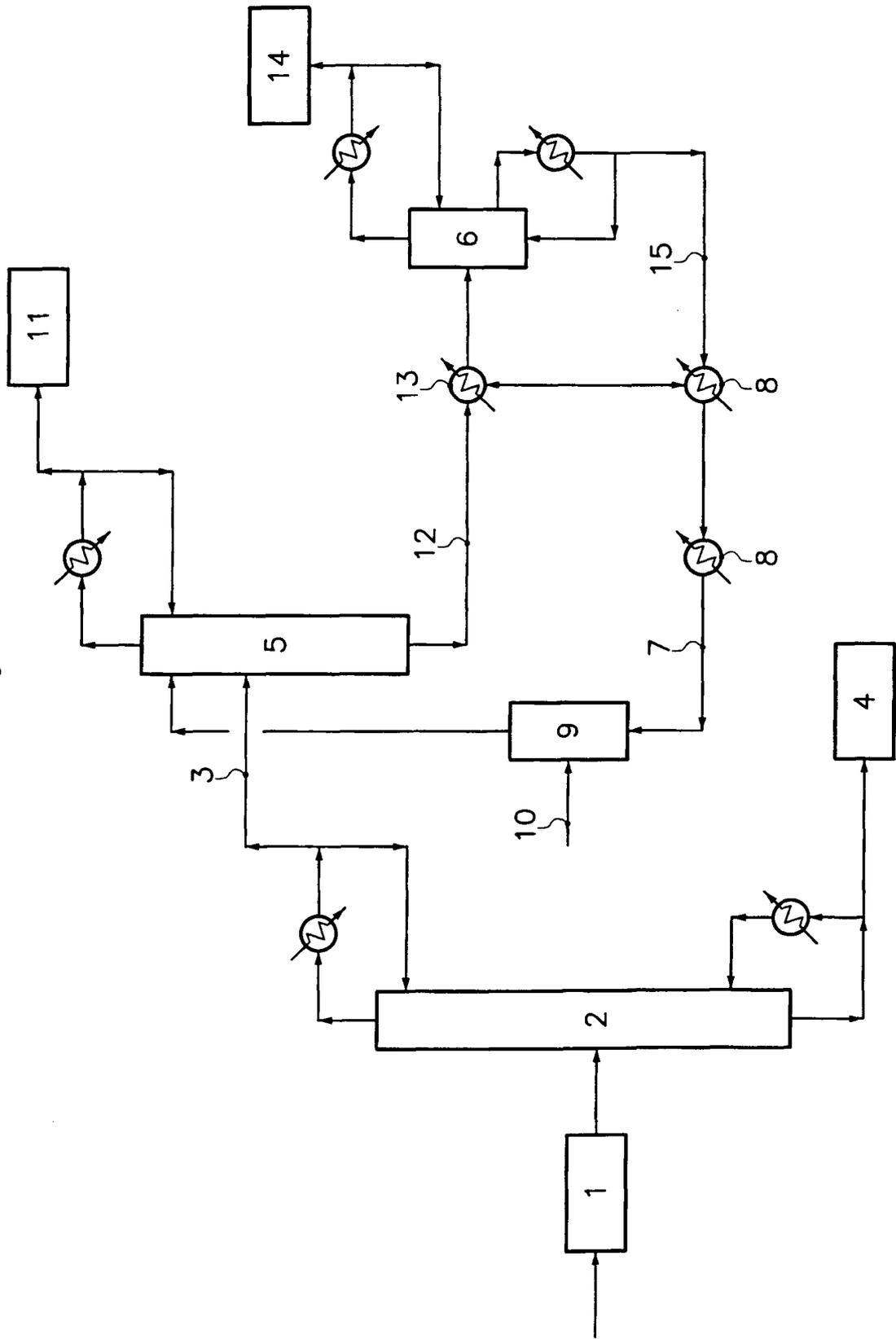


Fig. 3

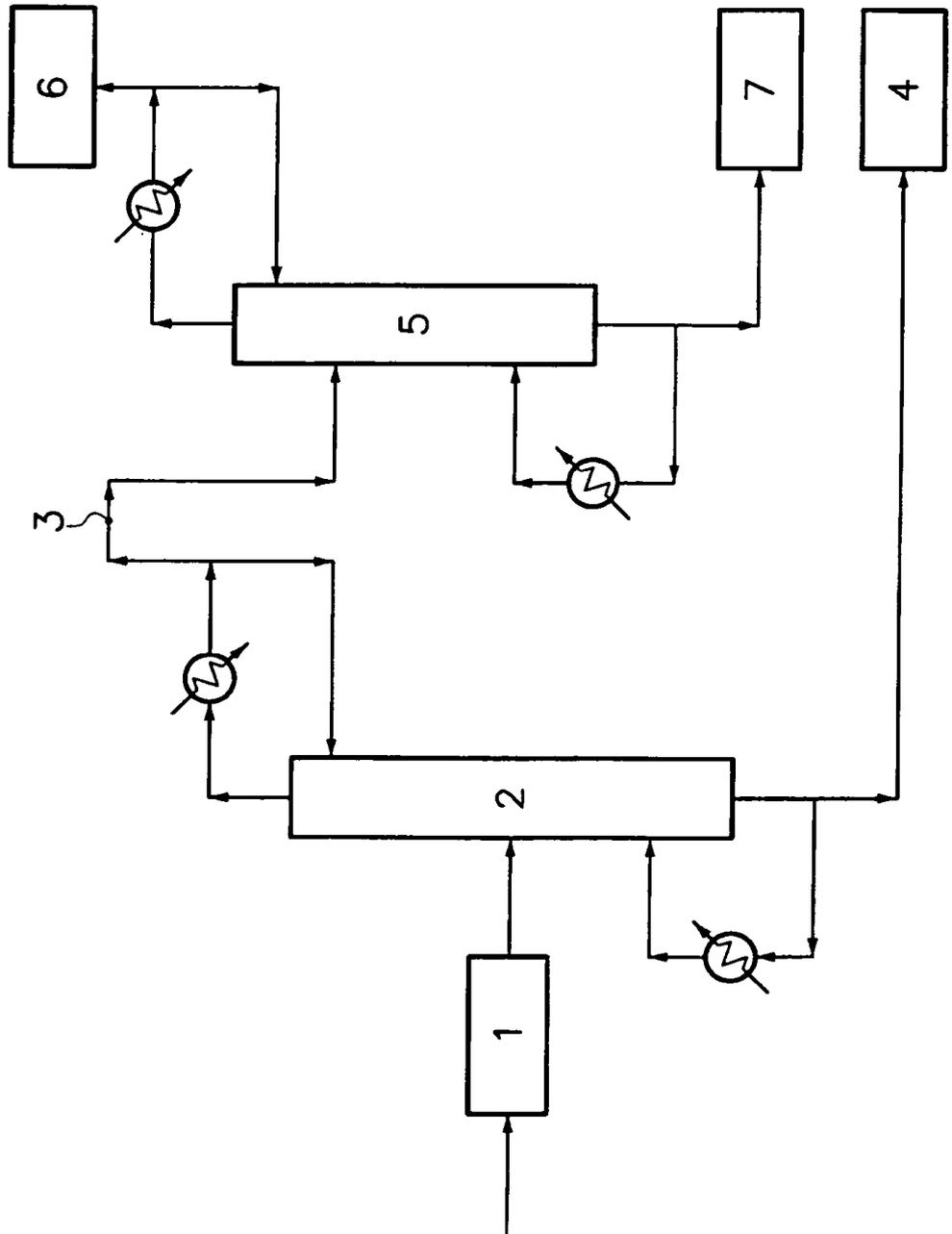


Fig. 4

