

Org. Digitalizada



Industria y Comercio

SUPERINTENDENCIA

Delegatura de propiedad Industrial
División de Nuevas Creaciones



PCT

SOLICITUD

PATENTE DE INVENCION

08 - 1333325

21. EXPEDIENTE No.

54. TÍTULO

PROCESO PARA LA FABRICACION DE 1,2-DICLOROETANO.

51. CLASIFICACIÓN INTERNACIONAL

C07C 17/02

71. SOLICITANTE

SOLVAY (Societe Anonyme).

DOMICILIO

BRUSSELS, BELGICA

74. APODERADO

DILIA RODRIGUEZ D'ALEMAN

22. BOGOTÁ, D. C.,



Industria y Comercio
SUPERINTENDENCIA

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 08-133325- -00000-0000

Fecha: 2008-12-16 14:52:25 Dep. 2020 NUECREACIONI
Tra. 11 PATENTEIYI Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 91

**FORMULARIO ÚNICO DE SOLICITUD DE PATENTE
PCT
ENTRADA EN FASE NACIONAL**

SOLICITUD DE:

1

☒

Patente de Invención

☐

Patente de Modelo de Utilidad

☒

Capítulo I.

☐

Capítulo II.

2

**SOLICITANTE
(71)**

Nombre: SOLVAY (Société Anonyme).

Dirección: Rue du Prince Albert, 33, B-1050
Brussels, Bélgica.

Nacionalidad o domicilio: Brussels, Bélgica.

Lugar de Constitución: Bélgica.

Teléfono:

Fax:

E-mail

IDENTIFICACIÓN

C.C.

☐

NIT

☐

C.E.

☐

Otro

☐

Número

3

**REPRESENTANTE
O APODERADO
(74)**

Nombre: DILIA MARÍA RODRÍGUEZ
D'ALEMAN

Dirección: Carrera 11 No. 86-53, piso 6

Teléfono: 6 181088 **Fax:** 6350824

E-mail: clarkemodet@clarkemodet.com.co

IDENTIFICACIÓN

C.C.

☒

NIT

☐

C.E.

☐

Otro

☐

Número

41.654.882

TP

20824 CSJ

4

**INVENTOR (ES)
(72)**

Nombre: VER HOJA ANEXA

Dirección:

Nacionalidad o domicilio:

5

PCT (86)

Solicitud Internacional No. PCT/EP2007/056187

Fecha 21 de junio de 2007

Publicación Internacional No. WO 2007/147870 A1

Fecha 27 de diciembre de 2007

6

TÍTULO (54) PROCESO PARA LA FABRICACIÓN DE 1,2-DICLOROETANO.

7

Clasificación Internacional (51)

C07C 17/02

8 **Prioridad**

SI

☒

NO

☐

(33) País de Origen

FRANCIA

(32) Fecha

23 de junio de 2006

(31) Número de Solicitud

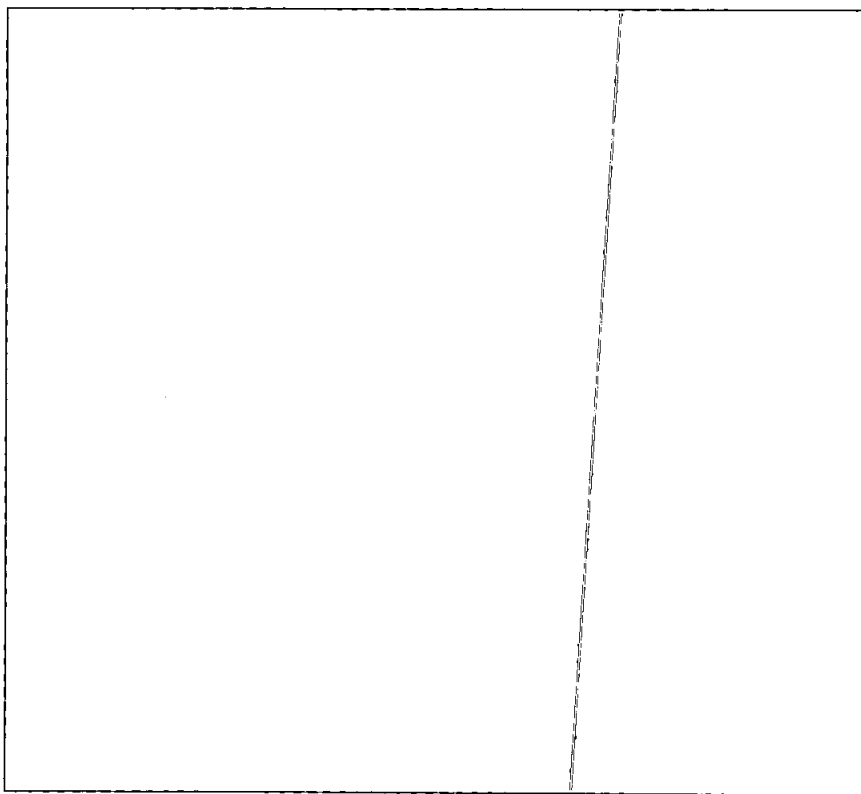
06.05625

9

Comprobante de pago No. 08 - 96.118

Fecha 12 de diciembre de 2008

- ☐ Comprobante de pago de la tasa de presentación de la solicitud
- ☐ Documento que acredita la existencia y representación legal cuando el solicitante sea persona jurídica
- ☐ Poderes si fuere el caso
- ☐ Documento de cesión del inventor al solicitante o a su causante
- ☐ Declaraciones
- ☐ Copia de la solicitud internacional. (Resumen, descripción, reivindicaciones, dibujos)
- ☐ Traducción de la solicitud internacional al castellano. (Resumen, descripción, reivindicaciones, dibujos)
- ☐ Copia del examen preliminar internacional efectuado por la Autoridad Internacional de Examen Preliminar (IPEA).
- ☐ Traducción del examen preliminar internacional efectuado por la IPEA
- ☐ De ser el caso copia de contrato de acceso.
- ☐ De ser el caso, documento que acredite la licencia o autorización de uso de conocimientos tradicionales de las comunidades indígenas
- ☐ De ser el caso, certificado de deposito del material biológico
- ☐ Arte final 12 X 12 .
- ☐ De ser el caso, información sobre otras solicitudes de patente o títulos obtenidos en el extranjero por el mismo titular o su causante, relacionadas parcial o totalmente con la invención de esta solicitud.
- ☐ De ser el caso, modificaciones efectuadas a la solicitud internacional
- ☐ Otros * Request.

11 FIGURA CARACTERÍSTICA**12 Solicito la concesión de la patente**NOMBRE : DILIA MARÍA RODRÍGUEZ D'ALEMAN

FIRMA:

C.C. 41.654.882

T.P. 20824

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

NIT : 800176089-

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 08-133325- -00000-0000

Fecha: 2008-12-16 14:52:25 Dep. 2020 NUECREACIONE
Tra. 11 PATENTE/IIII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 91

RECIBO OFICIAL DE CAJA : 08 - 96,118
FECHA : DICIEMBRE 12 DE 2008

***** CONSIGNACION *****

DEPOSITANTE	TIPO PAGO	BANCO	CUENTA	No. PAGO	FECHA PGO	Vr. PAGO
CLARKE MODET Y CO. COLOMB	CONSIGNACION	BANCO DE BOGOTA	062754387	97803484	11/12/2008	54,925,000.00

***** CONCEPTO *****

CANT.	RENTISTICO	CONCEPTO	TOTAL CONCEPTO
1	50005-01-01	SOLICITUDES	
1		TRAMITES DE SOL. DE PATENTE DE IN	501,000.00
		TOTAL :	\$ 501,000.00

SON: QUINIENTOS UN MIL PESOS

RESPONSABLE :

RECIBO DE CAJA APLICADO AL EXPEDIENTE No. _____

P-2071 2

ANEXOS

INVENTORES

1.)

BALTHASART, Dominique

(Rue du Château Beyaerd, 150, B-1120 Brussels, Bélgica);

2.)

LEMPEREUR, Michel

(Rue du Baty, 12, B-1435 Corbais, Bélgica);

3.)

STREBELLE, Michel

(Rue Sombre, 84, B-1150 Brussels, Bélgica).

(19) World Intellectual Property Organization
International Bureau



(43) International Publication Date
27 December 2007 (27.12.2007)

PCT

(10) International Publication Number
WO 2007/147870 A1

(51) International Patent Classification:
C07C 17/02 (2006.01) *C08F 14/06* (2006.01)
C07C 17/156 (2006.01) *C07C 17/25* (2006.01)

(74) Agents: JACQUES, Philippe et al.; SOLVAY (Société Anonyme), Intellectual Property Department, Rue de Ransbeek, 310, B-1120 Brussels (BE).

(21) International Application Number:
PCT/EP2007/056187

(81) Designated States (unless otherwise indicated, for every kind of national protection available): AE, AG, AL, AM, AT, AU, AZ, BA, BB, BG, BH, BR, BW, BY, BZ, CA, CH, CN, CO, CR, CU, CZ, DE, DK, DM, DO, DZ, EC, EE, EG, ES, FI, GB, GD, GE, GH, GM, GT, HN, HR, HU, ID, IL, IN, IS, JP, KE, KG, KM, KN, KP, KR, KZ, LA, LC, LK, LR, LS, LT, LU, LY, MA, MD, ME, MG, MK, MN, MW, MX, MY, MZ, NA, NG, NI, NO, NZ, OM, PG, PH, PL, PT, RO, RS, RU, SC, SD, SE, SG, SK, SL, SM, SV, SY, TJ, TM, TN, TR, TT, TZ, UA, UG, US, UZ, VC, VN, ZA, ZM, ZW.

(22) International Filing Date: 21 June 2007 (21.06.2007)

(25) Filing Language: English

(26) Publication Language: English

(30) Priority Data:
06.05625 23 June 2006 (23.06.2006) FR

(71) Applicant (for all designated States except US): SOLVAY (Société Anonyme) [BE/BE]; Rue du Prince Albert, 33, B-1050 Brussels (BE).

(84) Designated States (unless otherwise indicated, for every kind of regional protection available): ARIPO (BW, GH, GM, KE, LS, MW, MZ, NA, SD, SL, SZ, TZ, UG, ZM, ZW), Eurasian (AM, AZ, BY, KG, KZ, MD, RU, TJ, TM), European (AT, BE, BG, CH, CY, CZ, DE, DK, EE, ES, FI, FR, GB, GR, HU, IE, IS, IT, LT, LU, LV, MC, MT, NL, PL, PT, RO, SE, SI, SK, TR), OAPI (BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GQ, GW, ML, MR, NE, SN, TD, TG).

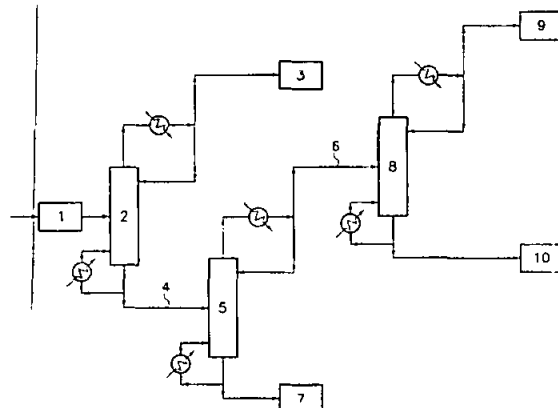
(72) Inventors; and

(75) Inventors/Applicants (for US only): BALTHASART, Dominique [BE/BE]; Rue du Château Beyaerd, 150, B-1120 Brussels (BE). LEMPEREUR, Michel [BE/BE]; Rue du Baty, 12, B-1435 Corbais (BE). STREBELLE, Michel [BE/BE]; Rue Sombre, 84, B-1150 Brussels (BE).

Published:
— with international search report

[Continued on next page]

(54) Title: PROCESS FOR THE MANUFACTURE OF 1,2-DICHLOROETHANE



(57) Abstract: Process for the manufacture of DCE starting with a hydrocarbon source according to which: a) the hydrocarbon source is subjected to a first cracking step, namely a pyrolysis step carried out in at least one cracking furnace, thus producing a mixture of cracking products; b) said mixture of cracking products is subjected to a series of treatment steps making it possible to obtain a mixture of products containing ethylene and other constituents; c) said mixture of products containing ethylene is subjected to a first separation step S1 which consists of separating said mixture of products inside a column C1, into a fraction enriched with the compounds that are lighter than ethylene containing some of the ethylene (fraction A) and into a fraction F1; d) fraction F1 is subjected to a second separation step S2 which consists of separating fraction F1 inside a column C2 into a fraction F2 and into a heavy fraction (fraction C); e) fraction F2 is subjected to a third separation step S3 which consists of separating fraction F2 inside a column C3 into a fraction enriched with ethylene (fraction B) and into a fraction F3 mainly composed of ethane; f) fraction A is conveyed to a chlorination reactor and fraction B is conveyed to an oxychlorination reactor, reactors in which most of the ethylene present in fractions A and B is converted to 1,2-dichloroethane; and g) the 1,2-dichloroethane obtained is separated from the streams of products derived from the chlorination and oxychlorination reactors.



WO 2007/147870 A1



For two-letter codes and other abbreviations, refer to the "Guidance Notes on Codes and Abbreviations" appearing at the beginning of each regular issue of the PCT Gazette.

Process for the manufacture of 1,2-dichloroethane

The present invention relates to a process for the manufacture of 1,2-dichloroethane (DCE), a process for the manufacture of vinyl chloride (VC) and a process for the manufacture of polyvinyl chloride (PVC).

To date, ethylene which is more than 99.8% pure is normally used for the manufacture of DCE. This very high purity ethylene is obtained via the cracking of various petroleum products, followed by numerous complex and expensive separation operations in order to isolate the ethylene from the other products of cracking and to obtain a product of very high purity.

Given the high cost linked to the production of ethylene of such high purity, various processes for the manufacture of DCE using ethylene having a purity of less than 99.8% have been developed. These processes have the advantage of reducing the costs by simplifying the course of separating the products resulting from the cracking and by thus abandoning complex separations which are of no benefit for the manufacture of DCE.

For example, Patent Application WO 00/26164 describes a process for the manufacture of DCE by simplified cracking of ethane coupled with chlorination of ethylene. To this effect, an ethylene chlorination step takes place in the presence of the impurities obtained during the cracking of the ethane.

Patent Application WO 03/48088 itself describes a process for the manufacture of DCE by dehydrogenation of ethane giving rise to the formation of a fraction comprising ethane, ethylene and impurities including hydrogen, which fraction is then subjected to chlorination and/or oxychlorination.

The processes described have nevertheless the disadvantage that the ethylene obtained cannot be used for an ethylene chlorination/oxychlorination process given that the ethylene contains impurities whose presence during the oxychlorination reaction could cause operating problems, namely poisoning of the catalyst by heavy products and uneconomical conversion of the hydrogen present. This hydrogen conversion would consume oxygen and release a high heat of reaction. This would then limit the capability of the oxychlorination reactor, generally linked to the heat exchange capability. An unusually high investment must therefore be expended in order to guarantee the heat exchange area, and thereby the reactor volume, caused by the presence of hydrogen in the

mixture. The option taken of burning the hydrogen in a separate reactor does not resolve the difficulty because it requires a large amount of oxygen, a stoichiometric amount relative to hydrogen, and also a large surface area for exchange to eliminate this heat of combustion, consequently it has a significant ethylene consumption and it may have problems linked to safety. Finally, the removal of the water formed leads to an increase in the production costs.

One object of the present invention itself is to provide a process using ethylene having a purity of less than 99.8% which has the advantage of reducing the costs by abandoning complex separations in order to isolate the ethylene from the other products of cracking that are of no benefit for the manufacture of DCE, and which has the advantage of avoiding the abovementioned problems.

To this effect, the invention relates to a process for manufacturing DCE starting with a hydrocarbon source according to which:

- a) the hydrocarbon source is subjected to a first cracking step, namely a pyrolysis step carried out in at least one cracking furnace, thus producing a mixture of cracking products;
- b) said mixture of cracking products is subjected to a series of treatment steps making it possible to obtain a mixture of products containing ethylene and other constituents;
- c) said mixture of products containing ethylene is subjected to a first separation step S1 which consists of separating said mixture of products inside a column C1, into a fraction enriched with the compounds that are lighter than ethylene containing some of the ethylene (fraction A) and into a fraction F1;
- d) fraction F1 is subjected to a second separation step S2 which consists of separating fraction F1 inside a column C2 into a fraction F2 and into a heavy fraction (fraction C);
- e) fraction F2 is subjected to a third separation step S3 which consists of separating fraction F2 inside a column C3 into a fraction enriched with ethylene (fraction B) and into a fraction F3 mainly composed of ethane;
- f) fraction A is conveyed to a chlorination reactor and fraction B is conveyed to an oxychlorination reactor, reactors in which most of the ethylene present in fractions A and B is converted to 1,2-dichloroethane; and
- g) the 1,2-dichloroethane obtained is separated from the streams of products derived from the chlorination and oxychlorination reactors.

The hydrocarbon source considered may be any known hydrocarbon source. Preferably, the hydrocarbon source subjected to the first cracking step

(step a)) is chosen from the group consisting of naphtha, gas oil, natural gas liquid, ethane, propane, butane, isobutane and mixtures thereof. In a particularly preferred manner, the hydrocarbon source is chosen from the group consisting of ethane, propane, butane and propane/butane mixtures. In a more particularly preferred manner, the hydrocarbon source is chosen from the group consisting of propane, butane and propane/butane mixtures. The propane/butane mixtures may exist as such or may consist of mixtures of propane and butane.

The expression "ethane, propane, butane and propane/butane mixtures" is understood to mean, for the purposes of the present invention, products that are commercially available, namely that consist mainly of the pure product (ethane, propane, butane or propane/butane as a mixture) and secondarily of other saturated or unsaturated hydrocarbons, which are lighter or heavier than the pure product itself.

The expression "first cracking step", namely a pyrolysis step carried out in at least one cracking furnace (step a)), is understood to mean a conversion, under the action of heat, of the hydrocarbon source in the presence or absence of third compounds such as water, oxygen, a sulphur derivative and/or a catalyst so as to give rise to the formation of a mixture of cracking products.

This mixture of cracking products advantageously comprises hydrogen, carbon monoxide, carbon dioxide, nitrogen, oxygen, hydrogen sulphide, organic compounds comprising at least one carbon atom, and water.

Step a) is carried out in at least one cracking furnace. Step a) is preferably carried out in at least two cracking furnaces and particularly preferably in at least three cracking furnaces. Step a) is preferably carried out in at most five cracking furnaces and particularly preferably in at most four cracking furnaces. With a more particular advantage, an additional cracking furnace is available to replace one of the furnaces in service when that furnace must undergo a decoking operation.

In a more particularly preferred manner, step a) is carried out in three cracking furnaces. In a most particularly preferred manner, step a) is carried out in three different cracking furnaces, the mixtures of cracking products derived from each of them being gathered together before step b). With a more particular advantage, a fourth cracking furnace is available to replace one of the three furnaces in service when that furnace must undergo a decoking operation.

It is therefore particularly advantageous to carry out step a) in three different cracking furnaces, the mixtures of cracking products derived from each

of them being gathered together before step b) and to make a fourth cracking furnace available to replace one of the three furnaces in service.

After this first cracking step a), said mixture of cracking products is subjected to a series of treatment steps making it possible to obtain a mixture of products containing ethylene and other constituents.

Step b) is advantageously composed of the following steps: thermal recovery of the heat of the cracked gases, optionally organic quenching (optionally including heat recovery across a network of exchangers with intermediate liquids), aqueous quenching, compressing and drying of the gases, and also removing most of the carbon dioxide and most of the sulphur compounds that are present or added (for example, by means of an alkaline wash), optionally hydrogenating undesirable derivatives such as, for example, acetylene and optionally eliminating some of the hydrogen and/or methane, for example via a PSA (pressure swing adsorption) process or via a membrane process.

Advantageously, in the process according to the invention, the mixture of products containing ethylene and other constituents derived from step b) comprises hydrogen, methane, compounds comprising from 2 to 7 carbon atoms, carbon monoxide, nitrogen and oxygen. Hydrogen, methane and compounds comprising from 2 to 7 carbon atoms other than acetylene are preferably present in an amount of at least 200 ppm by volume relative to the total volume of said mixture of products. Carbon monoxide, nitrogen, oxygen and acetylene may be present in an amount of less than 200 ppm by volume or in an amount of at least 200 ppm by volume relative to the total volume of said mixture of products. Compounds containing more than 7 carbon atoms, carbon dioxide, hydrogen sulphide and the other sulphur compounds and also water may also be present in the abovementioned mixture of products in an amount of less than 200 ppm by volume relative to the total volume of said mixture of products.

The compression and drying of the gases may be advantageously performed under particular conditions so that the passage of the compounds comprising at least 6 carbon atoms is minimized. The cooling fluid which may be used is advantageously at a temperature lower than the temperature of the water from an atmospheric cooling tower. The cooling fluid is preferably at a temperature of at least -5°C, more preferably of at least 0°C. The cooling fluid is most preferably iced water.

After step b) defined above, the mixture of products containing ethylene and other constituents is subjected to step c) which is a first separation step S1 that consists of separating said mixture of products inside a main column C1, into a fraction enriched with the compounds that are lighter than ethylene
5 containing some of the ethylene (fraction A) and into a fraction F1.

Prior to its introduction into column C1, the mixture of products derived from step b) may be subjected to a thermal conditioning step. The term "thermal conditioning step" is understood to mean a series of heat exchanges optimizing the use of energy, for example the gradual cooling of the mixture of products in a
10 set of exchangers first cooled with untreated water, then with iced water, and then with increasingly cold liquids plus cross exchangers recovering the sensible heat of the streams produced.

Said mixture of products may be introduced into the column C1 during step S1 as a single fraction or as several subfractions. It is preferably introduced
15 as several subfractions.

Column C1 is advantageously a column comprising a stripping section and/or a rectifying section. If both sections are present, the rectifying section preferably surmounts the stripping section.

Column C1 is advantageously chosen from distillation columns comprising
20 the two aforementioned sections and the columns that only include one of the two sections. Preferably, column C1 is a distillation column.

The distillation column may be chosen from plate distillation columns, distillation columns with random packing, distillation columns with structured packing and distillation columns combining two or more of the abovementioned
25 internals.

Step S1 is therefore preferably a distillation step.

Column C1 is advantageously equipped with associated accessories such as, for example, at least one reboiler and at least one condenser.

Fraction A enriched with the compounds that are lighter than ethylene
30 containing some of the ethylene, advantageously exits from the top of column C1 whereas fraction F1, advantageously enriched with the least volatile compounds, advantageously exits from the bottom of column C1.

The abovementioned step S1 is advantageously carried out at a pressure of at least 5, preferably at least 10 and particularly preferably at least 12 bar
35 absolute. Step S1 is advantageously carried out at a pressure of at most 40, preferably at most 38 and particularly preferably at most 36 bar absolute.

The temperature at which step S1 is carried out is advantageously at least 0, preferably at least 5 and particularly preferably at least 10°C at the bottom of column C1. It is advantageously at most 80, preferably at most 60 and particularly preferably at most 40°C at the bottom of column C1.

- 5 The temperature at which step S1 is carried out is advantageously at least -70, preferably at least -60 and particularly preferably at least -55°C at the top of column C1. It is advantageously at most 0, preferably at most -15 and particularly preferably at most -25°C at the top of column C1.

Fraction A is enriched with compounds that are lighter than ethylene.

- 10 These compounds are generally methane, nitrogen, oxygen, hydrogen and carbon monoxide. Advantageously, fraction A contains at least 70%, preferably at least 80% and particularly preferably at least 85% by weight of compounds that are lighter than ethylene contained in the mixture of products subjected to step c). Advantageously, fraction A contains at most 99.99%, preferably at most 99.95% and particularly preferably at most 99.9% by weight of compounds that are lighter than ethylene contained in the mixture of products subjected to step c).

- 15 Advantageously, fraction A contains at least 10%, preferably at least 20% and particularly preferably at least 25% by volume of methane relative to the total volume of fraction A. Advantageously, fraction A contains at most 80%, preferably at most 75% and particularly preferably at most 70% by volume of methane relative to the total volume of fraction A.

Advantageously, fraction A contains at least 90%, preferably at least 93% and particularly preferably at least 95% of the methane contained in the mixture of products subjected to step c).

- 25 Advantageously, fraction A contains at least 2%, preferably at least 4% and particularly preferably at least 3% by volume of hydrogen relative to the total volume of fraction A. Advantageously, fraction A contains at most 60%, preferably at most 50% and particularly preferably at most 45% by volume of hydrogen relative to the total volume of fraction A.

- 30 Advantageously, fraction A contains at least 95%, preferably at least 97% and particularly preferably at least 99% of the hydrogen contained in the mixture of products subjected to step c).

- 35 Advantageously, fraction A contains at least 5%, preferably at least 10% and particularly preferably at least 15% of the acetylene contained in the mixture of products subjected to step c). Advantageously, fraction A contains at most

95%, preferably at most 90% and particularly preferably at most 85% of the acetylene contained in the mixture of products subjected to step c).

When an acetylene hydrogenation takes place during step b), fraction A is characterized by an acetylene content that is advantageously less than or equal to 0.01%, preferably less than or equal to 0.005% and particularly preferably less than or equal to 0.001% by volume relative to the total volume of fraction A.

Advantageously, fraction A contains at most 20%, preferably at most 12% and particularly preferably at most 8% of the ethane contained in the mixture of products subjected to step c).

Fraction A is characterized by a content of compounds containing at least 3 carbon atoms that is advantageously less than or equal to 0.01%, preferably less than or equal to 0.005% and particularly preferably less than or equal to 0.001% by volume relative to the total volume of fraction A.

The fraction A is characterized by a content of sulphur compounds that is advantageously less than or equal to 0.005 %, preferably less than or equal to 0.002% and particularly preferably less than or equal to 0.001% by volume relative to the total volume of fraction A.

Advantageously, fraction F1 contains at most 30%, preferably at most 20% and particularly preferably at most 15% of compounds that are lighter than ethylene contained in the mixture of products subjected to step c).

Fraction F1 is advantageously characterized by a methane content of less than or equal to 10%, preferably of less than or equal to 5% and particularly preferably of less than or equal to 2% by volume relative to the total volume of fraction F1.

Fraction F1 is advantageously characterized by a hydrogen content of less than or equal to 5%, preferably of less than or equal to 2% and particularly preferably of less than or equal to 1% by volume relative to the total volume of fraction F1.

Fraction F1 is additionally characterized by an acetylene content that is advantageously less than or equal to 2%, preferably less than or equal to 1.5% and particularly preferably less than or equal to 1% by volume relative to the total volume of fraction F1.

Advantageously, fraction F1 contains at least 85%, preferably at least 90% and particularly preferably at least 95%, by volume relative to the total volume of fraction F1, of compounds containing at least 2 carbon atoms.

Advantageously, fraction F1 contains at most 70%, preferably at most 60% and particularly preferably at most 50% by volume relative to the total volume of fraction F1, of compounds having more than 2 carbon atoms.

After step c) defined above, fraction F1 is subjected to a second separation
5 step S2 which consists of separating fraction F1 inside a column C2 into a fraction F2 and into a heavy fraction (fraction C).

Prior to its introduction into column C2, the mixture of products derived from step c) may be subjected to a thermal and/or chemical conditioning step, such as, for example, an acetylene hydrogenation. The term "thermal
10 conditioning step" is understood to mean a series of heat exchanges optimizing the use of energy, for example the gradual cooling of the mixture of products in a set of exchangers first cooled with untreated water, then with iced water, and then with increasingly cold liquids plus cross exchangers recovering the sensible heat of the streams produced.

15 Said mixture of products may be introduced into column C2 during step S2 as a single fraction or as several subfractions. It is preferably introduced as several subfractions.

Column C2 is advantageously a column comprising a stripping section and/or a rectifying section. If both sections are present, the rectifying section
20 preferably surmounts the stripping section.

Column C2 is advantageously chosen from distillation columns comprising the two aforementioned sections and the columns that only include one of the two sections. Preferably, column C2 is a distillation column.

The distillation column may be chosen from plate distillation columns,
25 distillation columns with random packing, distillation columns with structured packing and distillation columns combining two or more of the abovementioned internals.

Step S2 is therefore preferably a distillation step.

Column C2 is advantageously equipped with associated accessories such
30 as, for example, at least one reboiler and at least one condenser.

Fraction F2, advantageously enriched with the most volatile compounds, advantageously exits from the top of column C2 whereas the heavy fraction C, advantageously enriched with the least volatile compounds, advantageously exits from the bottom of column C2.

35 The abovementioned step S2 is advantageously carried out at a pressure of at least 5, preferably at least 8 and particularly preferably at least 10 bar absolute.

comprising at least 5 carbon atoms, they are, in a particularly preferred manner, burnt to provide energy or upgraded to any form whatsoever.

The abovementioned hydrogenation step may be performed by means of any known hydrogenation catalyst such as, for example, catalysts based on
5 palladium, platinum, rhodium, ruthenium or iridium deposited on a support such as alumina, silica, silica/alumina, carbon, calcium carbonate or barium sulphate, but also catalysts based on nickel and those based on the cobalt-molybdenum complex. Preferably, the hydrogenation step is performed by means of a catalyst based on palladium or platinum deposited on alumina or carbon, on a catalyst
10 based on nickel or on a catalyst based on the cobalt-molybdenum complex. In a particularly preferred manner, it is performed by means of a catalyst based on nickel.

The temperature at which the hydrogenation step is performed is advantageously at least 5°C, preferably at least 20°C, in a particularly preferred
15 manner at least 50°C. It is advantageously at most 150°C, preferably at most 100°C. As for the pressure, it is advantageously greater than or equal to 1 bar, preferably greater than or equal to 3 bar. It is advantageously less than or equal to 40 bar, preferably less than or equal to 35 bar, in a particularly preferred manner less than or equal to 30 bar, in a most particularly preferred manner less
20 than or equal to 25 bar and most advantageously less than or equal to 20 bar.

Preferably, the hydrogenation step is performed using quantities of hydrogen such that it is complete, that is to say preferably at at least 99%. The excess hydrogen not consumed may be separated from the hydrogenated fraction or may be optionally conveyed to the first pyrolysis step with it when this is the
25 case.

The hydrogenation step is advantageously performed in the gas phase or in the liquid phase. Preferably, it is performed in the liquid phase.

It can be advantageous to absorb the calories of the reaction by means of at least one external exchanger or by partial evaporation of the liquid. The calories
30 of the reaction are preferably absorbed by means of at least one external exchanger. The external exchanger may advantageously be integrated into the reactor or implemented on an external loop. When integrated into the reactor, the external exchanger may be integrated into one zone combining the heat exchange and the reaction (multi-tubular fix bed) or in successive heat exchanging and
35 reaction zones. The external exchanger is preferably implemented on an external loop. The external loop may advantageously be gas or liquid, preferably liquid.

The hydrogenation may advantageously be performed in a slurry type reactor, a fixed bed type reactor with one or more beds, preferably with one bed, or the combination thereof. Preferably, the hydrogenation is performed in a fixed bed reactor, more preferably in a fixed bed reactor with only one bed. The fixed
5 bed reactor may be characterized by a continuous gas phase or by a continuous liquid phase, preferably by a continuous gas phase, more preferably by a continuous gas phase with a flow of the liquid from top to bottom (trickle bed). The hydrogenation reaction is most preferably performed in a trickle bed with one bed equipped with an external exchanger implemented on an external loop.

10 Fraction F2 advantageously contains at most 0.01%, preferably at most 0.005% and particularly preferably at most 0.001% by volume of compounds comprising least 3 carbon atoms relative to the total volume of fraction F2.

Fraction F2 is additionally characterized by an acetylene content that is advantageously less than or equal to 2%, preferably less than or equal to 1.5%
15 and particularly preferably less than or equal to 1% by volume relative to the total volume of fraction F2.

Fraction F2 is characterized by a content of sulphur compounds that is advantageously less than or equal to 0.005%, preferably less than or equal to 0.002% and particularly preferably less than or equal to 0.001% by volume
20 relative to the total volume of fraction F2.

Fraction F2 is advantageously characterized by an ethylene content that is greater than or equal to 50%, preferably greater than or equal to 60% and particularly preferably greater than or equal to 65% by volume relative to the total volume of fraction F2.

25 After step d) defined above, fraction F2 is subjected to a third separation step S3 which consists of separating fraction F2 inside a column C3 into a fraction enriched with ethylene (fraction B) and into a fraction F3 mainly composed of ethane.

Prior to its introduction into column C3, the mixture of products derived
30 from step d) may be subjected to a thermal and/or chemical conditioning step, such as, for example, an acetylene hydrogenation. The term "thermal conditioning step" is understood to mean a series of heat exchanges optimizing the use of energy, for example the gradual cooling of the mixture of products in a set of exchangers first cooled with untreated water, then with iced water, and
35 then with increasingly cold liquids plus cross exchangers recovering the sensible heat of the streams produced.

Said mixture of products may be introduced into column C3 during step S3 as a single fraction or as several subfractions. It is preferably introduced as several subfractions.

5 Column C3 is advantageously a column comprising a stripping section and/or a rectifying section. If both sections are present, the rectifying section preferably surmounts the stripping section.

Column C3 is advantageously chosen from distillation columns comprising the two aforementioned sections and the columns that only include one of the two sections. Preferably, column C3 is a distillation column.

10 The distillation column may be chosen from plate distillation columns, distillation columns with random packing, distillation columns with structured packing and distillation columns combining two or more of the abovementioned internals.

Step S3 is therefore preferably a distillation step.

15 Fraction B, enriched with ethylene, advantageously exits from the top of the column whereas fraction F3, mainly composed of ethane, advantageously exits from the bottom of the column.

The abovementioned step S3 is advantageously carried out at a pressure of at least 5, preferably at least 6 and particularly preferably at least 7 bar absolute.

20 Step S3 is advantageously carried out at a pressure of at most 30, preferably at most 25 and particularly preferably at most 22 bar absolute.

The temperature at which step S3 is carried out is advantageously at least -50, preferably at least -45 and particularly preferably at least -40°C at the bottom of column C3. It is advantageously at most 10, preferably at most 0 and particularly preferably at most -5°C at the bottom of column C3.

The temperature at which step S3 is carried out is advantageously at least -70, preferably at least -65 and particularly preferably at least -60°C at the top of column C3. It is advantageously at most -15, preferably at most -20 and particularly preferably at most -25°C at the top of column C3.

30 Fraction B is advantageously characterized by a hydrogen content of less than or equal to 2%, preferably of less than or equal to 0.5% and particularly preferably of less than or equal to 0.1% by volume relative to the total volume of fraction B.

Fraction B is characterized by a content of compounds containing at least 35 3 carbon atoms that is advantageously less than or equal to 0.01%, preferably

less than or equal to 0.005% and particularly preferably less than or equal to 0.001% by volume relative to the total volume of fraction B.

Fraction B is characterized by a content of sulphur compounds that is less than or equal to 0.005%, preferably less than or equal to 0.002% and particularly preferably less than or equal to 0.001% by volume relative to the total volume of fraction B.

Fraction B is additionally characterized by an acetylene content that is advantageously less than or equal to 2%, preferably less than or equal to 1.5% and particularly preferably less than or equal to 1% by volume relative to the total volume of fraction B.

Fraction F3 is mainly composed of ethane. The term "mainly composed" is understood to mean that it comprises at least 90% by volume of ethane relative to the total volume of fraction F3. It preferably comprises at least 95%, particularly preferably at least 97% and more particularly preferably at least 98% by volume of ethane relative to the total volume of fraction F3.

Fraction F3 is additionally characterized advantageously by an ethylene content that is less than or equal to 5%, preferably less than or equal to 3% and particularly preferably less than or equal to 1.5% by volume relative to the total volume of fraction F3.

Fraction F3 may be used for any purpose. Preferably, it is conveyed to step a). Fraction F3 may be conveyed to step a) as a starting material or as a fuel. In a particularly preferred manner, it is conveyed to step a) as a starting material.

Preferably, the separation steps S1, S2 and S3 of the process according to the invention are distillation steps, carried out, in a particularly preferred manner, in distillation columns.

The separation steps S1, S2 and S3 of the process according to the invention are advantageously thermally integrated. The thermal integration is preferably performed either directly, or via one or more refrigeration cycles with temperature levels which are more or less cold, preferably two refrigeration cycles with one at low temperature and the other at medium temperature, or via the combination thereof, more preferably via the combination thereof.

The refrigeration cycles are advantageously based on the compounds containing two carbon atoms, the compounds containing three carbon atoms or their mixtures. Among the compounds containing two carbon atoms, ethylene, ethane and mixtures thereof may be cited. Ethylene is preferred. Among the

compounds containing three carbon atoms, propylene, propane and the mixtures thereof may be cited. Propylene is preferred.

The low temperature cycle and the medium temperature cycle are preferably interconnected, that means that the hot source of the low temperature cycle is a cold source of the medium temperature cycle while the hot source of the medium temperature cycle is water from an atmospheric cooling tower. The low temperature cycle preferably uses compounds with 2 carbon atoms and more preferably contains at least 95 mol% of ethylene. The medium temperature cycle preferably uses compounds with 3 carbon atoms and more preferably contains at least 95 mol % of propane or at least 95 mol % of propylene. More preferably, the medium temperature cycle contains at least 95 mol % of propylene.

After the steps defined above, fraction A is conveyed to a chlorination reactor and fraction B to an oxychlorination reactor, reactors in which most of the ethylene present in fractions A and B is converted into 1,2-dichloroethane.

According to the process according to the invention, fraction A is conveyed to a chlorination reactor and fraction B to an oxychlorination reactor, preferably after expansion with recovery of energy.

According to the process of the invention, the amounts defined below for characterizing fraction B and fraction A are those before their respective entry into the oxychlorination and chlorination reactors.

Fraction B advantageously contains from 40% to 99.65% by volume of ethylene relative to the total volume of fraction B. Fraction B advantageously contains at least 40%, preferably at least 50% and particularly preferably at least 60% by volume of ethylene relative to the total volume of fraction B. Fraction B advantageously contains at most 99.8%, preferably at most 99.7% and particularly preferably at most 99.65% by volume of ethylene relative to the total volume of fraction B.

Fraction A advantageously contains a volume content of ethylene such that it represents from 10% to 95% of the volume content of ethylene of fraction B. Fraction A advantageously contains a volume content of ethylene such that it is less than or equal to 98%, preferably less than or equal to 96% and particularly preferably less than or equal to 95% of the volume content of ethylene of fraction B. Fraction A advantageously contains a volume content of ethylene such that it is at least 5%, preferably at least 8% and particularly preferably at least 10% of the volume content of ethylene of fraction B.

According to a first variant of the process according to the invention, considering that the process for the manufacture of DCE is advantageously balanced (that is to say that the process for manufacturing by chlorination and oxychlorination of ethylene and pyrolysis of the 1,2-dichloroethane (DCE) formed makes it possible to generate the amount of HCl necessary for the process), the weight fraction of the ethylene throughput in each of fractions A and B is advantageously between 45 and 55% of the total amount of ethylene produced (fraction A + fraction B). Preferably, the weight fraction of the ethylene throughput in fraction A is around 55% and the weight fraction of the ethylene throughput in fraction B is around 45% of the total amount produced. In a particularly preferred manner, the weight fraction of the ethylene throughput in fraction A is around 52.5% and the weight fraction of the ethylene throughput in fraction B is around 47.5% of the total amount produced.

According to a second variant of the process according to the invention, considering that the process for the manufacture of DCE is advantageously unbalanced (that is to say, for example, that an external source of HCl makes it possible to provide part of the supply of HCl for the oxychlorination or that a fraction of the DCE produced is not subjected to pyrolysis), the weight fraction of the ethylene throughput in each of fractions A and B is advantageously between 20 and 80% of the total amount of ethylene produced (fraction A + fraction B). Preferably, the weight fraction of the ethylene throughput in fraction A is between 25 and 75% of the total amount of ethylene produced (fraction A + fraction B).

According to a first embodiment of the second variant of the process according to the invention, considering that the process for the manufacture of DCE is advantageously unbalanced by an external source of HCl, the mole fraction of the ethylene throughput in fraction A is advantageously between 45 and 55%, preferably between 50 and 54% and particularly preferably around 52.5% of the difference between the total molar amount of ethylene contained in the mixture of products subjected to step b) and the molar amount of HCl from the external source.

According to a second embodiment of the second variant of the process according to the invention, considering that the process for the manufacture of DCE is advantageously unbalanced by co-production of DCE (some of the DCE is therefore not subjected to pyrolysis), the mole fraction of the ethylene throughput in fraction B is advantageously between 45 and 55%, preferably

between 46 and 50% and particularly preferably around 47.5% of the difference between the total molar amount of ethylene contained in the mixture of products subjected to step b) and the molar amount of DCE co-produced.

5 The chlorination reaction is advantageously carried out in a liquid phase (preferably mainly DCE) containing a dissolved catalyst such as FeCl_3 or another Lewis acid. It is possible to advantageously combine this catalyst with cocatalysts such as alkali metal chlorides. A pair which has given good results is the complex of FeCl_3 with LiCl (lithium tetrachloroferrate – as described in Patent Application NL 6901398).

10 The amounts of FeCl_3 advantageously used are around 1 to 30 g of FeCl_3 per kg of liquid stock. The molar ratio of FeCl_3 to LiCl is advantageously of the order of 0.5 to 2.

In addition, the chlorination process is preferably performed in a chlorinated organic liquid medium. More preferably, this chlorinated organic
15 liquid medium, also called liquid stock, mainly consists of DCE.

The chlorination process according to the invention is advantageously performed at temperatures between 30 and 150°C. Good results were obtained regardless of the pressure both at a temperature below the boiling point (chlorination under subcooled conditions) and at the boiling point itself
20 (chlorination at boiling point).

When the chlorination process according to the invention is a chlorination process under subcooled conditions, it gave good results by operating at a temperature which was advantageously greater than or equal to 50°C and preferably greater than or equal to 60°C, but advantageously less than or equal to
25 80°C and preferably less than or equal to 70°C, and with a pressure in the gaseous phase advantageously greater than or equal to 1 and preferably greater than or equal to 1.1 bar absolute, but advantageously less than or equal to 20, preferably less than or equal to 10 and particularly preferably less than or equal to 6 bar absolute.

30 A process for chlorination at boiling point may be preferred to usefully recover the heat of reaction. In this case, the reaction advantageously takes place at a temperature greater than or equal to 60°C, preferably greater than or equal to 70°C and particularly preferably greater than or equal to 85°C, but advantageously less than or equal to 150°C and preferably less than or equal to
35 135°C, and with a pressure in the gaseous phase advantageously greater than or equal to 0.2, preferably greater than or equal to 0.5, particularly preferably

greater than or equal to 1.1 and more particularly preferably greater than or equal to 1.3 bar absolute, but advantageously less than or equal to 10 and preferably less than or equal to 6 bar absolute.

5 The chlorination process may also be a hybrid loop-cooled process for chlorination at boiling point. The expression "hybrid loop-cooled process for chlorination at boiling point" is understood to mean a process in which cooling of the reaction medium is carried out, for example, by means of an exchanger immersed in the reaction medium or by a loop circulating in an exchanger, while producing in the gaseous phase at least the amount of DCE formed.

10 Advantageously, the reaction temperature and pressure are adjusted for the DCE produced to leave in the gaseous phase and for the remainder of the heat from the reaction medium to be removed by means of the exchange surface area.

Fraction A containing the ethylene and also the chlorine (itself pure or diluted) may be introduced, together or separately, into the reaction medium by

15 any known device. A separate introduction of fraction A may be advantageous in order to increase its partial pressure and facilitate its dissolution which often constitutes a limiting step of the process.

The chlorine is added in a sufficient amount to convert most of the ethylene and without requiring the addition of an excess of unconverted chlorine.

20 The chlorine/ethylene ratio used is preferably between 1.2 and 0.8 and particularly preferably between 1.05 and 0.95 mol/mol.

The chlorinated products obtained contain mainly DCE and also small amounts of by-products such as 1,1,2-trichloroethane or small amounts of ethane or methane chlorination products. The separation of the DCE obtained from the

25 stream of products derived from the chlorination reactor is carried out according to known modes and in general makes it possible to exploit the heat of the chlorination reaction.

The unconverted products (methane, carbon monoxide, nitrogen, oxygen and hydrogen) are then advantageously subjected to an easier separation than

30 what would have been necessary to separate pure ethylene starting from the initial mixture.

The oxychlorination reaction is advantageously performed in the presence of a catalyst comprising active elements including copper deposited on an inert support. The inert support is advantageously chosen from alumina, silica gels,

35 mixed oxides, clays and other supports of natural origin. Alumina constitutes a preferred inert support.

Catalysts comprising active elements which are advantageously at least two in number, one of which is copper, are preferred. Among the active elements other than copper, mention may be made of alkali metals, alkaline-earth metals, rare-earth metals and metals from the group consisting of ruthenium, rhodium, palladium, osmium, iridium, platinum and gold. The catalysts containing the following active elements are particularly advantageous: copper/magnesium/potassium, copper/magnesium/sodium; copper/magnesium/lithium, copper/magnesium/caesium, copper/magnesium/sodium/lithium, copper/magnesium/potassium/lithium and copper/magnesium/caesium/lithium, copper/magnesium/sodium/potassium, copper/magnesium/sodium/caesium and copper/magnesium/potassium/caesium. The catalysts described in Patent Applications EP-A 255 156, EP-A 494 474, EP-A-657 212 and EP-A 657 213, incorporated by reference, are most particularly preferred.

The copper content, calculated in metal form, is advantageously between 30 and 90 g/kg, preferably between 40 and 80 g/kg and particularly preferably between 50 and 70 g/kg of catalyst.

The magnesium content, calculated in metal form, is advantageously between 10 and 30 g/kg, preferably between 12 and 25 g/kg and particularly preferably between 15 and 20 g/kg of catalyst.

The alkali metal content, calculated in metal form, is advantageously between 0.1 and 30 g/kg, preferably between 0.5 and 20 g/kg and particularly preferably between 1 and 15 g/kg of catalyst.

The Cu:Mg:alkali metal(s) atomic ratios are advantageously 1:0.1-2:0.05-2, preferably 1:0.2-1.5:0.1-1.5 and particularly preferably 1:0.5-1:0.15-1.

Catalysts having a specific surface area, measured according to the BET method with nitrogen that is advantageously between 25 m²/g and 300 m²/g, preferably between 50 and 200 m²/g and particularly preferably between 75 and 175 m²/g, are particularly advantageous.

The catalyst may be used in a fixed bed or in a fluidized bed. This second option is preferred. The oxychlorination process is operated under the range of the conditions usually recommended for this reaction. The temperature is advantageously between 150 and 300°C, preferably between 200 and 275°C and most preferably from 215 to 255°C. The pressure is advantageously above atmospheric pressure. Values of between 2 and 10 bar absolute gave good results. The range between 4 and 7 bar absolute is preferred. This pressure may be usefully adjusted in order to attain an optimum residence time in the reactor

and to maintain a constant rate of passage for various operating speeds. The usual residence times range from 1 to 60 s and preferably from 10 to 40 s.

The source of oxygen for this oxychlorination may be air, pure oxygen or a mixture thereof, preferably pure oxygen. The latter solution, which allows
5 easy recycling of the unconverted reactants, is preferred.

The reactants may be introduced into the bed by any known device. It is generally advantageous to introduce the oxygen separately from the other reactants for safety reasons. These safety reasons also require the gaseous mixture leaving the reactor or recycled thereto to be kept outside the limits of
10 inflammability at the pressures and temperatures in question. It is preferable to maintain a so-called rich mixture, that is to say containing too little oxygen relative to the fuel to ignite. In this regard, the abundant presence (> 2 vol%, preferably > 5 vol%) of hydrogen would constitute a disadvantage given the wide range of inflammability of this compound.

15 The hydrogen chloride/oxygen ratio used is advantageously between 3 and 6 mol/mol. The ethylene/hydrogen chloride ratio is advantageously between 0.4 and 0.6 mol/mol.

The chlorinated products obtained contain mainly DCE and also small amounts of by-products such as 1,1,2-trichloroethane. The separation of the
20 DCE obtained from the stream of products derived from the oxychlorination reactor is carried out according to known modes. The heat of the oxychlorination reaction is generally recovered in vapour form which can be used for the separations or for any other purpose.

The unconverted products such as methane and ethane are then subjected
25 to an easier separation than that which would have been necessary to separate pure ethylene starting from the initial mixture.

The DCE obtained by chlorination or by oxychlorination of ethylene may then be converted into VC.

The invention therefore also relates to a process for the manufacture of VC.
30 To this effect, the invention relates to a process for the manufacture of VC according to which:

- a) a hydrocarbon source is subjected to a first cracking step, namely a pyrolysis step carried out in at least one cracking furnace, thus producing a mixture of cracking products;

- b) said mixture of cracking products is subjected to a series of treatment steps making it possible to obtain a mixture of products containing ethylene and other constituents;
- c) said mixture of products containing ethylene is subjected to a first separation step S1 which consists of separating said mixture of products inside a column C1, into a fraction enriched with the compounds that are lighter than ethylene containing some of the ethylene (fraction A) and into a fraction F1;
- d) fraction F1 is subjected to a second separation step S2 which consists of separating fraction F1 inside a column C2 into a fraction F2 and into a heavy fraction (fraction C);
- e) fraction F2 is subjected to a third separation step S3 which consists of separating fraction F2 inside a column C3 into a fraction enriched with ethylene (fraction B) and into a fraction F3 mainly composed of ethane;
- f) fraction A is conveyed to a chlorination reactor and fraction B is conveyed to an oxychlorination reactor, reactors in which most of the ethylene present in fractions A and B is converted to 1,2-dichloroethane;
- g) the 1,2-dichloroethane obtained is separated from the streams of products derived from the chlorination and oxychlorination reactors; and
- h) the 1,2-dichloroethane obtained is subjected to a pyrolysis, thus producing the VC.

The particular conditions and preferences defined for the process for the manufacture of DCE according to the invention apply to the process for the manufacture of VC according to the invention.

- The conditions under which the pyrolysis may be carried out are known to a person skilled in the art. This pyrolysis is advantageously achieved by a reaction in the gas phase in a tube furnace. The usual pyrolysis temperatures extend between 400 and 600°C with a preference for the range between 480°C and 540°C. The residence time is advantageously between 1 and 60 seconds with a preference for the range from 5 to 25 seconds. The conversion rate of the DCE is advantageously limited to 45 to 75% to limit the formation of by-products and fouling of the furnace pipes. The following steps make it possible, using any known device, to collect the purified VC and the hydrogen chloride to be upgraded preferably to the oxychlorination. Following purification, the unconverted DCE is advantageously conveyed to the pyrolysis furnace.

In addition, the invention also relates to a process for the manufacture of PVC. To this effect, the invention relates to a process for the manufacture of PVC according to which:

- a) a hydrocarbon source is subjected to a first cracking step, namely a pyrolysis step carried out in at least one cracking furnace, thus producing a mixture of cracking products;
- b) said mixture of cracking products is subjected to a series of treatment steps making it possible to obtain a mixture of products containing ethylene and other constituents;
- 10 c) said mixture of products containing ethylene is subjected to a first separation step S1 which consists of separating said mixture of products inside a column C1, into a fraction enriched with the compounds that are lighter than ethylene containing some of the ethylene (fraction A) and into a fraction F1;
- d) fraction F1 is subjected to a second separation step S2 which consists of
15 separating fraction F1 inside a column C2 into a fraction F2 and into a heavy fraction (fraction C);
- e) fraction F2 is subjected to a third separation step S3 which consists of separating fraction F2 inside a column C3 into a fraction enriched with ethylene (fraction B) and into a fraction F3 mainly composed of ethane;
- 20 f) fraction A is conveyed to a chlorination reactor and fraction B is conveyed to an oxychlorination reactor, reactors in which most of the ethylene present in fractions A and B is converted to 1,2-dichloroethane;
- g) the 1,2-dichloroethane obtained is separated from the streams of products derived from the chlorination and oxychlorination reactors;
- 25 h) the 1,2-dichloroethane obtained is subjected to a pyrolysis, thus producing VC ; and
- i) the VC is polymerized to produce PVC.

The particular conditions and preferences defined for the process for the manufacture of DCE and the process for the manufacture of VC according to the
30 invention apply to the process for the manufacture of PVC according to the invention.

The process for the manufacture of PVC may be a bulk, solution or aqueous dispersion polymerization process, preferably it is an aqueous dispersion polymerization process.

35 The expression "aqueous dispersion polymerization" is understood to mean radical polymerization in aqueous suspension and also radical

polymerization in aqueous emulsion and polymerization in aqueous microsuspension.

The expression "radical polymerization in aqueous suspension" is understood to mean any radical polymerization process performed in aqueous medium in the presence of dispersants and oil-soluble radical initiators.

The expression "radical polymerization in aqueous emulsion" is understood to mean any radical polymerization process performed in aqueous medium in the presence of emulsifiers and water-soluble radical initiators.

The expression "polymerization in aqueous microsuspension", also called polymerization in homogenized aqueous dispersion, is understood to mean any radical polymerization process in which oil-soluble initiators are used and an emulsion of monomer droplets is prepared by virtue of a powerful mechanical stirring and the presence of emulsifiers.

The process for the manufacture of DCE according to the invention has the advantage of using two different ethylene fractions that are well-suited to the chlorination reaction and to the oxychlorination reaction respectively. In particular, the process according to the invention has the advantage of using an ethylene fraction that is slightly contaminated with hydrogen for the oxychlorination reaction and this being at a cost that is not very high.

Another advantage of the process according to the invention is that it makes it possible to have, on the same industrial site, a completely integrated process ranging from the hydrocarbon source to the polymer obtained starting from the monomer manufactured.

An additional advantage of the process according to the invention is that it would make it possible, by a modification of the conditions for separating the fractions as defined below, to deal with situations where it is advantageous to develop an external source of hydrogen chloride, stemming from another manufacture such as, for example, a unit for manufacturing isocyanates. Conversely, it is possible to encounter the situation of an advantageous market for hydrogen chloride that results in a decrease on the part of the oxychlorination relative to the chlorination.

The process according to the invention is additionally advantageous because it makes it possible to separate the compounds comprising at least 3 carbon atoms via fraction C, compounds generally responsible for a certain inhibition during the pyrolysis of the DCE. This inhibition is due to the formation of derivatives such as 1,2-dichloropropane and monochloropropenes.

These derivatives are difficult to completely separate from DCE. Their aptitude for forming stable allyl radicals explains their powerful inhibitory effect on the pyrolysis of DCE which is carried out by a radical route. The formation of these by-products containing three carbon atoms or heavier by-products would
5 furthermore constitute an unnecessary consumption of reactants in the oxychlorination and in the chlorination, or would generate costs for destroying them. In addition, these heavy compounds contribute to the soiling of the columns and evaporators.

In relation to a process for the manufacture of DCE starting from a similar
10 hydrocarbon source which would provide two separation steps instead of three, the process according to the invention that comprises an additional separation step, is characterized by a better separation of the compounds that are lighter than ethylene in the first separation step and by a better heat integration. It enables a better separation of ethane which may be upgraded and has the
15 advantage of allowing lower reflux rates during each separation step. The fact that the process according to the invention makes it possible to separate the compounds that are heavier than ethylene into a fraction F3 mainly composed of ethane also has the advantage of increasing the boiling point of fraction C when it is subjected to hydrogenation.

20 The process for the manufacture of DCE according to the invention will now be illustrated with reference to the drawing accompanying the present description. This drawing consists of the appended Figure 1, schematically representing an embodiment of the process for the manufacture of DCE according to the invention.

25 The mixture of products 1 containing ethylene and other constituents resulting from the cracking of a hydrocarbon source chosen from the group composed of propane, butane and propane/butane mixtures is introduced into column 2, which is a distillation column equipped with a bottom reboiler and an overhead condenser, where it is separated into 2 different fractions, namely
30 fraction 3 at the top of column 2 and fraction 4 at the bottom of column 2.

Fraction 3, enriched with the compounds that are lighter than ethylene, in particular methane, hydrogen, nitrogen, oxygen and carbon monoxide, is conveyed to the ethylene chlorination unit.

Fraction 4 is then conveyed to a distillation column 5 equipped with a
35 bottom reboiler and an overhead condenser.

After passing into column 5, fraction 4 is separated into fraction 6 exiting from the top of column 5 and into fraction 7 exiting from the bottom of column 5.

Fraction 6 is then conveyed to a distillation column 8 equipped with a bottom reboiler and an overhead condenser.

- 5 After passing into column 8, the fraction 6 is separated into fraction 9 exiting from the top of column 8 and into fraction 10 that is mainly composed of ethane.

Fraction 9, being characterized by a very low hydrogen content, is conveyed to the ethylene oxychlorination unit.

CLAIMS

1 – Process for the manufacture of 1,2-dichloroethane starting with a hydrocarbon source according to which:

- 5 a) the hydrocarbon source is subjected to a first cracking step, namely a pyrolysis step carried out in at least one cracking furnace, thus producing a mixture of cracking products;
- b) said mixture of cracking products is subjected to a series of treatment steps making it possible to obtain a mixture of products containing ethylene and other constituents;
- 10 c) said mixture of products containing ethylene is subjected to a first separation step S1 which consists of separating said mixture of products inside a column C1, into a fraction enriched with the compounds that are lighter than ethylene containing some of the ethylene (fraction A) and into a fraction F1;
- 15 d) fraction F1 is subjected to a second separation step S2 which consists of separating fraction F1 inside a column C2 into a fraction F2 and into a heavy fraction (fraction C);
- e) fraction F2 is subjected to a third separation step S3 which consists of separating fraction F2 inside a column C3 into a fraction enriched with ethylene (fraction B) and into a fraction F3 mainly composed of ethane;
- 20 f) fraction A is conveyed to a chlorination reactor and fraction B is conveyed to an oxychlorination reactor, reactors in which most of the ethylene present in fractions A and B is converted to 1,2-dichloroethane; and
- g) the 1,2-dichloroethane obtained is separated from the streams of products derived from the chlorination and oxychlorination reactors.

- 25 2 - Process according to Claim 1, characterized in that the hydrocarbon source is chosen from the group consisting of naphtha, gas oil, natural gas liquid, ethane, propane, butane, isobutane and mixtures thereof.

3 - Process according to either one of Claims 1 and 2, characterized in that the hydrocarbon source is chosen from the group consisting of ethane, propane, butane and propane/butane mixtures.

4 - Process according to any one of Claims 1 to 3, characterized in that step
5 a) is carried out in three different cracking furnaces, the mixtures of cracking products derived from each of them being gathered together before step b) and a fourth cracking furnace is made available to replace one of the three furnaces in service.

5 - Process according to any one of Claims 1 to 4, characterized in that the
10 mixture of products containing ethylene and other constituents derived from step b) comprises hydrogen, methane, compounds comprising from 2 to 7 carbon atoms, carbon monoxide, nitrogen and oxygen.

6 - Process according to Claim 1, characterized in that the separation steps S1, S2 and S3 are distillation steps.

7 - Process according to Claim 1, characterized in that fraction B contains
15 from 40% to 99.65% by volume of ethylene relative to the total volume of fraction B.

8 - Process according to Claim 1, characterized in that fraction A contains
20 a volume content of ethylene such that it represents from 10% to 95% of the volume content of ethylene of fraction B.

9 - Process for the manufacture of vinyl chloride according to which:

- a) a hydrocarbon source is subjected to a first cracking step, namely a pyrolysis step carried out in at least one cracking furnace, thus producing a mixture of cracking products;
- 25 b) said mixture of cracking products is subjected to a series of treatment steps making it possible to obtain a mixture of products containing ethylene and other constituents;
- c) said mixture of products containing ethylene is subjected to a first separation step S1 which consists of separating said mixture of products inside a column

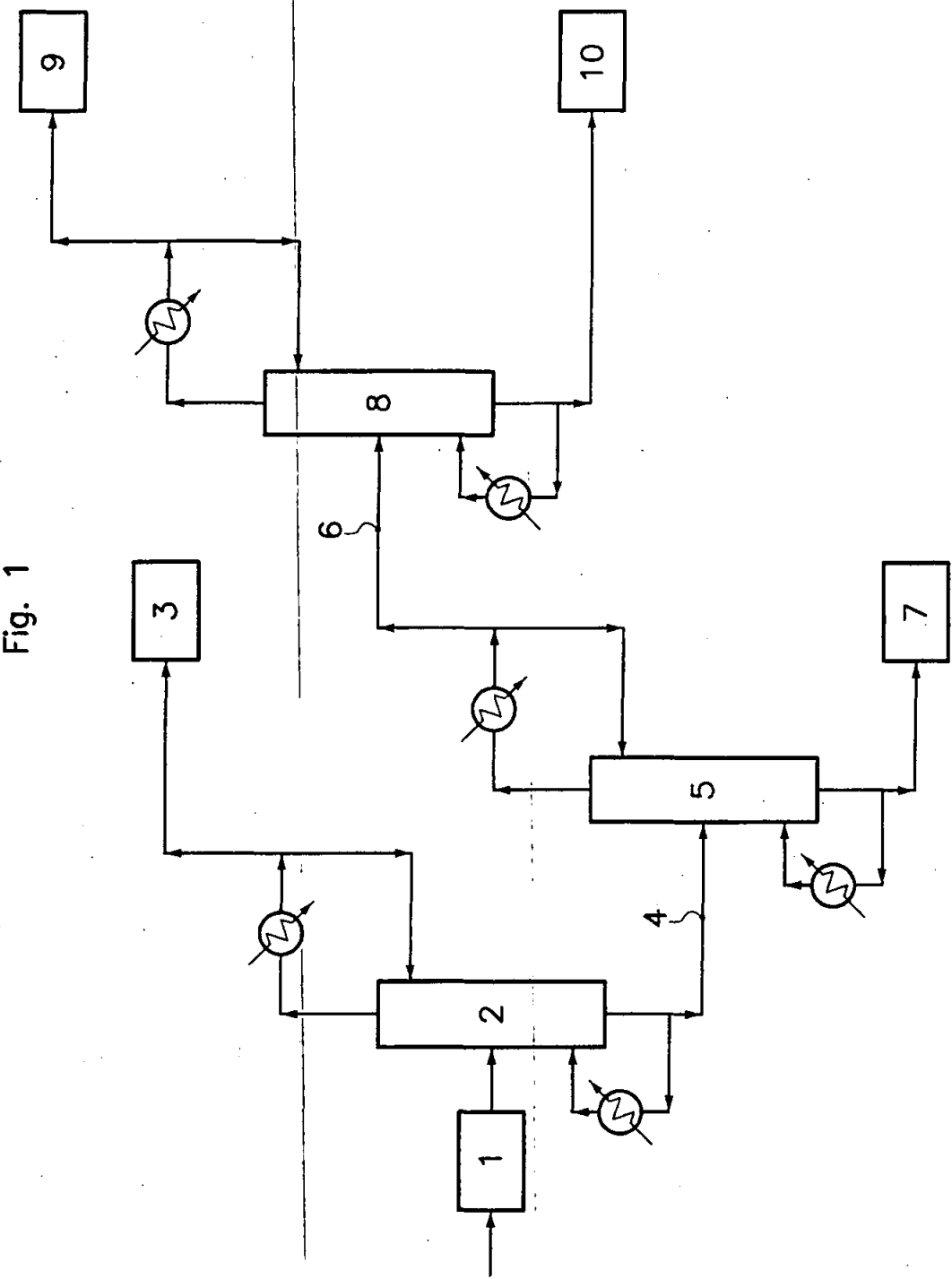
C1, into a fraction enriched with the compounds that are lighter than ethylene containing some of the ethylene (fraction A) and into a fraction F1;

- 5 d) fraction F1 is subjected to a second separation step S2 which consists of separating fraction F1 inside a column C2 into a fraction F2 and into a heavy fraction (fraction C);
- e) fraction F2 is subjected to a third separation step S3 which consists of separating fraction F2 inside a column C3 into a fraction enriched with ethylene (fraction B) and into a fraction F3 mainly composed of ethane;
- 10 f) fraction A is conveyed to a chlorination reactor and fraction B is conveyed to an oxychlorination reactor, reactors in which most of the ethylene present in fractions A and B is converted to 1,2-dichloroethane;
- g) the 1,2-dichloroethane obtained is separated from the streams of products derived from the chlorination and oxychlorination reactors; and
- h) the 1,2-dichloroethane obtained is subjected to a pyrolysis, thus producing VC.

15 10 - Process for the manufacture of polyvinyl chloride according to which:

- a) a hydrocarbon source is subjected to a first cracking step, namely a pyrolysis step carried out in at least one cracking furnace, thus producing a mixture of cracking products;
- 20 b) said mixture of cracking products is subjected to a series of treatment steps making it possible to obtain a mixture of products containing ethylene and other constituents;
- c) said mixture of products containing ethylene is subjected to a first separation step S1 which consists of separating said mixture of products inside a column C1, into a fraction enriched with the compounds that are lighter than ethylene containing some of the ethylene (fraction A) and into a fraction F1;
- 25 d) fraction F1 is subjected to a second separation step S2 which consists of separating fraction F1 inside a column C2 into a fraction F2 and into a heavy fraction (fraction C);

- e) fraction F2 is subjected to a third separation step S3 which consists of separating fraction F2 inside a column C3 into a fraction enriched with ethylene (fraction B) and into a fraction F3 mainly composed of ethane;
- 5 f) fraction A is conveyed to a chlorination reactor and fraction B is conveyed to an oxychlorination reactor, reactors in which most of the ethylene present in fractions A and B is converted to 1,2-dichloroethane;
- g) the 1,2-dichloroethane obtained is separated from the streams of products derived from the chlorination and oxychlorination reactors;
- 10 h) the 1,2-dichloroethane obtained is subjected to a pyrolysis, thus producing VC; and
- i) the VC is polymerized to produce PVC.



INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No
PCT/EP2007/056187

A. CLASSIFICATION OF SUBJECT MATTER INV. C07C17/02 C07C17/156 C08F14/06 C07C17/25		
According to International Patent Classification (IPC) or to both national classification and IPC		
B. FIELDS SEARCHED Minimum documentation searched (classification system followed by classification symbols) C07C C08F C10G		
Documentation searched other than minimum documentation to the extent that such documents are included in the fields searched		
Electronic data base consulted during the international search (name of data base and, where practical, search terms used) EPO-Internal, WPI Data, PAJ		
C. DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT		
Category*	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
X	WO 03/048088 A (BASF AG [DE]; HARTH KLAUS [DE]; SCHINDLER GOETZ-PETER [DE]; WALSDORFF) 12 June 2003 (2003-06-12) cited in the application page 1, line 14 - page 2, line 13 page 2, line 29 - page 3, line 18 page 6, line 9 - line 15 page 9, line 4 - line 11 page 10, line 1 - line 18 page 15, line 17 - page 17, line 12 page 18, line 32 - page 19, line 19 page 20, line 23 - page 21, line 16 page 22, line 16 - page 23, line 7; claims; figure 3	1-10
Y	EP 0 053 335 A1 (HOECHST AG [DE]) 9 June 1982 (1982-06-09) page 4, line 5 - line 21; claims; examples	1-8
-/--		
☒ Further documents are listed in the continuation of Box C.		
☒ See patent family annex.		
* Special categories of cited documents : *A* document defining the general state of the art which is not considered to be of particular relevance *E* earlier document but published on or after the international filing date *L* document which may throw doubts on priority claim(s) or which is cited to establish the publication date of another citation or other special reason (as specified) *O* document referring to an oral disclosure, use, exhibition or other means *P* document published prior to the international filing date but later than the priority date claimed *T* later document published after the international filing date or priority date and not in conflict with the application but cited to understand the principle or theory underlying the invention *X* document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered novel or cannot be considered to involve an inventive step when the document is taken alone *Y* document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered to involve an inventive step when the document is combined with one or more other such documents, such combination being obvious to a person skilled in the art. *&* document member of the same patent family		
Date of the actual completion of the international search		Date of mailing of the international search report
5 September 2007		14/09/2007
Name and mailing address of the ISA/ European Patent Office, P.B. 5818 Patentlaan 2 NL - 2280 HV Rijswijk Tel. (+31-70) 340-2040, Tx. 31 651 epo nl, Fax: (+31-70) 340-3016		Authorized officer Bedel, Christian

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No
PCT/EP2007/056187

C(Continuation). DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT		
Category*	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
Y	WO 00/26164 A (SOLVAY [BE]; STREBELLE MICHEL [BE]; PETITJEAN ANDRE [BE]) 11 May 2000 (2000-05-11) cited in the application page 1, line 14 - line 28 page 2, line 3 - line 29 page 3, line 31 - page 4, line 3; claims -----	1-8
A	WO 01/38274 A (DOW CHEMICAL CO [US]; HENLEY JOHN P [US]; JONES MARK E [US]; HICKMAN D) 31 May 2001 (2001-05-31) the whole document -----	9,10
A	ZIMMERMANN H ET AL: "Ethylene" ULLMANN'S ENCYCLOPEDIA OF INDUSTRIAL CHEMISTRY, XX, XX, 15 June 2000 (2000-06-15), pages 1-47, XP002356911 the whole document -----	1-8

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

Information on patent family members

International application No

PCT/EP2007/056187

Patent document cited in search report		Publication date	Patent family member(s)	Publication date
WO 03048088	A	12-06-2003	AT 321745 T	15-04-2006
			AU 2002365634 A1	17-06-2003
			CN 1599705 A	23-03-2005
			DE 10159615 A1	12-06-2003
			EP 1453778 A1	08-09-2004
			JP 2005511670 T	28-04-2005
			US 2004267063 A1	30-12-2004
EP 0053335	A1	09-06-1982	BR 8107730 A	31-08-1982
			CS 225148 B2	13-02-1984
			DD 201138 A5	06-07-1983
			DE 3044854 A1	01-07-1982
			ES 8205740 A1	01-11-1982
			HU 188556 B	28-04-1986
			JP 57120536 A	27-07-1982
			MX 158871 A	27-03-1989
			NO 814047 A	01-06-1982
WO 0026164	A	11-05-2000	AU 1155400 A	22-05-2000
			BE 1013616 A3	07-05-2002
WO 0138274	A	31-05-2001	AU 778120 B2	18-11-2004
			AU 1431401 A	18-06-2001
			AU 778118 B2	18-11-2004
			AU 1431501 A	04-06-2001
			AU 7868800 A	04-06-2001
			BR 0015917 A	06-08-2002
			BR 0015918 A	06-08-2002
			BR 0015920 A	06-08-2002
			CA 2391432 A1	31-05-2001
			CA 2391441 A1	14-06-2001
			CA 2391586 A1	31-05-2001
			DE 60020390 T2	23-03-2006
			EP 1235770 A1	04-09-2002
			EP 1235771 A1	04-09-2002
			HU 0203915 A2	28-04-2003
			HU 0204082 A2	28-04-2003
			HU 0204200 A2	28-03-2003
			JP 2003527343 T	16-09-2003
			JP 2003527344 T	16-09-2003
			JP 2003527349 T	16-09-2003
			MX PA02005137 A	07-11-2002
			MX PA02005146 A	07-11-2002
			MX PA02005152 A	07-11-2002
			WO 0138272 A1	31-05-2001

PROCESO PARA LA FABRICACIÓN DE 1,2-DICLOROETANO

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

Hasta el presente, para la fabricación de DCE se usa normalmente etileno con un grado de pureza superior al 99,8%. Este etileno con un grado de pureza sumamente alto se obtiene por medio del craqueo de diversos productos del petróleo, seguido de numerosas operaciones de separación que son costosas y complejas con el fin de aislar el etileno de los demás productos del craqueo y obtener un producto con un grado de pureza muy alto.

A causa de los altos costos ligados a la producción de etileno con tal alto grado de pureza se han desarrollado diversos procesos para la fabricación de DCE que usan etileno con una pureza inferior al 99,8%. Estos procesos tienen la ventaja de reducir los costos recurriendo a la simplificación del conjunto de pasos de separación de los productos resultantes del craqueo, con lo que se dejan de lado separaciones complejas que no benefician en modo alguno la fabricación de DCE.

Por ejemplo, la Solicitud de Patente WO 00/26164 describe un proceso para la fabricación de DCE mediante el craqueo simplificado del etano, acoplado a la cloración del etileno. A tales efectos, tiene lugar un proceso de cloración del etileno en presencia de las impurezas obtenidas durante el craqueo del etano.

La Solicitud de Patente WO 03/48088 describe un proceso para la fabricación de DCE mediante la deshidrogenación del etano, que da lugar a la formación de una fracción que comprende etano, etileno e impurezas que

incluyen hidrógeno, donde la fracción es sometida posteriormente a cloración y/u oxícloración.

Los procesos descriptos tienen, sin embargo, la desventaja de que el etileno obtenido no se puede usar para un proceso de cloración/oxícloración del etileno debido a que el mismo contiene impurezas cuya presencia durante la reacción de oxícloración podría causar problemas operativos, como el envenenamiento del catalizador por productos pesados y la conversión excesivamente costosa del hidrógeno presente. Esta conversión del hidrógeno consumiría oxígeno y liberaría una gran cantidad de calor de reacción. Se limitaría de este modo la capacidad del reactor de oxícloración, generalmente ligada a la capacidad de intercambio de calor. Por tal motivo, en razón de la presencia de hidrógeno en la mezcla, se requeriría una elevada inversión para poder asegurar una superficie suficiente de intercambio de calor y, por lo tanto, del volumen del reactor. La opción adoptada de quemar el hidrógeno en un reactor separado no resuelve la dificultad, dado que requiere una gran cantidad de oxígeno, una cantidad estequiométrica en relación con el hidrógeno, y además una gran superficie para el intercambio que permita eliminar este calor de la combustión; la consecuencia es que aumenta mucho el consumo de etileno, además de que también puede presentar problemas de seguridad. Por último, la eliminación del agua formada aumenta los costos de producción.

Un objeto de la presente invención es proporcionar un proceso que usa etileno con un grado de pureza inferior al 99,8% y que posee la ventaja de reducir los costos al abandonar separaciones complejas para poder aislar el etileno de los demás productos del craqueo que no representan beneficio para la fabricación de DCE y que tiene entonces la ventaja de evitar los problemas antes mencionados.

A tal efecto, la invención se refiere a un proceso para fabricar DCE a partir de una fuente de hidrocarburos, de acuerdo con el cual:

- a) la fuente de hidrocarburos se somete a un primer paso de craqueo, es decir, un paso de pirólisis que se lleva a cabo en al menos un horno de craqueo, con lo que se produce una mezcla de productos del craqueo;
- b) dicha mezcla de productos de craqueo se somete a una serie de pasos de tratamiento que permiten obtener una mezcla de productos que contiene etileno y otros componentes;
- c) dicha mezcla de productos que contiene etileno se somete a un primer paso de separación S1, que consiste en separar dicha mezcla de productos dentro de una columna C1 en una fracción enriquecida con los compuestos que son más livianos que el etileno y contiene parte del etileno (fracción A), y en una fracción F1;
- d) la fracción F1 se somete a un segundo paso de separación S2, que consiste en separar la fracción F1 dentro de una columna C2 en una fracción F2 y en una fracción pesada (fracción C);
- e) la fracción F2 se somete a un tercer paso de separación S3, que consiste en separar fracción F2 dentro de una columna C3 en una fracción enriquecida con etileno (fracción B) y en una fracción F3 compuesta principalmente por etano;
- f) la fracción A se envía a un reactor de cloración y la fracción B se envía a un reactor de oxiclорación, reactores donde la mayor parte del etileno presente en las fracciones A y B se convierte en 1,2-dicloroetano; y
- g) el 1,2-dicloroetano obtenido se separa de las corrientes de los productos que salen de los reactores de cloración y de oxiclорación.

La fuente de hidrocarburos considerada puede ser cualquier fuente de hidrocarburos conocida. Preferiblemente, la fuente de hidrocarburos que se somete al primer paso de craqueo (paso a)) se selecciona del grupo que consiste en nafta, gas oil, líquido de gas natural, etano, propano, butano, isobutano y sus mezclas. En una manera particularmente preferente, la fuente de hidrocarburos se selecciona del grupo que consiste en etano, propano, butano y mezclas de propano/butano. De modo particularmente más preferido, la fuente de hidrocarburos se selecciona del grupo que consiste en propano, butano y mezclas de propano/butano. Las mezclas de propano/butano pueden estar como tales o pueden consistir en mezclas de propano y butano.

La expresión "etano, propano, butano y mezclas de propano/butano" significa, a los fines de la presente invención, productos disponibles comercialmente, es decir, que consisten principalmente en el producto puro (etano, propano, butano o propano/butano como mezcla) y secundariamente en otros hidrocarburos saturados o insaturados, que son más livianos o más pesados que el producto puro.

La expresión "primer paso de craqueo", es decir, un paso de pirólisis que se lleva a cabo en al menos un horno de craqueo [(paso a)], significa una conversión, por acción del calor, de la fuente de hidrocarburos en presencia o ausencia de terceros compuestos, tales como agua, oxígeno, un derivado azufrado y/o un catalizador, para dar lugar a la formación de una mezcla de productos del craqueo.

Esta mezcla de productos del craqueo comprende de manera ventajosa hidrógeno, monóxido de carbono, dióxido de carbono, nitrógeno, oxígeno, sulfuro de hidrógeno, compuestos orgánicos que comprenden por lo menos un átomo de carbono, y agua.

El paso a) es el que se lleva a cabo en al menos un horno de craqueo. El paso a) se lleva a cabo preferiblemente en por lo menos dos hornos de craqueo y en forma particularmente preferible, en por lo menos tres hornos de craqueo. El paso a) se lleva a cabo preferiblemente en un máximo de cinco hornos de craqueo y en forma particularmente preferible en un máximo de cuatro hornos de craqueo. De manera particularmente más ventajosa, hay un horno de craqueo adicional disponible para reemplazar a uno de los hornos en servicio cuando dicho horno debe someterse a una operación de remoción del coque.

En una manera particularmente más preferente, el paso a) se lleva a cabo en tres hornos de craqueo. En una manera particularmente más preferentemente aún, el paso a) se lleva a cabo en tres hornos de craqueo diferentes, donde las mezclas de los productos del craqueo obtenidas de cada uno de ellos se reúnen antes de pasar al paso b). De manera particularmente más ventajosa, hay un cuarto horno de craqueo disponible para reemplazar a uno de los tres hornos en servicio cuando dicho horno debe someterse a una operación de remoción del coque.

Por lo tanto, resulta particularmente ventajoso llevar a cabo el paso a) en tres hornos de craqueo diferentes, reuniendo las mezclas de los productos del craqueo obtenidas de cada uno de ellos antes de pasar al paso b) y tener disponible un cuarto horno de craqueo para reemplazar a alguno de los tres hornos en servicio.

Después de este primer paso de craqueo a), dicha mezcla de productos de craqueo se somete a una serie de pasos de tratamiento que posibilitan obtener una mezcla de productos que contiene etileno y otros componentes.

El paso b) se compone de manera ventajosa de los siguientes pasos: recuperación térmica del calor de los gases del craqueo, optativamente con enfriamiento rápido ('quenching') en medio orgánico (optativamente incluyendo la recuperación de calor a través de una red de intercambiadores con líquidos intermedios), enfriamiento rápido en medio acuoso, compresión y secado de los gases, y también removiendo la mayor parte del dióxido de carbono y la mayor parte de los compuestos azufrados que estén presentes o se hayan agregado (por ejemplo, por medio de un lavado alcalino), optativamente hidrogenando derivados indeseables como, por ejemplo, acetileno, y optativamente eliminando parte del hidrógeno y/o metano, por ejemplo por medio de un proceso PSA (adsorción por cambio de presión) o por medio de un proceso con membrana.

De manera ventajosa, en el proceso de acuerdo con la invención, la mezcla de productos que contiene etileno y otros constituyentes derivados del paso b) comprende hidrógeno, metano, compuestos que comprenden de 2 a 7 átomos de carbono, monóxido de carbono, nitrógeno y oxígeno. El hidrógeno, metano y los compuestos que comprenden de 2 a 7 átomos de carbono, excepto acetileno, están presentes preferiblemente en una cantidad de por lo menos 200 ppm en volumen respecto del volumen total de dicha mezcla de productos. El monóxido de carbono, nitrógeno, oxígeno y el acetileno pueden estar presentes en una cantidad de menos de 200 ppm en volumen o en una cantidad de por lo menos 200 ppm en volumen respecto del volumen total de dicha mezcla de productos. Los compuestos que contienen más de 7 átomos de carbono, dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno y los demás compuestos azufrados, así como el agua, también pueden estar presentes en la mezcla de

productos antes mencionada en una cantidad de menos de 200 ppm en volumen en relación con el volumen total de dicha mezcla de productos.

La compresión y el secado de los gases se pueden llevar a cabo de manera ventajosa bajo condiciones particulares, de modo de minimizar el pasaje de los compuestos que comprenden por lo menos 6 átomos de carbono. El fluido de refrigeración que se puede usar está de manera ventajosa a una temperatura inferior a la temperatura del agua de una torre de refrigeración atmosférica. El fluido de refrigeración está preferiblemente a una temperatura de por lo menos -5°C , más preferiblemente de por lo menos 0°C . Óptimamente, el fluido de refrigeración es agua helada.

Después del paso b) definido anteriormente, la mezcla de productos que contiene etileno y otros constituyentes se somete al paso c), que es un primer paso de separación S1 y que consiste en separar dicha mezcla de productos dentro de una columna principal C1 en una fracción enriquecida con los compuestos que son más livianos que el etileno y contiene parte del etileno (fracción A), y en una fracción F1.

Antes de su introducción en la columna C1, la mezcla de productos derivada del paso b) puede someterse a un paso de acondicionamiento térmico. El término "paso de acondicionamiento térmico" significa una serie de intercambios de calor que optimizan el uso de la energía, por ejemplo la refrigeración gradual de la mezcla de productos en un conjunto de intercambiadores enfriados primero con agua no tratada, después con agua helada y posteriormente con líquidos cada vez más fríos, más intercambiadores de flujo cruzado que recuperan el importante calor de las corrientes que se producen.

Dicha mezcla de productos se puede introducir en la columna C1 durante el paso S1 en forma de fracción única o en forma de varias subfracciones. Preferiblemente, se introduce en forma de varias subfracciones.

La columna C1 es de manera ventajosa una columna que comprende una sección de extracción y/o una sección de rectificación. Si están presentes ambas secciones, preferiblemente la sección de rectificación prevalece sobre la sección de extracción.

La columna C1 se selecciona de manera ventajosa entre columnas de destilación que comprenden las dos secciones antes mencionadas y las columnas que incluyen solamente una de las dos secciones. Preferiblemente, la columna C1 es una columna de destilación.

La columna de destilación se puede elegir entre columnas de destilación de placas, columnas de destilación con juntas aleatorias, columnas de destilación con juntas estructuradas y columnas de destilación que combinan dos o más de los elementos internos mencionados.

Por lo tanto, preferiblemente el paso S1 es un paso de destilación.

La columna C1 está equipada de manera ventajosa con accesorios asociados tales como, por ejemplo, por lo menos un recalentador y por lo menos un condensador.

La fracción A enriquecida con los compuestos más livianos que el etileno y que contiene parte del etileno, sale de manera ventajosa por la parte superior de la columna C1, mientras que la fracción F1, enriquecida de manera ventajosa con los compuestos menos volátiles, sale de manera ventajosa por la base de la columna C1.

El paso S1 mencionado se lleva a cabo de manera ventajosa a una presión de por lo menos 5, preferiblemente de por lo menos 10 y de modo

particularmente preferible de por lo menos 12 bares en modo absoluto. El paso S1 se lleva a cabo de manera ventajosa a una presión como máximo de 40, preferiblemente como máximo de 38 y de modo particularmente preferible como máximo de 36 bares en modo absoluto.

La temperatura a la cual se lleva a cabo el paso S1 es de manera ventajosa de por lo menos 0, preferiblemente de por lo menos 5 y de modo particularmente preferible de por lo menos 10°C en la base de la columna C1. De manera ventajosa, en la base de la columna C1 es como máximo de 80, preferiblemente como máximo de 60 y de modo particularmente preferible como máximo de 40°C.

La temperatura a la cual se lleva a cabo el paso S1 es de manera ventajosa por lo menos de -70, preferiblemente por lo menos de -60 y de modo particularmente preferible por lo menos de -55°C en la parte superior de la columna C1. De manera ventajosa, en la parte superior de la columna C1 es como máximo de 0, preferiblemente como máximo de -15 y de modo particularmente preferible como máximo de -25°C.

La fracción A está enriquecida con compuestos que son más livianos que el etileno. Estos compuestos son generalmente metano, nitrógeno, oxígeno, hidrógeno y monóxido de carbono. De manera ventajosa, la fracción A contiene por lo menos el 70%, preferiblemente por lo menos el 80% y de modo particularmente preferible por lo menos el 85% en peso de compuestos que son más livianos que el etileno contenido en la mezcla de productos sometida al paso c). De manera ventajosa, la fracción A contiene como máximo el 99,99%, preferiblemente como máximo el 99,95% y de modo particularmente preferible como máximo el 99,9% en peso de compuestos que son más livianos que el etileno contenido en la mezcla de productos sometida al paso c).

De manera ventajosa, la fracción A contiene por lo menos el 10%, preferiblemente por lo menos el 20% y de modo particularmente preferible por lo menos el 25% en volumen de metano en relación con el volumen total de la fracción A. De manera ventajosa, la fracción A contiene como máximo el 80%, preferiblemente como máximo el 75% y de modo particularmente preferible como máximo el 70% en volumen de metano en relación con el volumen total de la fracción A.

De manera ventajosa, la fracción A contiene por lo menos el 90%, preferiblemente por lo menos el 93% y de modo particularmente preferible por lo menos el 95% del metano contenido en la mezcla de productos sometida al paso c).

De manera ventajosa, la fracción A contiene por lo menos el 2%, preferiblemente por lo menos el 4% y de modo particularmente preferible por lo menos el 3% en volumen de hidrógeno en relación con el volumen total de la fracción A. De manera ventajosa, la fracción A contiene como máximo el 60%, preferiblemente como máximo el 50% y de modo particularmente preferible como máximo el 45% en volumen de hidrógeno en relación con el volumen total de la fracción A.

De manera ventajosa, la fracción A contiene por lo menos el 95%, preferiblemente por lo menos el 97% y de modo particularmente preferible por lo menos el 99% del hidrógeno contenido en la mezcla de productos sometida al paso c).

De manera ventajosa, la fracción A contiene por lo menos el 5%, preferiblemente por lo menos el 10% y de modo particularmente preferible por lo menos el 15% del acetileno contenido en la mezcla de productos sometida al paso c). De manera ventajosa, la fracción A contiene como máximo el 95%,

preferiblemente como máximo el 90% y de modo particularmente preferible como máximo el 85% del acetileno contenido en la mezcla de productos sometida al paso c).

Cuando tiene lugar una hidrogenación del acetileno durante el paso b), la fracción A se caracteriza por un contenido de acetileno que de manera ventajosa es menor o igual al 0,01%, preferiblemente menor o igual al 0,005% y de modo particularmente preferible menor o igual al 0,001% en volumen en relación con el volumen total de la fracción A.

De manera ventajosa, la fracción A contiene como máximo el 20%, preferiblemente como máximo el 12% y de modo particularmente preferible como máximo el 8% del etano contenido en la mezcla de productos sometida al paso c).

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

La fracción A se caracteriza por un contenido de compuestos azufrados que de manera ventajosa es menor o igual al 0,005%, preferiblemente menor o igual al 0,002% y de modo particularmente preferible menor o igual al 0,001% en volumen en relación con el volumen total de la fracción A.

De manera ventajosa, la fracción F1 contiene como máximo el 30%, preferiblemente como máximo el 20% y de modo particularmente preferible como máximo el 15% de compuestos que son más livianos que el etileno contenido en la mezcla de productos sometida al paso c).

La fracción F1 se caracteriza ventajosamente por un contenido de metano menor o igual al 10%, preferiblemente menor o igual al 5% y de modo particularmente preferible menor o igual al 2% en volumen en relación con el volumen total de la fracción F1.

La fracción F1 se caracteriza ventajosamente por un contenido de hidrógeno menor o igual al 5%, preferiblemente menor o igual al 2% y de modo particularmente preferible menor o igual al 1% en volumen en relación con el volumen total de la fracción F1.

La fracción F1 se caracteriza adicionalmente por un contenido de acetileno que de manera ventajosa es menor o igual al 2%, preferiblemente menor o igual al 1,5% y de modo particularmente preferible menor o igual al 1% en volumen en relación con el volumen total de la fracción F1.

De manera ventajosa, la fracción F1 contiene por lo menos el 85%, preferiblemente por lo menos el 90% y de modo particularmente preferible por lo menos el 95% en volumen de compuestos que contienen por lo menos 2 átomos de carbono en relación con el volumen total de la fracción F1.

De manera ventajosa, la fracción F1 contiene como máximo el 70%, preferiblemente como máximo el 60% y de modo particularmente preferible como máximo el 50% en volumen de compuestos que tienen más de 2 átomos de carbono en relación con el volumen total de la fracción F1.

Después del paso c) definido anteriormente, la fracción F1 se somete a un segundo paso de separación S2 que consiste en separar la fracción F1 dentro de una columna C2 en una fracción F2 y en una fracción pesada (fracción C).

Antes de su introducción en la columna C2, la mezcla de productos derivada del paso c) puede someterse a un paso de acondicionamiento térmico

y/o químico, tal como, por ejemplo, una hidrogenación del acetileno. El término "paso de acondicionamiento térmico" significa una serie de intercambios de calor que optimizan el uso de la energía, por ejemplo el enfriamiento gradual de la mezcla de productos en un conjunto de intercambiadores primero refrigerados con agua no tratada, luego con agua helada y posteriormente con líquidos cada vez más fríos, más intercambiadores de corriente cruzada que recuperan el importante calor de las corrientes producidas.

Dicha mezcla de productos se puede introducir en la columna C2 durante el paso S2 en forma de fracción única o en forma de varias subfracciones. Preferiblemente, se introduce en forma de varias subfracciones.

De manera ventajosa, la columna C2 es una columna que comprende una sección de extracción y/o una sección de rectificación. Si están presentes ambas secciones, preferiblemente la sección de rectificación prevalece sobre la sección de extracción.

De manera ventajosa, la columna C2 se selecciona entre columnas de destilación que comprenden las dos secciones antes mencionadas y las columnas que incluyen solamente una de las dos secciones. Preferiblemente, la columna C2 es una columna de destilación.

La columna de destilación se puede elegir entre columnas de destilación de placas, columnas de destilación con juntas aleatorias, columnas de destilación con juntas estructuradas y columnas de destilación que combinan dos o más de los elementos internos mencionados.

Por lo tanto, el paso S2 es preferiblemente un paso de destilación.

De manera ventajosa, la columna C2 está equipada con accesorios asociados tales como, por ejemplo, por lo menos un recalentador y por lo menos un condensador.

La fracción F2, enriquecida de manera ventajosa con los compuestos más volátiles, sale de manera ventajosa de la parte superior de la columna C2, mientras que la fracción C pesada, enriquecida de manera ventajosa con los compuestos menos volátiles, sale de manera ventajosa de la base de la columna C2.

El paso S2 antes mencionado se lleva a cabo de manera ventajosa a una presión por lo menos de 5, preferiblemente por lo menos de 8 y de modo particularmente preferible por lo menos de 10 bares en modo absoluto. El paso S2 se lleva a cabo de manera ventajosa a una presión como máximo de 40, preferiblemente como máximo de 37 y de modo particularmente preferible como máximo de 35 bares en modo absoluto.

La temperatura a la que se lleva a cabo el paso S2 es de manera ventajosa por lo menos de 0, preferiblemente por lo menos de 10 y de modo particularmente preferible por lo menos de 15°C en la base de la columna C2. De manera ventajosa, es como máximo de 90, preferiblemente como máximo de 86 y de modo particularmente preferible como máximo de 83°C en la base de la columna C2.

La temperatura a la que se lleva a cabo el paso S2 es de manera ventajosa por lo menos de -65, preferiblemente por lo menos de -55 y de modo particularmente preferible por lo menos de -50°C en la parte superior de la columna C2. De manera ventajosa, es como máximo de 5, preferiblemente como máximo de 0 y de modo particularmente preferible como máximo de -2°C en la parte superior de la columna C2.

La fracción C contiene de manera ventajosa una pequeña cantidad de etano y de compuestos que comprenden por lo menos 3 átomos de carbono. De manera ventajosa, los compuestos que constituyen la fracción C se originan

en la mezcla de productos que contiene etileno y otros constituyentes, derivada del paso b). La fracción C también contiene de manera ventajosa los compuestos que contienen por lo menos 3 átomos de carbono generados por reacciones secundarias durante los pasos c) y d). Entre los compuestos que comprenden por lo menos 3 átomos de carbono se pueden mencionar el propano, propeno, butanos y sus derivados insaturados y también todos los compuestos más pesados saturados o insaturados.

La expresión "una pequeña cantidad de etano" significa que la fracción C contiene como máximo el 5%, preferiblemente como máximo el 3% y de modo particularmente preferible como máximo el 2% del etano contenido en la mezcla de productos sometida al paso d).

La fracción C contiene de manera ventajosa por lo menos el 90%, preferiblemente por lo menos el 93% y de modo particularmente preferible por lo menos el 95% en peso de compuestos que comprenden por lo menos 3 átomos de carbono en relación con el peso total de la fracción C.

La fracción C contiene de manera ventajosa como máximo el 1%, preferiblemente como máximo el 0,8% y de modo particularmente preferible como máximo el 0,5% en peso de etileno en relación con el peso total de la fracción C.

Después de ser obtenida durante el paso d), la fracción C se somete de manera ventajosa por lo menos a un paso de hidrogenación. Preferiblemente, se somete a uno o dos pasos de hidrogenación sucesivos. Antes, entre o después de los pasos de hidrogenación se puede llevar a cabo un paso de separación, por ejemplo por destilación, en dos fracciones diferentes que contienen respectivamente compuestos que comprenden menos de 5 átomos de carbono en una de las fracciones, y de compuestos que comprenden por lo

menos 5 átomos de carbono en la otra. Cuando dicha separación se lleva a cabo antes de un paso de hidrogenación, la hidrogenación tiene lugar de manera ventajosa en los compuestos que comprenden menos de 5 átomos de carbono.

De acuerdo con un primer caso, la fracción C se somete de manera ventajosa a dos pasos de hidrogenación, preferiblemente seguidos de un paso de separación, por ejemplo por destilación, en dos fracciones diferentes que contienen respectivamente compuestos que comprenden menos de 5 átomos de carbono en una de las fracciones, y de compuestos que comprenden por lo menos 5 átomos de carbono en la otra. Este paso de separación es seguido de modo particularmente preferible por el reciclado de los compuestos que comprenden menos de 5 átomos de carbono al paso de craqueo. Los compuestos que comprenden por lo menos 5 átomos de carbono de un modo particularmente preferido se queman para proporcionar energía o son mejorados a cualquier forma posible.

De acuerdo con un segundo caso, se lleva a cabo de manera ventajosa un paso de separación que consiste en separar la fracción C, por ejemplo por destilación, en dos fracciones diferentes que contienen respectivamente compuestos que comprenden menos de 5 átomos de carbono en una de las fracciones, y de compuestos que comprenden por lo menos 5 átomos de carbono en la otra. La fracción resultante que contiene los compuestos que comprenden menos de 5 átomos de carbono se somete luego preferiblemente a dos pasos de hidrogenación antes del reciclado al paso de craqueo. En cuanto a los compuestos que comprenden por lo menos 5 átomos de carbono, de un modo particularmente preferido se queman para proporcionar energía o son mejorados a cualquier forma posible.

De acuerdo con un tercer caso, la fracción C se somete de manera ventajosa a un paso de hidrogenación, preferiblemente seguido por un paso de separación, por ejemplo por destilación, en dos fracciones diferentes que contienen respectivamente compuestos que comprenden menos de 5 átomos de carbono en una de las fracciones, y de compuestos que comprenden por lo menos 5 átomos de carbono en la otra. Este paso de separación es seguido de modo particularmente preferible por el reciclado de los compuestos que comprenden menos de 5 átomos de carbono al paso de craqueo. Los compuestos que comprenden por lo menos 5 átomos de carbono, de un modo particularmente preferido se queman para proporcionar energía o son mejorados a cualquier forma posible.

De acuerdo con un cuarto caso, se lleva a cabo de manera ventajosa un paso de separación que consiste en separar la fracción C, por ejemplo por destilación, en dos fracciones diferentes que contienen respectivamente compuestos que comprenden menos de 5 átomos de carbono en una de las fracciones, y de compuestos que comprenden por lo menos 5 átomos de carbono en la otra. La fracción resultante que contiene los compuestos que comprenden menos de 5 átomos de carbono se somete luego preferiblemente a un paso de hidrogenación antes del reciclado al paso de craqueo. En cuanto a los compuestos que comprenden por lo menos 5 átomos de carbono, de un modo particularmente preferido se queman para proporcionar energía o son mejorados a cualquier forma posible.

El paso de hidrogenación antes mencionado se puede llevar a cabo por medio de cualquier catalizador de hidrogenación, tal como, por ejemplo, catalizadores basados en paladio, platino, rodio, rutenio o iridio depositados en un soporte tal como alúmina, silicio, silicio/alúmina, carbono, carbonato de

calcio o sulfato de bario, pero también catalizadores basados en níquel y los basados en el complejo cobalto-molibdeno. Preferiblemente, el paso de hidrogenación se lleva a cabo por medio de un catalizador basado en paladio o platino depositado en alúmina o carbono, un catalizador basado en níquel o un catalizador basado en el complejo cobalto-molibdeno. En una manera particularmente preferida, se lleva a cabo por medio de un catalizador basado en níquel.

La temperatura a la cual se lleva a cabo el paso de hidrogenación es de manera ventajosa por lo menos de 5°C, preferiblemente por lo menos de 20°C, de modo particularmente preferido por lo menos de 50°C. De manera ventajosa, es como máximo de 150°C, preferiblemente como máximo de 100°C. En cuanto a la presión, de manera ventajosa en mayor o igual a 1 bar, preferiblemente mayor o igual a 3 bares. De manera ventajosa es menor o igual a 40 bares, preferiblemente menor o igual a 35 bares, de manera particularmente preferida menor o igual a 30 bares, de manera aún más particularmente preferida menor o igual a 25 bares y de manera más ventajosa aún menor o igual a 20 bares.

Preferiblemente, el paso de hidrogenación se lleva a cabo usando cantidades de hidrógeno para que resulte completo, es decir, preferiblemente por lo menos al 99%. El exceso de hidrógeno no consumido se puede separar de la fracción hidrogenada u optativamente se lo puede enviar al primer paso de pirólisis cuando sea el caso.

El paso de hidrogenación se realiza de manera ventajosa en la fase gaseosa o en la fase líquida. Preferiblemente, se lleva a cabo en la fase líquida.

Puede resultar ventajoso absorber las calorías de la reacción por medio de al menos un intercambiador externo o por medio de la evaporación parcial

del líquido. Las calorías de la reacción se absorben preferiblemente por medio de al menos un intercambiador externo. El intercambiador externo de manera ventajosa puede estar integrado en el reactor o estar instalado en un circuito externo. Cuando está integrado en el reactor, el intercambiador externo puede estar integrado en una zona que combina el intercambio de calor y la reacción (lecho fijo multitubular) o en zonas sucesivas de intercambio de calor y de reacción. Preferiblemente, el intercambiador externo está instalado en un circuito externo. El circuito externo puede ser de manera ventajosa un medio gaseoso o líquido, preferiblemente líquido.

La hidrogenación puede llevarse a cabo de manera ventajosa en un reactor de lodo, un reactor de lecho fijo con uno o más lechos, preferiblemente con un lecho, o en una combinación de estos tipos. Preferiblemente, la hidrogenación se lleva a cabo en un reactor de lecho fijo, más preferiblemente en un reactor de lecho fijo con un solo lecho. El reactor de lecho fijo puede estar caracterizado por una fase gaseosa continua o por una fase líquida continua, preferiblemente por una fase gaseosa continua, más preferiblemente por una fase gaseosa continua con circulación del líquido de arriba hacia abajo (lecho de goteo ['trickle']). La reacción de hidrogenación se lleva a cabo de manera más preferible aún en un lecho de goteo con un solo lecho equipado con un intercambiador externo instalado en un circuito externo.

La fracción F2 contiene de manera ventajosa como máximo el 0,01%, preferiblemente como máximo el 0,005% y de modo particularmente preferible como máximo el 0,001% en volumen de compuestos que comprenden por lo menos 3 átomos de carbono en relación con el volumen total de la fracción F2.

La fracción F2 se caracteriza adicionalmente por un contenido de acetileno que de manera ventajosa es menor o igual al 2%, preferiblemente

menor o igual al 1,5% y de modo particularmente preferible menor o igual al 1% en volumen en relación con el volumen total de la fracción F2.

La fracción F2 se caracteriza por un contenido de compuestos azufrados que de manera ventajosa es menor o igual al 0,005%, preferiblemente menor o igual al 0,002% y de modo particularmente preferible menor o igual al 0,001% en volumen en relación con el volumen total de la fracción F2.

La fracción F2 se caracteriza de manera ventajosa por un contenido de etileno que es mayor o igual al 50%, preferiblemente mayor o igual a 60% y de modo particularmente preferible mayor o igual a 65% en volumen en relación con el volumen total de la fracción F2.

Después del paso d) definido anteriormente, la fracción F2 se somete a un tercer paso de separación S3 que consiste en separar la fracción F2 dentro de una columna C3 en una fracción enriquecida con etileno (fracción B) y en una fracción F3 compuesta principalmente por etano.

Antes de su introducción en la columna C3, la mezcla de productos derivada del paso d) puede someterse a un paso de acondicionamiento térmico y/o químico, tal como, por ejemplo, una hidrogenación del acetileno. El término "paso de acondicionamiento térmico" significa una serie de intercambios de calor que optimizan el uso de la energía, por ejemplo el enfriamiento gradual de la mezcla de productos en un conjunto de intercambiadores refrigerados primero con agua no tratada, luego con agua helada, y posteriormente con líquidos cada vez más fríos, más intercambiadores de corriente cruzada que recuperan el importante calor de las corrientes producidas.

Dicha mezcla de productos se puede introducir en la columna C3 durante el paso S3 en forma de fracción única o en forma de varias

subfracciones. Preferiblemente, se la introduce en forma de varias subfracciones.

La columna C3 es de manera ventajosa una columna que comprende una sección de extracción y/o una sección de rectificación. Si están presentes ambas secciones, preferiblemente la sección de rectificación prevalece sobre la sección de extracción.

La columna C3 se selecciona de manera ventajosa entre columnas de destilación que comprenden las dos secciones antes mencionadas y las columnas que incluyen solamente una de las dos secciones. Preferiblemente, la columna C3 es una columna de destilación.

La columna de destilación se puede elegir entre columnas de destilación de placas, columnas de destilación con juntas aleatorias, columnas de destilación con juntas estructuradas y columnas de destilación que combinan dos o más de los elementos internos mencionados.

Por lo tanto, el paso S3 es preferiblemente un paso de destilación.

La fracción B, enriquecida con etileno, sale de manera ventajosa por la parte superior de la columna, mientras que la fracción F3, compuesta principalmente por etano, sale de manera ventajosa por la base de la columna.

El paso S3 antes mencionado se lleva a cabo de manera ventajosa a una presión por lo menos de 5, preferiblemente por lo menos de 6 y de modo particularmente preferible por lo menos de 7 bares en modo absoluto. El paso S3 se lleva a cabo de manera ventajosa a una presión como máximo de 30, preferiblemente como máximo de 25 y de modo particularmente preferible como máximo de 22 bares en modo absoluto.

La temperatura a la cual se lleva a cabo el paso S3 es de manera ventajosa por lo menos de -50, preferiblemente por lo menos de -45 y de modo

particularmente preferible por lo menos de -40°C en la base de la columna C3. De manera ventajosa, es como máximo de 10, preferiblemente como máximo de 0 y de modo particularmente preferible como máximo de -5°C en la base de la columna C3.

La temperatura a la cual se lleva a cabo el paso S3 es de manera ventajosa por lo menos de -70 , preferiblemente por lo menos de -65 y de modo particularmente preferible por lo menos de -60°C en la parte superior de la columna C3. De manera ventajosa, es como máximo de -15 , preferiblemente como máximo de -20 y de modo particularmente preferible como máximo de -25°C en la parte superior de la columna C3.

La fracción B se caracteriza de manera ventajosa por un contenido de hidrógeno menor o igual al 2%, preferiblemente menor o igual al 0,5% y de modo particularmente preferible menor o igual al 0,1% en volumen en relación con el volumen total de la fracción B.

La fracción B se caracteriza por un contenido de compuestos que contienen por lo menos 3 átomos de carbono que de manera ventajosa es menor o igual al 0,01%, preferiblemente menor o igual al 0,005% y de modo particularmente preferible menor o igual al 0,001% en volumen en relación con el volumen total de la fracción B.

La fracción B se caracteriza por un contenido de compuestos azufrados que es menor o igual al 0,005%, preferiblemente menor o igual al 0,002% y de modo particularmente preferible menor o igual al 0,001% en volumen en relación con el volumen total de la fracción B.

La fracción B se caracteriza adicionalmente por un contenido de acetileno que de manera ventajosa es menor o igual al 2%, preferiblemente

menor o igual al 1,5% y de modo particularmente preferible menor o igual al 1% en volumen en relación con el volumen total de la fracción B.

La fracción F3 está compuesta principalmente por etano. El término "compuesta principalmente" significa que comprende por lo menos el 90% en volumen de etano en relación con el volumen total de la fracción F3. Preferiblemente, comprende por lo menos el 95%, de modo particularmente preferible por lo menos el 97% y de modo más particularmente preferible por lo menos el 98% en volumen de etano en relación con el volumen total de la fracción F3.

La fracción F3 se caracteriza adicionalmente de manera ventajosa por un contenido de etileno que es menor o igual al 5%, preferiblemente menor o igual al 3% y de modo particularmente preferible menor o igual al 1,5% en volumen en relación con el volumen total de la fracción F3.

La fracción F3 se puede usar para cualquier propósito. Preferiblemente, se la envía al paso a). La fracción F3 se puede enviar al paso a) como material inicial o como combustible. En una manera particularmente preferida, se envía al paso a) como material inicial.

Preferiblemente, los pasos de separación S1, S2 y S3 del proceso de acuerdo con la invención son pasos de destilación que, de manera particularmente preferida, se llevan a cabo en columnas de destilación.

Los pasos de separación S1, S2 y S3 del proceso de acuerdo con la invención de manera ventajosa están integrados térmicamente. La integración térmica se realiza preferiblemente en forma directa o por medio de uno o más ciclos de refrigeración con niveles de temperatura que son más o menos fríos, preferiblemente dos ciclos de refrigeración, uno a baja temperatura y el otro a

temperatura media, o por medio de una combinación de estos ciclos, más preferiblemente por medio de una combinación de estos ciclos.

Los ciclos de refrigeración se basan de manera ventajosa en los compuestos que contienen dos átomos de carbono, los compuestos que contienen tres átomos de carbono o en sus mezclas. Entre los compuestos que contienen dos átomos de carbono se pueden mencionar el etileno, etano y sus mezclas. Se prefiere el etileno. Entre los compuestos que contienen tres átomos de carbono se pueden mencionar el propileno, propano y sus mezclas. Se prefiere el propileno.

Preferiblemente, el ciclo de baja temperatura y el ciclo de temperatura media están interconectados, lo que significa que la fuente caliente del ciclo de baja temperatura es una fuente fría del ciclo de temperatura media, mientras que la fuente caliente del ciclo de temperatura media es agua de una torre de refrigeración atmosférica. El ciclo de baja temperatura preferiblemente usa compuestos con 2 átomos de carbono y más preferiblemente contiene por lo menos 95 mol% de etileno. El ciclo de temperatura media preferiblemente usa compuestos con 3 átomos de carbono y más preferiblemente contiene por lo menos 95 mol% de propano o por lo menos 95 mol% de propileno. Más preferiblemente, el ciclo de temperatura media contiene por lo menos 95 mol% de propileno.

Después de los pasos definidos anteriormente, la fracción A se envía a un reactor de cloración y la fracción B a un reactor de oxiclорación, reactores donde la mayor parte del etileno presente en las fracciones A y B se convierte en 1,2-dicloroetano.

Según el proceso de acuerdo con la invención, la fracción A se envía a un reactor de cloración y fracción B a un reactor de oxiclорación, preferiblemente después de expansión con recuperación de energía.

De acuerdo con el proceso de la invención, las cantidades que se definen más adelante para caracterizar la fracción B y la fracción A son las existentes antes de su ingreso respectivo a los reactores de oxiclорación y de cloración.

La fracción B contiene de manera ventajosa del 40% al 99,65% en volumen de etileno en relación con el volumen total de la fracción B. La fracción B contiene de manera ventajosa por lo menos el 40%, preferiblemente por lo menos el 50% y de modo particularmente preferible por lo menos el 60% en volumen de etileno en relación con el volumen total de la fracción B. La fracción B contiene de manera ventajosa como máximo el 99,8%, preferiblemente como máximo el 99,7% y de modo particularmente preferible como máximo el 99,65% en volumen de etileno en relación con el volumen total de la fracción B.

La fracción A tiene de manera ventajosa un contenido en volumen de etileno de modo que representa del 10% al 95% del contenido en volumen de etileno de la fracción B. La fracción A tiene de manera ventajosa un contenido en volumen de etileno de modo que es menor o igual a 98%, preferiblemente menor o igual al 96% y de modo particularmente preferible menor o igual al 95% del contenido en volumen de etileno de la fracción B. La fracción A tiene de manera ventajosa un contenido en volumen de etileno de modo que es por lo menos el 5%, preferiblemente por lo menos el 8% y de modo particularmente preferible por lo menos el 10% del contenido en volumen de etileno de la fracción B.

De acuerdo con una primera variante del proceso de acuerdo con la invención, teniendo en cuenta que el proceso para la fabricación de DCE de manera ventajosa es balanceado (es decir, que el proceso para fabricar por cloración y oxiclорación del etileno y la pirólisis del 1,2-dicloroetano (DCE) formado permite generar la cantidad de HCl necesaria para el proceso), la fracción en peso del caudal de etileno en cada una de las fracciones A y B de manera ventajosa está entre el 45 y 55% de la cantidad total de etileno producido (fracción A + fracción B). Preferiblemente, la fracción en peso del caudal de etileno en la fracción A es de alrededor del 55% y la fracción en peso del caudal de etileno en la fracción B es de alrededor del 45% de la cantidad total producida. De una manera particularmente preferida, la fracción en peso del caudal de etileno en la fracción A es de alrededor del 52,5% y la fracción en peso del caudal de etileno en la fracción B es de alrededor del 47,5% de la cantidad total producida.

Según una segunda variante del proceso de acuerdo con la invención, teniendo en cuenta que el proceso para la fabricación de DCE de manera ventajosa es desbalanceado (es decir, por ejemplo, que hay una fuente externa de HCl que posibilita suministrar parte de la provisión de HCl para la oxiclорación o que una fracción del DCE producido no se somete a pirólisis), la fracción en peso del caudal de etileno en cada una de las fracciones A y B de manera ventajosa está entre el 20 y 80% de la cantidad total de etileno producido (fracción A + fracción B). Preferiblemente, la fracción en peso del caudal de etileno en la fracción A está entre el 25 y 75% de la cantidad total de etileno producido (fracción A + fracción B).

De acuerdo con una primera realización de la segunda variante del proceso de acuerdo con la invención, teniendo en cuenta que el proceso para

la fabricación de DCE de manera ventajosa es desbalanceado por una fuente externa de HCl, la fracción molar del caudal de etileno en la fracción A está de manera ventajosa entre el 45 y 55%, preferiblemente entre el 50 y 54% y de modo particularmente preferible, alrededor del 52,5% de la diferencia entre la cantidad molar total de etileno contenido en la mezcla de productos sometida al paso b) y la cantidad molar de HCl proveniente de la fuente externa.

De acuerdo con una segunda realización de la segunda variante del proceso de acuerdo con la invención, teniendo en cuenta que el proceso para la fabricación de DCE de manera ventajosa es desbalanceado por la coproducción de DCE (es decir, parte del DCE no se somete a pirólisis), la fracción molar del caudal de etileno en la fracción B de manera ventajosa está entre el 45 y 55%, preferiblemente entre el 46 y 50% y de modo particularmente preferible alrededor del 47,5% de la diferencia entre la cantidad molar total de etileno contenido en la mezcla de productos sometida al paso b) y la cantidad molar de DCE coproducido.

La reacción de cloración se lleva a cabo de manera ventajosa en una fase líquida (preferiblemente DCE principalmente) que contiene un catalizador disuelto, tal como FeCl_3 u otro ácido de Lewis. Es posible combinar de manera ventajosa este catalizador con co-catalizadores, 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).

Las cantidades de FeCl_3 que se usan son de manera ventajosa de alrededor de 1 a 30 g de FeCl_3 por kg de masa líquida. La relación molar entre FeCl_3 y LiCl es de manera ventajosa del orden de 0,5 a 2.

Además, el proceso de cloración se lleva a cabo preferiblemente en un medio líquido orgánico clorado. Más preferiblemente, este medio líquido orgánico clorado, también llamado masa líquida, consiste principalmente en DCE.

El proceso de cloración de acuerdo con la invención se lleva a cabo de manera ventajosa a temperaturas entre 30 y 150°C. Se obtuvieron buenos resultados, independientemente de la presión, tanto a una temperatura por debajo del punto de ebullición (cloración bajo condiciones de subenfriado) como en el punto de ebullición (cloración en el punto de ebullición).

Cuando el proceso de cloración de acuerdo con la invención es un proceso de cloración bajo condiciones de subenfriado, dio buenos resultados operando a una temperatura que fue de manera ventajosa mayor o igual a 50°C y preferiblemente mayor o igual a 60°C, pero de manera ventajosa menor o igual a 80°C y preferiblemente menor o igual a 70°C, y con una presión en la fase gaseosa de manera ventajosa mayor o igual a 1 y preferiblemente mayor o igual a 1,1 bares en modo absoluto, pero de manera ventajosa menor o igual a 20, preferiblemente menor o igual a 10 y de modo particularmente preferible menor o igual a 6 bares en modo absoluto.

Puede resultar preferible un proceso de cloración en el punto de ebullición para poder recuperar el calor de la reacción. En este caso, la reacción de manera ventajosa tiene lugar a una temperatura mayor o igual a 60°C, preferiblemente mayor o igual a 70°C y de modo particularmente preferible mayor o igual a 85°C, pero de manera ventajosa menor o igual a 150°C y preferiblemente menor o igual a 135°C, y con una presión en la fase gaseosa de manera ventajosa mayor o igual a 0,2, preferiblemente mayor o igual a 0,5, de modo particularmente preferible mayor o igual a 1,1 y de modo

aún más particularmente preferible mayor o igual a 1,3 bares en modo absoluto, pero de manera ventajosa menor o igual a 10 y preferiblemente menor o igual al 6 bares en modo absoluto.

El proceso de cloración también puede ser un proceso de enfriado en circuito híbrido para la cloración en el punto de ebullición. La expresión "proceso de enfriado en circuito híbrido para la cloración en el punto de ebullición" significa un proceso en el que el enfriado del medio de reacción se lleva a cabo, por ejemplo, por medio de un intercambiador sumergido en el medio de reacción o por medio de un circuito en un intercambiador, mientras que produce en la fase gaseosa por lo menos la cantidad de DCE formado. De manera ventajosa, la temperatura y la presión de la reacción se ajustan de acuerdo con el DCE producido a dejar en la fase gaseosa y de acuerdo con el remanente de calor del medio de reacción a ser removido por medio de la superficie de intercambio.

La fracción A que contiene el etileno y el cloro (puro o diluido) se pueden introducir conjunta o separadamente en el medio de reacción mediante cualquier dispositivo conocido. La introducción separada de la fracción A puede resultar ventajosa para aumentar su presión parcial y facilitar su disolución, lo que a menudo constituye un paso limitador del proceso.

El cloro se agrega en cantidad suficiente para convertir la mayor parte del etileno y sin requerir el agregado de un exceso de cloro no convertido. La relación cloro/etileno usada está preferiblemente entre 1,2 y 0,8 y de modo particularmente preferible entre 1,05 y 0,95 mol/mol.

Los productos clorados obtenidos contienen principalmente DCE y también pequeñas cantidades de subproductos, tales como 1,1,2-tricloroetano o pequeñas cantidades de productos de la cloración del etano o metano. La

separación del DCE obtenido de la corriente de productos derivados del reactor de cloración se lleva a cabo de acuerdo con métodos conocidos y en general permite aprovechar el calor de la reacción de cloración.

Los productos no convertidos (metano, monóxido de carbono, nitrógeno, oxígeno e hidrógeno) se someten luego de manera ventajosa a una separación más fácil que la que habría sido necesaria para separar etileno puro a partir de la mezcla inicial.

La reacción de oxiclорación se lleva a cabo de manera ventajosa en presencia de un catalizador que comprende elementos activos que incluyen cobre depositado en su soporte inerte. El soporte inerte se selecciona de manera ventajosa entre alúmina, geles de sílice, óxidos mezclados, arcillas y otros soportes de origen natural. La alúmina constituye un soporte inerte preferido.

Los catalizadores comprenden elementos activos, prefiriéndose de manera ventajosa por lo menos dos, uno de los cuales es cobre. Entre los elementos activos, aparte del cobre, se pueden mencionar los metales alcalinos, metales alcalino térreos, metales raros y metales del grupo que consiste en rutenio, rodio, paladio, osmio, iridio, platino y oro. Resultan particularmente ventajosos los catalizadores que contienen los siguientes elementos activos: 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. Se prefieren de modo especialmente particular los catalizadores descritos en las Solicitudes de Patente EP-A 255 156, EP-A 494 474, EP-A-657 212 y EP-A 657 213, que se incorporan a modo de referencia.

El contenido de cobre, calculado en su forma metálica, es de manera ventajosa entre 30 y 90 g/kg, preferiblemente entre 40 y 80 g/kg y de modo particularmente preferible entre 50 y 70 g/kg de catalizador.

El contenido de magnesio, calculado en su forma metálica, es de manera ventajosa entre 10 y 30 g/kg, preferiblemente entre 12 y 25 g/kg y de modo particularmente preferible entre 15 y 20 g/kg de catalizador.

El contenido de metal alcalino, calculado en su forma metálica, es de manera ventajosa entre 0,1 y 30 g/kg, preferiblemente entre 0,5 y 20 g/kg y de modo particularmente preferible entre 1 y 15 g/kg de catalizador.

Las relaciones atómicas Cu:Mg:metal(es) alcalino(s) son de manera ventajosa 1:0,1-2:0,05-2, preferiblemente 1:0,2-1,5:0,1-1,5 y de modo particularmente preferible 1:0,5-1:0,15-1.

Resultan particularmente ventajosos los catalizadores que tienen una superficie específica, medida con el método BET con nitrógeno, que de manera ventajosa está entre 25 m²/g y 300 m²/g, preferiblemente entre 50 y 200 m²/g y de modo particularmente preferible entre 75 y 175 m²/g.

El catalizador se puede usar en un lecho fijo o en un lecho fluidizado. Se prefiere esta segunda opción. El proceso de oxiclорación se hace operar dentro del rango de condiciones usualmente recomendado para esta reacción. La temperatura está de manera ventajosa entre 150 y 300°C, preferiblemente entre 200 y 275°C y más preferiblemente entre 215 y 255°C. La presión está de manera ventajosa por encima de la presión atmosférica. Valores de entre 2 y 10 bares en modo absoluto dieron buenos resultados. Se prefieren los límites entre 4 y 7 bares en modo absoluto. Esta presión se puede ajustar de manera útil para obtener un tiempo óptimo de residencia en el reactor y para mantener un ritmo constante de pasaje con diversas velocidades de operación. Los

tiempos de residencia usuales están entre 1 y 60 s y preferiblemente entre 10 y 40 s.

La fuente de oxígeno para esta oxidación puede ser aire, oxígeno puro o una mezcla de ambos, preferiblemente oxígeno puro. Se prefiere esta última solución, que permite el fácil reciclado de los reactantes no convertidos.

Los reactantes se pueden introducir en el lecho mediante cualquier dispositivo conocido. Generalmente resulta ventajoso por razones de seguridad introducir el oxígeno en forma separada de los demás reactantes. Estas razones de seguridad requieren también que la mezcla gaseosa que sale del reactor o que se recicla al mismo se mantenga por fuera de los límites de inflamabilidad a las presiones y temperaturas en cuestión. Es preferible mantener lo que se denomina una mezcla rica, es decir, que contiene demasiado poco oxígeno en relación con el combustible a quemar. Al respecto, la presencia abundante (> 2 vol%, preferiblemente > 5 vol%) de hidrógeno constituiría una desventaja, dado al amplio rango de inflamabilidad de este compuesto.

La relación cloruro de hidrógeno/oxígeno usada está de manera ventajosa entre 3 y 6 mol/mol. La relación etileno/cloruro de hidrógeno está de manera ventajosa entre 0,4 y 0,6 mol/mol.

Los productos clorados obtenidos contienen principalmente DCE y también pequeñas cantidades de subproductos, como 1,1,2-tricloroetano. La separación del DCE obtenido de la corriente de productos derivados del reactor de oxidación se lleva a cabo de acuerdo con métodos conocidos. El calor de la reacción de oxidación generalmente se recupera en forma de vapor, que se puede usar para las separaciones o con cualquier otra finalidad.

Los productos no convertidos, como metano y etano, se someten luego a una separación más fácil que la que habría sido necesaria para separar etileno puro a partir de la mezcla inicial.

El DCE obtenido por cloración o por oxiclорación del etileno puede después ser convertido en VC.

En consecuencia, la invención también se refiere a un proceso para la fabricación de VC. A tal efecto, la invención se refiere a un proceso para la fabricación de VC, de acuerdo con el cual:

- a) una fuente de hidrocarburos se somete a un primer paso de craqueo, es decir, un paso de pirólisis que se lleva a cabo en al menos un horno de craqueo, con lo que se produce una mezcla de productos de craqueo;
- b) dicha mezcla de productos de craqueo se somete a una serie de pasos de tratamiento que posibilitan obtener una mezcla de productos que contiene etileno y otros componentes;
- c) dicha mezcla de productos que contiene etileno se somete a un primer paso de separación S1, que consiste en separar dicha mezcla de productos dentro de una columna C1 en una fracción enriquecida con los compuestos que son más livianos que el etileno y contiene parte del etileno (fracción A), y en una fracción F1;
- d) la fracción F1 se somete a un segundo paso de separación S2 que consiste en separar fracción F1 dentro de una columna C2 en una fracción F2 y en una fracción pesada (fracción C);
- e) la fracción F2 se somete a un tercer paso de separación S3, que consiste en separar fracción F2 dentro de una columna C3 en una fracción enriquecida con etileno (fracción B) y en una fracción F3 compuesta principalmente por etano;

f) la fracción A se envía a un reactor de cloración y la fracción B se envía a un reactor de oxiclорación, reactores donde la mayor parte del etileno presente en las fracciones A y B se convierte en 1,2-dicloroetano;

g) el 1,2-dicloroetano obtenido se separa de las corrientes de los productos que salen de los reactores de cloración y de oxiclорación; y

h) el 1,2-dicloroetano obtenido se somete a una pirólisis, produciendo así el VC.

Las condiciones y preferencias particulares definidas para el proceso para la fabricación de DCE de acuerdo con la invención se aplican al proceso para la fabricación de VC de acuerdo con la invención.

Las condiciones en las cuales se puede llevar a cabo la pirólisis son conocidas por el experto en la técnica. Esta pirólisis se obtiene de manera ventajosa por una reacción en la fase gaseosa dentro de un horno tubular. Las temperaturas usuales para la pirólisis están entre 400 y 600°C, con preferencia entre 480°C y 540°C. El tiempo de residencia está de manera ventajosa entre 1 y 60 segundos, con preferencia entre 5 y 25 segundos. El ritmo de conversión del DCE está limitado de manera ventajosa al 45 hasta el 75%, a fin de reducir la formación de subproductos y las incrustaciones en los tubos del horno. Los siguientes pasos permiten, utilizando cualquier dispositivo conocido, recolectar el VC purificado y mejorar el cloruro de hidrógeno preferiblemente para la oxiclорación. Después de la purificación, el DCE no convertido se envía de manera ventajosa al horno de pirólisis.

Además, la invención se refiere también a un proceso para la fabricación de PVC. A tal efecto, la invención se refiere a un proceso para la fabricación de PVC, de acuerdo con el cual:

- a) una fuente de hidrocarburos se somete a un primer paso de craqueo, es decir, un paso de pirólisis que se lleva a cabo en al menos un horno de craqueo, con lo que se produce una mezcla de productos de craqueo;
- b) dicha mezcla de productos de craqueo se somete a una serie de pasos de tratamiento que posibilitan obtener una mezcla de productos que contiene etileno y otros componentes;
- c) dicha mezcla de productos que contiene etileno se somete a un primer paso de separación S1, que consiste en separar dicha mezcla de productos dentro de una columna C1 en una fracción enriquecida con los compuestos que son más livianos que el etileno y contiene parte del etileno (fracción A), y en una fracción F1;
- d) la fracción F1 se somete a un segundo paso de separación S2, que consiste en separar la fracción F1 dentro de una columna C2 en una fracción F2 y en una fracción pesada (fracción C);
- e) la fracción F2 se somete a un tercer paso de separación S3, que consiste en separar la fracción F2 dentro de una columna C3 en una fracción enriquecida con etileno (fracción B) y en una fracción F3 compuesta principalmente por etano;
- f) la fracción A se envía a un reactor de cloración y la fracción B se envía a un reactor de oxiclорación, reactores donde la mayor parte del etileno presente en las fracciones A y B se convierte en 1,2-dicloroetano;
- g) el 1,2-dicloroetano obtenido se separa de las corrientes de los productos que salen de los reactores de cloración y de oxiclорación;
- h) el 1,2-dicloroetano obtenido se somete a una pirólisis, produciendo así VC ; y
- i) el VC se polimeriza para producir PVC.

Las condiciones y preferencias particulares definidas para el proceso para la fabricación de DCE y el proceso para la fabricación de VC de acuerdo con la invención se aplican al proceso para la fabricación de PVC de acuerdo con la invención.

El proceso para la fabricación de PVC puede ser un proceso de polimerización en masa, en solución o en dispersión acuosa; preferiblemente es un proceso de polimerización en dispersión acuosa.

La expresión "polimerización en dispersión acuosa" significa polimerización de radicales en suspensión acuosa y también polimerización de radicales en emulsión acuosa y polimerización en microsuspensión acuosa.

La expresión "polimerización de radicales en suspensión acuosa" significa cualquier proceso de polimerización de radicales realizado en medio acuoso en presencia de dispersantes y de radicales iniciadores oleosolubles.

La expresión "polimerización de radicales en emulsión acuosa" significa cualquier proceso de polimerización de radicales realizado en medio acuoso en presencia de emulsificantes y de radicales iniciadores hidrosolubles.

La expresión "polimerización en microsuspensión acuosa", también llamada polimerización en dispersión acuosa homogenizada, significa cualquier proceso de polimerización de radicales en el que se usan iniciadores oleosolubles y se prepara una emulsión de microgotas de monómero por medio de una potente agitación mecánica en presencia de emulsificantes.

El proceso para la fabricación de DCE de acuerdo con la invención tiene la ventaja de usar dos fracciones diferentes de etileno que resultan adecuadas para la reacción de cloración y para la reacción de oxiclорación, respectivamente. En particular, el proceso de acuerdo con la invención tiene la ventaja de usar para la reacción de oxiclорación una fracción de etileno que

está ligeramente contaminada con hidrógeno, lo que se puede hacer a un costo no muy elevado.

Otra ventaja del proceso de acuerdo con la invención es que permite tener en la misma planta industrial un proceso totalmente integrado que va desde la fuente de hidrocarburos hasta el polímero obtenido a partir del monómero fabricado.

Una ventaja adicional del proceso de acuerdo con la invención es que da la posibilidad, mediante la modificación de las condiciones para separar las fracciones según se definen más adelante, enfrentar situaciones en las que resulta ventajoso desarrollar una fuente externa de cloruro de hidrógeno, derivado de otra fabricación, tal como, por ejemplo, de una unidad para fabricar isocianatos. A la inversa, es posible encontrarse con la situación de un mercado ventajoso para el cloruro de hidrógeno, que resulte en una disminución de la parte de la oxiclорación en comparación con la de cloración.

El proceso de acuerdo con la invención tiene otra ventaja más, ya que permite separar los compuestos que comprenden por lo menos 3 átomos de carbono por medio de la fracción C, compuestos que son generalmente responsables de cierta inhibición durante la pirólisis del DCE. Dicha inhibición se debe a la formación de derivados tales como el 1,2-dicloropropano y monocloropropenos. Es difícil de obtener la separación completa del DCE de estos derivados. Su capacidad de formar radicales alilo estables explica su potente efecto inhibidor sobre la pirólisis del DCE que se lleva a cabo usando radicales. La formación de estos subproductos que contienen tres átomos de carbono o de subproductos más pesados representaría además un consumo innecesario de reactantes en la oxiclорación y en la cloración, o generaría

costos para obtener su destrucción. Además, estos compuestos pesados contribuyen a ensuciar columnas y evaporadores.

En relación con un proceso para la fabricación de DCE a partir de una similar fuente de hidrocarburos que permitiría realizar dos pasos de separación en lugar de tres, el proceso de acuerdo con la invención que comprende un paso adicional de separación se caracteriza por una mejor separación de los compuestos que son más livianos que el etileno en el primer paso de separación y por una mejor integración del calor. Permite una mejor separación del etano, que puede ser mejorado y tiene la ventaja de permitir coeficientes de reflujo más bajos en cada paso de separación. El hecho de que el proceso de acuerdo con la invención hace posible separar los compuestos que son más pesados que el etileno en una fracción F3 compuesta principalmente por etano también tiene la ventaja de aumentar el punto de ebullición de la fracción C cuando se la somete a hidrogenación.

El proceso para la fabricación de DCE de acuerdo con la invención se ilustra a continuación haciendo referencia al dibujo que acompaña la presente descripción. El dibujo consiste en la Figura 1 adjunta, que representa en forma esquemática una realización del proceso para la fabricación de DCE de acuerdo con la invención.

La mezcla de productos 1 que contiene etileno y otros constituyentes que resultan del craqueo de una fuente de hidrocarburos se selecciona entre el grupo compuesto por propano, butano y mezclas de propano/butano se introduce en la columna 2, que es una columna de destilación equipada con un recalentador en la base y un condensador en la parte superior, donde se la separa en 2 fracciones diferentes, la fracción 3 en la parte superior de la columna 2 y la fracción 4 en la base de la columna 2.

La fracción 3, enriquecida con los compuestos que son más livianos que el etileno, en particular metano, hidrógeno, nitrógeno, oxígeno y monóxido de carbono, es enviada a la unidad de cloración del etileno.

La fracción 4 es enviada después a una columna de destilación 5 equipada con un recalentador en la base y un condensador en la parte superior.

Después de pasar a la columna 5, la fracción 4 es separada 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 es enviada luego a una columna de destilación 8 equipada con un recalentador en la base y un condensador en la parte superior.

Después de pasar a la columna 8, la fracción 6 es separada en la fracción 9 que sale por la parte superior de la columna 8 y en la fracción 10 que está compuesta principalmente por etano.

La fracción 9, que se caracteriza por un muy bajo contenido de hidrógeno, es enviada a la unidad de oxiclорación del etileno.

REIVINDICACIONES

1 – Proceso para la fabricación de 1,2-dicloroetano a partir de una fuente de hidrocarburos, CARACTERIZADO PORQUE:

- a) la fuente de hidrocarburos se somete a un primer paso de craqueo, es decir, un paso de pirólisis que se lleva a cabo en al menos un horno de craqueo, con lo que se produce una mezcla de productos del craqueo;
- b) dicha mezcla de productos del craqueo se somete a una serie de pasos de tratamiento que posibilitan obtener una mezcla de productos que contiene etileno y otros componentes;
- c) dicha mezcla de productos que contiene etileno se somete a un primer paso de separación S1, que consiste en separar dicha mezcla de productos dentro de una columna C1 en una fracción enriquecida con los compuestos que son más livianos que el etileno y contiene parte del etileno (fracción A), y en una fracción F1;
- d) la fracción F1 se somete a un segundo paso de separación S2, que consiste en separar la fracción F1 dentro de una columna C2 en una fracción F2 y en una fracción pesada (fracción C);
- e) la fracción F2 se somete a un tercer paso de separación S3, que consiste en separar la fracción F2 dentro de una columna C3 en una fracción enriquecida con, etileno (fracción B) y en una fracción F3 compuesta principalmente por etano;
- f) la fracción A se envía a un reactor de cloración y la fracción B se envía a un reactor de oxiclорación, reactores donde la mayor parte del etileno presente en las fracciones A y B se convierte en 1,2-dicloroetano; y
- g) el 1,2-dicloroetano obtenido se separa de las corrientes de los productos que salen de los reactores de cloración y de oxiclорación.

2 - Proceso de acuerdo con la Reivindicación 1, CARACTERIZADO PORQUE la fuente de hidrocarburos se selecciona del grupo que consiste en nafta, gas oil, líquido de gas natural, etano, propano, butano, isobutano y sus mezclas.

3 - Proceso de acuerdo con cualquiera de las Reivindicaciones 1 y 2, CARACTERIZADO PORQUE la fuente de hidrocarburos se selecciona del grupo que consiste en etano, propano, butano y mezclas de propano/butano.

4 - Proceso de acuerdo con cualquiera de las Reivindicaciones 1 a 3, CARACTERIZADO PORQUE el paso a) se lleva a cabo en tres hornos de craqueo diferentes, donde las mezclas de los productos del craqueo derivadas de cada uno de ellos se reúnen antes de pasar al paso b) y se dispone de un cuarto horno de craqueo para reemplazar uno de los tres hornos en servicio.

5 - Proceso de acuerdo con cualquiera de las Reivindicaciones 1 a 4, CARACTERIZADO PORQUE la mezcla de productos que contiene etileno y otros constituyentes que se deriva del paso b) comprende hidrógeno, metano, compuestos que comprenden de 2 a 7 átomos de carbono, monóxido de carbono, nitrógeno y oxígeno.

6 - Proceso de acuerdo con la Reivindicación 1, CARACTERIZADO PORQUE los pasos de separación S1, S2 y S3 son pasos de destilación.

7 - Proceso de acuerdo con la Reivindicación 1, CARACTERIZADO PORQUE la fracción B contiene del 40% al 99,65% en volumen de etileno en relación con el volumen total de la fracción B.

8 - Proceso de acuerdo con la Reivindicación 1, CARACTERIZADO PORQUE la fracción A tiene un contenido en volumen de etileno de modo que representa del 10% al 95% del contenido en volumen de etileno de la fracción B.

9 - Proceso para la fabricación de cloruro de vinilo, CARACTERIZADO PORQUE:

- a) una fuente de hidrocarburos se somete a un primer paso de craqueo, es decir, un paso de pirólisis que se lleva a cabo en al menos un horno de craqueo, con lo que se produce una mezcla de productos del craqueo;
- b) dicha mezcla de productos del craqueo se somete a una serie de pasos de tratamiento que posibilitan obtener una mezcla de productos que contiene etileno y otros componentes;
- c) dicha mezcla de productos que contiene etileno se somete a un primer paso de separación S1, que consiste en separar dicha mezcla de productos dentro de una columna C1 en una fracción enriquecida con los compuestos que son más livianos que el etileno y contiene parte del etileno (fracción A), y en una fracción F1;
- d) la fracción F1 se somete a un segundo paso de separación S2, que consiste en separar la fracción F1 dentro de una columna C2 en una fracción F2 y en una fracción pesada (fracción C);
- e) la fracción F2 se somete a un tercer paso de separación S3, que consiste en separar la fracción F2 dentro de una columna C3 en una fracción enriquecida con etileno (fracción B) y en una fracción F3 compuesta principalmente por etano;
- f) la fracción A se envía a un reactor de cloración y la fracción B se envía a un reactor de oxiclорación, reactores donde la mayor parte del etileno presente en las fracciones A y B se convierte en 1,2-dicloroetano;
- g) el 1,2-dicloroetano obtenido se separa de las corrientes de los productos que salen de los reactores de cloración y de oxiclорación; y

h) el 1,2-dicloroetano obtenido se somete a una pirólisis, produciendo así VC.

10 - Proceso para la fabricación de policloruro de vinilo, CARACTERIZADO PORQUE:

a) una fuente de hidrocarburos se somete a un primer paso de craqueo, es decir, un paso de pirólisis que se lleva a cabo en al menos un horno de craqueo, con lo que se produce una mezcla de productos del craqueo;

b) dicha mezcla de productos del craqueo se somete a una serie de pasos de tratamiento que posibilitan obtener una mezcla de productos que contiene etileno y otros componentes;

c) dicha mezcla de productos que contiene etileno se somete a un primer paso de separación S1, que consiste en separar dicha mezcla de productos dentro de una columna C1 en una fracción enriquecida con los compuestos que son más livianos que el etileno y contiene parte del etileno (fracción A), y en una fracción F1;

d) la fracción F1 se somete a un segundo paso de separación S2, que consiste en separar la fracción F1 dentro de una columna C2 en una fracción F2 y en una fracción pesada (fracción C);

e) la fracción F2 se somete a un tercer paso de separación S3, que consiste en separar la fracción F2 dentro de una columna C3 en una fracción enriquecida con etileno (fracción B) y en una fracción F3 compuesta principalmente por etano;

f) la fracción A se envía a un reactor de cloración y la fracción B se envía a un reactor de oxiclорación, reactores donde la mayor parte del etileno presente en las fracciones A y B se convierte en 1,2-dicloroetano;

- g) el 1,2-dicloroetano obtenido se separa de las corrientes de los productos que salen de los reactores de cloración y de oxiclорación;
- h) el 1,2-dicloroetano obtenido se somete a una pirólisis produciendo así VC; y
- i) el VC se polimeriza para producir PVC.

p.p. Solvay (Société Anonyme)

PROCESO PARA LA FABRICACIÓN DE 1,2-DICLOROETANO

RESUMEN

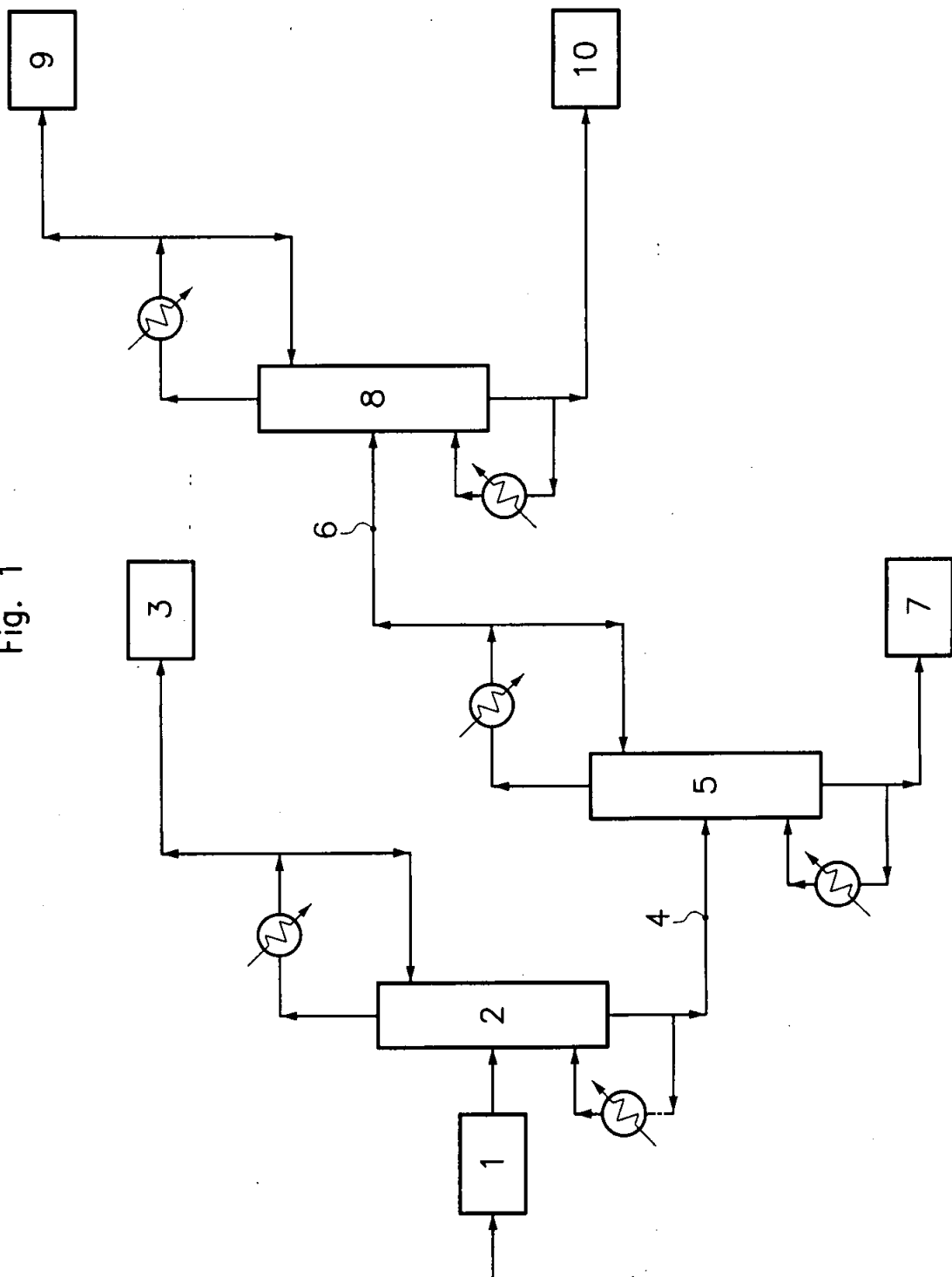
Proceso para la fabricación de DCE a partir de una fuente de hidrocarburos, de acuerdo con el cual:

- a) la fuente de hidrocarburos se somete a un primer paso de craqueo, es decir, un paso de pirólisis que se lleva a cabo en al menos un horno de craqueo, con lo que se produce una mezcla de productos del craqueo;
- b) dicha mezcla de productos del craqueo se somete a una serie de pasos de tratamiento que posibilitan obtener una mezcla de productos que contiene etileno y otros componentes;
- c) dicha mezcla de productos que contiene etileno se somete a un primer paso de separación S1, que consiste en separar dicha mezcla de productos dentro de una columna C1 en una fracción enriquecida con los compuestos que son más livianos que el etileno y contiene parte del etileno (fracción A), y en una fracción F1;
- d) la fracción F1 se somete a un segundo paso de separación S2, que consiste en separar la fracción F1 dentro de una columna C2 en una fracción F2 y en una fracción pesada (fracción C);
- e) la fracción F2 se somete a un tercer paso de separación S3, que consiste en separar la fracción F2 dentro de una columna C3 en una fracción enriquecida con etileno (fracción B) y en una fracción F3 compuesta principalmente por etano;
- f) la fracción A se envía a un reactor de cloración y la fracción B se envía a un reactor de oxiclорación, reactores donde la mayor parte del etileno presente en las fracciones A y B se convierte en 1,2-dicloroetano; y

g) el 1,2-dicloroetano obtenido se separa de las corrientes de los productos que salen de los reactores de cloración y de oxiclорación.

Figura 1.

Fig. 1



PCT REQUEST

Print Out (Original in Electronic Form)

0	For receiving Office use only	
0-1	International Application No.	PCT/EP2007/056187
0-2	International Filing Date	21 JUN 2007 (21.06.2007)
0-3	Name of receiving Office and "PCT International Application"	RO/EP
0-4	Form PCT/RO/101 PCT Request	
0-4-1	Prepared Using	PCT Online Filing Version 3.5.000.186 MT/FOP 20020701/0.20.5.5
0-5	Petition The undersigned requests that the present international application be processed according to the Patent Cooperation Treaty	
0-6	Receiving Office (specified by the applicant)	European Patent Office (EPO) (RO/EP)
0-7	Applicant's or agent's file reference	S 2006/24
I	Title of Invention	PROCESS FOR THE MANUFACTURE OF 1,2-DICHLOROETHANE
II	Applicant	
II-1	This person is	applicant only
II-2	Applicant for	all designated States except US
II-4	Name	SOLVAY (Société Anonyme)
II-5	Address	Rue du Prince Albert, 33 1050 Brussels Belgium
II-6	State of nationality	BE
II-7	State of residence	BE
II-8	Telephone No.	(32-2) 509 6111
II-9	Facsimile No.	(32-2) 509 6617
II-11	Applicant's registration No. with the Office	0200423.2

PCT REQUEST

Print Out (Original in Electronic Form)

III-1	Applicant and/or inventor	
III-1-1	This person is	applicant and inventor
III-1-2	Applicant for	US only
III-1-4	Name (LAST, First)	BALTHASART, Dominique
III-1-5	Address	Rue du Château Beyaerd, 150 1120 Brussels Belgium
III-1-6	State of nationality	BE
III-1-7	State of residence	BE
III-2	Applicant and/or inventor	
III-2-1	This person is	applicant and inventor
III-2-2	Applicant for	US only
III-2-4	Name (LAST, First)	LEMPEREUR, Michel
III-2-5	Address	Rue du Baty, 12 1435 Corbais Belgium
III-2-6	State of nationality	BE
III-2-7	State of residence	BE
III-3	Applicant and/or inventor	
III-3-1	This person is	applicant and inventor
III-3-2	Applicant for	US only
III-3-4	Name (LAST, First)	STREBELLE, Michel
III-3-5	Address	Rue Sombre, 84 1150 Brussels Belgium
III-3-6	State of nationality	BE
III-3-7	State of residence	BE

PCT REQUEST

Print Out (Original in Electronic Form)

VIII	Declarations	Number of declarations	
VIII-1	Declaration as to the identity of the inventor	—	
VIII-2	Declaration as to the applicant's entitlement, as at the international filing date, to apply for and be granted a patent	—	
VIII-3	Declaration as to the applicant's entitlement, as at the international filing date, to claim the priority of the earlier application	—	
VIII-4	Declaration of inventorship (only for the purposes of the designation of the United States of America)	—	
VIII-5	Declaration as to non-prejudicial disclosures or exceptions to lack of novelty	—	
IX	Check list	number of sheets	electronic file(s) attached
IX-1	Request (including declaration sheets)	5	✓
IX-2	Description	25	✓
IX-3	Claims	4	✓
IX-4	Abstract	1	✓
IX-5	Drawings	1	✓
IX-7	TOTAL	36	
	Accompanying Items	paper document(s) attached	electronic file(s) attached
IX-8	Fee calculation sheet	—	✓
IX-17	PCT-SAFE physical media	—	—
IX-19	Figure of the drawings which should accompany the abstract	1	
IX-20	Language of filing of the international application	English	
X-1	Signature of applicant, agent or common representative	(PKCS7 Digital Signature)	
X-1-1	Name (LAST, First)	JACQUES, Philippe	
X-1-2	Name of signatory	BE, Solvay S.A., P. Jacques 7578	
X-1-3	Capacity	(Representative)	

PCT REQUEST

Print Out (Original in Electronic Form)

FOR RECEIVING OFFICE USE ONLY

10-1	Date of actual receipt of the purported international application	21 JUN 2007 (21.06.2007)
10-2	Drawings:	X
10-2-1	Received	
10-2-2	Not received	
10-3	Corrected date of actual receipt due to later but timely received papers or drawings completing the purported international application	
10-4	Date of timely receipt of the required corrections under PCT Article 11(2)	
10-5	International Searching Authority	ISA/EP
10-6	Transmittal of search copy delayed until search fee is paid	

FOR INTERNATIONAL BUREAU USE ONLY

11-1	Date of receipt of the record copy by the International Bureau	
------	--	--

From the INTERNATIONAL BUREAU

PCTNOTIFICATION CONCERNING
SUBMISSION OR TRANSMITTAL
OF PRIORITY DOCUMENT

(PCT Administrative Instructions, Section 411)

To:

JACQUES, Philippe
SOLVAY (Société Anonyme)
Intellectual Property Department
Rue de Ransbeek, 310
B-1120 Brussels
BELGIQUE

Date of mailing (day/month/year) 14 August 2007 (14.08.2007)	
Applicant's or agent's file reference S 2006/24	IMPORTANT NOTIFICATION
International application No. PCT/EP2007/056187	International filing date (day/month/year) 21 June 2007 (21.06.2007)
International publication date (day/month/year) Not yet published	Priority date (day/month/year) 23 June 2006 (23.06.2006)
Applicant SOLVAY (Société Anonyme) et al	

- By means of this Form, which replaces any previously issued notification concerning submission or transmittal of priority documents, the applicant is hereby notified of the date of receipt by the International Bureau of the priority document(s) relating to all earlier application(s) whose priority is claimed. Unless otherwise indicated by the letters "NR", in the right-hand column or by an asterisk appearing next to a date of receipt, the priority document concerned was submitted or transmitted to the International Bureau in compliance with Rule 17.1(a) or (b).
- (If applicable)* The letters "NR" appearing in the right-hand column denote a priority document which, **on the date of mailing of this Form, had not yet been received by the International Bureau** under Rule 17.1(a) or (b). Where, under Rule 17.1(a), the priority document must be submitted by the applicant to the receiving Office or the International Bureau, but the applicant fails to submit the priority document within the applicable time limit under that Rule, **the attention of the applicant is directed** to Rule 17.1(c) which provides that no designated Office may disregard the priority claim concerned before giving the applicant an opportunity, upon entry into the national phase, to furnish the priority document within a time limit which is reasonable under the circumstances.
- (If applicable)* An asterisk (*) appearing next to a date of receipt, in the right-hand column, denotes a **priority document submitted or transmitted to the International Bureau but not in compliance with Rule 17.1(a) or (b)** (the priority document was received after the time limit prescribed in Rule 17.1(a) or the request to prepare and transmit the priority document was submitted to the receiving Office after the applicable time limit under Rule 17.1(b)). Even though the priority document was not furnished in compliance with Rule 17.1(a) or (b), the International Bureau will nevertheless transmit a copy of the document to the designated Offices, for their consideration. In case such a copy is not accepted by the designated Office as the priority document, Rule 17.1(c) provides that no designated Office may disregard the priority claim concerned before giving the applicant an opportunity, upon entry into the national phase, to furnish the priority document within a time limit which is reasonable under the circumstances.

<u>Priority date</u>	<u>Priority application No.</u>	<u>Country or regional Office or PCT receiving Office</u>	<u>Date of receipt of priority document</u>
23 June 2006 (23.06.2006)	06.05625	FR	31 July 2007 (31.07.2007)

The International Bureau of WIPO
34, chemin des Colombettes
1211 Geneva 20, Switzerland

Authorized officer

Yolaine Cussac

Facsimile No. +41 22 338 82 70

Facsimile No. +41 22 338 82 70

Telephone No. +41 22 338 74 11