

FORMULARIO ÚNICO DE SOLICITUD DE PATENTE
PCT
ENTRADA EN FASE NACIONAL

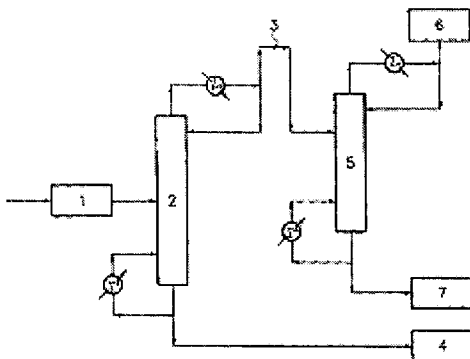
1) SOLICITUD DE:			
☒ Patente de invención		☐ Patente de Modelo de Utilidad	
☒ Capitulo I.		☐ Capitulo II. 11 23 2007	
2) SOLICITANTE (71)	Nombre: SOLVAY (Société Anonyme) Dirección: Rue du Prince Albert, 33, B-1050 BRUSSELS, Bélgica Nacionalidad o domicilio: Bruselas, Bélgica Lugar de constitución: Bélgica		IDENTIFICACIÓN C.C. ☐ NIT: ☐ C.E. ☐ OTRO ☐ NÚMERO Cual _____
	Teléfono: Fax: E. Mail:		
3) REPRESENTANTE O APODERADO	Nombre: DILIA MARÍA RODRÍGUEZ D'ALEMAN Dirección: Carrera 11 N°. 86-53 Piso 6 Bogotá D.C. Teléfono: 6181088 Fax: 6350824 E. Mail: info@clarkemodet.com.co		IDENTIFICACIÓN C.C. ☒ NIT: ☐ C.E. ☐ OTRO ☐ NÚMERO: 41.654.882 TP: 20824 CSJ
	4) INVENTOR (ES) (72) Nombre: 1. STREBELLE, Michel; 2. BALTHASART, Dominique Dirección: 1. Rue Sombre, 84, B-1150 Brussels, Bélgica; 2. Rue Du Chateau Beyaerd, 150, B-1120 Brussels, Bélgica Nacionalidad o Domicilio: Todos los anteriores, Bélgica		
5) PCT (86) Solicitud Internacional No. PCT/EP2005/057048 Fecha: DIC. 21, 2005 Publicación Internacional No. WO 2006/067192 A1 Fecha: JUNIO 29, 2006			
6) Título (54) PROCESO DE ELABORACIÓN DE 1,2-DICLOROETANO			
7) Clasificación Internacional: C07C 17/156 C07C 17/02 C07C 19/045 C07C 17/25 C07C 21/06 C08F 14/06			
8) PRIORIDAD SI ☒ NO ☐	33) País de Origen	(32) Fecha	(31) Número de Solicitud
	Francia	Dic. 23, 2004	04.13873
	Francia	Abril 1, 2005	05.03252
	Francia	Abril 1, 2005	05.03258
9) Comprobante de pago N°. 07-30,917 DE ABRIL 17 DE 2007			

10)

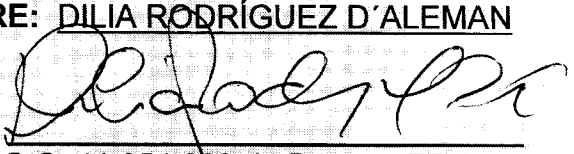
ANEXOS

- ☒ Comprobante de pago de la tasa de presentación de la solicitud
- ☐ Comprobante de pago por reivindicación de prioridad
- ☒ Documento que acredita la existencia y representación legal cuando el solicitante sea persona Jurídica
- ☒ Poderes, si fuera el caso
- ☐ Documento de cesión del inventor al solicitante o a su causante
- ☐ Declaraciones
- ☒ Copia de la solicitud Internacional. (Resumen, descripción, reivindicación, Dibujos).
- ☒ Traducción de la solicitud internacional al castellano. (Resumen, descripción, reivindicación, Dibujos)
- ☐ Copia del examen preliminar efectuado por la IPEA
- ☐ De ser el caso, copia del 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 depósito del material biológico
- ☐ Arte final 12 x 12 y 6 x 6 cm
- ☐ De ser el caso, información sobre otras solicitudes de patente o títulos obtenidos en el extranjero por el mismo titular o su causante, relacionados parcial o totalmente con la invención de esta solicitud.
- ☒ Otros:
 - 1. Solicitud PCT

11) FIGURA CARACTERÍSTICA:



12) Solicitud concesión de la patente,

NOMBRE: DILIA RODRÍGUEZ D'ALEMANFIRMA: 

C.C. 41.654.882 de Bogota TP 20824 CSJ

Instrucciones para el diligenciamiento del presente formulario. Ver reverso de esta pagina

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 07-063390- -00000-0000

Fecha: 2007-06-22 16:22:15 Dep. 2020 NUECREACION
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONAL
Act 411 PRESENTACION Folios: 71

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

NIT : 800176089-2

RECIBO OFICIAL DE CAJA : 07 - 30,917
FECHA : ABRIL 17 DE 2007

***** CONSIGNACION *****

DEPOSITANTE	TIPO PAGO	BANCO	CUENTA	No. PAGO	FECHA PGO	Vr. PAGO
CLARKE MODET Y CO. COLOMB	CONSIGNACION	BANCO POPULAR	050-00110-6	63069557	17/04/2007	22,930,000.00

***** CONCEPTO *****

CANT.	RENTISTICO	CONCEPTO	TOTAL CONCEPTO
1	50005-01-01	SOLICITUDES	1 TRAMITES DE SOL. DE PATENTE DE IN 482,000.00
			TOTAL : \$ 482,000.00

SON: CUATROCIENTOS OCHENTA Y DOS MIL PESOS

RESPONSABLE : _____

RECIBO DE CAJA APLICADO AL EXPEDIENTE No. _____

P. 887 (5)

TRADUCCION OFICIAL NO. 170 2007.

EL TEXTO QUE SIGUE ES TRADUCCIÓN FIEL Y COMPLETA DE UN DOCUMENTO ESCRITO EN INGLES. LLEVA LA FIRMA Y EL SELLO DE HELENA URIBE DE LEMOINE, TRADUCTORA E INTERPRETE OFICIAL POR RESOLUCIÓN NO. 3618 DEL MINISTERIO DE JUSTICIA DE COLOMBIA, DE FECHA 6 DE SEPTIEMBRE DE 1972.

TRADUCCIÓN DE LOS SELLOS QUE SE ENCUENTRAN EN EL PODER OTORGADO POR **ANNE VANDE GUCHT**, REPRESENTANTE LEGAL DE **SOVALY SOCIEDAD ANONIMA.**, UNA SOCIEDAD CONSTITUIDA BAJO LAS LEYES DE BELGICA, CON DOMICILIO EN RUE DU PRINCE ALBERT, 33-B-1050 BRUSELAS, BELGICA, A LAS DOCTORAS **DILIA MARIA RODRÍGUEZ D'ALEMAN** Y **CLAUDIA LUCIA CARO RAMIREZ**.

OTORGADO EN BRUSELAS, EL DIA 15 DE ENERO DE 2007.

FIRMADO: ILEGIBLE.

CERTIFICADO NOTARIAL (SOCIEDADES)

PODERES OTORGADOS EN: EL SALVADOR, ESTADOS UNIDOS, MEXICO Y VENEZUELA.

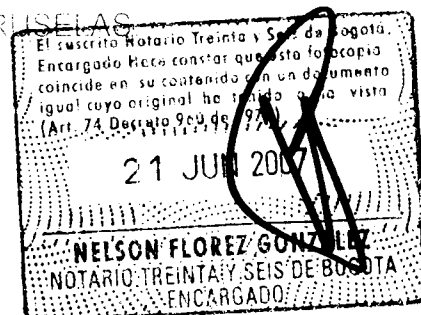
A los 15 días del mes de Enero de 2007, el Notario que suscribe DA FE que:

1. **ANNE VANDE GUCHT**, mayor de edad y domiciliado en c/o SOLVAY (Sociedad Anónima) Rue de Ransbeek, 310 -b-1120 Bruselas, Bélgica firmó de su puño y letra el documento que antecede.
2. Conoce al otorgante y que éste está legalmente capacitado para el otorgamiento.
3. El otorgante ha firmado el referido documento en su carácter de **REPRESENTANTE AUTORIZADO** de la persona jurídica **SOLVAY (Sociedad Anónima)**
4. La citada persona jurídica con sede en Rue Du Prince Albert, 33-B-1050 Bruselas, Bélgica, está legalmente constituida, que tiene actualmente existencia legal y que el acto para el cual se ha otorgado este poder está comprendido entre los que constituyen su objeto social.
5. El otorgante tiene efectivamente la representación que ostenta, que ésta es legítima y que está facultado para otorgar este poder.
6. Las anteriores certificaciones de los puntos 3, 4 y 5 me constan porque he tenido a la vista los documentos auténticos

FIRMADO: BERNARD WILLOCX, NOTARIO PÚBLICO DE BRUSELAS.

HAY SELLO DEL NOTARIO.

[Handwritten signature]



APOSTILLA

(CONVENCIÓN DE LA HAYA DEL 5 DE OCTUBRE DE 1961)

1. PAIS: BELGICA

EL PRESENTE DOCUMENTO PUBLICO

2. HA SIDO FIRMADO POR: **WILLOCX, BERNARD**

3. ACTUANDO EN SU CAPACIDAD DE: NOTARIO

4. LLEVA EL SELLO DE: NOTARIO EN BRUSELAS

CERTIFICADO

5. EN BRUSELAS

6. EL 8 DE DE FEBRERO DE 2007

7. POR EL SERVICIO PUBLICO FEDERAL DE RELACIONES EXTERIORES,
COMERCIO EXTERIOR Y COOPERACION AL DESARROLLO

8. NUMERO **9805070208976886**

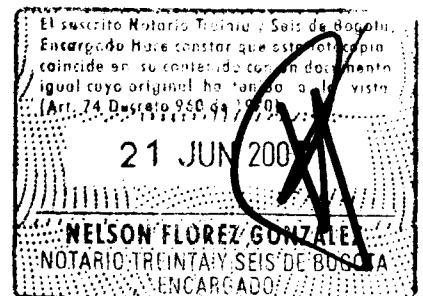
9. HAY SELLO DEL SERVICIO PUBLICO FEDERAL DE RELACIONES
EXTERIORES, COMERCIO EXTERIOR Y COOPERACION AL
DESARROLLO

10. FIRMA: LACROIX NATHALIE.

LA TRADUCTORA OFICIAL

Helena Uribe de Lemoine

HELENA URIBE DE LEMOINE



1887

1000
e, 13

POWER OF ATTORNEY

I/we, the undersigned
Anne VANDE GUCHT

Legal representative(s) of
SOLVAY (Société Anonyme)

an organization existing under the laws of Belgium

and in present execution of its business activity, domiciled at
Rue du Prince Albert, 33 - B-1050 BRUSSELS (Belgium)

do hereby grant POWER OF ATTORNEY to DILIA MARIA RODRIGUEZ DEALEMAN, identification card No. 41.654.882 of Bogotá, and to CLAUDIA LUCIA CARO RAMIREZ, tp. 36448, identification card No. 40.017.374 of Tunja, residing in Bogotá, Colombia, to act in the order of their appointment in behalf of grantor before any entity, authority and/or natural or juridical person, specially before those Administrative, Administrative-Contentious, Judicial, arbitration courts, and/or any other, in all matters concerning the following:

1) Solicitar, tramitar, obtener y/o registrar cualquiera de las modalidades de Propiedad Industrial, tales como: patentes de invención, modelos de utilidad; diseños industriales, variedades vegetales, marcas, lemas, nombres y enseñas comerciales y denominaciones de origen, así como sus renovaciones, prórrogas, transferencias, cambios de nombre y/o domicilio, contratos y licencias.

2) Solicitar, tramitar, obtener y/o registrar derechos de autor, en cualquiera de sus presentaciones así como la protección de secretos industriales y know-how.

3) Solicitar, tramitar, obtener y/o registrar registros sanitarios, permisos y/o licencias de funcionamiento; así como sus renovaciones o prórrogas, transferencias, cambios de nombre y/o domicilio, contratos y licencias.

4) Ejercer acciones de oposición, observación, reclamos, reconsideración, reposición, apelación, cancelación administrativa o judicial, nulidad, protección al consumidor, concesión de licencias, protección de secretos industriales y demás acciones y recursos relacionados con derechos derivados de los asuntos arriba indicados y en contra de la competencia desleal, acciones derivadas de la obtención o explotación de licencias, acciones de indemnización de perjuicios. También podrá(n) intervenir en juicios civiles, comerciales, penales, contencioso-administrativos, tutelas y de policía; en acciones o juicios promovidos por el (la) mandante o en contra el (ella).

5) Registrar nombres de dominio ante la entidad competente

6) En el ejercicio de este mandato los mandatarios arriba mencionados quedan facultados para conciliar, cancelar, transigir, comprometer en árbitros, desistir, recibir y tomar posesión de la cosa objeto de litigio y renunciar o desistir a derechos concedidos o en curso de concesión, admitir los hechos del proceso.

7) Ratificar o no la agencia ofensora

8) Así mismo faculto facultados a los mencionados moderadores para recibir notificaciones y designar apoderados por el día y extrajudicialmente sustituir el presente poder a favor de las personas que se les designen.

Dado y firmado en:

a los de .

1) To apply, process, obtain and/or register any of the modalities of Industrial Property, such as: Patents of Invention, Utility Models, Designs, plant varieties; Marks, Slogans, Trade Names and emblems and appellations of Origin; as well as their renewals, assignments, changes of name and/or domicile, agreements and licenses.

2) To apply, process, obtain and/or register copyrights of any kind as well as protection of industrial secrets or know-how.

3) To apply, process, obtain and/or register sanitary registrations, operating authorizations and/or licenses; as well as their renewals or assignments, changes of name and/or domicile, agreements and licenses

4) To bring actions of opposition, observations, claims, reconsideration, appeal or legal remedies, cancellations, nullity, protection to the consumer.

granting of licenses, protection of trade secrets and other actions related with rights derived from the above-mentioned matters and against the unfair competition, actions resulting from the obtaining or exploitation of licenses, recovering damages actions. They can also intervene or participate in Civil, Commercial, Criminal or Contentious-Administrative Trials; the actions for writ mandamus, police actions; in actions, lawsuits or litigations instituted by the grantor or against him.

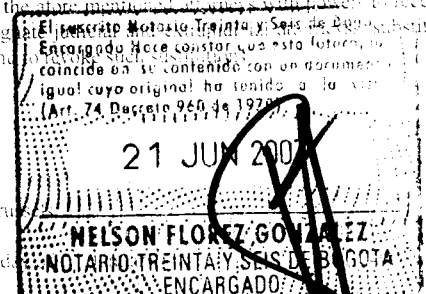
5) To register domain names before the competent entity

6) To the effect of this mandate the above-named proxy are empowered to conciliate, cancel, settle, submit to arbitration, withdraw and to receive and take possession of the litigation related object and waive or renounce the rights granted or in process of granting, admit the facts of the case.

7) To ratify or not the officious agency.

8) I (we) hereby appoint the above mentioned attorney with power to receive notifications and to design El Generalato Nolasio Trujillo y Sols de Pinar del Rio to substitute this Power of Attorney and to receive such substitution on an document.

created and signed at Bru

[illegible]

CERTIFICADO NOTARIAL

(Cuando el solicitante es SOCIEDAD)

(Powers of attorney granted in the State of Mexico, Veracruz)

A los _____ días del mes de _____ de _____
el Notario que suscribe DA FE de que

1. _____
(nombre de la persona que firma el poder)
mayor de edad y domiciliado en _____
_____ firmó de su puño
y leira el documento que antecede.
2. Conoce a la persona o personas que este está legalmente capacitado
para el otorgamiento.
3. El otorgante ha firmado el referido documento en su carácter
de _____
de la persona jurídica _____.

4. La citada persona jurídica con sede en _____
_____ está legalmente
constituida que tiene plenamente
existencia legal y que el acto para el cual se ha otorgado este
poder está comprendido entre los que constituyen su objeto social.
5. El otorgante tiene efectivamente la representación que ostenta que
esta es legítima y que está facultado para otorgar este poder.
6. Las anteriores certificaciones de los puntos 3, 4 y 5, me constan porque
he tenido a la vista los documentos auténticos.

Notario Público

NOTA: A continuación de lo anterior, el Consul de Colombia debe
autenticar la firma del Notario Público.

CERTIFICADO NOTARIAL (Cuando el solicitante es INDIVIDUO)

A los _____ días del mes de _____ de _____
el Notario que suscribe DA FE de que

1. _____
(nombre de la persona que firma el poder)
mayor de edad y domiciliado en _____
_____ firmó en su presencia
el documento que antecede, conoce al otorgante y que este está
legalmente capacitado para el otorgamiento.

Notario Público

NOTA: A continuación de lo anterior, el Consal de Colombia debe
autenticar la firma del Notario Público.

Para todos los demás países el Señor Consal de Colombia o ante
quien se otorgue, debe expedir una certificación dejando constancia
1) de la existencia legal de la sociedad, 2) de que esta ejerce actual-
mente su objeto social y 3) de que la persona o personas que otorgan
el poder están facultadas para hacerlo, dejando constancia así mismo de que tuvo a la vista los que por ley merecen
tales circunstancias.

LEGALIZACIÓN POR EL CONSUL DE COLOMBIA
O POR APOSTILLA

NOTARIAL CERTIFICATE

(When the applicant is a CORPORATION)

(Powers of attorney granted in the State of Mexico, Veracruz and Veracruz)

A los _____ días del mes de _____ de _____
the undersigned Notary CERTIFIES that

1. _____
(name of the person who signs the Power of Attorney)
of legal age and domiciled at _____
_____ signed in his presence the foregoing document.
2. The grantor is to him personally known and that he/she has legal capacity to
execute the document.
3. The grantor has executed the foregoing document in his capacity
of Authorized Representative
of the juridical person "SOL VAX-Sociedad Anónima".

4. The mentioned juridical person with place of business in Rue du Prince
Albert, 33 - B-1050 BRUSSELS-Belgium
is duly organized, has actual legal existence and that the purposes for
which the power of attorney is granted are within the scope of its corporate
purposes.

5. The grantor has in fact the referred quality and that his/her representa-
tion is legal and that he/she is empowered to grant this power of
attorney.

6. I have based the above certifications 3, 4 and 5 on the authentic documents
which for such purpose were exhibited to me.

NOTA: Then the Colombian Consul must legalize the signature of the Notary
Public.

NOTARIAL CERTIFICATE (When the applicant is INDIVIDUALS)

On this _____ day of _____
the undersigned Notary CERTIFIES that

1. _____
(name of the person who signs the Power of Attorney)

of legal age and domiciled at _____

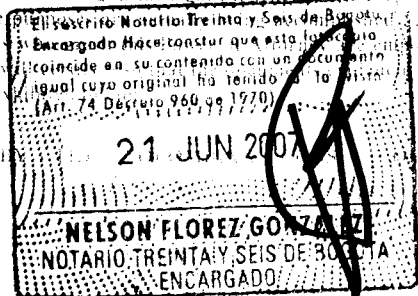
signed in his presence the foregoing document, the grantor is to him personally known and that he/she has legal
capacity to execute the document.

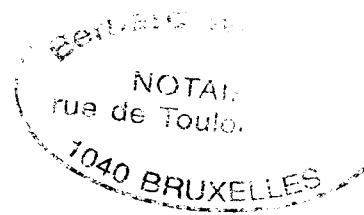
Notary Public

NOTA: Then the Colombian Consul must legalize the signature of the Notary
Public.

For all other countries the Colombian Consul or before which it is granted
must issue a certification stating 1) the legal existence of the corporation, 2)
that the corporate purposes coincide with the content of the document, 3) that
the person or persons who are empowered to do it. The Consul or before which
those circumstances were exhibited to me.

LEGALIZATION BY THE
APOSTILLE





APOSTILLE

(Convention de La Haye du 5 octobre 1961)

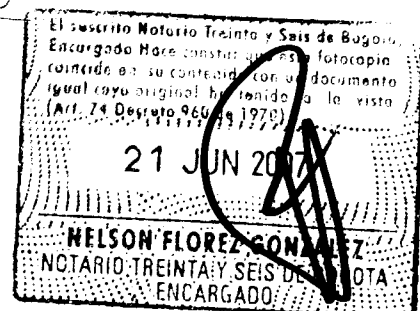
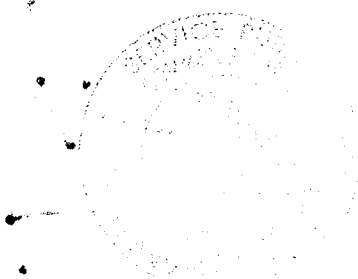
1. Pays: Belgique
2. Le présent acte public a été signé par: Willoex, Bernard
3. Agissant en qualité de: Notaire
4. Est revêtu du sceau / timbre de: Notaire
Brussels

Attesté

5. A Bruxelles
6. Le: 08/02/2007
7. Par le Service public fédéral Affaires étrangères, Commerce extérieur et Coopération
au Développement
8. Sous le n°: **9805070208976886**
9. Sceau/timbre:

(ou Signature)

(ou Sceau)



(19) World Intellectual Property Organization
International Bureau(43) International Publication Date
29 June 2006 (29.06.2006)

PCT

(10) International Publication Number
WO 2006/067192 A1

(51) International Patent Classification:

C07C 17/156 (2006.01) C07C 17/25 (2006.01)
C07C 17/02 (2006.01) C07C 21/06 (2006.01)
C07C 19/045 (2006.01) C08F 14/06 (2006.01)

(21) International Application Number:

PCT/EP2005/057048

(22) International Filing Date:

21 December 2005 (21.12.2005)

(25) Filing Language:

English

(26) Publication Language:

English

(30) Priority Data:

04.13873 23 December 2004 (23.12.2004) FR
05.03252 1 April 2005 (01.04.2005) FR
05.03258 1 April 2005 (01.04.2005) FR

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

(72) Inventors; and

(75) Inventors/Applicants (for US only): STREBELLE,

Michel [BE/BE], Rue Sombre, 84, B-1150 Brussels (BE);
BALTHASART, Dominique [BE/BE]: Rue Du Chateau
Beyaerd, 150, B-1120 Brussels (BE).

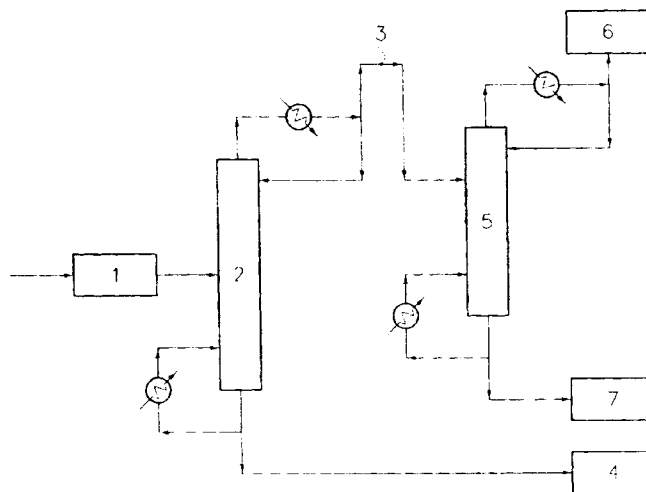
(74) Agents: JACQUES, Philippe et al.: SOLVAY (Société
Anonyme), Intellectual Property Department, Rue de Rans-
beek, 310, B-1120 Brussels (BE).

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

(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, NL, PL, PT,
RO, SE, SI, SK, TR), OAPI (BE, BF, CF, CG, CI, CM, GA,
GN, GQ, GW, ML, MR, NE, SN, TD, TG).

[Continued on next page]

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



(57) Abstract: Process for the manufacture of 1,2-dichloroethane starting with a hydrocarbon source according to which: (a) the hydrocarbon source is subjected to cracking which produces a mixture of products containing ethylene and other constituents; (b) the said mixture of products is separated into at least one fraction containing ethylene and into a heavy fraction (fraction C); (c) the fraction or fractions containing ethylene are conveyed to a chlorination reactor and/or to an oxychlorination reactor, in which reactor most of the ethylene present is converted to 1,2-dichloroethane; (d) the 1,2-dichloroethane obtained is separated from the streams of products derived from the chlorination and oxychlorination reactors and it is conveyed to the pyrolysis oven; and (e) the fraction C is conveyed to cracking or to the oven for pyrolysis of 1,2-dichloroethane as fuel.



Published:

with international search report

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.

- 1 -

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 essentially intended for the manufacture of VCM. This ethylene of very high purity is obtained via the cracking of various petroleum products, followed by numerous complex and expensive separation steps in order to isolate the ethylene from the other products of cracking and to obtain a product of very high purity. The other cracking products, in particular ethane and compounds containing at least 3 carbon atoms, are in this case generally isolated and upgraded as a pure product.

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 product resulting from the cracking and by thus abandoning complex separations which are of no benefit for the manufacture of DCE. These processes have, nevertheless, the disadvantage that the ethane and the compounds containing at least 3 carbon atoms, carried with the so-called impure ethylene fraction, which are possibly separated later, are not upgraded, thus putting a strain on the economy of the process.

The aim of the present invention is therefore to provide a process using ethylene with a purity of less than 99.8% which has the advantage of reducing the costs by abandoning complex separations for isolating the ethylene from the other products of cracking which are of no benefit for the manufacture of DCE, but which also have the advantage of allowing upgrading of the ethane and the compounds containing at least 3 carbon atoms, thus bringing about significant savings.

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

- a) the hydrocarbon source is subjected to cracking which produces a mixture of products containing ethylene and other constituents;

- 2 -

- b) the said mixture of products is separated into at least one fraction containing ethylene and into a heavy fraction (fraction C);
- c) the fraction or fractions containing ethylene are conveyed to a chlorination reactor and/or to an oxychlorination reactor, in which reactors most of the ethylene present is converted to DCE;
- 5 d) the DCE obtained is separated from the streams of products derived from the chlorination and oxychlorination reactors and it is conveyed to the pyrolysis oven; and
- e) the fraction C is conveyed to cracking or to the oven for pyrolysis of DCE as fuel.
- 10

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

15 manner, the hydrocarbon source is chosen from the group consisting of ethane, propane and propane/butane mixtures. Good results were obtained with a hydrocarbon source chosen from the group consisting of propane and propane/butane mixtures. The propane/butane mixtures may exist as such or may consist of mixtures of propane and butane.

20 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

25 product itself.

The expression cracking (step a)) is understood to mean, for the purposes of the present invention, all the steps for treating the hydrocarbon source which lead to the formation of a mixture of products containing ethylene and other constituents.

30 Such a cracking may be carried out according to any known technique as long as it allows the production of a mixture of products containing ethylene and other constituents. Advantageously, the cracking comprises a first step of pyrolysis (that is to say 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. This step advantageously takes place in an

35 oven called cracking oven. This first step is preferably followed by steps for

- thermal recovery of the heat of the cracked gases, for separating the heavy products (for example via organic quenching and aqueous quenching), for compressing and drying the gases and for removing most of the carbon dioxide and most of the sulphur compounds present or added (for example by means of an alkaline washing), optionally for hydrogenating the undesirable derivatives generated during the first pyrolysis step such as for example acetylene and optionally the removal of part of the hydrogen and/or of the 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 a) comprises hydrogen, methane, compounds comprising from 2 to 7 carbon atoms, carbon monoxide, nitrogen and oxygen. The hydrogen, the methane and the 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 the said mixture of products. The carbon monoxide, the nitrogen, the oxygen and the 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 the said mixture of products. Compounds containing more than 7 carbon atoms, carbon dioxide, hydrogen sulphide and other sulpho compounds and 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 the said mixture of products.
- After step a) for cracking defined above, the mixture of products containing ethylene and other constituents is subjected to step b) which advantageously comprises a maximum of four, preferably a maximum of three separation steps in order to obtain the fraction or fractions containing ethylene.
- During step b), the mixture of products is separated into at least one fraction containing ethylene and into a heavy fraction (fraction C). Fraction C advantageously contains ethane and compounds comprising at least 3 carbon atoms. Advantageously, these compounds comprising at least 3 carbon atoms result from the mixture of products containing ethylene and other constituents derived from step a) or are generated by side reactions during step b). Among the compounds comprising at least 3 carbon atoms, there may be mentioned propane, propene, butanes and their unsaturated derivatives as well as all the saturated or unsaturated heavier compounds.

According to a first variant of the process according to the invention, fraction C is conveyed to cracking, preferably to the first cracking step which is the pyrolysis step.

According to a first subvariant, the entire fraction C is advantageously
5 conveyed either as raw material or as fuel to cracking.

According to a second subvariant, fraction C is advantageously subjected to a hydrogenation step prior to this step of conveying to cracking.

According to a first embodiment of this second subvariant mentioned above, the hydrogenation step is advantageously followed by conveying the
10 entire fraction C to cracking either as raw material or as fuel.

According to a second embodiment of the second subvariant mentioned above, the hydrogenation step is advantageously followed by at least one, preferably by one step for separation, preferably by distillation, into two different fractions respectively enriched with the compounds comprising less than
15 5 carbon atoms, for one of them, and enriched with the compounds comprising at least 5 carbon atoms, for the other.

The fraction enriched with the compounds containing less than 5 carbon atoms advantageously comprises at least 80%, preferably at least 90% and in a particularly preferred manner at least 95% by weight relative to the total weight
20 of this fraction, of compounds containing less than 5 carbon atoms.

The fraction enriched with the compounds containing at least 5 carbon atoms advantageously comprises at most 30%, preferably at most 20% and in a particularly preferred manner at most 10% by weight relative to the total weight of this fraction, of compounds containing less than 5 carbon atoms.

25 In a particularly preferred manner, the fraction enriched with the compounds comprising less than 5 carbon atoms is then conveyed to cracking as raw material while the fraction enriched with the compounds comprising at least 5 carbon atoms is conveyed to cracking as fuel or upgraded in any form.

According to a third subvariant, prior to this step of conveying to cracking,
30 fraction C is advantageously first subjected to at least one, preferably to one separation step consisting in the separation of fraction C, preferably by distillation, into two different fractions respectively enriched with the fractions comprising less than 5 carbon atoms, for one of them, and enriched with the compounds comprising at least 5 carbon atoms, for the other. The resulting
35 fraction, enriched with the compounds comprising less than 5 carbon atoms, is then in a particularly preferred manner subjected to a hydrogenation step before

being conveyed to cracking as raw material. As for the fraction enriched with the compounds comprising at least 5 carbon atoms, it is in a particularly preferred manner conveyed to cracking as fuel or upgraded in any form.

5 The specific characteristics defined for the fraction enriched with the compounds containing less than 5 carbon atoms and that enriched with the compounds containing at least 5 carbon atoms defined above for the second subvariant are applicable for the third subvariant.

10 In each of the subvariants detailed above, the fraction which is conveyed to cracking as raw material may be conveyed as it is to the cracking oven of the first pyrolysis step or may first of all be mixed with the hydrocarbon source. Preferably, it is mixed with the hydrocarbon source before being conveyed to the cracking oven of the first pyrolysis step. In a particularly preferred manner, the fraction which is conveyed to the cracking oven as raw material is mixed with the hydrocarbon source in an intermediate reservoir before being conveyed to the cracking oven.

15 In each of the subvariants detailed above, the fraction which is conveyed to cracking as fuel may be conveyed as it is to the cracking oven of the first pyrolysis step or may first of all be mixed with another fuel. Preferably, it is mixed with another fuel before being conveyed to the cracking oven of the first pyrolysis step. In a particularly preferred manner, the fraction which is conveyed to the cracking oven as fuel is mixed with another fuel in an intermediate reservoir before being conveyed to the cracking oven.

The second subvariant explained above is preferred, with a most particular preference for its second embodiment.

25 The abovementioned hydrogenation step may be performed by means of any known hydrogenation catalyst such as, for example, catalysts based on 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 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.

35 The temperature at which the hydrogenation step is performed is advantageously at least 5, preferably at least 20, in a particularly preferred

- 6 -

manner at least 50°C. It is advantageously at most 150, preferably at most 100°C. As for the pressure, it is advantageously greater than or equal to 1, preferably greater than or equal to 3 bar. It is advantageously less than or equal to 40, 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 than or equal to 25 bar and most advantageously less than or equal to 20 bar.

Preferably, this hydrogenation step is performed using quantities of hydrogen such that it is complete, that is to say preferably 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 case.

According to a second variant of the process according to the invention, fraction C is conveyed to the oven for pyrolysis of DCE, to VC, as fuel.

Another source of energy which may be used to ensure, at least partially, the operation of the oven for pyrolysis of DCE to VC may be advantageously found by burning the products which are not converted during chlorination of ethylene to DCE, in particular hydrogen and methane. These unconverted products may be separated downstream of the chlorination or optionally partially during step a) defined above. Preferably, they are separated downstream of the chlorination. In the latter case, the chlorine-containing products contained in the unconverted products are advantageously removed from the unconverted products before the latter are burnt.

Advantageously, the combustion of 20 to 40%, preferably 30% of these products not converted during chlorination makes it possible to ensure the operation of the pyrolysis oven. The remainder of these products not converted during chlorination can serve as fuel for the cracking oven (in an amount of about 60% for example) or may be upgraded in any form (in an amount of about 10% for example) for example as fuel for an incinerator or a steam boiler.

The heat recovered at the cracking oven, which consists in recovering heat from hot gases (also called sensible heat), may advantageously also be a source of energy, at least partially, to ensure the operation of the oven for pyrolysis of DCE to VC. It may equally well be the sensible heat of the cracked gases and the sensible heat of the gases which served to heat the cracked gas (preheating to the cracking temperature and cracking heat). Preferably, it is the sensible heat of the gases which served to heat the cracked gas.

According to the process of the invention, the separation of the mixture of

15

- 7 -

products containing ethylene and other constituents in step b) leads to the formation of at least one fraction containing ethylene, preferably two fractions containing ethylene. in a particularly preferred manner one fraction containing ethylene which is enriched with the compounds lighter than ethylene, called
5 below fraction A, and a second fraction containing ethylene advantageously enriched with ethylene, called below fraction B and a heavy fraction (fraction C).

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

According to the process of the invention, the quantities defined below to characterize the fraction B and the fraction A are those before their respective entry into oxychlorination and into chlorination.

Fraction B is advantageously characterized by a hydrogen content of less
15 than or equal to 2%, preferably of less than or equal to 0.5% and in a particularly preferred manner 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 3 carbon atoms, advantageously less than or equal to 0.01%, preferably less than
20 or equal to 0.005% and in a particularly preferred manner less than or equal to 0.001% by volume relative to the total volume of fraction B.

Fraction B advantageously contains from 40% to 99.5% by volume of ethylene relative to the total volume of fraction B. Fraction B advantageously contains at least 40%, preferably at least 50% and in a particularly preferred
25 manner at least 60% by volume of ethylene relative to the total volume of fraction B. Fraction B advantageously contains at most 99.5%, preferably at most 99.2% and in a particularly preferred manner at most 99% by volume of ethylene relative to the total volume of fraction B.

In the preferred case where the hydrocarbon source is ethane, fraction B
30 advantageously comprises at least 60%, preferably at least 70% and in a particularly preferred manner at least 75% by volume of ethylene relative to the total volume of fraction B. Fraction B advantageously comprises at most 99.5%, preferably at most 99.2% and in a particularly preferred manner at most 99% by volume of ethylene relative to the total volume of fraction B.

35 In the preferred case where the hydrocarbon source is a propane/butane mixture, fraction B advantageously comprises at least 40%, preferably at least

16

50% and in a particularly preferred manner at least 60% by volume of ethylene relative to the total volume of fraction B. Fraction B advantageously comprises at most 99.5%, preferably at most 99.2% and in a particularly preferred manner at most 99% by volume of ethylene relative to the total volume of fraction B.

- 5 Fraction B is additionally characterized by an acetylene content which is advantageously less than or equal to 0.01%, preferably less than or equal to 0.005% and in a particularly preferred manner less than or equal to 0.001% by volume relative to the total volume of fraction B.

- 10 Fraction A is advantageously enriched with compounds which are lighter than ethylene. These compounds are generally methane, nitrogen, oxygen, hydrogen and carbon monoxide. Advantageously, fraction A contains at least 70%, preferably at least 80% and in a particularly preferred manner at least 85% of compounds lighter than ethylene which are contained in the mixture of products subjected to step b). Advantageously, fraction A contains at most
15 99.99%, preferably at most 99.97% and in a particularly preferred manner at most 99.95% of compounds lighter than ethylene which are contained in the mixture of products subjected to step b).

- 20 In the preferred case where the hydrocarbon source is ethane, fraction A contains at least 90%, preferably at least 95% and in a particularly preferred manner at least 98% of compounds lighter than ethylene which are contained in the mixture of products subjected to step b). Advantageously, fraction A contains at most 99.99%, preferably at most 99.98% and in a particularly preferred manner at most 99.97% of compounds lighter than ethylene which are contained in the mixture of products subjected to step b).

- 25 In the preferred case where the hydrocarbon source is a propane/butane mixture, fraction A contains at least 70%, preferably at least 80% and in a particularly preferred manner at least 85% of compounds lighter than ethylene which are contained in the mixture of products subjected to step b). Advantageously, fraction A contains at most 99.99%, preferably at most 99.95%
30 and in a particularly preferred manner at most 99.9% of compounds lighter than ethylene which are contained in the mixture of products subjected to step b).

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

Fraction A advantageously contains a content by volume of ethylene such

7

that it represents from 10% to 90% of the content by volume of ethylene of fraction B. Fraction A advantageously contains a content by volume of ethylene such that it is less than or equal to 90%, preferably less than or equal to 85% and in a particularly preferred manner less than or equal to 80% of the content by volume of ethylene of fraction B. Fraction A advantageously contains a content by volume of ethylene such that it is at least 10%, preferably at least 15% and in a particularly preferred manner at least 20% of the content by volume of ethylene of fraction B.

In the preferred case where the hydrocarbon source is ethane, fraction A advantageously contains a content by volume of ethylene such that it is less than or equal to 90%, preferably less than or equal to 85% and in a particularly preferred manner less than or equal to 80% of the content by volume of ethylene of fraction B. Fraction A advantageously contains a content by volume of ethylene such that it is at least 15%, preferably at least 20% and in a particularly preferred manner at least 22% of the content by volume of ethylene of fraction B.

In the preferred case where the hydrocarbon source is a propane/butane mixture, fraction A advantageously contains a content by volume of ethylene such that it is less than or equal to 80%, preferably less than or equal to 75% and in a particularly preferred manner less than or equal to 70% of the content by volume of ethylene of fraction B. Fraction A advantageously contains a content by volume of ethylene such that it is at least 10%, preferably at least 15% and in a particularly preferred manner at least 20% of the content by volume of ethylene of fraction B.

Fraction A is additionally characterized by an acetylene content which is advantageously less than or equal to 0.01%, preferably less than or equal to 0.005% and in a particularly preferred manner less than or equal to 0.001% by volume relative to the total volume of fraction A.

According to a first embodiment 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 of manufacture by chlorination and oxychlorination of ethylene and pyrolysis of the 1,2-dichloroethane (DCE) formed makes it possible to generate the quantity of HCl necessary for the process), the fraction by weight of the ethylene throughput in each of fractions A and B is advantageously between 45 and 55% of the total quantity of ethylene produced (fraction A + fraction B). Preferably, the fraction by weight of the

throughput of ethylene in fraction A is of the order of 55% and the fraction by weight of the throughput of ethylene in fraction B is of the order of 45% of the total quantity produced. In a particularly preferred manner, the fraction by weight of the throughput of ethylene in fraction A is of the order of 52.5% and the fraction by weight of the throughput of ethylene in fraction B is of the order of 47.5% of the total quantity produced.

According to a second embodiment 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 fraction by weight of the throughput of ethylene in each of fractions A and B is advantageously between 20 and 80% of the total quantity of ethylene produced (fraction A + fraction B). Preferably, the fraction by weight of the throughput of ethylene in fraction A is between 25 and 75% of the total quantity of ethylene produced (fraction A + fraction B).

According to a first variant of the second embodiment 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 fraction by mole of the throughput of ethylene in fraction A is advantageously between 45 and 55%, preferably between 50 and 54% and in a particularly preferred manner of the order of 52.5% of the difference between the total molar quantity of ethylene contained in the mixture of products subjected to step b) and the molar quantity of HCl of the external source.

According to a second variant of the second embodiment of the process according to the invention, considering that the process for the manufacture of DCE is advantageously unbalanced by a co-production of DCE (some of the DCE is therefore not subjected to pyrolysis), the fraction by mole of the throughput of ethylene in fraction B is advantageously between 45 and 55%, preferably between 46 and 50% and in a particularly preferred manner of the order of 47.5% of the difference between the total molar quantity of ethylene contained in the mixture of products subjected to step b) and the molar quantity of DCE co-produced.

Any separation process may be used to separate the said mixture of products containing ethylene into fraction A, fraction B and fraction C provided that it advantageously comprises a maximum of four, preferably a maximum of

three separation steps in order to obtain both fractions A and B.

According to a first preferred mode of separation, the mixture of products containing ethylene derived from step a) is subjected to a first separation step which makes it possible to extract fraction C therefrom and the resultant mixture
5 is then subjected to a second step for separation into fraction A and fraction B.

According to a second preferred mode of separation, the mixture of products containing ethylene derived from step a) is subjected to a first separation step which makes it possible to extract fraction A therefrom and the resulting mixture is then subjected to a second step for separating into fraction B
10 and fraction C.

The first mode of separation is particularly preferred. Numerous variants can make it possible to carry out this first particularly preferred mode of separation of the mixture of products containing ethylene derived from step a).

A preferred variant of the first mode of separation consists in subjecting
15 the said mixture to a first separation step intended to extract fraction C and then in subjecting the resulting mixture to a second step for separation into fraction A and fraction B which are both distillation steps performed by means of a distillation column equipped with the associated auxiliary equipment such as at least one reboiler and at least one condenser.

20 According to this preferred variant of the first mode of separation, fraction C advantageously leaves at the bottom of the first distillation column, fraction A at the top of the second distillation column and fraction B at the bottom of the second distillation column.

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

The chlorination reaction is advantageously performed 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
30 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).

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

The chlorination process according to the invention is advantageously

20

performed at temperatures of between 30 and 150°C. Good results were obtained regardless of the pressure both at a temperature less than the boiling temperature (under-cooled chlorination) and at the boiling temperature itself (boiling chlorination).

- 5 When the chlorination process according to the invention is a under-cooled chlorination, it gave good results by operating at a temperature which is advantageously greater than or equal to 50°C and preferably greater than or equal to 60°C, but advantageously less than or equal to 80°C and preferably less than or equal to 70°C; with a pressure in the gaseous phase advantageously
10 greater than or equal to 1.5 and preferably greater than or equal to 2 absolute bar, but advantageously less than or equal to 20, preferably less than or equal to 10 and in a particularly preferred manner less than or equal to 6 absolute bar.

- A boiling chlorination process is particularly preferred which makes it possible, where appropriate, to usefully recover the heat of reaction. In this case,
15 the reaction advantageously takes place at a temperature greater than or equal to 60°C, preferably greater than or equal to 90°C and in a particularly preferred manner greater than or equal to 95°C but advantageously less than or equal to 150°C and preferably less than or equal to 135°C; with a pressure in the gaseous phase advantageously greater than or equal to 0.2, preferably greater than or
20 equal to 0.5, in a particularly preferred manner greater than or equal to 1.2 and in a most particularly preferred manner greater than or equal to 1.5 absolute bar but advantageously less than or equal to 10 and preferably less than or equal to 6 absolute bar.

- The chlorination process may also be a loop under-cooled boiling mixed
25 chlorination process. The expression loop under-cooled boiling mixed chlorination process is understood to mean a process in which cooling of the reaction medium is performed, for example, by means of an exchanger immersed in the reaction medium or by a loop circulating in an exchanger, while producing in a gaseous phase at least the quantity of DCE formed. Advantageously, the
30 reaction temperature and pressure are adjusted for the DCE produced to leave in the gaseous phase and to remove the remainder of the calories from the reaction medium by means of the exchange surface.

- In addition, the chlorination process is advantageously performed in a chlorinated organic liquid medium. Preferably, this chlorinated organic liquid
35 medium, also called liquid stock, mainly consists of DCE.

 The fraction A containing the ethylene and the chlorine (itself pure or

2

diluted) may be introduced by any known device into the reaction medium together or separately. A separate introduction of the 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.

- 5 The chlorine is added in a sufficient quantity to convert most of the ethylene and without requiring the addition of an excess of unconverted chlorine. The chlorine/ethylene ratio used is preferably between 1.2 and 0.8 and in a particularly preferred manner between 1.05 and 0.95 mol/mol.

- The chlorinated products obtained contain mainly DCE and small
10 quantities of by-products such as 1,1,2-trichloroethane or small quantities of chlorination products of ethane or methane. The separation of the DCE obtained from the stream of products derived from the chlorination reactor is carried out according to known modes and makes it possible in general to exploit the heat of the chlorination reaction.

- 15 The unconverted products (methane, carbon monoxide, nitrogen, oxygen and hydrogen) are then subjected to an easier separation than what would have been necessary to separate pure ethylene starting with the initial mixture.

- The oxychlorination reaction is advantageously performed in the presence of a catalyst comprising active elements including copper deposited on an inert
20 support. The inert support is advantageously chosen from alumina, silica gels, 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
25 other than copper, there may be mentioned alkali metals, alkaline-earth metals, rare-earth metals and metals of 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,
30 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,
35 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 in a particularly preferred manner 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 in a particularly preferred manner 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 in a particularly preferred manner 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 in a particularly preferred manner 1:0.5-1:0.15-1.

Catalysts having a specific surface area, measured according to the B.E.T. method with nitrogen, advantageously between 25 m²/g and 300 m²/g, preferably between 50 and 200 m²/g and in a particularly preferred manner 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 exploited 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 greater than atmospheric pressure. Values of between 2 and 10 absolute bar gave good results. The range between 4 and 7 absolute bar is preferred. This pressure may be usefully modulated in order to obtain an optimum residence time in the reactor and to maintain a constant rate of passage for various speeds of operation. The usual residence times range from 1 to 60 seconds and preferably from 10 to 40 seconds.

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

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

- 15 -

would constitute a disadvantage given the wide range of inflammability of this compound.

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

The chlorinated products obtained contain mainly DCE and small quantities of by-products such as 1,1,2-trichloroethane. The separation of the DCE obtained from the stream of products derived from the oxychlorination reactor is carried out according to known modes. The heat of the oxychlorination
10 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 to an easier separation than that which would have been necessary to separate pure ethylene starting from the initial mixture.

15 The DCE obtained is then separated from the streams of products derived from the chlorination and oxychlorination reactors and conveyed to the pyrolysis oven so as to be advantageously converted to VC therein.

The invention therefore also relates to a process for the manufacture of VC. To this effect, the invention relates to a process for the manufacture of VC,
20 characterized in that the DCE obtained by the process according to the invention is converted to VC in the pyrolysis oven.

The conditions under which the pyrolysis may be carried out are known to persons skilled in the art. This pyrolysis is advantageously obtained by a reaction in the gaseous phase in a tubular oven. The usual pyrolysis temperatures are
25 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 s with a preference for the range from 5 to 25 s. The rate of conversion of the DCE is advantageously limited to 45 to 75% in order to limit the formation of by-products and the fouling of the tubes of the oven. The following steps make it
30 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 oven.

In addition, the invention also relates to a process for the manufacture of
35 PVC. To this effect, the invention relates to a process for the manufacture of PVC by polymerization of the VC obtained by the process according to the

24

invention.

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

- 5 The expression aqueous dispersion polymerization is understood to mean free radical polymerization in aqueous suspension as well as free radical polymerization in aqueous emulsion and polymerization in aqueous microsuspension.

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

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

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

The process according to the invention therefore has the advantage, by upgrading the heavy compounds, of substantially improving the economy of the process for the manufacture of DCE.

- 25 Another advantage of this process is that, by virtue of the separation of the compounds comprising at least 3 carbon atoms via fraction C, it makes it possible to avoid the problems of inhibition generally encountered during the pyrolysis of DCE when these compounds are carried with ethylene. This inhibition is due to the formation of derivatives such as 1,2-dichloropropane and monochloropropenes. These derivatives are difficult to completely separate from the DCE. Their ease of formation of stable allyl radicals explains their powerful inhibitory effect on the pyrolysis of the DCE which occurs by the free radical route.

- 35 The presence of these products containing three and more carbon atoms would moreover constitute an unnecessary consumption of reagents during oxychlorination and during chlorination or would result in costs for destruction.

25

Furthermore, these heavy compounds contribute towards the soiling of the columns and the evaporators.

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 from the hydrocarbon source to the polymer obtained starting with the monomer manufactured.

The process 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 one embodiment of the first variant of the process for the manufacture of DCE according to the invention.

The mixture of products 1 containing ethylene and other constituents resulting from the cracking (not shown) of a hydrocarbon source which is ethane introduced into the cracking at a flow rate of 19 984 kg/h is introduced into the main column 2 which is a distillation column equipped with a reboiler at the bottom and a condenser at the top where it is separated into two different fractions, namely fraction 3 at the top of column 2 and fraction 4 at the bottom of column 2.

Fraction 3 is then conveyed to a second distillation column 5 equipped with a reboiler at the bottom and a condenser at the top.

Following its passage in column 5, fraction 3 is separated into fraction 6 leaving at the top of column 5 and into fraction 7 leaving at the base of column 5.

Fraction 6, enriched with compounds lighter than ethylene, in particular methane, hydrogen, nitrogen, oxygen and carbon monoxide, is conveyed to the unit for chlorination of ethylene.

Fraction 7, characterized by a very low content of hydrogen, is conveyed to the unit for oxychlorination of ethylene.

Fraction 4, consisting of ethane and the compounds comprising at least 3 carbon atoms, for its part, is either removed (case No. 1), or conveyed as it is to the first cracking step (case No. 2), or subjected to a hydrogenation step followed by a distillation step in order to separate the compounds containing less than 5 carbon atoms from the compounds containing at least 5 carbon atoms and conveying the compounds containing less than 5 carbon atoms to the first cracking step (case No. 3).

The yield of ethylene contained in fractions 6 and 7 relative to the ethane used for the 3 cases described above is 56, 83 and 89%, respectively.

26

- 18 -

These figures advantageously illustrate the economic benefit which the upgrading of fraction 4 (heavy fraction C) represents.

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 cracking which produces a mixture of products containing ethylene and other constituents;
- b) the said mixture of products is separated into at least one fraction containing ethylene and into a heavy fraction (fraction C);
- 10 c) the fraction or fractions containing ethylene are conveyed to a chlorination reactor and/or to an oxychlorination reactor, in which reactors most of the ethylene present is converted to 1,2-dichloroethane;
- 15 d) the 1,2-dichloroethane obtained is separated from the streams of products derived from the chlorination and oxychlorination reactors and it is conveyed to the pyrolysis oven; and
- e) the fraction C is conveyed to cracking or to the oven for pyrolysis of 1,2-dichloroethane as fuel.

20 2 - Process for the manufacture of 1,2-dichloroethane 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.

25 3 - Process for the manufacture of 1,2-dichloroethane according to either 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.

30 4 - Process according to any one of Claims 1 to 3, characterized in that the mixture of products containing ethylene and other constituents derived from step a) comprises hydrogen, methane, compounds comprising from 2 to 7 carbon atoms, carbon monoxide, nitrogen and oxygen.

5 - Process for the manufacture of 1,2-dichloroethane according to any one of Claims 1 to 4, characterized in that fraction C contains ethane and compounds

- 20 -

comprising at least 3 carbon atoms.

6 - Process for the manufacture of 1,2-dichloroethane according to any one of Claims 1 to 5, characterized in that fraction C is conveyed to cracking.

5 7 - Process for the manufacture of 1,2-dichloroethane according to Claim 6, characterized in that fraction C is conveyed to the first step of the cracking which is a pyrolysis step.

8 - Process for the manufacture of 1,2-dichloroethane according to either of Claims 6 and 7, characterized in that prior to being conveyed to cracking, fraction C is subjected to a hydrogenation step.

10 9 - Process for the manufacture of 1,2-dichloroethane according to any one of Claims 1 to 5, characterized in that fraction C is conveyed to the oven for pyrolysis of 1,2-dichloroethane as fuel.

15 10 - Process for the manufacture of 1,2-dichloroethane according to any one of Claims 1 to 9, characterized in that the separation of the mixture of products containing ethylene and other constituents in step b) leads to the formation of a fraction enriched with compounds lighter than ethylene containing part of the ethylene (fraction A), a fraction enriched with ethylene (fraction B) and a heavy fraction (fraction C).

20 11 - Process according to Claim 10, characterized in that fraction B contains from 40% to 99.5% by volume of ethylene relative to the total volume of fraction B.

12 - Process according to either of Claims 10 and 11, characterized in that fraction A contains a content by volume of ethylene such that it represents from 10% to 90% of the content by volume of ethylene of fraction B.

25 13 - Process according to any one of Claims 10 to 12, characterized in that fraction A is conveyed to the chlorination reactor and fraction B is conveyed to the oxychlorination reactor.

30 14 - Process for the manufacture of vinyl chloride, characterized in that the 1,2-dichloroethane obtained by the process according to any one of Claims 1 to 13 is converted to VC in the pyrolysis oven.

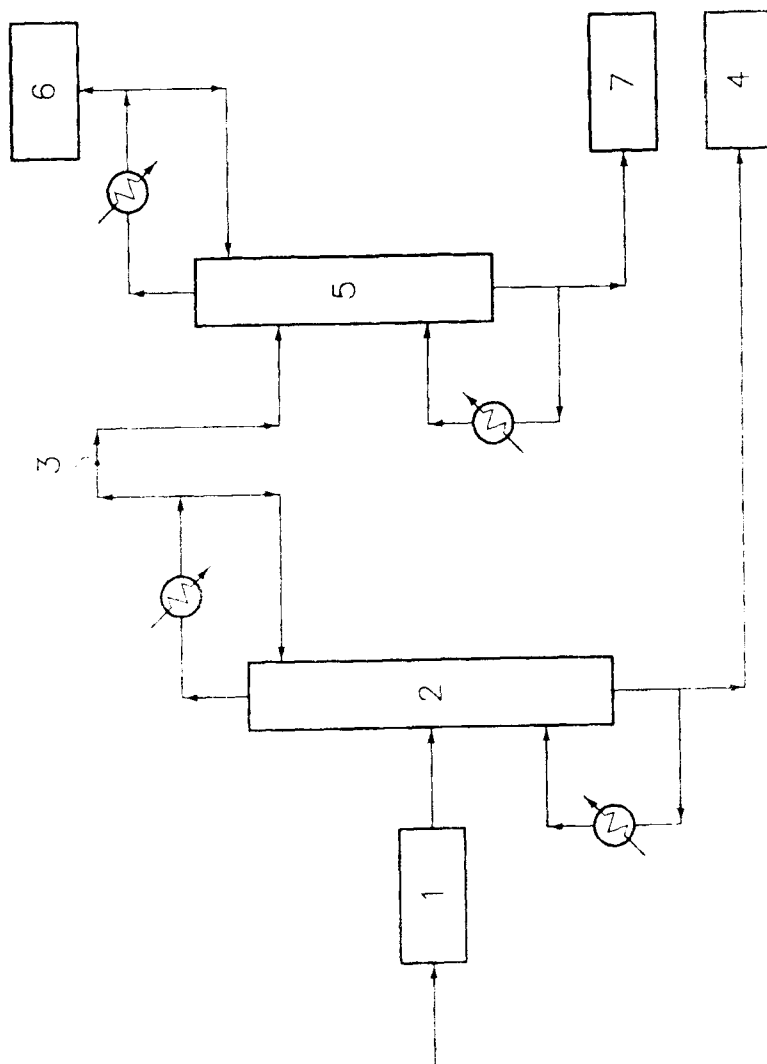
24

- 21 -

15 - Process for the manufacture of polyvinyl chloride by polymerization of the vinyl chloride obtained by the process according to Claim 14.

3

Fig. 1



INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No.
PCT/EP2005/057043

C. General information - DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT		
Symbol	Classification of document and its relevance, where appropriate, if the document is prior art	Relevant page(s)
X	WO 03/048088 A (BASF AKTIENGESELLSCHAFT; HARTH, KLAUS; SCHINDLER, GOETZ-PETER; WALSDOR) 12 June 2003 (2003-06-12)	14
A	page 2, line 26 - page 3, line 11 page 20, line 13 - page 21, line 32	1
X	EP 0 567 381 A (ELF ATOCHEM S.A) 27 October 1993 (1993-10-27)	14, 15
	page 2, line 4 - line 6	

37

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

Information on patent family members

International application No.

PC/JP2015/057048

Patent document no. (search report)	Publication date	Parent family member(s)	Publication date	
IS 6487204	EL	20-08-2002	DE 19911078 A1	11-09-2000
			EP 1034837 A2	13-09-2000
			JP 2000297052 A	24-10-2000
			NO 20001134 A	13-09-2000
WO 03048088	A	12-06-2003	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 0567381	A	27-10-1993	AT 139760 T	15-07-1996
			CA 2094486 A1	22-10-1993
			CN 1083039 A	02-03-1994
			DE 69303321 D1	01-08-1996
			FI 931787 A	20-04-1993
			FR 2690155 A1	22-10-1993
			JP 2684585 32	03-12-1997
			JP 6025028 A	01-02-1994
			KR 268820 31	16-10-2000
			NO 931441 A	22-10-1993
US 5488190 A	30-01-1996			

PROCESO DE ELABORACIÓN DE 1,2-DICLOROETANO

La presente invención se relaciona con un proceso de elaboración de 1,2-dicloroetano (DCE), con un proceso de elaboración de cloruro de vinilo (VC) y con un proceso de elaboración de poli(cloruro de vinilo) (PVC).

En la actualidad, se emplea habitualmente etileno con un grado de pureza superior al 99,8 % en la elaboración de DCE destinado esencialmente para la elaboración de VCM. Dicho etileno de tan alta pureza se obtiene a partir del craqueo de diversos productos derivados del petróleo seguido de numerosas etapas de separación complejas y costosas de manera de aislar el etileno de los demás productos del craqueo y de obtener un producto de pureza tan elevada. Los otros productos del proceso de craqueo, particularmente etano y compuestos que contienen al menos 3 átomos de carbono, generalmente se aíslan y aprovechan como productos puros.

Teniendo en cuenta el elevado costo implicado en la obtención de etileno de pureza tan elevada, se desarrollaron diversos procesos de elaboración de DCE que requieren etileno de un grado de pureza menor que 99,8%. Dichos procesos presentan la ventaja de disminuir los costos ya que simplifican el tren de separaciones de los productos provenientes del craqueo y eliminan así separaciones complejas y sin interés para la elaboración de DCE. Dichos procesos presentan sin embargo la desventaja de que etano y compuestos que contienen al menos 3 átomos de carbono arrastrados con la fracción de etileno impura, eventualmente separados después, no se aprovechan, perjudicando así la economía del proceso.

La presente invención tiene por objeto proporcionar un proceso que requiera etileno de un grado de pureza menor que 99,8%, que presente la

ventaja de disminuir los costos al eliminar separaciones complejas para aislar etileno de los demás productos de del proceso de craqueo sin interés para la elaboración de DCE pero que presente asimismo la ventaja permitir un aprovechamiento del etano y de los compuestos que contienen al menos 3 átomos de carbono favoreciendo así la economía del proceso de manera no despreciable.

A dicho efecto, la invención se relaciona con un proceso de elaboración de DCE a partir de una fuente hidrocarbonada según el cual :

a) se somete la fuente hidrocarbonada a un proceso de craqueo para producir una mezcla de productos que contiene etileno y otros constituyentes;

b) se separa dicha mezcla de productos en por lo menos una fracción que contiene etileno y en una fracción pesada (fracción C);

c) se envía la o las fracciones que contienen etileno a un reactor de cloración y/o un reactor de oxiclорación, reactores en los cuales la mayor parte del etileno presente es convertido en DCE;

d) se separa el DCE obtenido de los flujos de productos resultantes de los reactores de cloración y de oxiclорación y se lo envía al horno de pirólisis; y

e) se envía la fracción C al craqueo o al horno de pirólisis de DCE como combustible.

La fuente hidrocarbonada considerada puede ser cualquier fuente hidrocarbonada conocida. Preferentemente, la fuente hidrocarbonada sometida al proceso de craqueo (etapa a)) se selecciona del grupo formado por nafta, gasoil, gas natural licuado, etano, propano, butano, isobutano y mezclas de los

5

mismos. Más preferentemente, la fuente hidrocarbonada se selecciona del grupo formado por etano, propano, butano y mezclas de propano/butano. Mas preferentemente aún, la fuente hidrocarbonada se selecciona del grupo formado por etano, propano y mezclas de propano/butano. Se obtuvieron buenos resultados con una fuente hidrocarbonada seleccionada del grupo constituido por propano y mezclas de propano/butano. Dichas mezclas de propano/butano pueden existir tal como están o formarse mezclando propano y butano.

Por etano, propano, butano y mezcla propano/butano, se hace referencia a los fines de la presente invención, a los productos disponibles comercialmente, a saber, constituidos esencialmente por el producto puro (etano, propano, butano o mezcla de propano/butano) y opcionalmente por otros hidrocarburos saturados o insaturados, más livianos o más pesados que el propio producto puro.

Un proceso de craqueo (etapa a)) se refiere, a los fines de la presente invención, al conjunto de etapas de tratamiento de la fuente hidrocarbonada que conducen a la formación de una mezcla de productos que contiene etileno y otros constituyentes.

Un proceso de craqueo tal puede realizarse de acuerdo a cualquier técnica conocida mientras que permita la obtención de una mezcla de productos que contenga etileno y otros constituyentes. Ventajosamente, el proceso de craqueo comprende una primera etapa de pirólisis (es decir una transformación por acción de calor) de la fuente hidrocarbonada en presencia o no de otros compuestos como agua, oxígeno, derivados de azufre y/o un catalizador. Dicha etapa tiene lugar convenientemente en un horno

denominado como horno de craqueo. Dicha primera etapa es seguida preferentemente de etapas de recuperación térmica del calor de los gases craqueados, de separación de los productos pesados (por ejemplo, mediante un temple orgánico y un temple acuoso), de compresión y de secado de los gases así como de eliminación de la mayor parte del dióxido de carbono y de la mayor parte de los compuestos azufrados presentes o agregados (por ejemplo, por medio de un lavado alcalino), eventualmente de hidrogenación de los derivados no deseados producidos durante la primera etapa de pirólisis tales como, por ejemplo, acetileno y eventualmente de eliminación de una parte del hidrógeno y/o del metano, por ejemplo por medio de un proceso PSA del inglés, Pressure Swing Adsorption) o por un proceso de membranas.

Ventajosamente, en el proceso acorde con la invención, la mezcla de productos resultante de la etapa a) que contiene etileno y otros constituyentes comprende hidrógeno, metano, compuestos que comprenden de 2 a 7 átomos de carbono, monóxido de carbono, nitrógeno y oxígeno. Preferentemente, el hidrógeno, metano y los compuestos que comprenden de 2 a 7 átomos de carbono distintos de acetileno se encuentran presentes en una relación de al menos 200 ppm en volumen respecto al volumen total de dicha mezcla de productos. El monóxido de carbono, nitrógeno, oxígeno y acetileno pueden estar presentes en una relación menor que 200 ppm en volumen o en una relación de al menos 200 ppm en volumen respecto al volumen total de dicha mezcla de productos. Los compuestos que contienen más de 7 átomos de carbono, el dióxido de carbono, el sulfuro de hidrógeno y otros compuestos azufrados así como agua pueden también encontrarse en la mezcla de

productos mencionada precedentemente en una relación menor que 200 ppm en volumen respecto al volumen total de dicha mezcla de productos.

Después de la etapa a) de craqueo definida precedentemente, la mezcla de productos que contiene etileno y otros constituyentes se somete a la etapa b) que comprende ventajosamente un máximo de cuatro, preferentemente un máximo de tres etapas de separación para obtener la o las fracciones que contienen etileno.

Durante la etapa b), se separa la mezcla de productos en por lo menos una fracción que contiene etileno y en una fracción pesada (fracción C). Ventajosamente, la fracción C contiene etano y compuestos que comprenden al menos 3 átomos de carbono. Convenientemente, dichos compuestos que comprenden al menos 3 átomos de carbono provienen de la mezcla de productos resultante de la etapa a) que contiene etileno y otros constituyentes o son producto de reacciones secundarias durante la etapa b). Entre los compuestos que comprenden al menos 3 átomos de carbono, se pueden mencionar propano, propeno, butanos y derivados insaturados de los mismos así como todos los compuestos más pesados saturados o insaturados.

Según una primera variante del proceso acorde con la invención, se envía la fracción C al craqueo, preferentemente a la primera etapa del proceso de craqueo que consiste en la etapa de pirólisis.

Según una primera subvariante, se envía ventajosamente la fracción C completa hacia el proceso de craqueo como materia prima o como combustible.

Más preferentemente aún, la fracción enriquecida en los compuestos que comprenden menos de 5 átomos de carbono se envía hacia el proceso de craqueo como materia prima mientras que la fracción enriquecida en los compuestos que comprenden al menos 5 átomos de carbono es enviada hacia el craqueo como combustible o es aprovechada de alguna manera.

Según una tercera subvariante, previamente a esta etapa de envío al craqueo, la fracción C se somete ventajosamente a por lo menos una, preferentemente a una etapa de separación que consiste en la separación de la fracción C, con preferencia por destilación, en dos fracciones diferentes, una de ellas enriquecida en los compuestos que comprenden menos de 5 átomos de carbono y la otra enriquecida en los compuestos que comprenden al menos 5 átomos de carbono respectivamente. A continuación, la fracción resultante enriquecida en los compuestos que comprenden menos de 5 átomos de carbono se somete más preferentemente aún a una etapa de hidrogenación antes de ser enviada hacia el craqueo como materia prima. En cuanto a la fracción enriquecida en los compuestos que comprenden al menos 5 átomos de carbono, la misma se envía más preferentemente aún hacia el craqueo como combustible o se aprovecha de alguna manera.

Las características particulares definidas precedentemente para la segunda subvariante, para la fracción enriquecida en los compuestos que contienen menos de 5 átomos de carbono y para aquella fracción enriquecida en los compuestos que contienen al menos 5 átomos de carbono, pueden aplicarse en la tercera subvariante.

En cada una de estas subvariantes detalladas precedentemente, la fracción que es enviada hacia el craqueo como materia prima puede ser

hidrógeno y metano. Estos productos no convertidos pueden separarse luego de la cloración o eventualmente parcialmente durante la etapa a) definida precedentemente. Con preferencia, dichos productos se separan después de la cloración. En este último caso, los productos que presentan cloro, contenidos en los productos no convertidos se eliminan convenientemente de los productos no convertidos antes de que éstos sean consumidos por combustión.

Ventajosamente, la combustión de 20 a 40 %, preferentemente de 30 %, de dichos productos no convertidos durante la cloración permite asegurar el funcionamiento del horno de pirólisis. El remanente de estos productos no convertidos durante la cloración puede servir como combustible para el horno de craqueo (por ejemplo, a razón de, aproximadamente, un 60 %) o puede ser aprovechado de alguna manera (por ejemplo, a razón de, aproximadamente, un 10 %), por ejemplo, como combustible para un incinerador o una caldera a vapor.

Ventajosamente, el calor recuperado del horno de craqueo consiste en una recuperación de calor a partir de los gases calientes (conocida también como calor sensible), puede asimismo constituir una fuente de energía, al menos parcialmente, para asegurar el funcionamiento del horno de pirólisis de DCE en VC. Puede tratarse tanto del calor sensible proveniente de los gases craqueados como del calor sensible de los gases que hayan servido para calentar el gas craqueado (precalentamiento hasta la temperatura y calor de craqueo). Preferentemente, se emplea el calor sensible de los gases que hayan servido para calentar el gas craqueado.

De acuerdo al proceso de la invención, la separación de la mezcla de productos que contiene etileno y otros constituyentes durante la etapa b)

conduce a la formación de, por lo menos, una fracción que contiene etileno. preferentemente, de dos fracciones que contienen etileno, y, más preferentemente aún, de una fracción que contiene etileno y que está enriquecida en los compuestos más livianos que etileno, denominada más adelante fracción A, y de una segunda fracción que contiene etileno, ventajosamente enriquecida en etileno, denominada fracción B más adelante y en una fracción pesada (fracción C).

Según el proceso acorde con la invención, la fracción A es enviada ventajosamente al reactor de cloración y convenientemente la fracción B al reactor de oxiclорación, preferentemente luego de una parada con recuperación de energía.

De acuerdo al proceso de la invención, las cantidades que se definirán más adelante para caracterizar la fracción B y la fracción A corresponden a los valores previos a su entrada a los reactores de oxiclорación y de cloración respectivamente.

La fracción B se caracteriza ventajosamente por un contenido de hidrógeno menor o igual a 2 %, preferentemente menor o igual a 0,5 % y, más preferentemente aún, menor o igual a 0,1 % en volumen respecto al volumen total de la fracción B.

La fracción B presenta un contenido de compuestos con al menos 3 átomos de carbono ventajosamente menor o igual a 0,01 %, preferentemente menor o igual a 0,005 % y, más preferentemente aún, menor o igual a 0,001 % en volumen respecto al volumen total de la fracción B.

Dicha fracción B contiene convenientemente entre 40 % y 99,5 % en volumen de etileno respecto al volumen total de la fracción B. Ventajosamente,

45

esta fracción comprende al menos 40 %, preferentemente al menos 50 % y, más preferentemente aún, al menos 60 % en volumen de etileno respecto al volumen total de la fracción B. Convenientemente, esta fracción B contiene ventajosamente a lo sumo 99,5 %, preferentemente a lo sumo 99,2 % y, más preferentemente aún, a lo sumo 99 % en volumen de etileno respecto al volumen total de la fracción B.

En el caso preferido en que la fuente hidrocarbonada sea etano, la fracción B comprende ventajosamente al menos 60 %, preferentemente al menos 70 % y, más preferentemente aún, al menos 75 % en volumen de etileno respecto al volumen total de la fracción B. Dicha fracción B contiene ventajosamente a lo sumo 99,5 %, preferentemente a lo sumo 99,2 % y, más preferentemente aún, a lo sumo 99 % en volumen de etileno respecto al volumen total de la fracción B.

En el caso preferido en que la fuente hidrocarbonada sea una mezcla propano/butano, la fracción B comprende ventajosamente al menos 40 %, preferentemente al menos 50 % y, más preferentemente aún, al menos 60 % en volumen de etileno respecto al volumen total de la fracción B. La fracción B contiene ventajosamente a lo sumo 99,5 %, preferentemente a lo sumo 99,2 % y, más preferentemente aún, 99 % como máximo en volumen de etileno respecto al volumen total de la fracción B.

La fracción B se caracteriza además por un contenido de acetileno ventajosamente menor o igual a 0,01 %, preferentemente menor o igual a 0,005 % y, más preferentemente aún, menor o igual a 0,001 % en volumen respecto al volumen total de la fracción B.

46

La fracción A se encuentra enriquecida en los compuestos más livianos que etileno. Dichos compuestos son generalmente metano, nitrógeno, oxígeno, hidrógeno y monóxido de carbono. Ventajosamente, la fracción A presenta al menos 70 %, preferentemente al menos 80 % y, más preferentemente aún, al menos 85 % de dichos compuestos más livianos que etileno contenidos en la mezcla de productos sometidos a la etapa b). Convenientemente, la fracción A contiene a lo sumo 99,99%, preferentemente a lo sumo 99,97% y, más preferentemente aún, 99,95% como máximo de compuestos más livianos que etileno contenidos en la mezcla de productos sometidos a la etapa b).

En el caso preferido en que la fuente hidrocarbonada sea etano, la fracción A contiene al menos 90 %, preferentemente al menos 95 % y, más preferentemente aún, al menos 98 % de compuestos más livianos que etileno contenidos en la mezcla de productos sometidos a la etapa b). Ventajosamente la fracción A presenta a lo sumo 99,99 %, preferentemente a lo sumo 99,98% y, más preferentemente aún, 99,97% como máximo de compuestos más livianos que etileno contenidos en la mezcla de productos sometidos a la etapa b).

En el caso preferido en que la fuente hidrocarbonada sea una mezcla propano/butano, la fracción A contiene al menos 70 %, preferentemente al menos 80 % y, más preferentemente aún, al menos 85 % de compuestos más livianos que etileno contenidos en la mezcla de productos sometidos a la etapa b). Ventajosamente la fracción A presenta a lo sumo 99,99 %, preferentemente a lo sumo 99,95% y, más preferentemente aún, 99,9 % como máximo de compuestos más livianos que etileno contenidos en la mezcla de productos sometidos a la etapa b).

CA

Ventajosamente, la fracción A se caracteriza por un contenido de compuestos con al menos 3 átomos de carbono menor o igual al 0,01 %, preferentemente menor o igual al 0,005 % y, más preferentemente aún, menor o igual al 0,001 % en volumen respecto al volumen total de la fracción A.

La fracción A presenta convenientemente un contenido de etileno en volumen tal que represente entre un 10 % y 90 % del contenido de etileno en volumen en la fracción B. Ventajosamente, dicha fracción A contiene una proporción en volumen de etileno tal que sea menor o igual a 90 %, preferentemente menor o igual a 85 % y, más preferentemente aún, menor o igual a 80% del contenido de etileno en volumen de la fracción B. La fracción A presenta ventajosamente un contenido de etileno en volumen tal que sea de al menos 10 %, preferentemente de al menos 15 % y, más preferentemente aún, de al menos 20 % del contenido de etileno en volumen de la fracción B.

En el caso preferido en que la fuente hidrocarbonada sea de etano, la fracción A presenta ventajosamente un contenido de etileno en volumen tal que sea menor o igual a 90 %, preferentemente menor o igual a 85 % y, más preferentemente aún, menor o igual a 80 % del contenido de etileno en volumen de la fracción B. Ventajosamente, dicha fracción A comprende un contenido de etileno en volumen tal que sea de al menos 15 %, preferentemente de al menos 20 % y, más preferentemente aún, de al menos 22 % del contenido de etileno en volumen de la fracción B.

En el caso preferido en que la fuente hidrocarbonada sea una mezcla propano/butano, la fracción A presenta ventajosamente un contenido de etileno en volumen tal que sea menor o igual a 80 %, preferentemente menor o igual a 75 % y, más preferentemente aún, menor o igual a 70 % del contenido de

etileno en volumen de la fracción B. Convenientemente, dicha fracción A comprende un contenido de etileno en volumen tal que sea de al menos 10 %, preferentemente de al menos 15 % y, más preferentemente aún, de al menos 20 % del contenido de etileno en volumen de la fracción B.

La fracción A se caracteriza además por un contenido de acetileno ventajosamente menor o igual a 0,01 %, preferentemente menor o igual a 0,005 % y, más preferentemente aún, menor o igual a 0,001 % en volumen respecto al volumen total de la fracción A.

Según un primer modo de realización del proceso acorde con la invención, considerando que el proceso de elaboración de DCE se encuentra ventajosamente en equilibrio (es decir, que el proceso de elaboración por cloración y oxiclорación de etileno y pirólisis de 1,2-dicloreetano (DCE) formado permite obtener la cantidad de HCl necesaria para el proceso), la fracción en peso inicial de etileno en cada una de las fracciones A y B se encuentra ventajosamente comprendida entre 45 y 55% de la cantidad total de etileno producida (fracción A + fracción B). Preferentemente, la fracción en peso inicial de etileno en la fracción A es del orden de 55 % y la fracción en peso inicial de etileno en la fracción B es del orden de 45 % de la cantidad total producida. Más preferentemente aún, la fracción en peso inicial de etileno en la fracción A es del orden de 52,5 % y la fracción en peso inicial de etileno en la fracción B es del orden de 47,5 % de la cantidad total producida.

Según un segundo modo de realización del proceso acorde con la invención, considerando que el proceso de elaboración de DCE se encuentra ventajosamente en desequilibrio (es decir, por ejemplo, que una fuente externa de HCl permita asegurar parte del HCl necesario en la oxiclорación o que una

fracción del DCE producido no sea sometido a pirólisis). la fracción en peso inicial de etileno en cada una de las fracciones A y B se encuentra ventajosamente comprendida entre 20 y 80 % de la cantidad total de etileno producida (fracción A + fracción B). Preferentemente, la fracción en peso inicial de etileno en la fracción A se encuentra comprendida entre 25 y 75 % de la cantidad total de etileno producida (fracción A + fracción B).

De acuerdo a una primera variante del segundo modo de realización del proceso acorde con la invención, teniendo en cuenta que el proceso de elaboración de DCE se encuentra ventajosamente en desequilibrio por una fuente externa de HCl, la fracción inicial en moles de etileno en la fracción A se encuentra ventajosamente comprendida entre 45 y 55 %, preferentemente entre 50 y 54 % y, más preferentemente aún, del orden de 52,5 % de la diferencia entre la cantidad de moles totales de etileno en la mezcla de productos sometidos a la etapa b) y la cantidad de moles de HCl de la fuente externa.

Según una segunda variante del segundo modo de realización del proceso acorde con la invención, considerando que el proceso de elaboración de DCE se encuentra ventajosamente en desequilibrio por una producción en paralelo de DCE (una parte de DCE no es pues sometida a la pirólisis), la fracción inicial en moles de etileno en la fracción B se encuentra ventajosamente comprendida entre 45 y 55 %, preferentemente entre 46 y 50 % y, más preferentemente aún, del orden de 47,5 % de la diferencia entre la cantidad de moles totales de etileno en la mezcla de productos sometidos a la etapa b) y la cantidad de moles de DCE producida paralelamente.

50

Puede emplearse cualquier proceso de separación para separar dicha mezcla de productos que contiene etileno en la fracción A, la fracción B y la fracción C mientras que comprenda ventajosamente un máximo de cuatro, preferentemente un máximo de tres etapas de separación para obtener las dos fracciones A y B.

Según un primer modo de separación preferido, la mezcla de productos resultante de la etapa a) que contiene etileno se somete a una primera etapa de separación que permite extraer la fracción C y la mezcla resultante se somete a continuación a una segunda etapa de separación en la fracción A y la fracción B.

Según un segundo modo de separación preferido, la mezcla de productos resultante de la etapa a) que contiene etileno se somete a una primera etapa de separación que permite extraer la fracción A y la mezcla resultante se somete a continuación a una segunda etapa de separación en la fracción B y la fracción C.

Se prefiere particularmente el primer modo de separación. Diversas variantes permiten realizar dicho primer modo particularmente preferido de separación de la mezcla de productos resultante de la etapa a) que contiene etileno.

Una variante preferida del primer modo de separación consiste en someter dicha mezcla a una primera etapa de separación para extraer la fracción C y a continuación someter la mezcla resultante a una segunda etapa de separación en la fracción A y la fracción B que son dos etapas de destilación llevadas a cabo mediante una columna de destilación provista de equipos

auxiliares asociados, tales como al menos un evaporador y al menos un condensador.

Según dicha variante preferida del primer modo de separación, la fracción C sale ventajosamente por la parte inferior de la primer columna de destilación, la fracción A lo hace por la parte superior de la segunda columna de destilación y la fracción B por la parte inferior de dicha segunda columna de destilación.

La columna de destilación puede ser elegida entre las columnas de destilación de platos, las columnas de destilación con empaque para granel, las columnas de destilación con empaque estructurado y las columnas de destilación que combinan una o varias de las opciones mencionadas.

La reacción de cloración se lleva a cabo ventajosamente en una fase líquida (con preferencia, esencialmente en DCE) que contiene un catalizador disuelto tal como FeCl_3 u otro ácido de Lewis. Se puede combinar convenientemente dicho catalizador con co-catalizadores, tales como cloruros alcalinos. Una cupla que arrojó buenos resultados es el complejo formado por FeCl_3 y LiCl (tetracloroferrato de litio, tal como se describe en la Solicitud de Patente NL6901398).

Las cantidades de FeCl_3 que se emplean ventajosamente son del orden de 1 a 10 g de FeCl_3 por kg de base líquida. La relación molar entre FeCl_3 y LiCl es convenientemente del orden de 0,5 a 2.

El proceso de cloración acorde con la invención se realiza ventajosamente a temperaturas comprendidas entre 30 y 150°C. Se obtuvieron buenos resultados cualquiera sea la presión, tanto a una temperatura inferior a

la temperatura de ebullición (cloración bajo refrigeración) como a la temperatura de ebullición misma (cloración a ebullición).

Cuando el proceso de cloración acorde con la invención es un proceso de cloración bajo refrigeración arroja buenos resultados el trabajar a una temperatura ventajosamente superior o igual a 50°C y preferentemente superior o igual a 60°C pero convenientemente menor o igual a 80°C y preferentemente menor o igual a 70°C ; con una presión en la fase gaseosa ventajosamente superior o igual a 1,5 y preferentemente superior o igual a 2 bar absoluto pero ventajosamente menor o igual a 20, preferentemente menor o igual a 10 y, más preferentemente aún, menor o igual a 6 bar absoluto.

Se prefiere particularmente un proceso de cloración a ebullición que permita, llegado el caso, recuperar ventajosamente el calor de reacción. En ese caso, la reacción se realiza convenientemente a una temperatura superior o igual a 60°C , preferentemente superior o igual a 90°C y, más preferentemente aún, superior o igual a 95°C pero ventajosamente menor o igual a 150°C y preferentemente menor o igual a 135°C ; a una presión en la fase gaseosa ventajosamente superior o igual a 0,2, preferentemente superior o igual a 0,5, más preferentemente superior o igual a 1,2 y, más preferentemente aún, superior o igual a 1,5 bar absoluto pero ventajosamente menor o igual a 10 y preferentemente menor o igual a 6 bar absoluto.

El proceso de cloración puede asimismo consistir en un proceso mixto de cloración a ebullición refrigerado por lanzadera [*navette*]. Un proceso mixto de cloración a ebullición refrigerado por lanzadera se refiere a un proceso en el cual se refrigera el medio de reacción, por ejemplo, mediante un intercambiador sumergido en el medio de reacción o por una lanzadera circulante en un

57

intercambiador, con una producción en fase gaseosa de al menos la cantidad de DCE que se formó. Ventajosamente, la temperatura y la presión de reacción se ajustan para obtener el DCE producido en fase gaseosa y recuperar las calorías remanentes del medio de reacción mediante una superficie de intercambio.

Además, el proceso de cloración se lleva a cabo ventajosamente en un medio líquido orgánico clorado. Preferentemente dicho medio líquido orgánico clorado, también llamado base líquida, consiste esencialmente en DCE.

La fracción A que contiene etileno así como cloro (puro o diluido) pueden introducirse, mediante cualquier dispositivo conocido, en el medio de reacción en conjunto o por separado. Se puede aprovechar una introducción por separado de la fracción A para aumentar así su presión parcial y facilitar su disolución, que a menudo constituye una etapa limitante del proceso.

El cloro se agrega en cantidad suficiente para convertir lo esencial de etileno y sin requerir el agregado de un exceso de cloro no convertido durante el proceso. La relación cloro/etileno empleada está comprendida preferentemente entre 1,2 y 0,8 y, más preferentemente aún, entre 1,05 y 0,95 mol/mol.

Los productos clorados obtenidos contienen esencialmente DCE así como pequeñas cantidades de subproductos tales como 1.1.2-tricloroetano o pequeñas cantidades de productos de cloración de etano o metano. La separación del DCE obtenido del flujo de productos resultantes del reactor de cloración se lleva a cabo mediante modos conocidos y permite en general aprovechar el calor de la reacción de cloración.

54

Los productos no convertidos (metano, monóxido de carbono, nitrógeno, oxígeno e hidrógeno) se someten entonces a una separación más sencilla que aquella necesaria para separar etileno puro a partir de la mezcla inicial.

La reacción de oxiclорación se realiza convenientemente en presencia de un catalizador que comprende elementos activos, uno de ellos cobre, que se depositan sobre un soporte inerte. El soporte inerte se elige convenientemente entre alúmina, geles de sílice, óxidos mixtos, arcillas y otros soportes de origen natural. Se prefiere alúmina como soporte.

Se prefieren catalizadores que comprendan ventajosamente elementos activos, al menos 2, de los cuales uno es cobre. Entre los elementos activos distintos al cobre, se pueden mencionar los metales alcalinos, los metales alcalino-térreos, los metales de tierras raras y los metales del grupo formado por rutenio, rodio, paladio, osmio, iridio, platino y oro. Son de particular interés 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 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, incorporados a la presente a modo de referencia

El contenido en cobre, calculado como la forma metálica, se encuentra comprendido ventajosamente entre 30 y 90 g/kg, preferentemente entre 40 y 80 g/kg y, más preferentemente aún, entre 50 y 70 g/kg del catalizador.

55

El contenido en magnesio, calculado como la forma metálica, se encuentra comprendido ventajosamente entre 10 y 30 g/kg, preferentemente entre 12 y 25 g/kg y, más preferentemente aún, entre 15 y 20 g/kg del catalizador.

El contenido en metal(es) alcalino(s), calculado como la forma metálica, se encuentra comprendido ventajosamente entre 0,1 y 30 g/kg, preferentemente entre 0,5 y 20 g/kg y, más preferentemente aún, entre 1 y 15 g/kg del catalizador.

Ventajosamente, las relaciones atómicas de Cu:Mg:metal(es) alcalino(s) son 1:0,1-2:0,05-2, preferentemente 1:0,2-1,5:0,1-1,5 y, más preferentemente aún, 1:0,5-1:0,15-1.

Resultan de particular interés los catalizadores que presentan una superficie específica medida con nitrógeno según el método B.E.T. que se encuentra ventajosamente entre 25 m²/g y 300 m²/g, preferentemente entre 50 y 200 m²/g y, más preferentemente aún, entre 75 y 175 m²/g.

El catalizador puede utilizarse en lecho fijo o en lecho fluido. Se prefiere la segunda opción mencionada. El proceso de oxiclорación se realiza bajo condiciones variables habitualmente recomendadas para dicha reacción. La temperatura se encuentra ventajosamente comprendida entre 150 y 300°C, preferentemente entre 200 y 275 °C y más preferentemente entre 215 y 255 °C. Ventajosamente, la presión es superior a la presión atmosférica. Los valores comprendidos entre 2 y 10 bar absoluto arrojaron buenos resultados. Se prefieren condiciones comprendidas entre 4 y 7 bar absoluto. Dicha presión puede variarse para lograr tiempos de residencia óptimos en el reactor y para mantener una velocidad de paso constante para diversas velocidades de

Los productos no convertidos, tales como metano y etano, se someten entonces a una separación más sencilla que aquella necesaria para separar etileno puro a partir de la mezcla inicial.

A continuación, el DCE obtenido se separa de los flujos de productos resultantes de los reactores de cloración y de oxiclорación y se envía al horno de pirólisis para ser ventajosamente transformada en VC.

La invención se relaciona asimismo con un proceso de elaboración de VC. A dicho efecto, la invención comprende un proceso de elaboración de VC caracterizado porque el DCE obtenido por dicho proceso acorde con la invención es transformado en VC en el horno de pirólisis.

Las condiciones en las cuales puede realizarse la pirólisis son conocidas por los especialistas en la técnica. Dicha pirólisis se logra ventajosamente por una reacción en fase gaseosa en un horno tubular. Las temperaturas habituales de pirólisis se encuentran entre 400 y 600°C preferentemente en el rango entre 480°C y 540°C. El tiempo de residencia se encuentra convenientemente entre 1 y 60 s, preferentemente en el rango entre 5 y 25 s. La tasa de conversión de DCE está ventajosamente acotada entre 45 y 75 % para limitar la formación de subproductos y la acumulación de impurezas en los tubos del horno. Las etapas siguientes permiten, mediante cualquier dispositivo conocido, recolectar el VC purificado y el cloruro de hidrógeno a aprovechar en la oxiclорación. Por medio de una etapa de purificación, el DCE no convertido se reenvía ventajosamente al horno de pirólisis.

Además, la invención se relaciona con un proceso de elaboración de PVC. A dicho efecto, la invención comprende un proceso de elaboración de

PVC por polimerización del VC obtenido por el proceso acorde con la invención.

El proceso de elaboración de PVC puede ser un proceso de polimerización en masa, en solución o en dispersión acuosa, preferentemente en dispersión acuosa.

Una polimerización en dispersión acuosa se refiere a la polimerización por radicales libres en suspensión acuosa así como a la polimerización por radicales libres en emulsión acuosa y la polimerización en microsuspensión acuosa.

Por polimerización por radicales libres en suspensión acuosa, se entiende cualquier proceso de polimerización por radicales libres que se realice en medio acuoso en presencia de agentes dispersantes y de iniciadores de radicales oleosolubles.

Una polimerización por radicales libres en emulsión acuosa se refiere a cualquier proceso de polimerización por radicales libres que se realice en medio acuoso en presencia de agentes emulsionantes y de iniciadores de radicales hidrosolubles.

Por polimerización en microsuspensión acuosa, también denominada dispersión acuosa homogeneizada, se entiende cualquier proceso de polimerización por radicales libres en el cual se emplean iniciadores oleosolubles y se realiza una emulsión formada por pequeñas gotas de monómeros gracias a una agitación mecánica vigorosa y a la presencia de agentes emulsionantes.

El proceso acorde con la invención presenta pues la ventaja, debido al aprovechamiento de los compuestos pesados, de mejorar sensiblemente la economía del proceso de elaboración de DCE.

Otra ventaja de este proceso reside en que, gracias a la separación de los compuestos que comprenden al menos 3 átomos de carbono en la fracción C, es posible evitar los problemas de inhibición que generalmente ocurren durante la pirólisis de DCE cuando dichos compuestos son arrastrados con etileno. Dicha inhibición se debe a la formación de derivados tales como 1,2-dicloropropano y propenos monoclorados. Dichos derivados son difíciles de separar completamente del DCE. La facilidad de los mismos para formar radicales alílicos estables explica su importante efecto inhibitor en la pirólisis de DCE que se realiza por radicales libres.

La presencia de estos productos que contienen tres átomos de carbono y más pesados constituye un consumo inútil de reactivos durante la oxiclорación y la clорación o bien genera gastos por destrucción. Además, dichos compuestos pesados ensucian las columnas y los evaporadores.

Otra ventaja del proceso acorde con la invención es que permite disponer en un mismo emplazamiento industrial de un proceso totalmente integrado desde la fuente hidrocarbonada hasta el polímero obtenido a partir del monómero fabricado.

Se ilustrará ahora el proceso acorde con la invención haciendo referencia al esquema de la figura adjunto a la presente descripción. Dicho esquema está constituido por la Figura 1 adjunta, que representa esquemáticamente una forma de realización de la primera variante del proceso de elaboración de DCE acorde con la invención.

La mezcla de productos 1, que contiene etileno y otros constituyentes, resultante del proceso de craqueo (no se muestra en la figura) de una fuente hidrocarbonada constituida por etano, introducido al proceso de craqueo con un caudal de 19984 kg/h, se agrega a la columna principal 2, que es una columna de destilación equipada con un evaporador en la parte inferior y con un condensador en la parte superior, donde dicha mezcla se separa en 2 fracciones diferentes, a saber, la fracción 3 en la parte superior de la columna 2 y la fracción 4 en la parte inferior de la misma.

La fracción 3 se envía entonces hacia una segunda columna de destilación 5 equipada con un evaporador en la parte inferior y con un condensador en la parte superior.

Después de su pasaje por la columna 5, la fracción 3 se separa en la fracción 6 que sale por la parte superior de la columna 5 y en la fracción 7 que lo hace por la parte inferior de dicha columna 5.

La fracción 6, enriquecida en compuestos más livianos que etileno, en particular metano, hidrógeno, nitrógeno, oxígeno y monóxido de carbono, es dirigida hacia la unidad de cloración de etileno.

La fracción 7, que se caracteriza por un contenido muy bajo de hidrógeno, se envía hacia la unidad de oxiclорación de etileno.

La fracción 4, formada por etano y compuestos que comprenden al menos 3 átomos de carbono, puede ser eliminada (caso n°1), puede ser enviada tal cual a la primera etapa del proceso de craqueo (caso n° 2), puede ser sometida a una etapa de hidrogenación seguida de una etapa de destilación para separar los compuestos que contienen menos de 5 átomos de carbono de los compuestos que contienen al menos 5 átomos de carbono y

enviar dichos compuestos que contienen menos de 5 átomos de carbono a la primera etapa del craqueo (caso n°3).

Los rendimientos en el contenido de etileno en las fracciones 6 y 7 en relación al contenido de etano obtenidos para los tres casos descriptos previamente son de 56, 83 y 89 % respectivamente.

Estas cifras ilustran ventajosamente el interés económico que representa el aprovechamiento de la fracción 4 (fracción pesada C).

REIVINDICACIONES

1. Un proceso de elaboración de 1,2-dicloroetano a partir de una fuente hidrocarbonada **CARACTERIZADO PORQUE** comprende:

a) someter la fuente hidrocarbonada a un proceso de craqueo para producir una mezcla de productos que contenga etileno y otros constituyentes;

b) separar dicha mezcla de productos en por lo menos una fracción que contenga etileno y una fracción pesada (fracción C);

c) enviar la o las fracciones que contienen etileno a un reactor de cloración y/o un reactor de oxiclорación, reactores en los cuales la mayor parte del etileno presente es convertido en 1,2-dicloroetano;

d) separar el 1,2-dicloroetano obtenido de los flujos de productos resultantes de los reactores de cloración y de oxiclорación y enviarlo al horno de pirólisis; y

e) enviara la fracción C al craqueo o como combustible al horno de pirólisis del 1,2-dicloroetano.

2. El proceso de elaboración de 1,2-dicloroetano acorde con la reivindicación 1, **CARACTERIZADO PORQUE** la fuente hidrocarbonada se selecciona del grupo formado por nafta, gasoil, gas natural licuado, etano, propano, butano, isobutano y mezclas de los mismos.

3. El proceso de elaboración de 1,2-dicloroetano acorde con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 2, **CARACTERIZADO PORQUE** la fuente hidrocarbonada se selecciona del grupo formado por etano, propano, butano y mezclas de propano/butano.

4. El proceso acorde con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 3, **CARACTERIZADO PORQUE** la mezcla de productos resultante de la etapa a)

que contiene etileno y otros constituyentes comprende hidrógeno, metano, compuestos que comprenden de 2 a 7 átomos de carbono, monóxido de carbono, nitrógeno y oxígeno.

5. El proceso de elaboración de 1,2-dicloretoano acorde con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 4, CARACTERIZADO PORQUE la fracción C contiene etano y compuestos que comprenden al menos 3 átomos de carbono.

6. El proceso de elaboración de 1,2-dicloretoano acorde con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 5, CARACTERIZADO PORQUE comprende enviar la fracción C al proceso de craqueo.

7. El proceso de elaboración de 1,2-dicloretoano acorde con la reivindicación 6, CARACTERIZADO PORQUE comprende enviar la fracción C a la primera etapa del craqueo, que es una etapa de pirólisis.

8. El proceso de elaboración de 1,2-dicloretoano acorde a cualquiera de las reivindicaciones 6 a 7, CARACTERIZADO PORQUE comprende someter la fracción C a una etapa de hidrogenación previamente a su envío al proceso de craqueo.

9. El proceso de elaboración de 1,2-dicloretoano acorde con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 5, CARACTERIZADO PORQUE comprende enviar la fracción C al horno de pirólisis del 1,2-dicloroetano como combustible.

10. El proceso de elaboración de 1,2-dicloretoano acorde con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 9, CARACTERIZADO PORQUE la separación de la mezcla de productos que contiene etileno y otros constituyentes durante la etapa b) comprende obtener una fracción enriquecida

en los compuestos más livianos que etileno que contiene una parte de etileno (fracción A), una fracción enriquecida en etileno (fracción B) y una fracción pesada (fracción C).

11. El proceso acorde con la reivindicación 10, CARACTERIZADO PORQUE la fracción B contiene entre 40 % y 99,5 % en volumen de etileno respecto al volumen total de la fracción B.

12. El proceso acorde con cualquiera de las reivindicaciones 10 u 11, CARACTERIZADO PORQUE la fracción A presenta un contenido de etileno en volumen tal que representa entre 10 % y 90 % del contenido de etileno en volumen de la fracción B.

13. El proceso acorde con cualquiera de las reivindicaciones 10 a 12, CARACTERIZADO PORQUE comprende enviar la fracción A al reactor de cloración y la fracción B al reactor de oxiclорación.

14. Un proceso de elaboración de cloruro de vinilo CARACTERIZADO PORQUE comprende transformar el 1,2-dicloroetano, obtenido por el proceso acorde con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 13, en VC al horno de pirólisis.

15. Un proceso de elaboración de poli(cloruro de vinilo) CARACTERIZADO PORQUE comprende polimerizar el cloruro de vinilo obtenido por el proceso acorde con la reivindicación 14.

65

PROCESO DE ELABORACIÓN DE 1,2-DICLOROETANO

RESUMEN

Proceso de elaboración de 1,2-dicloroetano a partir de una fuente hidrocarbonada que comprende :

- a) someter la fuente hidrocarbonada a un proceso de craqueo para producir una mezcla de productos que contiene etileno y otros constituyentes;
- b) separar dicha mezcla de productos en por lo menos una fracción que contiene etileno y una fracción pesada (fracción C);
- c) enviar la o las fracciones que contienen etileno a un reactor de cloración y/o un reactor de oxiclорación, reactores en los cuales la mayor parte del etileno presente es convertido en 1,2-dicloroetano;
- d) separar el 1,2-dicloroetano obtenido de los flujos de productos resultantes de los reactores de cloración y de oxiclорación y se lo envía al horno de pirólisis; y
- e) enviar la fracción C al craqueo o al horno de pirólisis del 1,2-dicloroetano como combustible.

Figura 1.

PCT REQUEST

Print Out (Original in Electronic Form)

0	For receiving Office use only	
0-1	International Application No.	PCT/EP200 5 / 0 5 7 0 4 8
0-2	International Filing Date	21 DEC 2005 (21.12.2005)
0-3	Name of receiving Office and "PCT International Application"	EUROPEAN PATENT OFFICE PCT INTERNATIONAL APPLICATION
0-4	Form PCT/RO/101 PCT Request	
0-4-1	Prepared Using	PCT Online Filing Version 3.50 (Build 0001.169e)
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 2005/17
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
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)	STREBELLE, Michel
III-1-5	Address	Rue Sombre, 84 1150 BRUSSELS Belgium
III-1-6	State of nationality	BE
III-1-7	State of residence	BE

X
P

S 2005/17

2/4

PCT REQUEST

Print Out (Original in Electronic Form)

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)	BALTHASART, Dominique
III-2-5	Address	Rue du Chateau Beyaerd, 150 1120 BRUSSELS Belgium
III-2-6	State of nationality	BE
III-2-7	State of residence	BE
IV-1	Agent or common representative; or address for correspondence The person identified below is hereby/ has been appointed to act on behalf of the applicant(s) before the competent International Authorities as:	agent
IV-1-1	Name (LAST, First)	JACQUES, Philippe
IV-1-2	Address	SOLVAY (Société Anonyme) Intellectual Property Department Rue de Ransbeek, 310 1120 BRUSSELS Belgium
IV-1-3	Telephone No.	+(32-2) 264 2111
IV-1-4	Facsimile No.	+(32-2) 264 2955
IV-1-6	Agent's registration No.	100037181
IV-2	Additional agent(s)	additional agent(s) with same address as first named agent
IV-2-1	Name(s)	VANDE GUCHT, Anne(100038980); MROSS, Stefan(100054917); GILLIARD, Pierre(100058553)
V	DESIGNATIONS	
V-1	The filing of this request constitutes under Rule 4.9(a), the designation of all Contracting States bound by the PCT on the international filing date, for the grant of every kind of protection available and, where applicable, for the grant of both regional and national patents.	
VI-1	Priority claim of earlier national application	
VI-1-1	Filing date	23 December 2004 (23.12.2004)
VI-1-2	Number	04.13873
VI-1-3	Country	FR

S 2005/17

3/4

PCT REQUEST

Print Out (Original in Electronic Form)

VI-2	Priority claim of earlier national application		
VI-2-1	Filing date	01 April 2005 (01.04.2005)	
VI-2-2	Number	05.03252	
VI-2-3	Country	FR	
VI-3	Priority claim of earlier national application		
VI-3-1	Filing date	01 April 2005 (01.04.2005)	
VI-3-2	Number	05.03258	
VI-3-3	Country	FR	
VII-1	International Searching Authority Chosen	European Patent Office (EPO) (ISA/EP)	
VII-2	Request to use results of earlier search; reference to that search		
VII-2-1	Date	23 December 2004 (23.12.2004)	
VII-2-2	Number	FA 659305	
VII-2-3	Country (or regional Office)	EP	
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 disclosure or exceptions to lack of novelty	—	
IX	Check list	number of sheets	electronic file(s) attached
IX-1	Request (including declaration sheets)	4	✓
IX-2	Description	18	✓
IX-3	Claims	3	✓
IX-4	Abstract	1	✓
IX-5	Drawings	1	✓
IX-7	TOTAL	27	

Accompanying items		paper document(s) attached		electronic file(s) attached	
IX-8	Fee calculation sheet	-		✓	
IX-17	PCT-SAF drawings on physical media	-		-	
IX-19	Figure of drawings which should accompany the abstract	1			
IX-20	Language of the international application	English			
X-1	Signature of applicant, agent or common representative	(PKCS7 Digital Signature)			
X-1-1	Name (Last)	JACQUES, Philippe			
X-1-2	Name of inventor				
X-1-3	Capacity				

FOR RECEIVING OFFICE USE ONLY

10-1	Date of receipt of the international application	21 DEC 2005 (21 12 2005)	
10-2	Drawings		
10-2-1	Received		
10-2-2	Not received	X	
10-3	Corrected drawings to later be replacing the purportedly received papers or drawings		
10-4	Date of receipt of the required PCT Article 11(2)		
10-5	International Authority	ISA/EP	
10-6	Transmission of the international search copy delayed until such time as paid		

FOR INTERNATIONAL BUREAU USE ONLY

11-1	Date of receipt of the international search copy by the International Bureau	
------	--	--

OK

72

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 07-063390- -00000-0000

Fecha: 2007-06-22 16:22:15 Dep: 2020 NUECREACION:
Tra: 11 PATENTE IYII Eve: 378 FASE NACIONAL:
Act: 411 PRESENTACION Folios: 71



Industria y Comercio
SUPERINTENDENCIA

**REQUISITOS MINIMOS PARA ADMISION A TRAMITE
PCT**

PATENTE DE INVENCION



MODELO DE UTILIDAD []

- ◆ Indicación de que se solicita la concesión de una patente [✓]
- ◆ Datos de identificación del solicitante o de la persona que presenta la solicitud [✓]
- ◆ Descripción de la invención [✓]
- ◆ Dibujos de ser estos pertinentes [✓]
- ◆ Comprobante de pago de las tasas establecidas [✓]

COMPLETA []

INCOMPLETA []

DISEÑO INDUSTRIAL []

- ◆ Indicación de que se solicita el registro de Diseño Industrial []
- ◆ Datos de identificación del solicitante o de la persona que presenta la solicitud []
- ◆ Representación gráfica y fotográfica del Diseño Industrial o muestra del material que incorpora el diseño []
- ◆ Comprobante de pago de las tasas establecidas []

COMPLETA []

INCOMPLETA []

ESQUEMA DE TRAZADO []

- ◆ Indicación de que se solicita el registro de un Esquema de Trazado []
- ◆ Datos de identificación del solicitante o de la persona que presenta la solicitud []
- ◆ Representación gráfica del esquema trazado []
- ◆ Comprobante de pago de las tasas establecidas []

COMPLETA []

INCOMPLETA []

Firma Responsable

Fecha _____

Carrera 13 No. 27-00 Piso 5, 7 y 10
Conmutador: 3 82 08 40
Fax: 350 52 20
E-mail: info@sic.gov.co
www.sic.gov.co
Bogotá, D.C., Colombia