



FORMULARIO ÚNICO DE SOLICITUD DE PATENTE
PCT
ENTRADA EN FASE NACIONAL

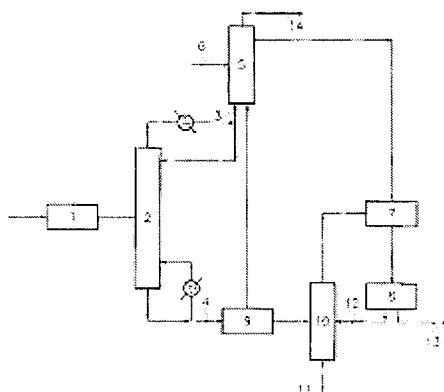
1) SOLICITUD DE:			
☒ Patente de invención		☐ Patente de Modelo de Utilidad	
☒ Capitulo I.		☐ Capitulo II.	
2) SOLICITANTE (71)	Nombre: SOLVAY (Société Anonyme) Dirección: Rue du Prince Albert, 33, B-1050 BRUSSELS, Bélgica Nacionalidad o domicilio: Bruselas, Bélgica Lugar de constitución: Bélgica		IDENTIFICACIÓN C.C. ☐ NIT: ☐ C.E. ☐ OTRO ☐ Cual _____ NÚMERO _____
	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. BALTHASART, Dominique; 2. STREBELLE, Michel; 3. LEMPEREUR, Michel. Dirección: 1. Rue Du Chateau Beyaerd, 150, B-1120 Brussels, Bélgica; 2. Rue Sombre, 84, B-1150 Brussels, Bélgica; 3. Rue Du Baty, 12, B-1435 Corbais, Bélgica Nacionalidad o Domicilio: Todos los anteriores, Bélgica		
5) PCT (86) Solicitud Internacional No. PCT/EP2005/057045 Fecha: DIC. 21, 2005 Publicación Internacional No. WO 2006/067190 A1 Fecha: JUNIO 29, 2006			
6) Título (54) PROCESO DE ELABORACIÓN DE 1,2-DICLOROETANO			
7) Clasificación Internacional: c07c 17/02 c07c 17/156 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	0413873
	Francia	Abril 1, 2005	0503254
	Francia	Abril 1, 2005	0503252
9) Comprobante de pago N°. 07-6,135 de Enero 22 de 2007, 07-6,136 de enero 22 de 2007			
Instrucciones para el diligenciamiento del presente formulario. Ver reverso de esta pagina			

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
 - 2. Reporte de búsqueda

11) FIGURA CARACTERÍSTICA:



12) Solicitud concesión de la patente,

NOMBRE: DILIA RODRÍGUEZ D'ALEMAN

FIRMA:

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. 07-063394- -00000-0000

Fecha: 2007-08-22 18:23:26 Dep: 2020 NUECREACION
Tra: 11 PATENTE/II Eje: 378 FASENACIONAL
Act: 411 PRESENTACION Folios: 67

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

RECIBO DE DEPÓSITO

RECIBO OFICIAL DE CASA : 07 07.05
FECHA : ENERO 10 DE 2007

***** CONSULTA DE DEPÓSITO *****

DEPOSITANTE	TIPO DEPO	PAIS	CLASIFICACION	NO. DEPO	FECHA DE DEP.	FECHA DE VENC.
CLARKE MODET Y CO. COLOMBIA	CONDICIONAL	COLOMBIA	05.01.01.01	90704175	17/01/2007	17/01/2017

***** CONSULTA DE DEPÓSITO *****

CANT.	RENTISTICO	CONCEPTO	VALOR
-------	------------	----------	-------

1	50005-01-09	OTROS SERVICIOS DE PROPIEDAD	500
			TOTAL

TOTAL: DOSCIENTOS CUARENTA Y CINCO MIL PESOS

RESPONSABLE : _____

RECIBO DE CASA APLICADO AL DEPÓSITO NO. _____

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO
 NO. 000170907/2
 Act 471 PRESENTACION FOLIOS 67

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

Act 471 PRESENTACION FOLIOS 67

RECIBO OFICIAL DE CAJA : CT 2,136
 FECHA : ENERO 12 DE 1967

***** D O M I N I C A N A C I O N *****

DEPOSITANTE	TIPO PALE	PALE	CUENTA	No. PALE	FECHA PALE	VALOR PALE
CLARKE MODET Y CA, COLOMBOSNACIONAL	PALE	PALE	15-10110-6	500,4125	12-01-1967	1,111,111.11

***** D O M I N I C A N A C I O N *****

CANT. RENTISTICO	CONCEPTO	VALOR	TOTAL
1	50005-01-07 OTROS SERVICIOS DE P. ESPECIAL	100	100
	VALOR COMPLEMENTO TARIFA ADE ANTA		
	TOTAL		

SUN: DOSCIENTOS CUARENTA Y OCHO MIL SEISCIENTOS

RESPONSABLE : _____

RECIBO DE CAJA APLICADO AL EMPLEADO No. _____

2

P. 882 (5)

TRADUCCION OFICIAL NO. 170.007.

EL TEXTO QUE SIGUE ES TRADUCCION 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 RESOLUCION NO. 3618 DEL MINISTERIO DE JUSTICIA DE COLOMBIA, DE FECHA 6 DE SEPTIEMBRE DE 1972.

TRADUCCION 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 RODRIGUEZ D'ALEMAN** Y **CLAUDIA LUCIA CARO RAMIREZ**.

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

FIRMADO: ILEGIBLE.

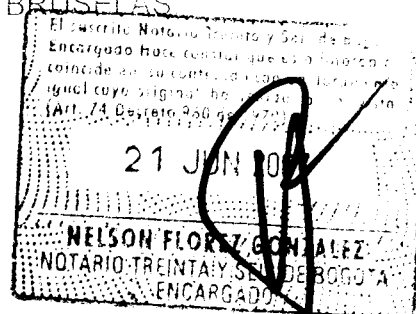
CERTIFICADO NOTARIAL (SOCIEDADES)
PODERES OTORGADOS EN: EL SALVADOR, ESTADOS UNIDOS, MEXICO Y VENEZUELA.

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



APOSTILLA

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

1. PAÍS: 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**

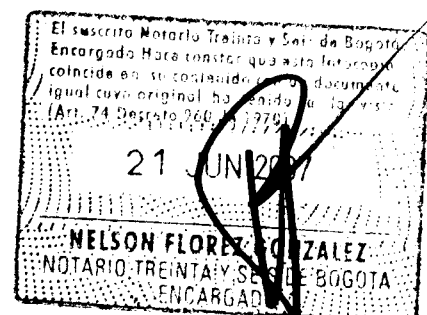
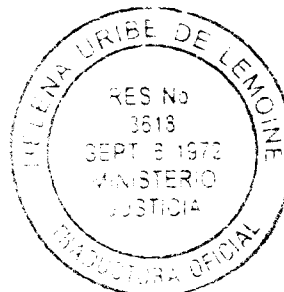
9. HAY SELLO DEL SERVICIO PUBLICO FEDERAL DE RELACIONES
EXTERIORES, COMERCIO EXTERIOR Y COOPERACION AL
DESARROLLO

10. FIRMA: LACROIX NATHALIE

LA TRADUCTORA OFICIAL

Helena Uribe de Lemoine

HELENA URIBE DE LEMOINE



COLOMBIA

Notary Public in and for the State of COLOMBIA, Tel. (57) 461-8188, Fax (57) 461-8189, e-mail: jgarcia@notariapublica.gov.co

POWER

I, the undersigned, _____
 an individual _____
 and a resident of _____
 and in present execution of my business, _____

por el presente instrumento, otorgo (se otorgaron) poder especial a favor de Dña MARIA RODRIGUEZ DALEMAN, con Cedula de Ciudadania No. 41654882 de Bogotá y ap. 20824 y CLAUDIA LUCIA CARO RAMIREZ, con Cedula de Ciudadania No. 49617374 de Tunja y ap. 36448, con domicilio en Bogotá, Colombia, para que actuando en su orden en nombre del/ de las/ de las/ representen ante cualquier entidad, autoridad y/o persona, especialmente ante las del orden Administrativo, Arbitral, Contencioso Administrativo, Judicial, Tribunales de Arbitramento y/o cualquier otra que le/ les pertenezca a los siguientes asuntos:

- 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 enseñanzas 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 mencionados 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 arbitros, desistir, recibir y tomar posesión de la cosa, objeto de litigio y renunciar o desistir a derechos, reclamos, en caso de concesión, admitir los hechos del proceso.
- 7) Ratificar o no la manera de litigar.
- 8) Así mismo facultados para aceptar, repudiar, y ser dados para recibir notificaciones y/o comparecer a audiencias, conciliaciones, sustituir al presentador y/o comparecer a audiencias.

En la ciudad de Bogotá,

a los _____

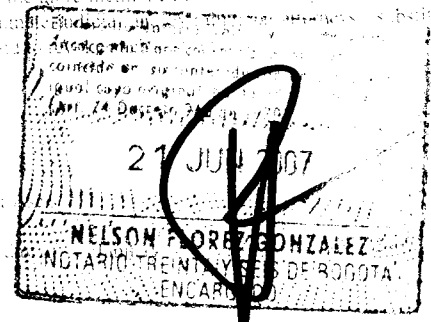
POWER OF ATTORNEY

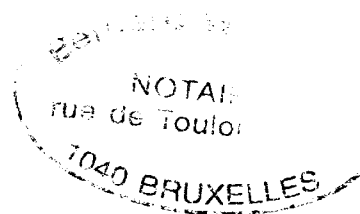
I, the undersigned, _____
 an individual _____
 legal representative of _____
 an organization existing under the laws of _____
 and in present execution of my business, _____

do hereby grant POWER OF ATTORNEY to Dña MARIA RODRIGUEZ DALEMAN, identification card No. 41654882 of Bogotá and ap. 20824 and CLAUDIA LUCIA CARO RAMIREZ, identification card No. 49617374 of Tunja residing in Bogotá, Colombia, in the order of their appointment in behalf of grantor before any entity, authority and/or natural or juridical person, specially before the Contencioso Administrativo, Administrative-Contentious, Judicial, Arbitration, Arbitral, Contencioso, or all matters concerning the following:

„Container and method of multimedia material“

- 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-mentioned proxy are empowered to conciliate, cancel, settle, submit to arbitration, withdraw and to receive and take possession of the litigation related, object of the litigation, the rights granted or in process of granting, admit facts and/or evidence.
- 7) To ratify or not the official agency.
- 8) I/we hereby appoint the above mentioned proxy are empowered to receive notifications and to hold the thing, object of the litigation, as well as to exercise this Power of Attorney and





APOSTILLE

(Convention de La Haye du 5 octobre 1961)

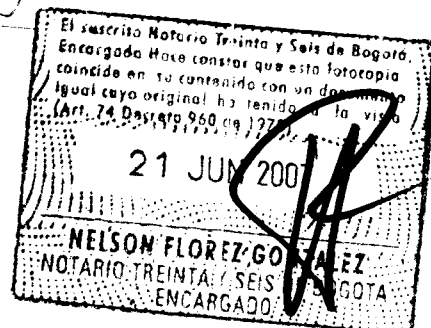
1. Pays: Belgique
2. Le présent acte public a été signé par: Willoex, Bernard
3. Agissant en qualité de: Notaire
4. Est revêtu du sceau / timbre de: Notaire
Brussels

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:

10. Signature:

Florez, Nelson



P953

(19) World Intellectual Property Organization
International Bureau



(43) International Publication Date
29 June 2006 (29.06.2006)

PCT

(10) International Publication Number
WO 2006/067190 A1

(51) International Patent Classification:

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

(74) Agents: JACQUES, Philippe et al.; SOLVAY (Société Anonyme, Intellectual Property Department, Rue De Ransbeek, 810, B-1120 Brussels (BE)).

(21) International Application Number:

PCT/EP2005/057045

(22) International Filing Date:

21 December 2005 (21.12.2005)

(25) Filing Language:

English

(26) Publication Language:

English

(30) Priority Data:

0413873 23 December 2004 (23.12.2004) FR
0503254 1 April 2005 (01.04.2005) FR
0503252 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): BALTHASART, Dominique [BE/BE]: Rue Du Chateau Beyaerd, 150, B-1120 Brussels (BE); STREBELLE, Michel [BE/BE]: Rue Sombre, 84, B-1150 Brussels (BE); LEMPEREUR, Michel [BE/BE]: Rue Du Baty, 12, B-1435 Corbais (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, MY, 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.

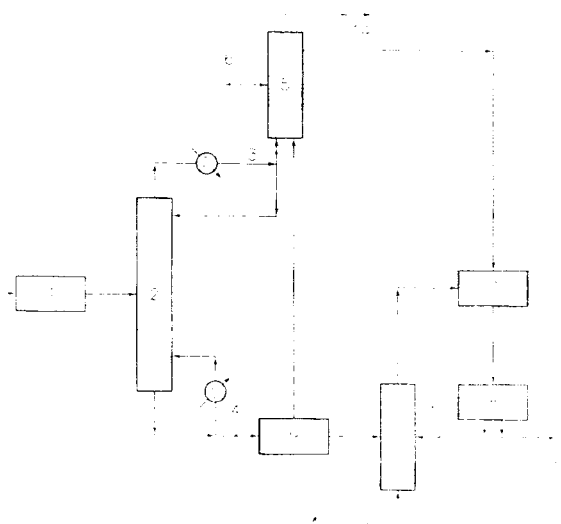
(84) Designated States (unless otherwise indicated, for every kind of regional protection available): ARIPO (BW, GH, GM, KE, LS, MW, MZ, NA, SD, SL, SZ, TZ, UG, ZM, ZW), Eurasian (AM, AZ, BY, KG, KZ, MD, RU, TJ, TM), European (AT, BE, BG, CH, CY, CZ, DE, DK, EE, ES, FI, FR, GB, GR, HU, IE, IS, IT, LI,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

Published:

with international search report

(Continued on next page)

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



(57) Abstract: Process for the manufacture of 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 mixture of products containing ethylene is conveyed to at least one storage reservoir; c) a chlorination reactor and/or an exchlorination reactor is (are) supplied with the previously stored mixture of products containing ethylene, in which reactor(s) 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 exchlorination reactors.

WO 2006/067190 A1



...the ... of the

Process for the manufacture of 1,2-dichloroethane

The present invention relates to a process for the manufacture of 1,2-di-chloroethane (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
5 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.

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

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

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

While in a conventional unit for the production of DCE by chlorination
25 and/or oxychlorination of ethylene which is more than 99.8 % pure, an ethylene supply is generally available which is obtained from a network of pipelines which itself constitutes an important buffer capacity which makes it possible to modulate the flow rate of ethylene and thereby ensure good operation of the chlorination and/or oxychlorination reactors, the rate of production of ethylene in
30 the processes described which involve ethylene of lower purity produced in the integrated unit itself is essentially controlled by the operation of the oven for cracking the hydrocarbon source. These ovens have a production imposed by

- 2 -

their soiling and by the succession of decocking operations. Fluctuations in the quality and the quantity of the load to be cracked are also sources of variation of the quantity of ethylene. For these reasons, it is difficult to carry out these crackings in order to obtain therefrom a stable rate of production of ethylene and therefore to regulate their production in real time. The consequence of this is that it is thus difficult to control the good operation of the chlorination and/or oxychlorination reactors which are directly linked thereto.

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, and which has the advantage of avoiding the abovementioned problems while making it possible to modulate the flow rate of ethylene and thus to ensure the good operation of the chlorination and/or oxychlorination reactors.

To this effect, the invention relates to a 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 mixture of products containing ethylene is conveyed to at least one storage reservoir;
- c) a chlorination reactor and/or an oxychlorination reactor is (are) supplied with the previously stored mixture of products containing ethylene, in which reactors 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.

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 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.

The expression ethane, propane, butane and propane/butane mixtures is understood to mean, for the purposes of the present invention, products that are

- 3 -

commercially available, namely that consist mainly of the pure product (ethane, propane, butane or propane/butane as a mixture) and secondarily of other saturated or unsaturated hydrocarbons, which are lighter or heavier than the pure product itself.

- 5 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.

- 10 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 first step is preferably followed by
- 15 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 wash), optionally for hydrogenating the undesirable derivatives such
- 20 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)
- 25 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
- 30 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
- 35 products in an amount of less than 200 ppm by volume relative to the total volume of the said mixture of products.

3

- 4 -

The expression storage reservoir is understood to mean, for the purposes of the present invention, any container in which the mixture of products containing ethylene is stored while waiting to be used.

According to a preferred variant, the process according to the invention is characterized in that after step a) and before step d) :

- 5 b1) the mixture of products containing ethylene is separated into a fraction enriched with the compounds lighter than ethylene containing part of the ethylene (fraction A), into a fraction enriched with ethylene (fraction B) and into a heavy fraction (fraction C);
- 10 b2) fraction A and fraction B are conveyed to separate storage reservoirs (storage reservoir A or reservoir A and storage reservoir B or reservoir B, respectively); and
- c) the fraction A stored in reservoir A is conveyed to a chlorination reactor while fraction B stored in reservoir B is conveyed to a chlorination reactor and/or an oxychlorination reactor, in which reactors most of the ethylene
15 present is converted to 1,2-dichloroethane.

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 chlorination/oxychlorination and into chlorination.

- 20 According to the preferred variant of the process according to the invention, fraction B containing part of the ethylene is enriched with ethylene. Fraction B is advantageously characterized by a hydrogen content of less than or equal to 2 %, preferably of less than or equal to 0.5 % and in a particularly preferred manner of less than or equal to 0.1 % by volume relative to the total
25 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 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.

- 30 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 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
35 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 -

In the preferred case where the hydrocarbon source is ethane, fraction B 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
5 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 a propane/butane mixture, fraction B advantageously comprises at least 40 %, preferably at least 50 % and in a particularly preferred manner at least 60 % by volume of ethylene
10 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.

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
15 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.

According to the preferred variant of the process according to the invention, fraction B is conveyed to a chlorination reactor and/or an oxychlorination reactor, preferably with energy recovery.

20 According to the preferred variant of the process according to the invention, fraction A containing part of the ethylene is 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
25 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 99.97 % 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).

30 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
35 preferred manner at most 99.97 % of compounds lighter than ethylene which are contained in the mixture of products subjected to step b).

15

- 7 -

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
5 volume relative to the total volume of fraction A.

According to the preferred variant of the process according to the invention, fraction A is conveyed to a chlorination reactor, preferably after expansion with recovery of energy.

According to a first subvariant of the preferred variant of the process
10 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-di-chloroethane (DCE) formed makes it possible to generate the quantity of HCl necessary for the process), the fraction by weight of the ethylene throughput
15 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
20 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 subvariant of the preferred variant of the process according to the invention, considering that the process for the manufacture of
25 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
30 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 embodiment of the second subvariant of the preferred variant of the process according to the invention, considering that the process for
35 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

17

- 8 -

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.

- 5 According to a second embodiment of the second subvariant of the preferred variant 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
- 10 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.

- According to the preferred variant of the process of the invention, during
- 15 step b1), the mixture of products is preferably separated into fraction A, fraction B 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
- 20 from step a) or are generated by side reactions during step b1). 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.

- Any separation process may be used to separate the mixture of products
- 25 containing ethylene into fraction A, fraction B and fraction C as long as 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
- 30 which makes it possible to extract fraction C therefrom and the resulting mixture 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
- 35 resulting mixture is then subjected to a second step for separation into fraction B and fraction C.
- 13

- 9 -

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

5 A preferred variant of the first mode of separation consists in subjecting the mixture resulting from a first separation step aimed at extracting fraction C, to a second step for separation into fraction A and fraction B which is a distillation step carried out by means of a distillation column equipped with the associative auxiliary equipment such as at least one reboiler and at least one condenser comprising a reflux reservoir. According to this preferred variant,
10 fraction A advantageously leaves at the top of the distillation column and fraction B advantageously leaves at the bottom of the distillation column.

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

15 The reflux reservoir of the condenser at the top of the column may advantageously serve as a small reservoir for fraction A in case of need. Nevertheless, given that the reservoir B advantageously has a larger storage capacity, it preferably constitutes an ethylene reservoir which can serve to supply the chlorination reactor as a supplement for fraction A while supplying the
20 oxychlorination reactor in addition.

The reservoir B intended to collect fraction B is advantageously placed after the outlet at the bottom of the distillation column. The fraction is advantageously collected therein in the liquid state.

25 According to a particularly preferred variant, the process according to the invention is therefore characterized in that after step a) and before step d) :

- b1) the mixture of products containing ethylene is separated into a fraction enriched with the compounds lighter than ethylene containing part of the ethylene (fraction A), into a fraction enriched with ethylene (fraction B) and into a heavy fraction (fraction C);
- 30 b2) fraction B is conveyed to a storage reservoir (storage reservoir B or reservoir B); and
- c) fraction A is conveyed to a chlorination reactor while fraction B stored in the reservoir B is conveyed to a chlorination reactor and/or an oxychlorination reactor, in which reactors most of the ethylene present is
35 converted to 1,2-dichloroethane.

The specific characteristics detailed above for the preferred variant of the

15

- 10 -

process according to the invention, in particular for fractions A, B and C, the subvariants and the separation process for separating the mixture of products containing ethylene into these three fractions are also applicable for this particularly preferred variant of the process according to the invention.

- 5 Given its storage capacity, the reservoir B can, if necessary, advantageously serve to supply, on its own, the chlorination reactor and the oxychlorination reactor.

10 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 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).

- 15 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 of the order of 0.5 to 2.

20 The chlorination process according to the invention is advantageously 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).

- 25 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 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.

- 30 A boiling chlorination process is particularly preferred which makes it possible, where appropriate, to usefully recover the heat of reaction. In this case, the reaction advantageously takes place at a temperature greater than or equal to 60°C, preferably greater than or equal to 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
- 35

20

- 11 -

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.

5 The chlorination process may also be a loop under-cooled boiling mixed 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
10 in a gaseous phase at least the quantity of DCE formed. Advantageously, the 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
15 chlorinated organic liquid medium. Preferably, this chlorinated organic liquid medium, also called liquid stock, mainly consists of DCE.

 The fraction A containing the ethylene and the chlorine (itself pure or diluted) may be introduced by any known device into the reaction medium together or separately. A separate introduction of the fraction A may be
20 advantageous in order to increase its partial pressure and facilitate its dissolution which often constitutes a limiting step of the process.

 The chlorine is added in a sufficient 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
25 particularly preferred manner between 1.05 and 0.95 mol/mol.

 The chlorinated products obtained contain mainly DCE and small 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
30 according to known modes and makes it possible in general to exploit the heat of the chlorination reaction.

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

 The oxychlorination reaction is advantageously performed in the presence

21

of a catalyst comprising active elements including copper deposited on an inert 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.

- 5 Catalysts comprising active elements which are advantageously at least two in number, one of which is copper, are preferred. Among the active elements other than copper, 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
10 containing the following active elements are particularly advantageous : copper/magnesium/potassium, copper/magnesium/sodium; copper/magnesium/lithium, copper/magnesium/caesium, copper/magnesium/sodium/lithium, copper/magnesium/potassium/lithium and copper/magnesium/caesium/lithium, copper/magnesium/sodium/potassium,
15 copper/magnesium/sodium/caesium and copper/magnesium/potassium/caesium. The catalysts described in patent applications EP-A 255 156, EP-A 494 474, EP-A-657 212 and EP-A 657 213, incorporated by reference, are most particularly preferred.

- The copper content, calculated in metal form, is advantageously between
20 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.

- 25 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
30 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.

- 35 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.

10 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.

15 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
20 would constitute a disadvantage given the wide range of inflammability of this compound.

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

25 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 reaction is generally recovered in vapour form which can be
30 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.

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

 The invention also relates to a process for the manufacture of vinyl

chloride. To this effect, the invention relates to a process for the manufacture of vinyl chloride, characterized in that the 1,2-dichloroethane obtained by the process according to the invention is subjected to pyrolysis.

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 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 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 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 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.

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.

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.

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.

The expression aqueous microsuspension polymerization, also called polymerization in homogenized aqueous dispersion, is understood to mean

24

- 15 -

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.

5 One advantage of the process according to the invention consists in the fact that by making it possible to modulate the flow rate of ethylene, it makes it possible to avoid the storage of chlorine and hence the problems of safety linked to it. Indeed, the storage of chlorine would require liquefying this toxic product and would cause a serious risk in case of a leakage. It also makes it possible to avoid the expensive and dangerous storage of HCl gas.

10 Another advantage of the process according to the invention is that it makes it possible, by virtue of the storage of at least fraction B, to have a lot of flexibility as regards the operation of the chlorination reactor and the oxychlorination reactor.

15 Thus, in case the chlorination stops, it makes it possible, after appropriate adjustment of the operation of the column, to store the unused ethylene. The light gases (fraction A) depleted of ethylene can find their outlet in a generator. In the case of a stoppage or a variation in the rate of oxychlorination, it also makes it possible to store the unconsumed ethylene or, on the contrary, to satisfy a consumption peak.

20 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.

25 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 process for the manufacture of 1,2-dichloroethane according to the invention.

30 The mixture of products 1 containing ethylene and other constituents resulting from the cracking of a hydrocarbon source and of a first separation step which makes it possible to extract the heavy fraction therefrom is introduced into the 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
35 column 2.

Fraction 3, enriched with compounds lighter than ethylene, in particular

25

- 16 -

methane, hydrogen, nitrogen, oxygen and carbon monoxide, is conveyed to the unit for chlorination of ethylene 5. It is supplied with chlorine 6 whose flow rate is hardly modifiable. The DCE formed is conveyed via the sector 7, which comprises any type of purification, to the pyrolysis unit 8.

- 5 The liquid fraction 4 characterized by a very low hydrogen content is conveyed to the storage reservoir 9. This ethylene reservoir makes it possible to regulate the flow rate of ethylene to be conveyed to the oxychlorination unit 10 supplied with oxygen or with air 11. The oxychlorination unit receives HCl 12, whose flow rate is hardly modifiable, from the pyrolysis unit 8 which produces
- 10 VC 13. The gases 14 leaving the chlorination unit 5 can be advantageously upgraded as fuels.

According to a preferred embodiment of the process for the manufacture of 1,2-dichloroethane according to the invention, the storage reservoir 9 also partly serves to supply the chlorination unit 5.

26

- 17 -

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 mixture of products containing ethylene is conveyed to at least one storage reservoir;
- 10 c) a chlorination reactor and/or an oxychlorination reactor is (are) supplied with the previously stored mixture of products containing ethylene, in which reactors 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.

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.

15

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.

20 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 5 - Process for the manufacture of 1,2-dichloroethane according to any one of Claims 1 to 4, characterized in that after step a) and before step d) :

- b1) the mixture of products containing ethylene is separated into a fraction enriched with the compounds lighter than ethylene containing part of the ethylene (fraction A), into a fraction enriched with ethylene (fraction B) and into a heavy fraction (fraction C);

27

- 18 -

b2) fraction A and fraction B are conveyed to separate storage reservoirs (reservoir A and reservoir B, respectively); and

c) fraction A stored in reservoir A is conveyed to a chlorination reactor while fraction B stored in reservoir B is conveyed to a chlorination reactor and/or an oxychlorination reactor, in which reactors most of the ethylene present is converted to 1,2-dichloroethane.

6 - Process for the manufacture of 1,2-dichloroethane according to Claim 5, characterized in that the mixture of products containing ethylene is subjected to a first separation step which makes it possible to extract fraction C therefrom and the resulting mixture is then subjected to a second step for separation into fraction A and fraction B.

7 - Process for the manufacture of 1,2-dichloroethane according to Claim 6, characterized in that the second step for separation into fraction A and fraction B is a distillation step performed by means of a distillation column equipped with the associated auxiliary equipment such as at least one reboiler and at least one condenser comprising a reflux reservoir.

8 - Process for the manufacture of 1,2-dichloroethane according to Claim 7, characterized in that fraction A leaves at the top of the distillation column and fraction B at the bottom of the distillation column.

9 - Process for the manufacture of 1,2-dichloroethane according to Claim 8, characterized in that the reservoir B intended to collect fraction B is placed after the outlet at the bottom of the distillation column.

10 - Process for the manufacture of 1,2-dichloroethane according to any one of Claims 5 to 9, characterized in that fraction B contains from 40 % to 99.5 % by volume of ethylene relative to the total volume of fraction B.

11 - Process for the manufacture of 1,2-dichloroethane according to any one of Claims 5 to 10, 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.

12 - Process for the manufacture of 1,2-dichloroethane according to any one of Claims 1 to 11, characterized in that after step a) and before step d) :

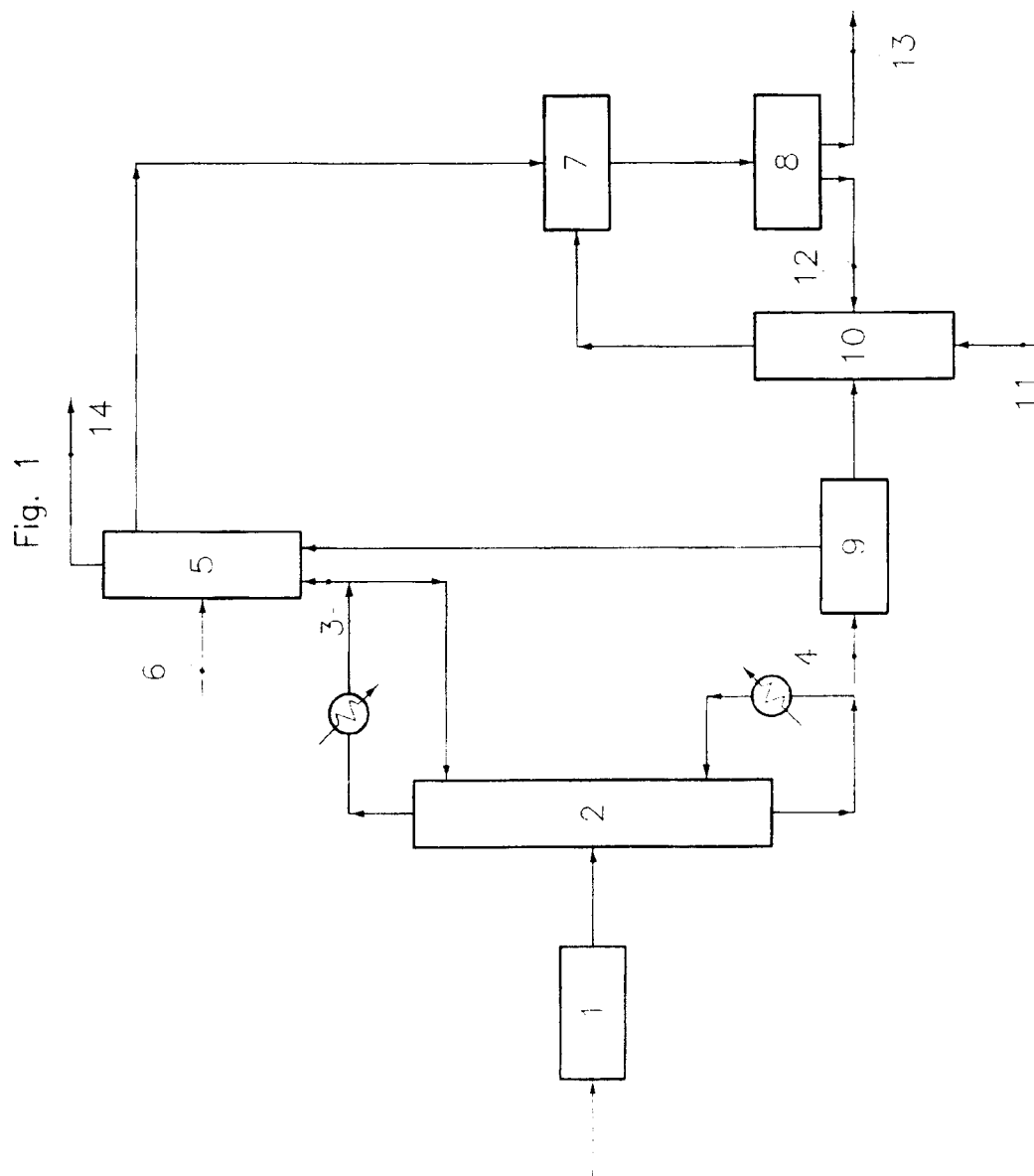
- 19 -

- b1) the mixture of products containing ethylene is separated into a fraction enriched with the compounds lighter than ethylene containing part of the ethylene (fraction A), into a fraction enriched with ethylene (fraction B) and into a heavy fraction (fraction C);
- 5 b2) fraction B is conveyed to a storage reservoir (storage reservoir B or reservoir B); and
- c) fraction A is conveyed to a chlorination reactor while fraction B stored in the reservoir B is conveyed to a chlorination reactor and/or an oxychlorination reactor, in which reactors most of the ethylene present is
- 10 converted to 1,2-dichloroethane.

13 - 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 12 is subjected to pyrolysis.

14 - Process for the manufacture of polyvinyl chloride by polymerization

15 of the vinyl chloride obtained by the process according to Claim 13.



INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No.
PCT/EP2005/057045

A. CLASSIFICATION OF SUBJECT MATTER
 Int. Cl. C07C17/02 C07C17/156 C07C19/045 C07C17/25 C07C21/06
 C08F14/06

According to International Patent Classification (IPC) or to both national classification and IPC

B. FIELDS SEARCHED

Minimum documentation searched (classification system followed by classification symbols)

C07C C10L C10G

Documentation searched other than minimum documentation to the extent that such documents are included in the fields searched

Electronic data base consulted during the international search (name of data base and, where practical, search terms used)

EPO-Internal

C. DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT

Category	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to Claim No.
----------	--	-----------------------

Y	WO 03/048088 A (BASF AKTIENGESellschaft; HARTH, KLAUS; SCHINDLER, GOETZ-PETER; WALSDOR) 12 June 2003 (2003-06-12) cited in the application page 2, line 26 - page 3, line 19 page 10, line 1 - line 10	1-4
X	page 20, line 23 - line 26	13
Y	WO 00/26164 A (SOLVAY ; STREBELLE, MICHEL; PETITJEAN, ANDRE) 11 May 2000 (2000-05-11) cited in the application the whole document	1-4

-/-

☒ Further documents are listed in the continuation of Box C.☒ See patent family annex

* Essential categories of cited documents:

- (A) Document defining the general state of the art which is not considered to be of particular relevance
- (E) Earlier document but published on or after the international filing date
- (F) Document which may throw doubts on priority claim(s) or which is cited to establish the publication date of another document or other special reason(s) specified
- (G) Document referring to an oral disclosure, use, exhibition or other means
- (P) Document published prior to the international filing date but later than the priority date(s) cited

(T) Later document published after the international filing date or priority date and not in conflict with the application but cited to understand the principles/theory underlying the invention

- (X) Document of particular relevance for the claimed invention, cannot be considered novel or cannot be considered to involve an inventive step when the document is taken alone
- (Y) Document of particular relevance for the claimed invention, cannot be considered to involve an inventive step when the document is combined with one or more other such documents, each combination being published by a person skilled in the art
- (Z) Document revealing and thus rendering obvious the invention

Date: 11th official completion of the international search

26 April 2006

Date of mailing of the international search report

12/05/2006

Name and mailing address of the ISA:

European Patent Office, P.O. Box Patentlaan 2
 NL-2200 AZ Rijswijk
 Tel: (+31-70) 340 2000, Fax: (+31-70) 340 2000
 E-mail: (+31-70) 340 2000

Authorized officer

Kardinal, S

31

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International Publication No.

PCT/EP2005/057045

C(Continuation). DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT

Category	Document(s) with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim(s)
Y	J. L. KOOLEN: "Chapter 7: Optimization of an Integrated Complex of Process Plants and Evaluation of its Vulnerabilities" DESIGN OF SIMPLE AND ROBUST PROCESS PLANTS. [Online] 2002, pages 251-282, XP002378101 ISBN: 3-527-60047-7 Retrieved from the Internet: URL: http://www3.interscience.wiley.com/cgi-bin/booktext/104530580/BOOKPDFSTART [retrieved on 2006-04-24] page 252, paragraphs 7.2.2, 7.2.5, 7.3 - page 256 page 258, paragraph 7.5.1.2 - page 259 page 265, paragraph 7.6 - page 274	1-4
X	EP 0 567 381 A (ELF ATOCHEM S.A) 27 October 1993 (1993-10-27) page 2, line 4 - line 6	13, 14
A	HEINZ ZIMMERMANN ET AL.: "Ethylene" ULLMANN'S ENCYCLOPEDIA OF INDUSTRIAL CHEMISTRY - JOHN WILEY & SONS, INC., [Online] 15 June 2000 (2000-06-15), XP002356911 Retrieved from the Internet: URL: http://www.mrw.interscience.wiley.com/jenc/articles/a10_045/sect9-fs.html DOI: 10.1002/14356007.a10_045 [retrieved on 2005-11-28] the whole document	1

(continued on separate sheet) (continued on separate sheet) (continued on separate sheet)

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

Information on patent family members

International application No.

PCT/EP2005/057045

Patent document cited in search report		Publication date	Patent family member(s)	Publication date
WO 03048082	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
WO 0026164	A	11-05-2000	AU 1155400 A	22-05-2000
			BE 1013616 A3	07-05-2002
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 B2	03-12-1997
			JP 6025028 A	01-02-1994
			KR 268820 B1	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), un proceso de elaboración de cloruro de vinilo (VC) y 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.

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.

Por ejemplo, la Solicitud de Patente WO 00/26164 describe un proceso de elaboración de DCE mediante un proceso de craqueo simplificado de etano acoplado a un proceso de cloración de etileno. A dicho efecto, se realiza una etapa de cloración de etileno en presencia de impurezas obtenidas durante el craqueo de etano.

La Solicitud de Patente WO 03/48088 se refiere a un proceso de elaboración de DCE por deshidrogenación de etano dando lugar a la formación

de una fracción que comprende etano, etileno e impurezas, una de ellas hidrógeno, que se somete luego a un proceso de cloración y/o de oxiclорación.

Si bien en una unidad típica de producción de DCE por cloración y/o por oxiclорación de etileno de un grado de pureza superior a 99,8 % se dispone generalmente de una alimentación de etileno proveniente de una red de gasoductos que presenta en sí misma una capacidad reguladora importante que permite modular el caudal de etileno y así asegurar el buen funcionamiento de los reactores de cloración y/o de oxiclорación, los procesos descriptos requieren etileno de un grado de pureza menor producido en el seno mismo de la unidad integrada de manera que la velocidad de producción de etileno queda controlada esencialmente por la marcha del horno de craqueo de la fuente hidrocarbonada. Dichos hornos tienen una capacidad de producción impuesta por la formación de incrustaciones y por la sucesión de operaciones de decoquificación. Las fluctuaciones de la calidad y de la cantidad de carga a someter al proceso de craqueo son también fuentes de variación de la cantidad de etileno producido. Por dichas razones, resulta difícil realizar dichos procesos de craqueo para lograr una velocidad de producción de etileno estable y regular así su producción en tiempos reales. Esto trae como consecuencia un difícil control del buen funcionamiento de los reactores de cloración y/o de oxiclорación que se encuentran conectados de forma directa.

La presente invención pretende así 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 el etileno de los demás productos del craqueo sin interés para la elaboración de DCE y que presente la ventaja de evitar los problemas mencionados

previamente permitiendo así regular el caudal de etileno y asegurar así el buen funcionamiento de los reactores de cloración y/o de oxiclорación..

A dicho efecto, la invención se relaciona con un proceso de elaboración de 1,2-dicloroetano a partir de una fuente hidrocarbonada según el cual:

a) Se somete dicha fuente hidrocarbonada a un proceso de craqueo que permite obtener una mezcla de productos que contiene etileno y otros constituyentes;

b) Se envía la mezcla de productos que contiene etileno a por lo menos un depósito de almacenamiento;

c) Se alimenta un reactor de cloración y/o un reactor de oxiclорación con la mezcla de productos que contiene etileno previamente almacenado, reactores en los cuales la mayor parte del etileno presente es convertido en 1,2-dicloroetano;

d) Se separa el 1,2-dicloroetano obtenido de los flujos de productos resultantes de los reactores de cloración y de oxiclорación.

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 mismos. Más preferentemente, la fuente hidrocarbonada se selecciona del grupo formado por etano, propano, butano y mezclas de propano/butano. Más preferentemente aún, la fuente hidrocarbonada se selecciona del grupo formado por etano, propano y mezclas de propano/butano. Se obtuvieron buenos resultados empleando 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 entienden, a los fines de la presente invención, los productos disponibles comercialmente, a saber, constituidos esencialmente por el producto puro (etano, propano, butano o propano/butano en mezcla) y opcionalmente por otros hidrocarburos saturados o insaturados, más livianos o más pesados que el propio producto puro.

Por craqueo (etapa a)), se hace referencia, 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.

Dicho proceso de craqueo puede realizarse de acuerdo a cualquier técnica conocida que permita la obtención de una mezcla de productos que contiene etileno y otros constituyentes. Ventajosamente, dicho 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. Esta 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 de dióxido de carbono y de la mayor parte de los compuestos azufrados presentes o agregados (por ejemplo, mediante un lavado alcalino), eventualmente de hidrogenación de los derivados no deseados tales como, por ejemplo, acetileno

y eventualmente de eliminación de una parte del hidrógeno y/o del metano, por ejemplo mediante un proceso PSA (del inglés, Pressure Swing Adsorption) o por medio de un proceso de membranas.

Ventajosamente, en el proceso acorde con la invención, la mezcla de productos que contiene etileno y otros constituyentes resultante de la etapa a) comprende hidrógeno, metano, compuestos que contienen 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.

Por depósito de almacenamiento, se refiere, a los fines de la presente invención, a cualquier recipiente en el cual la mezcla de productos que contiene etileno pueda almacenarse hasta el momento del uso.

Según una variante preferida, el proceso acorde con la invención se caracteriza porque luego de la etapa a) y antes de la etapa d):

b1) se separa la mezcla de productos que contiene etileno en una fracción enriquecida en los compuestos más livianos que etileno que contiene

una parte de etileno (fracción A), en una fracción enriquecida en etileno (fracción B) y en una fracción pesada (fracción C):

b2) la fracción A y la fracción B son enviadas a depósitos de almacenamiento distintos (depósito de almacenamiento A o reservorio A y depósito de almacenamiento B o reservorio B respectivamente); y

c) la fracción A almacenada en el reservorio A es enviada hacia un reactor de cloración mientras que la fracción B almacenada en el reservorio B es enviada hacia 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.

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.

Según la variante preferida del proceso acorde con la invención, la fracción B que contiene una parte de etileno se enriquece en etileno. Ventajosamente, dicha fracción B se caracteriza 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 se caracteriza por 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.

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

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 convenientemente 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.

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 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 B.

Según la variante preferida del proceso acorde con la invención, la fracción B es enviada hacia un reactor de cloración y/o un reactor de oxiclорación, preferentemente con recuperación de energía.

Según la variante preferida del proceso acorde con la invención, la fracción A que contiene una parte de etileno se enriquece en los compuestos más livianos que etileno. Dichos compuestos son generalmente metano, nitrógeno, oxígeno, hidrógeno y monóxido de carbono. Ventajosamente, la fracción A contiene 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).

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 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.

Según la variante preferida del proceso acorde con la invención, la fracción A es enviada hacia un reactor de cloración, preferentemente después de una parada con recuperación de energía.

Según una primera subvariante de la variante preferida 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-dicloretano (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

3

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 una segunda subvariante de la variante preferida 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 oxidación 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).

Según un primer modo de la segunda subvariante de la variante preferida 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 un segundo modo de la segunda subvariante de la variante preferida 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.

Según la variante preferida del proceso de la invención, durante la etapa b1), se separa preferentemente la mezcla de productos en la fracción A, la fracción B 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 que contiene etileno y otros constituyentes resultantes de la etapa a) o son producto de reacciones secundarias durante la etapa b1). 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.

Puede emplearse cualquier proceso de separación para separar la mezcla de productos que contiene etileno en la fracción A, la fracción B y la fracción C mientras que comprenda ventajosamente como máximo cuatro.

45

preferentemente a lo sumo 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 es sometida 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 las fracciones B y C.

Se prefiere particularmente el primer modo de separación. Diversas variantes permite realizar dicho primer modo 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 la mezcla resultante de una primera etapa de separación para extraer la fracción C, a una segunda etapa de separación en la fracción A y la fracción B que es una etapa de destilación llevada a cabo mediante una columna de destilación provista de equipos auxiliares asociados, tales como al menos un evaporador y al menos un condensador, que comprende un reservorio de reflujo. Según dicha variante preferida, la fracción A sale ventajosamente por la parte superior de la columna de destilación y la fracción B lo hace convenientemente por la parte inferior de la misma.

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.

Convenientemente, el reservorio de reflujo del condensador en la parte superior de la columna puede servir, en caso de ser necesario, como un pequeño reservorio para la fracción A. Sin embargo, teniendo en cuenta que el reservorio B tiene ventajosamente una capacidad de almacenamiento mayor, el mismo constituye preferentemente una reserva de etileno que puede servir para alimentar el reactor de cloración suplementando la fracción A y alimentando por otro lado el reactor de oxiclорación.

El reservorio B destinado a recolectar la fracción B se ubica ventajosamente después de la salida en la parte inferior de la columna de destilación. La fracción recolectada en dicho reservorio se encuentra ventajosamente en estado líquido.

Según una variante particularmente preferida, el proceso acorde con la invención se caracteriza pues porque luego de la etapa a) y antes de la etapa d):

b1) se separa la mezcla de productos que contiene etileno en una fracción enriquecida en los compuestos más livianos que etileno que contiene una parte de etileno (fracción A), en una fracción enriquecida en etileno (fracción B) y en una fracción pesada (fracción C);

b2) la fracción B es enviada a un depósito de almacenamiento (depósito de almacenamiento B o reservorio B); y

47

c) la fracción A es enviada hacia un reactor de cloración mientras que la fracción B almacenada en el reservorio B es enviada hacia 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.

Las características particulares detalladas precedentemente para la variante preferida del proceso acorde con la invención, en particular para las fracciones A, B y C, las subvariantes y el proceso de separación para separar la mezcla de productos que contiene etileno en las 3 fracciones mencionadas, pueden también aplicarse en la variante particularmente preferida del proceso acorde con la invención.

Teniendo en cuenta su capacidad de almacenamiento, el reservorio B puede, de ser necesario, servir ventajosamente para alimentar por sí mismo el reactor de cloración y el reactor de oxiclорación.

La reacción de cloración se realiza 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 NL 6901398).

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

43

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 ventajosamente 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 ; con 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

noyé en el medio de reacción o por una lanzadera circulante en un 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 la superficie de intercambio.

Además, el proceso de cloración se lleva a cabo convenientemente 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 de 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.

Los productos no convertidos (metano, monóxido de carbono, nitrógeno, oxígeno e hidrógeno) se someten ventajosamente 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.

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 convenientemente comprendida entre 150 y 300°C, preferentemente entre 200 y 275°C y, más preferentemente aún, 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 marcha. Los tiempos de residencia habituales se encuentran entre 1 y 60 segundos y preferentemente entre 10 y 40 segundos.

La fuente de oxígeno del proceso de oxiclорación puede ser aire, oxígeno puro o mezcla de los mismos, preferentemente de oxígeno puro. Se prefiere la última opción ya que permite un reciclaje sencillo de los reactivos no convertidos.

Los reactivos pueden introducirse en el lecho mediante cualquier dispositivo conocido. Generalmente, resulta ventajoso introducir el oxígeno separadamente de los otros reactivos por razones de seguridad. Éstas imponen la restricción de mantener la mezcla gaseosa que abandona el reactor o que es reciclada en el mismo dentro de los límites de inflamabilidad a las presiones y temperaturas consideradas. Se prefiere emplear mezcla tal que contenga demasiado poco oxígeno en relación al combustible como para inflamarse. En este sentido, la presencia abundante ($> 2\%$, preferentemente $> 5\%$ en vol) de hidrógeno constituye una desventaja, teniendo en cuenta la gran inflamabilidad de dicho compuesto.

La relación cloruro de hidrógeno (HCl)/oxígeno empleada se encuentra comprendida ventajosamente entre 3 y 6 mol/mol. Convenientemente, la relación etileno/cloruro de hidrógeno se encuentra entre 0.4 y 0.6 mol/mol.

Los productos clorados obtenidos contienen esencialmente DCE así como pequeñas cantidades de subproductos tales como 1,1,2-tricloroetano. La separación del DCE obtenido del flujo de productos resultantes del reactor de

oxidación se lleva a cabo mediante modos conocidos. El calor de la reacción de oxidación generalmente se recupera en el estado de vapor, de manera de poder utilizarse para las separaciones o cualquier otro uso.

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.

El DCE obtenido por cloración o por oxidación de etileno puede a continuación transformarse en VC.

La invención se relaciona asimismo con un proceso de elaboración de cloruro de vinilo. A dicho efecto, la invención comprende un proceso de elaboración de cloruro de vinilo caracterizado porque el 1,2-dicloroetano obtenido por el proceso acorde con la invención se somete a una 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 de los tubos del horno. Las etapas siguientes permiten, mediante cualquier dispositivo conocido, juntar el VC purificado y el cloruro de hidrógeno a aprovechar en la oxidación. 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 a 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.

Una ventaja del proceso acorde con la invención consiste en la regulación del caudal de etileno, que permite evitar el almacenamiento de cloro y así los problemas de seguridad asociados con ello. En efecto, el almacenamiento de cloro requiere licuar dicho producto tóxico e implica un riesgo grave en caso de fuga. Se evita además el costoso y peligroso almacenamiento de HCl gaseoso.

Otra ventaja del proceso acorde con la invención reside en que otorga mucha flexibilidad en cuanto al funcionamiento del reactor de cloración y de oxiclорación gracias al almacenamiento de, por lo menos, la fracción B.

Así, en caso de detener la cloración, es posible, por medio de una regulación apropiada de la marcha de la columna, almacenar el etileno no utilizado. Los gases livianos (fracción A) empobrecidos en etileno pueden ser purgados en un generador. En caso de detener o variar la velocidad de la oxiclорación, es posible además almacenar el etileno no utilizado o, por el contrario, satisfacer la demanda para su consumo.

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 del proceso de elaboración de 1,2-dicloroetano acorde con la invención.

La mezcla de productos 1, que contiene etileno y otros constituyentes resultante del proceso de craqueo de una fuente hidrocarbonada y de una primera etapa de separación que permite extraer la fracción pesada, se introduce en la columna 2, que consiste en 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 enriquecida en los compuestos más livianos que etileno, en particular metano, hidrógeno, nitrógeno, oxígeno y monóxido de carbono, se envía hacia la unidad de cloración de etileno 5. Dicha unidad es alimentada con cloro 6 cuyo caudal no es muy variable. El DCE formado es dirigido hacia la unidad de pirólisis 8 a través del sector 7, que comprende todo tipo de elementos de purificación.

La fracción 4 líquido, con un contenido muy bajo de hidrógeno, se envía hacia el depósito de almacenamiento 9. Esta reserva de etileno permite regular el caudal de etileno dirigido a la unidad de oxiclорación 10, que es a su vez alimentada con oxígeno o aire 11. La unidad de oxiclорación recibe el HCl 12, cuyo caudal no es muy regulable, de la unidad de pirólisis 8 que produce el VC 13. Los gases 14 que salen de la unidad de cloración 5 pueden aprovecharse convenientemente como combustibles.

Según una forma de realización preferida del proceso de elaboración de 1,2-dicloroetano acorde con la invención, el depósito de almacenamiento 9 sirve a su vez para alimentar parcialmente la unidad de cloración 5.

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 craqueo para producir una mezcla de productos que contiene etileno y otros constituyentes ;

b) enviar la mezcla de productos que contiene etileno a por lo menos un depósito de almacenamiento;

c) alimentar un reactor de cloración y/o un reactor de oxiclорación con la mezcla de productos que contiene etileno previamente almacenada, 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.

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 presentan de 2 a 7 átomos de carbono, monóxido de carbono, nitrógeno y oxígeno.

5. El proceso de elaboración de 1,2-dicloroetano acorde con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 4, CARACTERIZADO PORQUE comprende, luego de la etapa a) y antes de la etapa d):

b1) separar la mezcla de productos que contiene etileno en una fracción que contiene una parte de etileno (fracción A) enriquecida en los compuestos más livianos que etileno, en una fracción enriquecida en etileno (fracción B) y en una fracción pesada (fracción C);

b2) enviar la fracción A y la fracción B a distintos depósitos de almacenamiento (reservorio A y reservorio B respectivamente); y

c) enviar la fracción A almacenada en el reservorio A hacia un reactor de cloración mientras que la fracción B almacenada en el reservorio B es enviada hacia 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.

6. El proceso de elaboración de 1,2-dicloroetano acorde con la reivindicación 5, CARACTERIZADO PORQUE comprende someter la mezcla de productos que contiene etileno a una primera etapa de separación que permite 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.

7. El proceso de elaboración de 1,2-dicloroetano acorde con la reivindicación 6, CARACTERIZADO PORQUE la segunda etapa de separación en la fracción A y la fracción B consiste en una etapa de destilación llevada a cabo mediante una columna de destilación provista de equipos auxiliares

asociados, tales como al menos un evaporador y al menos un condensador que comprende un reservorio de reflujo.

8. El proceso de elaboración de 1,2-dicloroetano acorde con la reivindicación 7, CARACTERIZADO PORQUE la fracción A sale por la parte superior de la columna de destilación y la fracción B lo hace por la parte inferior de dicha columna de destilación.

9. El proceso de elaboración de 1,2-dicloroetano acorde con la reivindicación 8, CARACTERIZADO PORQUE el reservorio B destinado a recoger la fracción B se ubica después de la salida en la parte inferior de la columna de destilación.

10. El proceso de elaboración de 1,2-dicloroetano acorde con cualquiera de las reivindicaciones 5 a 9, CARACTERIZADO PORQUE la fracción B contiene entre 40 % y 99,5 % en volumen de etileno respecto al volumen total de la fracción B.

11. El proceso de elaboración de 1,2-dicloroetano acorde con cualquiera de las reivindicaciones 5 a 10, CARACTERIZADO PORQUE la fracción A tiene un contenido de etileno en volumen tal que representa entre 10 % y 90 % del contenido de etileno en volumen de la fracción B.

12. El proceso de elaboración de 1,2-dicloroetano acorde con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 11, CARACTERIZADO PORQUE comprende, después de la etapa a) y antes de la etapa d) :

b1) separar la mezcla de productos que contiene etileno en una fracción que contiene una parte de etileno (fracción A) enriquecida en los compuestos más livianos que etileno, en una fracción enriquecida en etileno (fracción B) y en una fracción pesada (fracción C);

b2) enviar la fracción B a un depósito de almacenamiento (depósito de almacenamiento B o reservorio B); y

c) dirigir la fracción A hacia un reactor de cloración mientras que la fracción B almacenada en el reservorio B es dirigida hacia 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.

13. Un proceso de elaboración de cloruro de vinilo CARACTERIZADO PORQUE comprende someter el 1,2-dicloroetano obtenido por el proceso acorde con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 12 a una pirólisis.

14. 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 13.

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) enviar la mezcla de productos que contiene etileno a por lo menos un depósito de almacenamiento;
- c) alimentar un reactor de cloración y/o un reactor de oxiclорación con la mezcla de productos que contiene etileno previamente almacenado, 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.

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 5 ✓
0-2	International Filing Date	(2 1 . 1 2 . 0 5) 2 1 DEC 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 2005/13
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)	BALTHASART, Dominique
III-1-5	Address	Rue du Chateau Beyaerd, 150 1120 BRUSSELS Belgium
III-1-6	State of nationality	BE
III-1-7	State of residence	BE

63

S 2005/13

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

04

S 2005/13

3/4

PCT REQUEST

Print Out (Original in Electronic Form)

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
VI-2	Priority claim of earlier national application	
VI-2-1	Filing date	01 April 2005 (01.04.2005)
VI-2-2	Number	05.03254
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	05.03252
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; request 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 citizenship (only for the purposes of the examination of the United States application)	—
VIII-5	Declaration as to the nonjudicial disclosure of the invention to lack of novelty	—

65

S 2005/13

4/4

PCT REQUEST

Print Out (Original In Electronic Form)

IX	Check list	number of sheets	electronic file(s) attached
IX-1	Request (including declaration sheets)	4	✓
IX-2	Description	16	✓
IX-3	Claims	3	✓
IX-4	Abstract	1	✓
IX-5	Drawings	1	✓
IX-7	TOTAL	25	
	Accompanying documents	paper document(s) attached	electronic file(s) attached
IX-8	Fee calculation sheet	-	✓
IX-17	PCT-SAFE copy for media	-	-
IX-19	Figure of the 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, first, middle)	JACQUES, Philippe	
X-1-2	Name of the applicant		
X-1-3	Capacity		

FOR RECEIVING OFFICE USE ONLY

10-1	Date of actual receipt of the international application	(21.12.05) 21 DEC 2005
10-2	Drawings	✓
10-2-1	Received	
10-2-2	Not received	
10-3	Corrected copy of the international receipt due to later but received papers or drawings of the purported international application	
10-4	Date of filing of the required correction (Article 11(2))	
10-5	International Searching Authority	ISA/EP
10-6	Transmittal copy delayed	

FOR INTERNATIONAL BUREAU USE ONLY

11-1	Date of receipt of the international application by the International Bureau	
------	--	--

56

