



República Federativa do Brasil
Ministério do Desenvolvimento, Indústria
e do Comércio Exterior
Instituto Nacional da Propriedade Industrial.

(21) **PI 0714169-6 A2**

(22) Data de Depósito: 22/06/2007
(43) Data da Publicação: 26/12/2012
(RPI 2190)



(51) *Int.Cl.:*
C07C 17/02
C07C 17/156
C08F 14/06
C07C 17/25

(54) **Título:** PROCESSOS PARA A FABRICAÇÃO DE 1,2-DICLOROETANO, DE CLORETO DE VINILA, E DE CLORETO DE POLIVINILA

(30) **Prioridade Unionista:** 26/06/2006 FR 06/05718

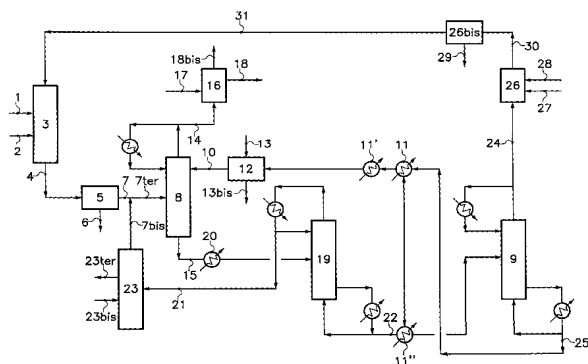
(73) **Titular(es):** Solvay

(72) **Inventor(es):** Dominique Balthasart, Michel Strebelle

(74) **Procurador(es):** Momsen, Leonardos & CIA.

(86) **Pedido Internacional:** PCT EP2007056227 de 22/06/2007

(87) **Publicação Internacional:** WO 2008/000693de 03/01/2008



(57) **Resumo:** PROCESSOS PARA A FABRICAÇÃO DE 1,2-DICLOROETANO, DE CLORETO DE VINILA, E DE CLORETO DE POLIVINILA. Processo para a fabricação de 1,2-dicloroetano partindo de uma corrente de etano de acordo com o que: a) corrente de etano é submetida a uma oxidesidrogenação catalítica produzindo uma mistura de gás contendo eteno, etano não convertido, água e constituintes secundários; b) referida mistura de gás é opcionalmente lavada e secada deste modo produzindo uma mistura de gás seco; c) após uma etapa de purificação adicional, referida mistura de gás seco compreendendo a corrente de produtos derivados do reator de cloração R2 separada na etapa e) é submetida a uma absorção A que consiste em separar referida mistura de gás em uma fração enriquecida com os compostos que são mais leves que etileno contendo algum etileno (fração A) e em uma fração F 1; d) fração A é transportada para o reator de cloração R1 em que a maior parte do etileno presente na fração A é convertido em 1,2- dicloroetano e o 1,2- dicloroetano obtido é separado da corrente de produtos derivados do reator de cloração R1; e) fração F1 é submetida a uma dessorção D1 que consiste em separar fração F1 em uma fração de etileno esgotada nos compostos que são mais leves que etileno (fração C) que é transportada para um reator de cloração R2, a corrente de produtos derivados desse reator sendo adicionada à mistura de gás seco submetida a etapa c) após ter opcionalmente extraído o 1,2- dicloroetano formado, e em uma fração F2; f) fração F2 é submetida a uma dessorção D2 que consiste em separar fração F2 em uma fração enriquecida com etileno (fração B) e em uma fração F3, opcionalmente contendo o 1,2-dicloroetano formado no reator de cloração R2 então extraída, se não foi previamente extraída, que é reciclada para a absorção A, opcionalmente após um tratamento adicional destinado para reduzir a concentração, na fração F3, dos compostos que são mais pesados que etano; g) fração B é transportada para um reator de oxicloração em que a maior parte do etileno presente na fração B é convertida em 1,2-dicloroetano, o 1,2- dicloroetano obtido é separado da corrente de produtos derivados do reator de oxicloração e é opcionalmente adicionado ao 1,2-dicloroetano formado no reator de cloração R1 opcionalmente para aquela que é formada no reator de cloração R2; e h) a corrente de produtos derivados do reator de oxicloração, de que o 1,2-dicloroetano foi extraído, opcionalmente contendo uma corrente adicional de etano previamente introduzida em uma das etapas b) a g), é opcionalmente reciclada para etapa a) após ter sido opcionalmente purgada de gases e/ou após um tratamento opcional a fim de eliminar os produtos clorados contidos na mesma.

“PROCESSOS PARA A FABRICAÇÃO DE 1,2-DICLOROETANO, DE CLORETO DE VINILA, E DE CLORETO DE POLIVINILA”

A presente invenção refere-se a um processo para a fabricação de 1,2-dicloroetano (DCE), um processo para a fabricação de cloreto de vinila (VC) e um processo para a fabricação de cloreto de polivinila (PVC).

DCE é geralmente preparado por oxicloração de etileno usando cloreto de hidrogênio (HCl) e uma fonte de oxigênio ou por cloração direta de etileno usando cloro. A desidrocloração de DCE por pirólise deste modo resulta na produção de VC com liberação de HCl. A oxicloração e a cloração são geralmente efetuadas em paralelo e o HCl produzido na pirólise é usado na oxicloração.

Até agora, etileno que é mais do que 99,8% puro é normalmente usado para a fabricação de DCE. Este etileno de pureza muito elevada é obtido através do craqueamento térmico de vários produtos de petróleo, seguido por operações de separação complexas, numerosas e onerosas, a fim de isolar o etileno dos outros produtos do craqueamento e para obter um produto de pureza muito elevada.

Dado o custo elevado ligado à produção de etileno de tal pureza elevada, e também a vantagem que poderia ocorrer ao visar um processo para a fabricação de VC por DCE em regiões favoráveis em que faltam que capacidades de etileno acessíveis, vários processos para a fabricação de DCE usando etileno tendo uma pureza de menos que 99,8% foram considerados. Estes processos têm a vantagem de reduzir os custos simplificando o curso de separar os produtos resultando do craqueamento de produtos de petróleo e assim abandonando separações complexas que não são de nenhum benefício para a fabricação de DCE.

Deste modo, vários processos para a fabricação de DCE partindo de etileno tendo uma pureza de menos que 99,8% produzido por craqueamento simplificado de etano foram considerados.

Por exemplo, Pedido de Patente WO 00/26164 descreve um processo para a fabricação de DCE por cloração de etileno obtido por craqueamento simplificado de etano, a cloração ocorrendo na presença de impurezas obtidas durante o craqueamento de etano sem qualquer outra purificação.

Pedido de Patente WO 03/48088 por si só descreve um processo para a fabricação de DCE por desidrogenação de etano dando lugar à formação de uma fração compreendendo etano, etileno e impurezas incluindo hidrogênio, cuja fração é então submetida a uma cloração e/ou oxicloração.

Estes processos têm a desvantagem que o etileno obtido não pode ser usado para um processo de cloração/oxicloração de etileno combinado dado que o etileno contém impurezas cuja presença durante a reação de oxicloração poderia causar problemas de operação, isto é envenenamento do catalisador pelos produtos pesados e uma conversão não econômica do presente hidrogênio. Esta conversão de hidrogênio consumiria oxigênio de pureza elevada que deste modo seria sacrificado por uma reação indesejada e liberaria um calor elevado de reação durante a conversão de hidrogênio em água. Esta conversão limitaria então a capacidade do reator de oxicloração, geralmente ligado à capacidade de troca de calor. Um investimento elevado não usual deve portanto ser empregado a fim de garantir a área de troca de calor, e por meio disso o volume de reator, causado pela presença de hidrogênio na mistura.

A opção tomada de queimar o hidrogênio em um reator separado, descrita no Pedido WO 03/48088, não resolve a dificuldade porque requer uma grande quantidade de oxigênio, uma quantidade estequiométrica relativa a hidrogênio, e também uma área de superfície grande para troca para eliminar este calor de combustão. Consequentemente tem-se um consumo de etileno significativo e pode-se ter problemas ligados à segurança. Finalmente, a remoção da água formada conduz a um aumento nos custos de produção.

Processos em que VC é obtido por oxicloração de etano e não de etileno também são conhecidos. Tais processos não encontraram uma aplicação industrial até agora dado que como eles são conduzidos em temperaturas elevadas, eles resultam em uma seletividade medíocre com perda dos reagentes usados e custos para separar e destruir os subprodutos e eles são também caracterizados por problemas de comportamento dos materiais em um meio de oxicloração corrosiva. Finalmente, problemas ligados ao comportamento dos catalisadores usados devido à vaporização gradual dos seus constituintes e também ligados à deposição desses constituintes na superfície fria do lote de trocador são geralmente encontrados.

Um objeto da presente invenção consiste em prover um processo usando etileno tendo uma pureza de menos que 99,8% que tem a vantagem de reduzir os custos ligados à produção de etileno de maior pureza e que tem a vantagem de evitar os problemas acima mencionados.

Para este efeito, a invenção refere-se a um processo para a fabricação de 1,2- dicloroetano partindo de uma corrente de etano de acordo com o que:

a) corrente de etano é submetida a uma oxidesidrogenação catalítica produzindo uma mistura de gás contendo etileno, etano não convertido, água e constituintes secundários;

b) referida mistura de gás é opcionalmente lavada e secada deste modo produzindo uma mistura de gás seco;

c) após uma etapa de purificação adicional, referida mistura de gás seco compreendendo a corrente de produtos derivados do reator de cloração R2 separada na etapa e) é submetida a uma absorção A que consiste em separar referida mistura de gás em uma fração enriquecida com os compostos que são mais leves que etileno contendo algum etileno (fração A) e em uma fração F1;

d) fração A é transportada para um reator de cloração R1 em que a maior parte do etileno presente na fração A é convertida em 1,2-dicloroetano e o 1,2-dicloroetano obtido é separado da corrente de produtos derivados do reator de cloração R1;

5 e) fração F1 é submetida a uma dessorção D1 que consiste em separar fração F1 em uma fração de etileno esgotada nos compostos que são mais leves que etileno (fração C) que é transportada para um reator de cloração R2, a corrente de produtos derivados deste reator sendo adicionada à mistura de gás seco submetida à etapa c) após ter opcionalmente extraído o
10 1,2-dicloroetano formado, e em uma fração F2;

f) fração F2 é submetida à dessorção D2 que consiste em separar fração F2 em uma fração enriquecida com etileno (fração B) e em uma fração F3, opcionalmente contendo o 1,2-dicloroetano formado no reator de cloração R2 então extraída, se não foi previamente extraída, que é
15 reciclada para a absorção A, opcionalmente após um tratamento adicional destinado para reduzir a concentração, na fração F3, dos compostos que são mais pesados que etano;

g) fração B é transportada para um reator de oxicloração em que a maior parte do etileno presente na fração B é convertido em 1,2-
20 dicloroetano, o 1,2-dicloroetano obtido é separado da corrente de produtos derivados do reator de oxicloração e é opcionalmente adicionada ao 1,2-dicloroetano formado no reator de cloração R1 e opcionalmente para aquela que é formada no reator de cloração R2; e

h) a corrente de produtos derivados do reator de oxicloração,
25 de que o 1,2-dicloroetano foi extraído, opcionalmente contendo uma corrente adicional de etano previamente introduzida em uma das etapas b) a g), é opcionalmente reciclada para etapa a) após ter sido opcionalmente purgada de gases e/ou após um tratamento adicional opcional a fim de eliminar os produtos clorados contidos na mesma.

De acordo com a etapa a) do processo de acordo com a invenção, a corrente de etano é submetida a uma oxidesidrogenação catalítica produzindo uma mistura de gás contendo etileno, etano não convertido, água e constituintes secundários. A corrente de etano submetida à oxidesidrogenação catalítica pode ou não pode ser quimicamente pura. A corrente de etano usada pode conter até 70 % em volume de outros gases tais como metano, hidrogênio, etileno, oxigênio, nitrogênio e óxidos de carbono.

A corrente de etano usada vantajosamente contém pelo menos 80 % em volume, preferivelmente pelo menos 90 % em volume, particularmente preferivelmente pelo menos 95 % em volume e mais particularmente preferivelmente pelo menos 98 % em volume de etano. Se necessário, o etano pode ser separado dos compostos secundários tendo um ponto de ebulição maior em qualquer dispositivo conhecido, por exemplo por absorção, extração, difusão ou destilação.

A corrente de etano submetida à oxidesidrogenação catalítica pode ser a fonte de etano tal como está disponível no mercado mas também a corrente de produtos derivados do reator de oxicloração, de que o 1,2-dicloroetano foi extraído, opcionalmente contendo uma corrente adicional de etano adicionado a uma das etapas b) a g) e reciclado na etapa h), ou uma mistura dos dois.

O termo "oxidesidrogenação catalítica (ODH)", também conhecida como desidrogenação oxidante catalítica, é entendida para significar uma oxidação parcial de etano por oxigênio na presença de um catalisador.

ODH pode ocorrer quer em uma temperatura acima de 650°C até 800°C, abaixo da faixa das temperaturas de craqueamento térmico, ou em uma temperatura menor do que ou igual a 650°C.

A pressão em que etapa a) é realizada é vantajosamente pelo menos 1, preferivelmente pelo menos 1,5 e particularmente preferivelmente

pelo menos 2 bar absoluto. É vantajosamente no máximo 16, preferivelmente no máximo 11 e particularmente preferivelmente no máximo 6 bar absoluto.

O oxigênio introduzido pode ser oxigênio ou um gás contendo oxigênio com outros gases inertes, tal como por exemplo ar. Preferivelmente, oxigênio é usado. O oxigênio pode ou não pode ser quimicamente puro. Deste modo, é possível usar uma fonte muito pura de oxigênio contendo pelo menos 99 % em volume de oxigênio mas também uma fonte de oxigênio contendo menos do que 99 % em volume de oxigênio. No último caso, o oxigênio usado vantajosamente contém mais do que 90 % em volume e preferivelmente mais do que 95 % em volume de oxigênio. Uma fonte de oxigênio contendo de 95 a 99 % em volume de oxigênio é particularmente preferida.

A quantidade de oxigênio introduzida, baseada na quantidade de etano, é vantajosamente de 0,001 a 1 mol/mol, preferivelmente de 0,005 a 0,5 mol/mol e particularmente preferivelmente de 0,05 a 0,3 mol/mol.

ODH pode ser realizada em qualquer dispositivo conhecido. Vantajosamente, ODH é realizada em um reator ou uma série de reatores de tipo de leito fixo tendo um ou mais leitos, entre que uma etapa de condicionamento térmico pode ser efetuada, ou em um reator ou uma série de reatores de tipo de leito de fluido, preferivelmente adiabática ou com controle de temperatura usando um fluido auxiliar dentro do reator (reator multitubular ou trocador de calor imerso no leito catalítico) ou fora do reator. Os reagentes podem ser previamente misturados antes da introdução na zona de reação. Um ou mais reagentes podem também ser adicionados diferentemente, por exemplo, entre os leitos de um reator de múltiplos leitos. O reator pode ser equipado com meios de pré-aquecimento e com quaisquer meios necessários para controlar a temperatura de reação. Um trocador cruzado vantajosamente possibilita o calor dos produtos formados para serem recuperados para aquecer novamente os produtos que entram.

Vários sistemas catalíticos podem ser usados para efetuar ODH de acordo com a invenção.

Deste modo, menção pode ser feita aos catalisadores à base de óxidos alcalinos terrosos, tal como por exemplo catalisadores Li/MgO geralmente operando em temperaturas acima de 600°C. Menção pode ser também feita à catalisadores à base de níquel (Ni). Catalisadores contendo molibdênio (Mo) e/ou vanádio (V) têm uma vantagem particular. Estes catalisadores são geralmente baseados em óxidos desses elementos. Eles vantajosamente contêm, em adição, outros elementos tais como, por exemplo Cr, Mn, Nb, Ta, Te, Ti, P, Sb, Bi, Zr, Ni, Ce, Al, Ca ou W.

Catalisadores à base de vanádio (V) são mais particularmente vantajosos.

Óxidos mistos contendo V e pelo menos um outro elemento selecionado de Mo, W, Nb, Ta, Te, Ti, P, Sb, Bi, Zr, Ni, Ce, Al e Ca são preferidos.

Óxidos mistos contendo ambos, Mo e V, W e V ou Mo, W e V são particularmente preferidos.

Dentre os contendo Mo e V, menção pode ser feita a Mo-V-O, Mo-V-Zr-O, Mo-V-Ta-Sb-Zr-O, Mo-V-Ta-Sb-O, Mo-V-Nb-Te-O, Mo-V-Nb-Bi-Ni-O, Mo-V-Nb-Bi-O, Mo-V-Nb-Ni-O, Mo-V-Nb-Sb-Ca-O, Mo-V-Ta-Al-O, Mo-V-Ta-O, Mo-V-Al-O, Mo-V-Sb-O, Mo-V-Nb-O e Mo-V-Nb-Sb.

Dentre os contendo W e V, menção pode ser feita a W-V-O, W-V-Nb-O, e W-V-Ta-O.

Dentre aqueles contendo Mo, W e V, menção pode ser feita a Mo-W-V-Ta-Te-Ti-P-Ni-Ce-O, Mo-W-V-Ta-Te-Ti-P-O, Mo-W-V-Te-Ti-P-Ce-O, Mo-W-V-Te-Ti-P-Ni-O, Mo-W-V-Te-Ti-P-O, Mo-W-V-Te-Ti-O, Mo-W-V-Te-P-O, Mo-W-V-Te-O, Mo-W-V-Ta-Te-Ti-P-Ni-Ce-O, Mo-W-V-Ta-Te-Ti-P-O, Mo-W-V-Te-Ti-P-Ce-O, Mo-W-V-Te-Ti-P-Ni-O, Mo-W-V-Te-

Ti-P-O, Mo-W-V-Te-Ti-O, Mo-W-V-Te-P-O, Mo-W-V-Te-O, Mo-W-V-Nb-O, Mo-W-V-Sb-O, Mo-W-V-Ti-Sb-Bi-O, Mo-W-V-Ti-Sb-O, Mo-W-V-Sb-Bi-O, Mo-W-V-Zr-O, Mo-W-V-Nb-Ta-O, Mo-W-V-Nb-O e Mo-W-V-O.

5 Catalisadores de Ta-Ni-O, Nb-Ni-O e Nb-Ta-Ni-O também podem ser usados.

Os catalisadores usados por ODH podem ou não podem ser suportados. No caso onde eles são suportados, o suporte que pode possivelmente ser usado inclui sílica, alumina, óxido de titânio, carboneto de silício, zircônia e misturas dos mesmos tais como óxidos mistos.

10 Os catalisadores usados por ODH são vantajosamente resistentes a DCE.

O catalisador usado pode ser colocado em um leito ou em tubos ou fora daqueles tubos de modo que um controle de temperatura pode ser obtido por um fluido envolvendo esses tubos ou correndo através os
15 mesmos.

ODH da corrente de etano dá uma mistura de gás contendo etileno, etano não convertido, água e constituintes secundários. Os constituintes secundários podem ser monóxido de carbono, dióxido de carbono, hidrogênio, vários compostos contendo oxigênio tais como, por
20 exemplo, ácido acético ou aldeídos, nitrogênio, metano, oxigênio opcionalmente acetileno e opcionalmente compostos orgânicos compreendendo pelo menos 3 átomos de carbono.

De acordo com uma primeira variante do processo de acordo com a invenção, ODH ocorre em uma temperatura acima de 650°C ate 800°C.

25 De acordo com uma segunda variante do processo de acordo com a invenção, ODH ocorre em uma temperatura menor do que ou igual a 650°C.

Vantajosamente, ODH então ocorre em uma temperatura menor do que ou igual a 600°C, preferivelmente menor do que ou igual a

550°C, particularmente preferivelmente menor do que ou igual a 500°C, mais particularmente preferivelmente menor do que ou igual a 450°C e mais particularmente preferivelmente menor do que ou igual a 400°C. Uma temperatura entre 200 e 400°C é particularmente vantajosa.

5 Nesse caso, o processo de acordo com a invenção tem a vantagem de gerar quantidades muito pequenas de hidrogênio responsável por muitas desvantagens.

10 De acordo com esta segunda variante, vantajosamente ODH torna possível gerar compostos pesados tendo um número de átomos de carbono maior que ou igual a 3, tal como por exemplo, propileno e olefinas cujo peso molecular é maior que aquele de propileno, em quantidades prejudiciais.

 A segunda variante do processo de acordo com a invenção é preferida para a primeira.

15 De acordo com a etapa b) do processo de acordo com a invenção, referida mistura de gás obtida na etapa a) é opcionalmente lavada e é secada deste modo produzindo uma mistura de gás seco.

20 A mistura de gás obtida na etapa a) pode ou não pode ser lavada. Preferivelmente, é lavada. Lavagem da mistura de gás obtida na etapa a) pode ser efetuada por qualquer um dos meios conhecidos. Preferivelmente, é realizada usando um líquido de lavagem aquoso, preferivelmente alcalino, ou usando um líquido não aquoso. Dentre os líquidos de lavagem aquosos, menção pode ser feita a hidróxido de sódio, carbonato de sódio, carbonato de hidrogênio de sódio e hidróxido de sódio. Dentre os líquidos não aquosos, 25 menção pode ser feita a metilpirrolidona, óleos pesados e metanol. Por esta operação, sólidos tais como carvão, compostos de enxofre, dióxido de carbono, hidrocarbonetos saturados ou insaturados que são mais pesados que etileno, acetileno, espécies de ácido tais como ácido acético ou cloreto de hidrogênio, e aldeídos são vantajosamente removidos.

Secagem da mistura de gás pode então ser efetuada por quaisquer meios conhecidos. Preferivelmente, secagem é realizada por resfriamento no final de uma compressão dos gases e/ou por adsorção em um dessecante sólido tal como uma peneira molecular, alumina ou óxido de cálcio.

A etapa de lavagem, quando ocorre, e a etapa de secagem podem ocorrer em qualquer ordem. Deste modo, é possível lavar e então secar a mistura de gás ou secá-la e então lavá-la. Preferivelmente, a referida mistura de gás obtida na etapa a) é lavada então é secada, deste modo produzindo uma mistura de gás seco.

Após a etapa b), a quantidade de água na mistura de gás seco é vantajosamente menor do que ou igual a 500 ppm, preferivelmente menor do que ou igual a 10 ppm e particularmente preferivelmente menor do que ou igual a 1 ppm por volume.

Uma etapa de purificação adicional, preferivelmente uma etapa de purificação química, da corrente submetida a cloração no reator de cloração R1 pode ser considerada antes de entrar no reator de cloração a fim de remover da mesma qualquer composto que não é desejado na cloração. Este pode ser o caso para acetileno, por exemplo, formado durante etapa a) mas também oxigênio que é indesejado quando em excesso.

O acetileno pode vantajosamente ser removido através de uma hidrogenação, preferivelmente por meio do hidrogênio presente na mistura.

Esta etapa pode ocorrer antes a outra etapa do processo de acordo com a invenção que se revele necessária, tal como por exemplo anterior à etapa c), anterior à etapa de cloração no reator de cloração R2 ou anterior à etapa de oxicloração. Preferivelmente, quando ocorre, ocorre antes da etapa c).

Após etapa b) definida acima e a etapa de purificação adicional opcional acima mencionada, referida mistura de gás seco

compreendendo a corrente de produtos derivados do reator de cloração R2 separada na etapa e) (conhecida a seguir como mistura de gás) é submetida à etapa c) de absorção A que consiste em separar referida mistura de gás em uma fração enriquecida com os compostos que são mais leves que etileno
5 contendo algum etileno (fração A) e em uma fração F1.

Deste modo, a mistura de gás é submetida a uma etapa de absorção A em que referida corrente é preferivelmente levada ao contato com um agente de lavagem contendo DCE.

A expressão "agente de lavagem contendo DCE" ou mais
10 simplesmente "agente de lavagem" é entendida para significar uma composição em que o DCE está presente no estado líquido.

O agente de lavagem que pode ser usado para etapa de absorção A portanto vantajosamente contém DCE no estado líquido. A presença, em referido agente de lavagem, de outros compostos não é de modo
15 algum excluída do escopo da invenção. Entretanto, prefere-se que o agente de lavagem contenha pelo menos 50% em volume de DCE, mais particularmente pelo menos 80 % em volume e mais particularmente preferivelmente pelo menos 95 % em volume.

O agente de lavagem usado para a etapa de absorção A pode
20 ser composto de agente de lavagem fresco de qualquer origem, por exemplo DCE bruto saindo da unidade de cloração, DCE bruto saindo da unidade de oxicloração ou uma mistura dos dois que não foi purificada. Também pode ser composto de referido DCE que não foi previamente purificado, da corrente de produtos derivados do reator de cloração R2 quando o DCE não é
25 extraído dela na medida em que é primeiro liquefeito, ou de todo ou parte de fração F3 recuperada durante a etapa de dessorção D2 do processo de acordo com a invenção opcionalmente contendo o DCE formado no reator de cloração R2 e extraído na etapa de dessorção, após um tratamento opcional tornando possível reduzir a concentração, na fração F3, dos compostos que

são mais pesados que etano como explicado abaixo, opcionalmente com a adição de agente de lavagem fresco.

Preferivelmente, o agente de lavagem usado para a etapa de absorção A é composto de toda ou parte de fração F3 recuperada durante a etapa de dessorção D2 do processo de acordo com a invenção opcionalmente contendo o DCE formado no reator de cloração e extraído na etapa de dessorção, após o tratamento opcional acima mencionado, opcionalmente com a adição de agente de lavagem fresco. Em uma maneira particularmente preferida, o agente de lavagem usado para a etapa de absorção A é composto de toda ou parte de fração F3 recuperada durante a etapa de dessorção D2 do processo de acordo com a invenção, após o tratamento opcional anteriormente mencionado, com a adição de agente de lavagem fresco (para compensar perdas de agente de lavagem durante as etapas de absorção e dessorção).

O tratamento adicional opcional acima mencionado tornando possível reduzir a concentração, na fração F3, dos compostos que são mais pesados que etano, preferivelmente dos compostos compreendendo pelo menos 3 átomos de carbono, pode ser uma etapa de dessorver os compostos que são mais pesados que etano e mais leves que fração F3 ou uma etapa de destilar fração F3. Preferivelmente, consiste em dessorver os compostos que são mais pesados que etano e mais leves que fração F3. Preferivelmente, este tratamento de fração F3 ocorre.

Uma vantagem essencial reside no fato que a presença deste DCE não é de todo prejudicial, como é o composto principalmente formado durante a oxicloração ou cloração.

A relação entre as respectivas produções de agente de lavagem e de mistura de gás alimentada para a absorção A não é crítica e pode variar em uma vasta extensão. Ela é, na prática, somente limitada pelo custo de regenerar o agente de lavagem. Em geral, a produção de agente de lavagem é pelo menos 1, preferivelmente pelo menos 5 e particularmente

preferivelmente pelo menos 10 toneladas por tonelada da mistura de gás alimentada para a absorção. Em geral, a produção de agente de lavagem é no máximo 100, preferivelmente no máximo 50 e particularmente preferivelmente no máximo 25 toneladas por tonelada de etileno e etano para ser extraída da mistura de gás alimentada para a absorção.

A etapa de absorção A é vantajosamente realizada por meio de um absorvedor tal como, por exemplo, um absorvedor de filme se elevando ou filme caindo ou uma coluna de absorção selecionada dentre as colunas de placa, colunas com recheio aleatório, colunas com recheio estruturado, colunas combinando um ou mais dos internos acima mencionados e colunas de pulverização. A etapa de absorção A é preferivelmente realizada usando uma coluna de absorção e particularmente preferivelmente usando uma coluna de absorção de placa.

A coluna de absorção é vantajosamente equipada com acessórios associados tais como, por exemplo, pelo menos um condensador ou resfriador que está interno ou externo à coluna.

A etapa de absorção A acima mencionada é vantajosamente realizada a uma pressão de pelo menos 15, preferivelmente de pelo menos 20 e particularmente preferivelmente de pelo menos 25 bar absoluto. A etapa de absorção A é vantajosamente realizada em uma pressão de no máximo 40, preferivelmente de no máximo 35 e particularmente preferivelmente de no máximo 30 bar absoluto.

A temperatura em que a etapa de absorção A é realizada é vantajosamente pelo menos -10, preferivelmente pelo menos 0 e particularmente preferivelmente pelo menos 10°C no topo do absorvedor ou coluna de absorção. É vantajosamente no máximo 60, preferivelmente no máximo 50 e particularmente preferivelmente no máximo 40°C no topo do absorvedor ou coluna de absorção.

A temperatura no fundo do absorvedor ou coluna de absorção

é pelo menos 0, preferivelmente pelo menos 10 e particularmente preferivelmente pelo menos 20°C. É vantajosamente no máximo 70, preferivelmente no máximo 60 e particularmente preferivelmente no máximo 50°C.

5 A etapa c) de absorção A consiste em separar referida mistura de gás em uma fração enriquecida com os compostos que são mais leves que etileno contendo algum etileno (fração A) e em uma fração F1.

 Fração A é enriquecida com os compostos que são mais leves que etileno. Estes compostos são geralmente metano, nitrogênio, oxigênio,
10 hidrogênio e monóxido de carbono.

 Vantajosamente, fração A contém pelo menos 70%, preferivelmente pelo menos 80% e particularmente preferivelmente pelo menos 85% em peso dos compostos que são mais leves que etileno contido na mistura de gás seco. Vantajosamente, fração A contém, no máximo, 99,99%,
15 preferivelmente no máximo 99,95% e particularmente preferivelmente no máximo 99,9% em peso dos compostos que são mais leves que etileno contido na mistura de gás seco.

 Fração A é caracterizada por um teor de acetileno que é vantajosamente menor do que ou igual a 0,01%, preferivelmente menor do que ou igual a 0,005% e particularmente preferivelmente menor do que ou
20 igual a 0,001% por volume relativo ao volume total da fração A.

 Vantajosamente, fração A contém, no máximo, 1%, preferivelmente no máximo 0,5% e particularmente preferivelmente no máximo 0,2% de etano relativo ao volume total da fração A.

25 Fração A é caracterizada por um teor de compostos compreendendo pelo menos 3 átomos de carbono que é vantajosamente menor do que ou igual a 0,01%, preferivelmente menor do que ou igual a 0,005% e particularmente preferivelmente menor do que ou igual a 0,001% por volume relativo ao volume total da fração A.

Fração A é caracterizada por um teor de compostos de enxofre que é vantajosamente menor do que ou igual a 0,01%, preferivelmente menor do que ou igual a 0,005% e particularmente preferivelmente menor do que ou igual a 0,001% por volume relativo ao volume total da fração A.

5 Fração A contém pelo menos 3%, preferivelmente pelo menos 4% e particularmente preferivelmente pelo menos 5% do etileno contido na mistura de gás seco.

 Vantajosamente, fração F1 contém, no máximo, 30%, preferivelmente no máximo 20% e particularmente preferivelmente no
10 máximo 15% em peso dos compostos que são mais leves que etileno contidos na mistura de gás seco.

 Fração F1 vantajosamente contém pelo menos 0,1%, preferivelmente pelo menos 0,3% e particularmente preferivelmente pelo menos 0,5% em peso de etileno relativo ao peso total da fração F1. Fração F1
15 preferivelmente contém, no máximo, 20%, preferivelmente no máximo 15% e particularmente preferivelmente no máximo 12% em peso de etileno relativo ao peso total da fração F1.

 Fração F1 vantajosamente contém pelo menos 0,3%, preferivelmente pelo menos 0,8% e particularmente preferivelmente pelo
20 menos 1% em peso de etano relativo ao peso total da fração F1. Fração F1 vantajosamente contém, no máximo, 25%, preferivelmente no máximo 20%, particularmente preferivelmente no máximo 18% em peso de etano relativo ao peso total da fração F1.

 Fração F1 é caracterizada, além disso, por um teor de acetileno
25 que é vantajosamente menor do que ou igual a 0,1%, preferivelmente menor do que ou igual a 0,05% e particularmente preferivelmente menor do que ou igual a 0,01% em peso relativo ao peso total da fração F1.

 Fração F1 é caracterizada por um teor de compostos compreendendo pelo menos 3 átomos de carbono que é vantajosamente

menor do que ou igual a 1%, preferivelmente menor do que ou igual a 0,5% e particularmente preferivelmente menor do que ou igual a 0,1% em peso relativo ao peso total da fração F1.

5 Fração F1 é caracterizada por um teor de compostos de enxofre que é vantajosamente menor do que ou igual a 0,005%, preferivelmente menor do que ou igual a 0,002% e particularmente preferivelmente menor do que ou igual a 0,001% em peso relativo ao peso total da fração F1.

10 De acordo com a etapa d) do processo de acordo com a invenção, fração A é transportada para um reator de cloração R1 em que a maior parte do etileno presente na fração A é convertida em 1,2-dicloroetano e o 1,2-dicloroetano obtido é separado da corrente de produtos derivados do reator de cloração R1.

15 A reação de cloração é vantajosamente realizada em uma fase líquida (preferivelmente principalmente DCE) contendo catalisador dissolvido tal como FeCl_3 ou outro ácido de Lewis. É possível combinar vantajosamente este catalisador com co-catalisadores tais como cloretos de metal alcalino. Um par que foram obtidos bons resultados é o complexo de FeCl_3 com LiCl (tetracloroferrato de lítio - como descrito no Pedido de Patente NL 6901398).

20 As quantidades de FeCl_3 vantajosamente usado estão em torno de 1 a 30 g de FeCl_3 por kg de estoque líquido. A relação molar de FeCl_3 para LiCl está vantajosamente por volta de 0,5 a 2.

25 Além disso, o processo de cloração é preferivelmente executado em um meio líquido orgânico clorado. Mais preferivelmente, este meio líquido orgânico clorado, também chamado estoque líquido, é principalmente composto de DCE.

O processo de cloração de acordo com a invenção é vantajosamente realizado em temperaturas entre 30 e 150°C. Bons resultados foram obtidos independente da pressão, ambos em uma temperatura abaixo do

ponto de ebulição (cloração sob condições sub-resfriadas) e no próprio ponto de ebulição (cloração em ebulição).

Quando o processo de cloração de acordo com a invenção é um processo de cloração sob condições sub-resfriadas, foram obtidos bons resultados operando em uma temperatura que foi vantajosamente maior que ou igual a 50°C e preferivelmente maior que ou igual a 60°C, mas vantajosamente menor do que ou igual a 80°C e preferivelmente menor do que ou igual a 70°C, e com uma pressão na fase gasoso vantajosamente maior que ou igual a 1 e preferivelmente maior que ou igual a 1,1 bar absoluto, mas vantajosamente menor do que ou igual a 30, preferivelmente menor do que ou igual a 25 e particularmente preferivelmente menor do que ou igual a 20 bar absoluto.

Um processo para cloração em ponto de ebulição é particularmente preferido, que torna possível, onde apropriado, recuperar, de modo utilizável, o calor de reação. Nesse caso, a reação vantajosamente ocorre em uma temperatura maior que ou igual a 60°C, preferivelmente maior que ou igual a 70°C e particularmente preferivelmente maior que ou igual a 85°C, mas vantajosamente menor do que ou igual a 150°C e preferivelmente menor do que ou igual a 135°C, e com uma pressão na fase gasosa vantajosamente maior que ou igual a 0,2, preferivelmente maior que ou igual a 0,5, particularmente preferivelmente maior que ou igual a 1,1 e mais particularmente preferivelmente maior que ou igual a 1,3 bar absoluto, mas vantajosamente menor do que ou igual a 20 e preferivelmente menor do que ou igual a 15 bar absoluto.

O processo de cloração pode também ser um processo resfriado em circuito híbrido para cloração em ponto de ebulição. A expressão "processo resfriado em circuito híbrido para cloração em ponto de ebulição" é entendido como significando um processo em que resfriamento do meio de reação é realizado, por exemplo, por meio de um trocador imerso no meio de

reação ou por um circuito circulante em um trocador, enquanto produzindo na fase gasosa pelo menos a quantidade de DCE formado. Vantajosamente, a temperatura de reação e pressão são ajustadas para o DCE produzido para sair na fase gasosa e para o restante do calor do meio de reação para ser removido por meio da superfície de troca.

Fração A contendo o etileno e também o cloreto (por si só puro ou diluído) pode ser introduzido, junto ou separadamente, no meio de reação por qualquer dispositivo conhecido. Uma introdução separada da fração A pode ser vantajosa a fim de aumentar sua pressão e facilitar sua dissolução que frequentemente constitui uma etapa limitante do processo.

O cloro é adicionado em uma quantidade suficiente para converter a maior parte do etileno e sem requerer a adição de um excesso de cloro não convertido. A relação de cloro/etileno usada é preferivelmente entre 1,2 e 0,8 e particularmente preferivelmente entre 1,05 e 0,95 mol/mol.

Os produtos clorados obtidos principalmente contêm DCE e também pequenas quantidades de subprodutos tais como 1,1,2-tricloroetano ou pequenas quantidades de produtos de cloração de etano ou metano.

A separação do DCE obtido da corrente de produtos derivados do reator de cloração R1 é efetuada de acordo com métodos conhecidos e torna possível em geral aproveitar o calor da reação de cloração. É então preferivelmente efetuado por condensação e separação de gás/líquido.

De acordo com a etapa e) do processo de acordo com a invenção, fração F1 é submetida a uma dessorção D1 que consiste em separar fração F1 em uma fração de etileno esgotada nos compostos que são mais leves que etileno (fração C) que é transportada para um reator de cloração R2, a corrente de produtos derivados deste reator sendo adicionada à mistura de gás seco submetida à etapa c) após ter opcionalmente extraído o 1,2-dicloroetano formado, e em uma fração F2.

A etapa de dessorção D1 é vantajosamente uma etapa de

dessorção em que fração C é extraída da fração F1.

O agente de lavagem recuperado após etapa de dessorção D1, a fração F2, é enviada para a segunda etapa de dessorção D2.

A etapa de dessorção D1 é vantajosamente realizado por meio de uma unidade de dessorção tal como, por exemplo, um dessorvedor de filme subindo ou filme caindo, um refulvedor ou uma coluna de dessorção selecionada das colunas de placa, colunas com recheio aleatório, colunas com recheio estruturado, colunas combinando um ou mais dos internos acima mencionados e colunas de pulverização. A etapa de dessorção D1 é preferivelmente efetuada por meio de uma coluna de dessorção e particularmente preferivelmente por meio de uma coluna de dessorção de placa.

A coluna de dessorção é vantajosamente equipada com acessórios associados tais como, por exemplo, pelo menos um condensador ou um resfriador que está interno ou externo à coluna e pelo menos um refulvedor.

A etapa de dessorção D1 é vantajosamente realizada em uma pressão de pelo menos 1, preferivelmente pelo menos 2 e particularmente preferivelmente pelo menos 3 bar absoluto. A etapa de dessorção D1 é vantajosamente realizada em uma pressão de no máximo 20, preferivelmente no máximo 15 e particularmente preferivelmente no máximo 10 bar absoluto.

A temperatura em que a etapa de dessorção D1 é realizada é vantajosamente selecionada de modo que mais do que 80%, preferivelmente mais do que 90% do etano contido na fração F1 são encontrados na fração F2. A temperatura em que a etapa de dessorção D1 é realizada é vantajosamente pelo menos -10, preferivelmente pelo menos 0 e particularmente preferivelmente pelo menos 10°C no topo da unidade de dessorção ou coluna de dessorção. É vantajosamente no máximo 60, preferivelmente no máximo 50 e particularmente preferivelmente no máximo 40°C no topo do absorvedor

ou coluna de dessorção.

A temperatura no fundo da unidade de dessorção ou coluna de dessorção é pelo menos 60, preferivelmente pelo menos 80 e particularmente preferivelmente pelo menos 100°C. É vantajosamente no máximo 200, preferivelmente no máximo 160 e particularmente preferivelmente no máximo 150°C.

A etapa e) da dessorção D1 é vantajosamente uma etapa de dessorção em que uma fração de etileno esgotada nos compostos que são mais leves que etileno (fração C) é extraída da fração F1.

Vantajosamente, fração C contém pelo menos 80%, preferivelmente pelo menos 90% e particularmente preferivelmente pelo menos 95% em peso dos compostos que são mais leves que etileno contido na fração F1.

Fração C é caracterizada por um teor de acetileno que é vantajosamente menor do que ou igual a 0,01%, preferivelmente menor do que ou igual a 0,005% e particularmente preferivelmente menor do que ou igual a 0,001% por volume relativo ao volume total da fração C.

Fração C é caracterizada por um teor de compostos compreendendo pelo menos 3 átomos de carbono que é vantajosamente menor do que ou igual a 0,01%, preferivelmente menor do que ou igual a 0,005% e particularmente preferivelmente menor do que ou igual a 0,001% por volume relativo ao volume total da fração C.

Fração C é caracterizada por um teor de compostos de enxofre que é vantajosamente menor do que ou igual a 0,01%, preferivelmente menor do que ou igual a 0,005% e particularmente preferivelmente menor do que ou igual a 0,001% por volume relativo ao volume total da fração C.

Fração C contém pelo menos 10%, preferivelmente pelo menos 15% e particularmente preferivelmente pelo menos 20% do etileno contido na fração F1. Fração C vantajosamente contém, no máximo, 80%,

preferivelmente no máximo 70% e particularmente preferivelmente no máximo 65% do etileno contido na fração F1.

Fração C é então transportada para o reator de cloração R2.

5 A reação de cloração é vantajosamente realizada em uma fase líquida (preferivelmente principalmente DCE) contendo catalisador dissolvido tal como FeCl_3 ou outro ácido de Lewis. É possível combinar vantajosamente este catalisador com co-catalisadores tais como cloretos de metal alcalino. Um par que foram obtidos bons resultados é o complexo de FeCl_3 com LiCl (tetracloroferrato de lítio - como descrito no Pedido de Patente NL 6901398).

10 As quantidades de FeCl_3 vantajosamente usadas estão em torno de 1 a 10 g de FeCl_3 por kg de estoque líquido. A relação molar de FeCl_3 a LiCl é vantajosamente por volta de 0,5 a 2.

O processo de cloração de acordo com a invenção é vantajosamente realizado em temperaturas entre 30 e 150°C. Bons resultados
15 foram obtidos independente da pressão, ambos em uma temperatura abaixo do ponto de ebulição (cloração sob condições sub-resfriadas) e no próprio ponto de ebulição (cloração em ebulição).

Quando o processo de cloração de acordo com a invenção é um processo de cloração sob condições sub-resfriadas, foram obtidos bons
20 resultados operando em uma temperatura que foi vantajosamente maior que ou igual a 50°C e preferivelmente maior que ou igual a 60°C, mas vantajosamente menor do que ou igual a 80°C e preferivelmente menor do que ou igual a 70°C, e com uma pressão na fase gasosa vantajosamente maior que ou igual a 1,5 e preferivelmente maior que ou igual a 2 bar absoluto, mas
25 vantajosamente menor do que ou igual a 20, preferivelmente menor do que ou igual a 10 e particularmente preferivelmente menor do que ou igual a 6 bar absoluto.

Um processo para cloração em ponto de ebulição é particularmente preferido, que torna possível, onde apropriado, recuperar, de

modo utilizável, o calor de reação. Nesse caso, a reação vantajosamente ocorre em uma temperatura maior que ou igual a 60°C, preferivelmente maior que ou igual a 90°C e particularmente preferivelmente maior que ou igual a 95°C, mas vantajosamente menor do que ou igual a 150°C e preferivelmente menor do que ou igual a 135°C, e com uma pressão na fase gasosa vantajosamente maior que ou igual a 0,2, preferivelmente maior que ou igual a 0,5, particularmente preferivelmente maior que ou igual a 1,2 e mais particularmente preferivelmente maior que ou igual a 1,5 bar absoluto, mas vantajosamente menor do que ou igual a 10 e preferivelmente menor do que ou igual a 6 bar absoluto.

O processo de cloração pode também ser um processo resfriado híbrido tipo "lançador" para cloração em ponto de ebulição. A expressão "processo resfriado híbrido tipo "lançador" para cloração em ponto de ebulição" é entendida para significar um processo em que resfriamento do meio de reação é realizado, por exemplo, por meio de um trocador imerso no meio de reação ou por um lançador circulante em um trocador, enquanto produzindo na fase gasosa pelo menos a quantidade de DCE formado. Vantajosamente, a temperatura de reação e a pressão são ajustadas para o DCE produzido para sair na fase gasosa e para o restante do calor do meio de reação para ser removido por meio da superfície de troca.

Além disso, o processo de cloração é vantajosamente realizado em um meio líquido orgânico clorado. Preferivelmente, este meio líquido orgânico clorado, também chamado estoque líquido, é principalmente composto de DCE.

Fração A contendo o etileno e também o cloreto (por si só puro ou diluído) pode ser introduzida, junto ou separadamente, no meio de reação por qualquer dispositivo conhecido. Uma introdução separada da fração A pode ser vantajosa a fim de aumentar sua pressão parcial e facilitar sua dissolução que frequentemente constitui uma etapa limitante do processo.

O cloro é adicionado em uma quantidade suficiente para converter a maior parte do etileno e sem requerer a adição de um excesso de cloro não convertido. A relação de cloro/etileno usada é preferivelmente entre 1,2 e 0,8 e particularmente preferivelmente entre 1,05 e 0,95 mol/mol.

5 Os produtos clorados obtidos principalmente contêm DCE e também pequenas quantidades de subprodutos tais como 1,1,2-tricloroetano ou pequenas quantidades de produtos de cloração de etano ou metano.

A separação do DCE obtido da corrente de produtos derivados do reator de cloração R2 é opcional. Em alguns casos pode ser vantajoso não
10 isolar o DCE formado no reator de cloração da corrente de produtos derivados do reator de cloração. Preferivelmente entretanto, o DCE formado no reator de cloração é isolado da corrente de produtos derivados do reator de cloração R2.

Quando isto ocorre, a separação do DCE obtido da corrente de
15 produtos derivados do reator de cloração é efetuada de acordo com métodos conhecidos e em geral torna possível explorar o calor da reação de cloração. É então preferivelmente efetuado por condensação e separação de gás/líquido.

Vantajosamente, fração F2 contém, no máximo, 3%, preferivelmente no máximo 1% e particularmente preferivelmente no máximo
20 0,5% dos compostos que são mais leves que etileno contidos no gás alimentado na dessorção.

Fração F2 vantajosamente contém pelo menos 0,1%, preferivelmente pelo menos 0,3% e particularmente preferivelmente pelo menos 0,5% em peso de etileno relativo ao peso total da fração F2. Fração F2
25 preferivelmente contém, no máximo, 20%, preferivelmente no máximo 15% e particularmente preferivelmente no máximo 12% em peso de etileno relativo ao peso total da fração F2.

Fração F2 vantajosamente contém pelo menos 0,3%, preferivelmente pelo menos 0,8% e particularmente preferivelmente pelo

menos 1% em peso de etano relativo ao peso total da fração F2. Fração F2 vantajosamente contém, no máximo, 25%, preferivelmente no máximo 20%, particularmente preferivelmente no máximo 18% em peso de etano relativo ao peso total da fração F2.

5 Fração F2 é caracterizada, além disso, por um teor de acetileno que é vantajosamente menor do que ou igual a 0,1%, preferivelmente menor do que ou igual a 0,05% e particularmente preferivelmente menor do que ou igual a 0,01% em peso relativo ao peso total da fração F2.

10 Fração F2 é caracterizada por um teor de compostos compreendendo pelo menos 3 átomos de carbono que é vantajosamente menor do que ou igual a 1%, preferivelmente menor do que ou igual a 0,5% e particularmente preferivelmente menor do que ou igual a 0,1% em peso relativo ao peso total da fração F2.

15 Fração F2 é caracterizada por um teor de compostos de enxofre que é vantajosamente menor do que ou igual a 0,005%, preferivelmente menor do que ou igual a 0,002% e particularmente preferivelmente menor do que ou igual a 0,001% em peso relativo ao peso total da fração F2.

20 De acordo com a etapa f) do processo de acordo com a invenção, fração F2 é submetida à dessorção D2 que consiste em separar fração F2 em uma fração enriquecida com etileno (fração B) e em uma fração F3, opcionalmente contendo o 1,2-dicloroetano formado no reator de cloração R2 então extraída, se não foi previamente extraída, que é reciclada para a absorção A, opcionalmente após um tratamento adicional destinado para
25 reduzir a concentração, na fração F3, dos compostos que são mais pesados que etano.

A etapa de dessorção D2 é vantajosamente uma etapa de dessorção em que fração B é extraída do agente de lavagem.

O agente de lavagem recuperado após a etapa de dessorção

D2, opcionalmente contendo o DCE formado no reator de cloração R2 então extraída, pode ser removido, completamente ou parcialmente para o setor de oxicloração onde o DCE vem junto com o DCE formado no reator de oxicloração, ou completamente ou parcialmente transportado novamente para a etapa de absorção do processo de acordo com a invenção, opcionalmente após o tratamento previamente mencionado (etapa c)), com a adição opcional de agente de lavagem fresco. Preferivelmente, o agente de lavagem recuperado após a etapa de dessorção D2 é transportado novamente para a etapa de absorção do processo de acordo com a invenção, após o tratamento opcional acima mencionado, com adição opcional de agente de lavagem fresco, ou para o setor de oxicloração. No caso onde o DCE formado no reator de cloração R2 é isolado da corrente de produtos derivados do reator de cloração na saída de cloração, Em uma maneira particularmente preferida, o agente de lavagem recuperado após a etapa de dessorção D2 é completamente ou parcialmente transportado novamente para a etapa de absorção do processo de acordo com a invenção, após o tratamento opcional acima mencionado, com adição de agente de lavagem fresco.

A etapa de dessorção D2 é vantajosamente realizada por meio de uma unidade de dessorção tal como, por exemplo, um dessorvedor de filme subindo ou filme caindo, um refervedor ou uma coluna de dessorção selecionada das colunas de placa, colunas com recheio aleatório, colunas com recheio estruturado, colunas combinando um ou mais dos internos acima mencionados e colunas de pulverização. A etapa de dessorção D2 é preferivelmente efetuada por meio de uma coluna de dessorção e particularmente preferivelmente por meio de uma coluna de dessorção de placa.

A coluna de dessorção é vantajosamente equipada com acessórios associados tais como, por exemplo, pelo menos um condensador ou um resfriador que está interno ou externo à coluna e pelo menos um

refervedor.

A etapa de dessorção D2 é vantajosamente realizada em uma pressão de pelo menos 1, preferivelmente pelo menos 2 e particularmente preferivelmente pelo menos 3 bar absoluto. A etapa de dessorção D2 é
5 vantajosamente realizada em uma pressão de no máximo 20, preferivelmente no máximo 15 e particularmente preferivelmente no máximo 10 bar absoluto.

A temperatura em que a etapa de dessorção D2 é realizada é vantajosamente selecionada de modo que mais do que 90%, preferivelmente mais do que 95% do etano contido na fração F1 é encontrado na fração B. A
10 temperatura em que a etapa de dessorção D2 é realizada é vantajosamente pelo menos -10, preferivelmente pelo menos 0 e particularmente preferivelmente pelo menos 10°C no topo da unidade de dessorção ou coluna de dessorção. É vantajosamente no máximo 60, preferivelmente no máximo 50 e particularmente preferivelmente no máximo 40°C no topo da unidade de
15 dessorção ou coluna de dessorção.

A temperatura no fundo da unidade de dessorção ou coluna de dessorção é pelo menos 60, preferivelmente pelo menos 80 e particularmente preferivelmente pelo menos 100°C. É vantajosamente no máximo 200, preferivelmente no máximo 160 e particularmente preferivelmente no
20 máximo 150°C.

Etapa f) de dessorção D2 consiste em separar fração F2 em uma fração enriquecida com etileno (fração B) e em uma fração F3, opcionalmente contendo o DCE formado no reator de cloração R2 então extraída, se não foi previamente extraída, que é reciclada para a absorção A,
25 opcionalmente após um tratamento adicional destinado para remover os compostos que são mais pesados que etano.

Fração B é enriquecida com etileno.

Vantajosamente, fração B contém, no máximo, 1%, preferivelmente no máximo 0,5% e particularmente preferivelmente no

máximo 0,2% por volume de hidrogênio relativo ao volume total da fração B. Fração B é caracterizada por um teor de etileno que é vantajosamente maior que ou igual a 2%, preferivelmente maior que ou igual a 3% e particularmente preferivelmente maior que ou igual a 4% por volume relativo ao volume total da fração B.

Fração B é caracterizada por um teor de etano que é vantajosamente menor do que ou igual a 98%, preferivelmente menor do que ou igual a 97% e particularmente preferivelmente menor do que ou igual a 96% por volume relativo ao volume total da fração B.

Fração B vantajosamente contém, no máximo, 0,01%, preferivelmente no máximo 0,005% e particularmente preferivelmente no máximo 0,001% de compostos compreendendo pelo menos 3 átomos de carbono relativo ao volume total da fração B.

Fração B é caracterizada, além disso, por um teor de acetileno que é vantajosamente menor do que ou igual a 0,1%, preferivelmente menor do que ou igual a 0,05% e particularmente preferivelmente menor do que ou igual a 0,01% por volume relativo ao volume total da fração B.

Fração B é caracterizada por um teor de compostos de enxofre que é vantajosamente menor do que ou igual a 0,005%, preferivelmente menor do que ou igual a 0,002% e particularmente preferivelmente menor do que ou igual a 0,001% por volume relativo ao volume total da fração B.

Vantajosamente, fração F3 contém pelo menos 80%, preferivelmente pelo menos 85% e particularmente preferivelmente pelo menos 90% em peso dos compostos que são mais pesados que etano contido na fração F2.

Vantajosamente, fração F3 contém, no máximo, 0,5%, preferivelmente no máximo 0,3% e particularmente preferivelmente no máximo 0,1% em peso de etano relativo ao peso total da fração F3.

Vantajosamente, fração F3 contém, no máximo, 0,3%,

preferivelmente no máximo 0,1% e particularmente preferivelmente no máximo 0,05% em peso de etileno relativo ao peso total da fração F3.

De acordo com a etapa g) do processo de acordo com a invenção, fração B é transportada para um reator de oxicloração em que a maior parte do etileno presente na fração B é convertido em 1,2-dicloroetano, o 1,2-dicloroetano obtido é separado da corrente de produtos derivados do reator de oxicloração e é opcionalmente adicionada ao 1,2-dicloroetano formado no reator de cloração R1 e opcionalmente para aquela que é formada no reator de cloração R2.

A reação de oxicloração é vantajosamente realizada na presença de um catalisador compreendendo elementos ativos, incluindo cobre, depositado em um suporte inerte. O suporte inerte é vantajosamente selecionado de alumina, géis de sílica, óxidos mistos, argilas e outros suportes de origem natural. Alumina constitui um suporte inerte preferido.

Catalisadores compreendendo elementos ativos que são vantajosamente pelo menos 2 em número, um de que é cobre, são preferidos. Dentre os outros elementos ativos além de cobre, menção pode ser feita a metais alcalinos, metais alcalinos terrosos, metais de terra rara e metais do grupo composto de rutênio, ródio, paládio, ósmio, irídio, platina e ouro. Os catalisadores contendo os seguintes elementos ativos são particularmente vantajosos: cobre/magnésio/potássio, cobre/magnésio/sódio, cobre/magnésio/lítio, cobre/magnésio/césio, cobre/magnésio/sódio/lítio, cobre/magnésio/potássio/lítio e cobre/magnésio/césio/lítio, cobre/magnésio/sódio/potássio, cobre/magnésio/sódio/césio e cobre/magnésio/potássio/césio. Os catalisadores descritos em Pedido de Patentes EP-A 255 156, EP-A 494 474, EP-A 657 212 e EP-A 657 213, incorporados por referência, são mais particularmente preferidos.

O teor de cobre, calculado em forma de metal, está vantajosamente entre 30 e 90 g/kg, preferivelmente entre 40 e 80 g/kg e

particularmente preferivelmente entre 50 e 70 g/kg do catalisador.

O teor de magnésio, calculado em forma de metal, está vantajosamente entre 10 e 30 g/kg, preferivelmente entre 12 e 25 g/kg e particularmente preferivelmente entre 15 e 20 g/kg do catalisador.

5 O teor de metal alcalino, calculado em forma de metal, está vantajosamente entre 0,1 e 30 g/kg, preferivelmente entre 0,5 e 20 g/kg e particularmente preferivelmente entre 1 e 15 g/kg do catalisador.

As relações atômicas de metal(s) Cu/Mg/alcalino são vantajosamente 1/0,1-2/0,05-2, preferivelmente 1/0,2-1,5/0,1-1,5 e
10 particularmente preferivelmente 1/0,5-1/0,15-1.

Catalisadores tendo uma área de superfície específica medida de acordo com o método BET com nitrogênio vantajosamente compreendem entre 25 m² /g e 300 m² /g, preferivelmente entre 50 e 200 m²/g e particularmente preferivelmente entre 75 e 175 m² /g, são particularmente
15 vantajosos.

Os catalisadores podem ser usados em um leito fixo ou em um leito fluidizado. Esta segunda opção é preferida. O processo de oxicloração é operado sob a faixa de condições geralmente recomendadas para esta reação. A temperatura está vantajosamente entre 150 e 300°C, preferivelmente entre
20 200 e 275°C e no máximo preferivelmente de 215 a 255°C. A pressão é vantajosamente maior que pressão atmosférica. Valores entre 2 e 10 bar absoluto deram bons resultados. A faixa entre 4 e 7 bar absoluto é preferida. Esta pressão pode ser ajustada, de modo utilizável, para atingir um tempo de residência ótimo no reator e para manter uma taxa constante de passagem de
25 várias velocidades de operação. A faixa de tempos de residência úteis de 1 a 60 s e preferivelmente de 10 a 40 s.

A fonte de oxigênio para esta oxicloração pode ser ar, oxigênio puro ou uma mistura dos mesmos, preferivelmente oxigênio puro. A última solução, que permite reciclo fácil dos reagentes não convertidos, é preferida.

Os reagentes podem ser introduzidos no leito por qualquer dispositivo conhecido. É geralmente vantajoso introduzir o oxigênio separadamente dos outros reagentes por questões de segurança. Essas questões de segurança também requerem manter a mistura de gás deixando o reator ou reciclada também fora dos limites da inflamabilidade nas pressões e temperaturas em questão. É preferível manter a assim chamada mistura rica, isto é contendo oxigênio muito pequeno relativo ao combustível para inflamar. Nessa consideração, a presença abundante ($> 2\%$ em volume, preferivelmente $> 5\%$ em volume) de hidrogênio constituiria uma desvantagem dada a vasta faixa de inflamabilidade desse composto.

A relação de cloreto de hidrogênio/oxigênio usada está vantajosamente entre 3 e 6 mol/mol. A razão de etileno/cloreto de hidrogênio está vantajosamente entre 0,4 e 0,6 mol/mol.

Os produtos clorados obtidos principalmente contêm DCE e também pequenas quantidades de subprodutos tais como 1,1,2-tricloroetano.

De acordo com a etapa g) do processo de acordo com a invenção, o DCE obtido é separado da corrente de produtos derivados do reator de oxicloração e é opcionalmente adicionado ao DCE formado no reator de cloração R1 e opcionalmente ao DCE formado no reator de cloração R2.

A separação do DCE obtido da corrente de produtos derivados do reator de oxicloração é efetuada de acordo com métodos conhecidos. É preferivelmente efetuada primeiro por condensação. O calor da reação de oxicloração é geralmente recuperado no estado de vapor que pode ser usado para as separações ou para qualquer outro uso.

Após sair do reator de oxicloração, a corrente de produtos derivados do reator, do qual o DCE foi extraído, é também vantajosamente lavada para recuperar o HCl não convertido. Esta operação de lavagem é vantajosamente uma etapa de lavagem alcalina. É preferivelmente seguida por

uma etapa de separação de gás/líquido que torna possível recuperar o DCE formado na forma líquida e finalmente secar o DCE. Os gases opcionalmente reciclados para o ODH são secados por resfriamento.

5 A expressão "é opcionalmente adicionado ao DCE formado no reator de cloração R1" é entendida para significar que o DCE formado no reator de cloração R1 e isolado da corrente de produtos derivados deste reator pode ou não pode ser misturada com o DCE formado no reator de oxicloração. Preferivelmente, é adicionada a isto.

10 A expressão "é opcionalmente adicionado ao DCE formado no reator de cloração R2" é entendida para significar que se o DCE formado no reator de cloração R2 é isolado da corrente de produtos derivados desse reator, saindo do reator de cloração ou após a etapa de dessorção D2, o DCE formado no reator de oxicloração pode ou não pode ser adicionado a isto. Preferivelmente, é adicionada a isto.

15 De acordo com a etapa h) opcional do processo de acordo com a invenção, a corrente de produtos derivados do reator de oxicloração, de que o DCE tem sido extraída, opcionalmente contendo uma corrente adicional de etano previamente introduzida em uma das etapas b) a g), é opcionalmente reciclada para etapa a) após ter sido opcionalmente purgada de gases e/ou
20 após um tratamento adicional opcional a fim de eliminar os produtos clorados contidos na mesma na mesma.

A corrente de produtos derivados do reator de oxicloração, do qual o DCE foi extraído, pode ser reciclada para etapa a) ou não, durante etapa h) opcional. Preferivelmente, a corrente de produtos derivados do reator
25 de oxicloração, do qual o DCE foi extraído, é reciclada para etapa a) durante etapa h).

Uma corrente adicional de etano introduzida previamente em uma das etapas b) a g) pode portanto ser encontrada nesse corrente reciclada na etapa h).

Deste modo, no caso particular onde apenas uma corrente pobre em etano, por exemplo tendo 30 ou 40 % em volume de etano, está disponível, é vantajoso introduzir esta corrente não na etapa a) diretamente mas, por exemplo, na etapa e') de absorção/dessorção de modo que os gases
5 leves são extraídos da mesma e a corrente residual é reciclada para o ODH durante etapa h).

Similarmente, no caso particular onde a corrente de etano disponível é rica em compostos de enxofre, pode ser vantajoso introduzir esta corrente não na etapa a) diretamente mas, por exemplo, na etapa b) para
10 remover esses compostos desagradáveis dela; após ter passo pelas etapas c) a g), esta corrente de etano é então reciclada para o ODH durante etapa h).

A corrente de produtos derivados do reator de oxicloração, do qual o DCE foi extraído, é vantajosamente caracterizada por um teor de etano que é maior que ou igual a 10%, preferivelmente maior que ou igual a 20%,
15 particularmente preferivelmente maior que ou igual a 30% e mais particularmente preferivelmente maior que ou igual a 40% por volume relativo ao volume total de referida corrente.

A corrente de produtos derivados do reator de oxicloração, do qual o DCE foi extraído, é vantajosamente caracterizada por um teor de etano
20 que é menor do que ou igual a 90%, preferivelmente menor do que ou igual a 85%, e particularmente preferivelmente menor do que ou igual a 80% por volume relativo ao volume total de referida corrente.

A corrente de produtos derivados do reator de oxicloração, do qual o DCE foi extraído, é vantajosamente caracterizada por um teor de
25 etileno que é menor do que ou igual a 10%, preferivelmente menor do que ou igual a 5% e particularmente preferivelmente menor do que ou igual a 2% por volume relativo ao volume total de referida corrente.

A corrente de produtos derivados do reator de oxicloração, do qual o DCE foi extraído, é vantajosamente caracterizada por um teor de

hidrogênio que é menor do que ou igual a 10%, preferivelmente menor do que ou igual a 5% e particularmente preferivelmente menor do que ou igual a 2% por volume relativo ao volume total de referida corrente.

5 A corrente de produtos derivados do reator de oxicloração, do qual o DCE foi extraído, é vantajosamente caracterizada por um teor de monóxido de carbono que é menor do que ou igual a 20%, preferivelmente menor do que ou igual a 15% e particularmente preferivelmente menor do que ou igual a 10% por volume relativo ao volume total de referida corrente.

10 A corrente de produtos derivados do reator de oxicloração, do qual o DCE foi extraído, é vantajosamente caracterizada por um teor de dióxido de carbono que é menor do que ou igual a 40%, preferivelmente menor do que ou igual a 35% e particularmente preferivelmente menor do que ou igual a 30% por volume relativo ao volume total de referida corrente.

15 A corrente de produtos derivados do reator de oxicloração, do qual o DCE foi extraído, é vantajosamente caracterizada por um teor de oxigênio que é menor do que ou igual a 10%, preferivelmente menor do que ou igual a 5% e particularmente preferivelmente menor do que ou igual a 3% por volume relativo ao volume total de referida corrente.

20 De acordo com a etapa h) do processo preferido de acordo com a invenção, a corrente de produtos derivados do reator de oxicloração, do qual o DCE foi extraído, opcionalmente contendo uma corrente adicional de etano previamente introduzida em uma das etapas b) a g), é reciclada para etapa a).

25 O reciclo para etapa a) é neste caso realizado após uma purga opcional de gases e/ou após um tratamento adicional opcional a fim de eliminar os produtos clorados (notavelmente traços de DCE e/ou de outros produtos clorados tais como cloreto de etileno) contidos na corrente considerada de produtos. O tratamento adicional então ocorre, pode ser executado usando carbono ativo ou um adsorvente.

Quer a purga de gases ou o tratamento adicional ou ambos

deles podem ser realizados. Mais preferivelmente, a corrente de produtos é reciclada para etapa a) sem ser purgada de gases e sem qualquer tratamento adicional a fim de eliminar os produtos clorados contidos na mesma.

De fato, o reciclo desta corrente de produtos para a etapa a) de
5 ODH pode ser interessante para beneficiar do efeito catalítico favorável dos produtos clorados na reação de ODH.

O DCE obtido por cloração e oxicloração de etileno pode então ser convertido em VC.

A invenção portanto também refere-se a um processo para a
10 fabricação de VC. Para este efeito, a invenção refere-se a um processo para a fabricação de PVC caracterizado em que:

a) corrente de etano é submetida a uma oxidesidrogenação catalítica produzindo uma mistura de gás contendo etileno, etano não convertido, água e constituintes secundários;

15 b) referida mistura de gás é opcionalmente lavada e secada deste modo produzindo uma mistura de gás seco;

c) após uma etapa de purificação adicional, referida mistura de gás seco compreendendo a corrente de produtos derivados do reator de cloração R2 separada na etapa e) é submetida a uma absorção A que consiste
20 em separar referida mistura de gás em uma fração enriquecida com os compostos que são mais leves que etileno contendo algum etileno (fração A) e em uma fração F1;

d) fração A é transportada para um reator de cloração R1 em que a maior parte do etileno presente na fração A é convertida em 1,2-
25 dicloroetano e o 1,2-dicloroetano obtido é separado da corrente de produtos derivados do reator de cloração R1;

e) fração F1 é submetida a uma dessorção D1 que consiste em separar fração F1 em uma fração de etileno esgotada nos compostos que são mais leves que etileno (fração C) que é transportada para um reator de

cloração R2, a corrente de produtos derivados deste reator sendo adicionada à mistura de gás seco submetida à etapa c) após ter opcionalmente extraído o 1,2-dicloroetano formado, e em uma fração F2;

5 f) fração F2 é submetida à dessorção D2 que consiste em separar fração F2 em uma fração enriquecida com etileno (fração B) e em uma fração F3, opcionalmente contendo o 1,2-dicloroetano formado no reator de cloração R2 então extraída, se não foi previamente extraída, que é reciclada para a absorção A, opcionalmente após um tratamento adicional destinado para reduzir a concentração, na fração F3, dos compostos que são
10 mais pesados que etano;

g) fração B é transportada para um reator de oxicloração em que a maior parte do etileno presente na fração B é convertido em 1,2-dicloroetano, o 1,2-dicloroetano obtido é separado da corrente de produtos derivados do reator de oxicloração e é opcionalmente adicionada ao 1,2-dicloroetano formado no reator de cloração R1 e opcionalmente para aquela
15 que é formada no reator de cloração R2; e

h) a corrente de produtos derivados do reator de oxicloração, de que o 1,2-dicloroetano foi extraído, opcionalmente contendo uma corrente adicional de etano previamente introduzida em uma das etapas b) a g), é
20 opcionalmente reciclada para etapa a) após ter sido opcionalmente purgada de gases e/ou após um tratamento adicional opcional a fim de eliminar os produtos clorados contidos na mesma na mesma;

i) o 1,2-dicloroetano obtido é submetido a uma pirólise deste modo produzindo VC.

25 As condições particulares e preferências definidas para o processo para a fabricação de DCE de acordo com a invenção aplicam-se ao processo para a fabricação de VC de acordo com a invenção.

As condições sob as quais a pirólise pode ser efetuada são conhecidas por uma pessoa versada na técnica. Esta pirólise é vantajosamente

realizada por uma reação na fase gasosa em um forno em tubo. As temperaturas de pirólise usuais estendem-se entre 400 e 600°C com uma preferência para a faixa entre 480°C e 540°C. O tempo de residência está vantajosamente entre 1 e 60 segundos com uma preferência para a faixa de 5 a 25 segundos. A taxa de conversão do DCE é vantajosamente limitada a 45 a 75% a fim de limitar a formação de subprodutos e entupir os canos do forno. As seguintes etapas tornam-se possíveis, usando qualquer dispositivo conhecido, para coletar o VC purificado e o cloreto de hidrogênio para ser melhorado preferivelmente na oxicloração. Seguindo purificação, o DCE não convertido é vantajosamente transportado novamente para o forno de pirólise.

Além disso, a invenção também refere-se a um processo para a fabricação de PVC. Para este efeito, a invenção refere-se a um processo para a fabricação de PVC caracterizado em que:

a) corrente de etano é submetida a uma oxidesidrogenação catalítica produzindo uma mistura de gás contendo etileno, etano não convertido, água e constituintes secundários;

b) referida mistura de gás é opcionalmente lavada e secada deste modo produzindo uma mistura de gás seco;

c) após uma etapa de purificação adicional, referida mistura de gás seco compreendendo a corrente de produtos derivados do reator de cloração R2 separada na etapa e) é submetida a uma absorção A que consiste em separar referida mistura de gás em uma fração enriquecida com os compostos que são mais leves que etileno contendo algum etileno (fração A) e em uma fração F1;

d) fração A é transportada para um reator de cloração R1 em que a maior parte do etileno presente na fração A é convertida em 1,2-dicloroetano e o 1,2-dicloroetano obtido é separado da corrente de produtos derivados do reator de cloração R1;

e) fração F1 é submetida a uma dessorção D1 que consiste em

separar fração F1 em uma fração de etileno esgotada nos compostos que são mais leves que etileno (fração C) que é transportada para um reator de cloração R2, a corrente de produtos derivados deste reator sendo adicionada à mistura de gás seco submetida à etapa c) após ter opcionalmente extraído o 1,2-dicloroetano formado, e em uma fração F2;

f) fração F2 é submetida à dessorção D2 que consiste em separar fração F2 em uma fração enriquecida com etileno (fração B) e em uma fração F3, opcionalmente contendo o 1,2-dicloroetano formado no reator de cloração R2 então extraída, se não foi previamente extraída, que é reciclada para a absorção A, opcionalmente após um tratamento adicional destinado para reduzir a concentração, na fração F3, dos compostos que são mais pesados que etano;

g) fração B é transportada para um reator de oxicloração em que a maior parte do etileno presente na fração B é convertido em 1,2-dicloroetano, o 1,2-dicloroetano obtido é separado da corrente de produtos derivados do reator de oxicloração e é opcionalmente adicionada ao 1,2-dicloroetano formado no reator de cloração R1 e opcionalmente para aquela que é formada no reator de cloração R2; e

h) a corrente de produtos derivados do reator de oxicloração, de que o 1,2-dicloroetano foi extraído, opcionalmente contendo uma corrente adicional de etano previamente introduzida em uma das etapas b) a g), é opcionalmente reciclada para etapa a) após ter sido opcionalmente purgada de gases e/ou após um tratamento adicional opcional a fim de eliminar os produtos clorados contidos na mesma na mesma;

i) o 1,2-dicloroetano obtido é submetido a uma pirólise deste modo produzindo VC; e

j) o VC é polimerizado para produzir PVC.

As condições particulares e preferências definidas para o processo para a fabricação de DCE e o processo para a fabricação de VC de

acordo com a invenção aplicam-se ao processo para a fabricação de PVC de acordo com a invenção.

5 O processo para a fabricação de PVC pode ser um processo de polimerização em bruto, solução ou dispersão aquosa, preferivelmente é um processo de polimerização em dispersão aquosa.

A expressão "polimerização de dispersão aquosa" é entendida para significar polimerização radical em suspensão aquosa e também polimerização radical em emulsão aquosa e polimerização em micro suspensão aquosa.

10 A expressão "polimerização radical em suspensão aquosa" é entendida para significar qualquer processo de polimerização radical executado em meio aquoso na presença de dispersantes e iniciadores radical solúveis em óleo.

15 A expressão "polimerização radical em emulsão aquosa" é entendida para significar qualquer processo radical de polimerização executado em meio aquoso na presença de emulsificadores e iniciadores radicais solúveis em água.

20 A expressão "polimerização em micro suspensão aquosa", também chamada polimerização em dispersão aquosa homogeneizada, é entendida para significar qualquer processo radical de polimerização em que iniciadores solúveis em óleo são usados e uma emulsão de gotículas de monômero é preparada devido a uma agitação mecânica poderosa e a presença de emulsificadores.

25 Em relação ao processo de craqueamento térmico similarmente simplificado, o processo de acordo com a invenção fazendo uso de uma etapa de ODH tem a vantagem de combinar uma etapa endotérmica (etano convertido em etileno) com uma etapa de produção de água exotérmica, de ocorrer em uma temperatura moderada e evitar ter de prover o calor de reação em uma temperatura elevada.

O processo de acordo com a invenção também tem a vantagem de tornar possível reciclar a corrente de produtos derivados da oxicloração, do qual o DCE foi extraído, para a etapa de ODH, deste modo assegurando uma conversão aumentada de etano em etileno. Ademais, dada a temperatura moderada do ODH relativo ao craqueamento térmico, mesmo se esta corrente reciclada contém traços de produtos orgânicos clorados tais como DCE, sua presença não causa comportamento material e problemas de corrosão como ocorrem no caso do craqueamento térmico acima de 800°C. A presença de produtos clorados pode consequentemente ser vantajosa na medida em que permite um aumento da eficiência da reação de ODH.

O processo de acordo com a invenção tem a vantagem de não gerar compostos compreendendo pelo menos 3 átomos de carbono em quantidades prejudiciais, esses compostos geralmente sendo responsáveis por uma certa inibição durante a pirólise do DCE. Esta inibição é devido à formação de derivados tais como 1,2-dicloropropano e monocloropropenos. Sua aptidão para formar radicais alila estáveis explica seu efeito inibitório poderoso na pirólise de DCE que é efetuada pela via de radical. A formação desses subprodutos contendo 3 átomos de carbono e subprodutos mais pesados consequentemente constitui um consumo desnecessário de reagentes na oxicloração e na cloração, ou gera custos para destruí-los. Ademais, esses compostos pesados contribuem para o aterramento das colunas e evaporadores.

Uma vez que a reação de ODH ocorre em uma temperatura menor do que craqueamento térmico, o processo de acordo com a invenção é vantajosamente caracterizado, em adição, pelo fato de que a formação de compostos pesados por oligomerização é muito menor.

O processo de acordo com a invenção fazendo uso de uma etapa de ODH também tem a vantagem de limitar a conversão passando para ODH sem ter que recorrer a separações caras tais como aquelas que requerem

uma destilação de etileno.

Outra vantagem do processo de acordo com a invenção é que torna-se possível ter, no mesmo sítio industrial, um processo completamente integrado variando da fonte de hidrocarboneto - isto é etano - até o polímero obtido iniciando do monômero fabricado.

A segunda variante do processo de acordo com a invenção, de acordo com que o ODH ocorre em temperaturas menores que ou igual a 650°C, tem a vantagem de gerar quantidades muito pequenas de hidrogênio, responsável por várias reduções.

O processo de acordo com a invenção será agora ilustrado com referência ao desenho acompanhando a presente descrição. Este desenho consiste da Figura 1 anexada, esquematicamente representando uma forma de realização do processo para a fabricação de DCE de acordo com a invenção.

Uma fonte de etano 1 e uma fonte de oxigênio 2 são introduzidas no reator 3 a fim de serem submetidas a um ODH. A mistura de gás contendo etileno, etano não convertido, água e constituintes secundários 4 produzidos durante a etapa de ODH é submetida à lavagem e secagem em 5 a fim de remover subprodutos bem como água (6) dela. Após uma etapa de purificação adicional, a mistura de gás seco formada 7 para qual é adicionada a corrente de produtos 7bis derivada do setor de cloração 23 (conhecida como mistura de gás 7ter) é então transportada para uma coluna de absorção 8 equipada com um condensador. Agente de lavagem da coluna de dessorção 9 é introduzido na coluna de absorção 8 através da linha 10, após de ter sido resfriado e repressurizado respectivamente nos trocadores 11 e 11' e a bomba 12. Agente de lavagem fresco é adicionado através da linha 13 ao agente de lavagem da coluna 9 e uma purga 13bis transporta o agente de lavagem para um tratamento adicional (não mostrado) destinado para reduzir a concentração dos compostos que são mais pesados que etano no agente de lavagem de modo que é então transportado novamente para linha 10.

Após passar na coluna 8, a mistura de gás é separada na fração 14 saindo do topo da coluna 8 e na fração 15 saindo do fundo da coluna 8. Fração 14, enriquecida com os compostos que são mais leves que etileno contendo algum do etileno, é transportada para o setor de cloração 16 compreendendo o reator de cloração alimentado com cloro 17 e o equipamento necessário para a separação do 1,2-dicloroetano formado 18, particularmente por condensação e separação de gás/líquido, da corrente de produtos derivados do reator de cloração e eliminando os gases residuais 18bis não convertidos na cloração, entre os quais o hidrogênio, que pode ser valorizado termicamente, quimicamente ou hidraulicamente.

Fração 15 compreendendo DCE enriquecido com etileno é então introduzida na coluna de dessorção 19 após ter sido reaquecida no trocador 20. Após passar na coluna de dessorção 19 equipada com um refeedor de fundo e um condensador situado na parte de cima, fração 15 é separada na fração 21 saindo do topo da coluna 19 e na fração 22 saindo do fundo da coluna 19.

Fração 21 de etileno esgotada nos compostos que são mais leves que etileno é transportada para o setor de cloração 23 compreendendo um reator de cloração alimentado com cloro 23bis e o equipamento necessário para a separação do 1,2-dicloroetano formado 23ter, particularmente por condensação e separação de gás/líquido. A corrente de produtos 7bis derivada do setor de cloração é então adicionado à mistura de gás seco 7 para formar a mistura de gás 7ter.

Fração 22 é introduzida na coluna de dessorção 9 após ter sido reaquecida no trocador 11".

Após passar na coluna de dessorção 9 equipada com um refeedor de fundo e um condensador situado na parte de cima, fração 22 é separada na fração 24 saindo do topo da coluna 9 e na fração 25 saindo do fundo da coluna 9.

Fração 24, sendo caracterizada por um teor de hidrogênio muito baixo, é transportada para a unidade de oxicloração de etileno 26 alimentada com oxigênio 27 e com cloreto de hidrogênio 28. Fração 25, principalmente contendo DCE, é transportada novamente para coluna 8
5 através da linha 10 como explicado acima. Os trocadores 11 e 11" são acoplados juntos tendo em vista economia energia.

A corrente de produtos 30 derivados do reator de oxicloração é separada em 26bis em DCE 29 acompanhada por subprodutos liquefeitos, dentre os quais água, por condensação seguida por lavagem e separação de
10 gás/líquido. A corrente de produtos 31 derivados do reator de oxicloração dos quais foi extraído o DCE 29 é então reciclada para o reator 3.

REIVINDICAÇÕES

1. Processo para a fabricação de 1,2-dicloroetano partindo de uma corrente de etano, caracterizado pelo fato de que:

- 5 a) a corrente de etano é submetida a uma oxidesidrogenação catalítica produzindo uma mistura de gás contendo etileno, etano não convertido, água e constituintes secundários;
- b) referida mistura de gás é opcionalmente lavada e secada deste modo produzindo uma mistura de gás seco;
- 10 c) após uma etapa de purificação adicional, referida mistura de gás seco compreendendo a corrente de produtos derivados do reator de cloração R2 separada na etapa e) é submetida a uma absorção A que consiste em separar referida mistura de gás em uma fração enriquecida com os compostos que são mais leves que etileno contendo algum etileno (fração A) e em uma fração F1;
- 15 d) fração A é transportada para um reator de cloração R1 em que a maior parte do etileno presente na fração A é convertido em 1,2-dicloroetano e o 1,2-dicloroetano obtido é separado da corrente de produtos derivados do reator de cloração R1;
- 20 e) fração F1 é submetida a uma dessorção D1 que consiste em separar fração F1 em uma fração de etileno esgotada nos compostos que são mais leves que etileno (fração C) que é transportada para um reator de cloração R2, a corrente de produtos derivados desse reator sendo adicionada à mistura de gás seco submetida a etapa c) após ter opcionalmente extraído o 1,2-dicloroetano formado, e em uma fração F2;
- 25 f) fração F2 é submetida a uma dessorção D2 que consiste em separar fração F2 em uma fração enriquecida com etileno (fração B) e em uma fração F3, opcionalmente contendo o 1,2-dicloroetano formado no reator de cloração R2 então extraída, se não foi previamente extraída, que é reciclada para a absorção A, opcionalmente após um tratamento adicional

destinado para reduzir a concentração, em fração F3, dos compostos que são mais pesados que etano;

g) fração B é transportada para um reator de oxicloração em que a maior parte do etileno presente na fração B é convertida em 1,2-dicloroetano, o 1,2-dicloroetano obtido é separado da corrente de produtos derivados do reator de oxicloração e é opcionalmente adicionado ao 1,2-dicloroetano formado no reator de cloração R1 e opcionalmente para aquela que é formada no reator de cloração R2; e

h) a corrente de produtos derivados do reator de oxicloração, de que o 1,2-dicloroetano foi extraído, opcionalmente contendo uma corrente adicional de etano previamente introduzida em uma das etapas b) a g), é opcionalmente reciclada para etapa a) após ter sido opcionalmente purgada de gases e/ou após um tratamento opcional a fim de eliminar os produtos clorados contidos na mesma.

2. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que a fonte de etano contém pelo menos 80 % em volume de etano.

3. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que a fonte de etano contém pelo menos 98 % em volume de etano.

4. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que a oxidesidrogenação catalítica da etapa a) ocorre em uma temperatura menor que ou igual a 650°C.

5. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que durante etapa b), referida mistura de gás é lavada então secada, deste modo produzindo uma mistura de gás seco.

6. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que durante etapa c) de absorção A, a mistura de gás seco é levada ao contato com o agente de lavagem contendo 1,2-dicloroetano.

7. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que a fração A contém pelo menos 70 % em peso dos compostos que são mais leves que etileno contido na mistura de gás seco.

5 8. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que fração F1 contém, no máximo, 30 % em peso dos compostos que são mais leves que etileno contido na mistura de gás seco.

9. Processo de acordo com a reivindicação 8, caracterizado pelo fato de que a fração C contém pelo menos 80 % em peso dos compostos que são mais leves que etileno contido na fração F1.

10 10. Processo para a fabricação de cloreto de vinila, caracterizado pelo fato de que:

a) uma corrente de etano é submetida a uma oxidesidrogenação catalítica produzindo uma mistura de gás contendo etileno, etano não convertido, água e constituintes secundários;

15 b) referida mistura de gás é opcionalmente lavada e secada deste modo produzindo uma mistura de gás seco;

c) após uma etapa de purificação adicional, referida mistura de gás seco compreendendo a corrente de produtos derivados do reator de cloração R2 separada na etapa e) é submetida a uma absorção A que consiste
20 em separar referida mistura de gás em uma fração enriquecida com os compostos que são mais leves que etileno contendo algum etileno (fração A) e em uma fração F1;

d) fração A é transportada para um reator de cloração R1 em que a maior parte do etileno presente na fração A é convertido em 1,2-dicloroetano e o 1,2-dicloroetano obtido é separado da corrente de produtos
25 derivados do reator de cloração R1;

e) fração F1 é submetida a uma dessorção D1 que consiste em separar fração F1 em uma fração de etileno esgotada nos compostos que são mais leves que etileno (fração C) que é transportada para um reator de

cloração R2, a corrente de produtos derivados desse reator sendo adicionada à mistura de gás seco submetida a etapa c) após ter opcionalmente extraído o 1,2-dicloroetano formado, e em uma fração F2;

5 f) fração F2 é submetida a uma dessorção D2 que consiste em separar fração F2 em uma fração enriquecida com etileno (fração B) e em uma fração F3, opcionalmente contendo o 1,2-dicloroetano formado no reator de cloração R2 então extraída, se não foi previamente extraída, que é reciclada para a absorção A, opcionalmente após um tratamento adicional destinado para reduzir a concentração, na fração F3, dos compostos que são
10 mais pesados que etano;

g) fração B é transportada para um reator de oxicloração em que a maior parte do etileno presente na fração B é convertida em 1,2-dicloroetano, o 1,2-dicloroetano obtido é separado da corrente de produtos derivados do reator de oxicloração e é opcionalmente adicionado ao 1,2-dicloroetano formado no reator de cloração R1 e opcionalmente para aquela
15 que é formada no reator de cloração R2; e

h) a corrente de produtos derivados do reator de oxicloração, de que o 1,2-dicloroetano foi extraído, opcionalmente contendo uma corrente adicional de etano previamente introduzida em uma das etapas b) a g), é
20 opcionalmente reciclada para etapa a) após ter sido opcionalmente purgada de gases e/ou após um tratamento opcional a fim de eliminar os produtos clorados contidos na mesma;

i) o 1,2-dicloroetano obtido é submetido a uma pirólise deste modo produzindo VC.

25 11. Processo para a fabricação de cloreto de polivinila, caracterizado pelo fato de que:

a) corrente de etano é submetida a uma oxidesidrogenação catalítica produzindo uma mistura de gás contendo etileno, etano não convertido, água e constituintes secundários;

b) referida mistura de gás é opcionalmente lavada e secada deste modo produzindo uma mistura de gás seco;

5 c) após uma etapa de purificação adicional, referida mistura de gás seco compreendendo a corrente de produtos derivados do reator de cloração R2 separada na etapa e) é submetida a uma absorção A que consiste em separar referida mistura de gás em uma fração enriquecida com os compostos que são mais leves que etileno contendo algum etileno (fração A) e em uma fração F1;

10 d) fração A é transportada para um reator de cloração R1 em que a maior parte do etileno presente na fração A é convertido em 1,2-dicloroetano e o 1,2-dicloroetano obtido é separado da corrente de produtos derivados do reator de cloração R1;

15 e) fração F1 é submetida a uma dessorção D1 que consiste em separar fração F1 em uma fração de etileno esgotada nos compostos que são mais leves que etileno (fração C) que é transportado para um reator de cloração R2, a corrente de produtos derivados desse reator sendo adicionada à mistura de gás seco submetida a etapa c) após ter opcionalmente extraído o 1,2-dicloroetano formado, e em uma fração F2;

20 f) fração F2 é submetida a uma dessorção D2 que consiste em separar fração F2 em uma fração enriquecida com etileno (fração B) e em uma fração F3, opcionalmente contendo o 1,2-dicloroetano formado no reator de cloração R2 então extraída, se não foi previamente extraída, que é reciclada para a absorção A, opcionalmente após um tratamento adicional destinado para reduzir a concentração, na fração F3, dos compostos que são
25 mais pesados que etano;

g) fração B é transportada para um reator de oxicloração em que a maior parte do etileno presente na fração B é convertida em 1,2-dicloroetano, o 1,2-dicloroetano obtido é separado da corrente de produtos derivados do reator de oxicloração e é opcionalmente adicionado ao 1,2-

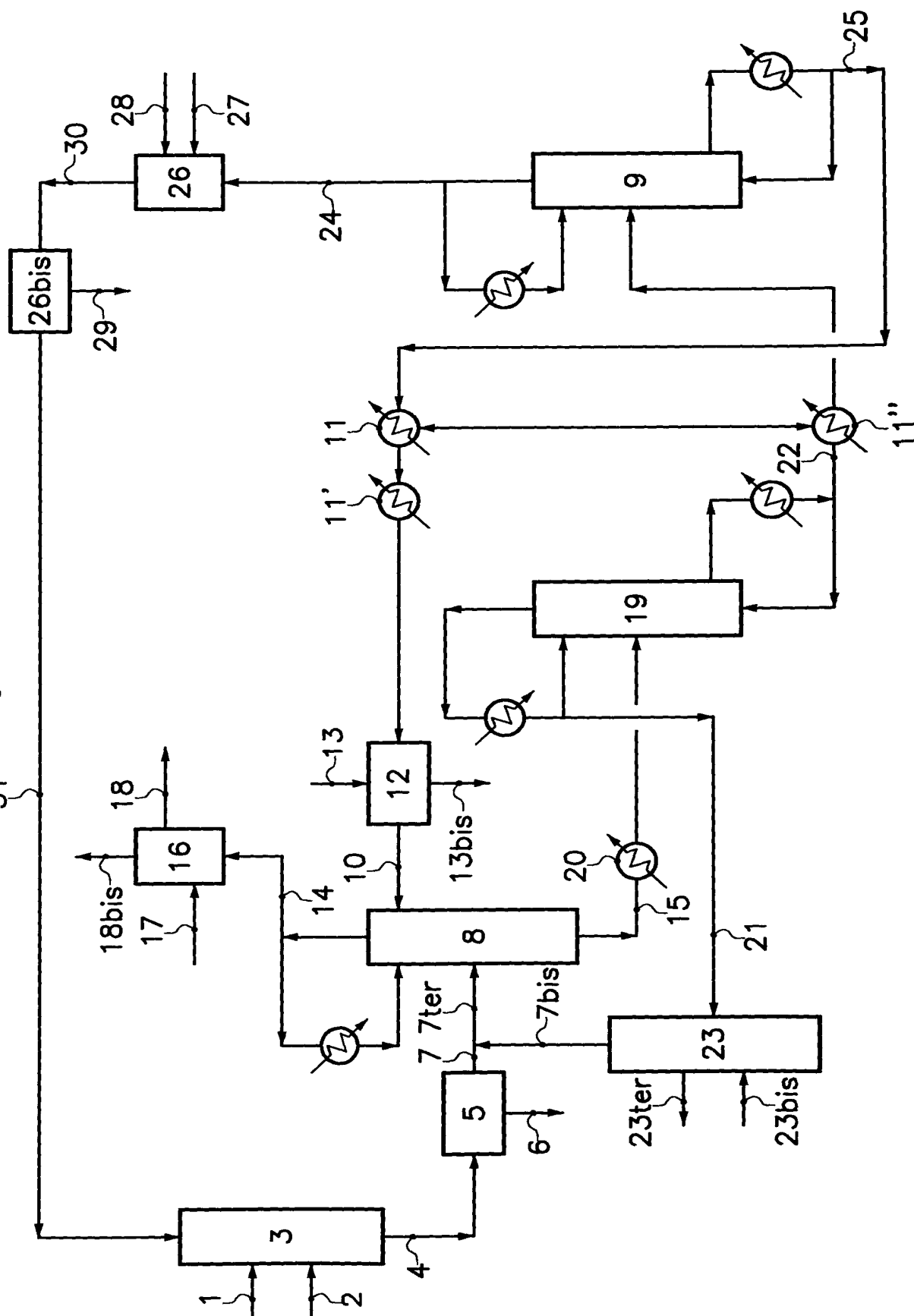
dicloroetano formado no reator de cloração R1 e opcionalmente para aquela que é formada no reator de cloração R2; e

5 h) a corrente de produtos derivados do reator de oxicloração, de que o 1,2-dicloroetano foi extraído, opcionalmente contendo uma corrente adicional de etano previamente introduzida em uma das etapas b) a g), é opcionalmente reciclada para etapa a) após ter sido opcionalmente purgada de gases e/ou após um tratamento opcional a fim de eliminar os produtos clorados contidos na mesma;

10 i) o 1,2-dicloroetano obtido é submetido a uma pirólise deste modo produzindo VC; e

j) o VC é polimerizado para produzir PVC.

Fig. 1



RESUMO

“PROCESSOS PARA A FABRICAÇÃO DE 1,2-DICLOROETANO, DE CLORETO DE VINILA, E DE CLORETO DE POLIVINILA”

5 Processo para a fabricação de 1,2-dicloroetano partindo de
uma corrente de etano de acordo com o que: a) corrente de etano é submetida
a uma oxidesidrogenação catalítica produzindo uma mistura de gás contendo
etileno, etano não convertido, água e constituintes secundários; b) referida
mistura de gás é opcionalmente lavada e secada deste modo produzindo uma
mistura de gás seco; c) após uma etapa de purificação adicional, referida
10 mistura de gás seco compreendendo a corrente de produtos derivados do
reator de cloração R2 separada na etapa e) é submetida a uma absorção A que
consiste em separar referida mistura de gás em uma fração enriquecida com
os compostos que são mais leves que etileno contendo algum etileno (fração
A) e em uma fração F1; d) fração A é transportada para o reator de cloração
15 R1 em que a maior parte do etileno presente na fração A é convertido em 1,2-
dicloroetano e o 1,2-dicloroetano obtido é separado da corrente de produtos
derivados do reator de cloração R1; e) fração F1 é submetida a uma dessorção
D1 que consiste em separar fração F1 em uma fração de etileno esgotada nos
compostos que são mais leves que etileno (fração C) que é transportada para
20 um reator de cloração R2, a corrente de produtos derivados desse reator sendo
adicionada à mistura de gás seco submetida a etapa c) após ter opcionalmente
extraído o 1,2-dicloroetano formado, e em uma fração F2; f) fração F2 é
submetida a uma dessorção D2 que consiste em separar fração F2 em uma
fração enriquecida com etileno (fração B) e em uma fração F3, opcionalmente
25 contendo o 1,2-dicloroetano formado no reator de cloração R2 então extraída,
se não foi previamente extraída, que é reciclada para a absorção A,
opcionalmente após um tratamento adicional destinado para reduzir a
concentração, na fração F3, dos compostos que são mais pesados que etano;
g) fração B é transportada para um reator de oxicloração em que a maior parte

do etileno presente na fração B é convertida em 1,2-dicloroetano, o 1,2-dicloroetano obtido é separado da corrente de produtos derivados do reator de oxicloração e é opcionalmente adicionado ao 1,2-dicloroetano formado no reator de cloração R1 e opcionalmente para aquela que é formada no reator de cloração R2; e h) a corrente de produtos derivados do reator de oxicloração, de que o 1,2-dicloroetano foi extraído, opcionalmente contendo uma corrente adicional de etano previamente introduzida em uma das etapas b) a g), é opcionalmente reciclada para etapa a) após ter sido opcionalmente purgada de gases e/ou após um tratamento opcional a fim de eliminar os produtos clorados contidos na mesma.