



República Federativa do Brasil
Ministério da Economia
Instituto Nacional da Propriedade Industrial

(21) PI 0913301-1 A2



(22) Data do Depósito: 29/05/2009

(43) Data da Publicação Nacional: 10/12/2009

(54) Título: PROCESSO PARA A FABRICAÇÃO DE PELO MENOS UM COMPOSTO DERIVADO DE ETILENO.

(51) Int. Cl.: C07C 17/02; C07C 17/156; C07C 17/25; C07C 19/045.

(52) CPC: C07C 17/02; C07C 17/156; C07C 17/25; C07C 19/045.

(30) Prioridade Unionista: 03/06/2008 EP 08157516.9.

(71) Depositante(es): SOLVAY.

(72) Inventor(es): ANDRÉ PETITJEAN; MICHEL LEMPEREUR; DOMINIQUE BALTHASART; MICHEL STREBELLE.

(86) Pedido PCT: PCT EP2009056640 de 29/05/2009

(87) Publicação PCT: WO 2009/147101 de 10/12/2009

(85) Data da Fase Nacional: 02/12/2010

(57) Resumo: PROCESSO PARA A FABRICAÇÃO DE PELO MENOS UM COMPOSTO DERIVADO DE ETILENO. Processo para a fabricação de pelo menos um composto 5 derivado de etileno iniciando-se de um gás residual de baixo valor, de preferência um RUG, de acordo com o qual: a) o gás residual de baixo valor é submetido a uma série de etapas de tratamento em uma unidade de recuperação de gás residual de baixo valor de modo a remover os componentes indesejáveis nela presentes e obter uma mistura de produtos que 10 contêm etileno e outros constituintes; b) a referida mistura de produtos é fracionada em uma etapa de fracionamento em uma fração contendo quase todo o etileno (fração A), opcionalmente em uma fração individual de etano e em uma fração pesada (fração C); e c) a fração A é conduzida para a fabricação de pelo menos um composto derivado de etileno. r

“PROCESSO PARA A FABRICAÇÃO DE PELO MENOS UM COMPOSTO DERIVADO DE ETILENO”

A presente invenção diz respeito a um processo para a fabricação de pelo menos um composto derivado de etileno, em particular a um processo para a fabricação de 1,2-dicloroetano (DCE) e, opcionalmente, também de pelo menos um composto derivado de etileno fabricado diretamente iniciando-se com etileno que seja diferente do DCE.

Até esta data, o etileno que seja mais do que 99,8 % puro é usualmente usado para a fabricação de compostos derivados de etileno, em particular de DCE. Este etileno de pureza muito elevada é obtido através do craqueamento de vários produtos do petróleo, seguido por numerosas operações complexas e de separação dispendiosa a fim de se isolar o etileno dos outros produtos do craqueamento e obter-se um produto de pureza muito elevada.

Dados os altos custos ligados à produção do etileno de tal elevada pureza, vários processos para a fabricação de compostos derivados de etileno, em particular DCE, com o uso do etileno com uma pureza de menos do que 99,8 %, têm sido desenvolvidos. Estes processos têm a vantagem de reduzir os custos mediante a simplificação do curso de separar os produtos resultantes do craqueamento e, assim, abandonando-se as separações complexas que não são de nenhuma vantagem para a fabricação dos compostos derivados de etileno, em particular o DCE.

Por exemplo, o pedido de patente WO 00/26164 descreve um processo para a fabricação do DCE mediante o craqueamento simplificado do etano acoplado com a cloração do etileno. Para este efeito, uma etapa de cloração do etileno tem lugar na presença das impurezas obtidas durante o craqueamento do etano.

O pedido de patente WO 03/048088 descreve a produção do etileno de baixa concentração para a reação química com cloro por meio da

desidrogenação do etano. A corrente gasosa carregada de etano contém não apenas hidrogênio e metano, mas também altas quantidades de etano não convertido. Para a delineação econômica do processo, o etano não convertido deve ser realimentado à desidrogenação do etano após processos complicados de limpeza. Este processo pode apenas usar etano como carga de alimentação. Uma desvantagem significativa é a concentração muito baixa do etileno - menos do que 60 % - bem como o fato de que outros componentes da corrente gasosa, tais como o hidrogênio, o propileno, o butadieno, apenas permitem usar o etileno em processos muito especiais.

Além disso, os pedidos de patentes WO 2006/067188, WO 2006/067190, WO 2006/067191, WO 2006/067192, WO 2006/067193 e WO 2007/147870 descrevem processos para a fabricação de DCE, partindo de uma fonte de hidrocarboneto, em particular nafta, óleo de gás, gás natural líquido, etano, propano, butano, isobutano, ou misturas destes, os quais são primeiramente submetidos a um craqueamento simplificado. Duas diferentes frações contendo etileno são depois disso separadas da mistura gasosa que escapa do craqueamento simplificado antes de ser transportada independentemente para um reator de cloração e para um reator de oxicloração, a fim de produzir DCE. Esses processos, cujo objetivo é produzir e usar etileno com uma pureza de menos do que 99,8 %, apresentam, entretanto, as desvantagens de requerer uma primeira etapa de craqueamento que necessite de um importante investimento, causando um aumento nos custos de produção, e ainda envolver o uso de fontes dispendiosas de hidrocarboneto. Além disso, estes processos apresentam as desvantagens de requererem várias etapas de fracionamento a fim de se obter as duas frações contendo etileno, as quais os complicam e aumentam seus custos.

Os pedidos de patente WO 2008/000705, WO 2008/000702 e WO 2008/000693 descrevem, de sua parte, processos para a fabricação do DCE, partindo-se de uma corrente de etano, a qual é submetida primeiramente

a uma oxidesidrogenação catalítica. Os processos descritos nos pedidos de patentes acima mencionados, cujo objetivo é produzir e usar etileno tendo uma pureza de menos do que 99,8 %, apresentam entretanto as desvantagens de requererem uma primeira etapa de oxidesidrogenação catalítica que necessita de um investimento importante causando um aumento nos custos de produção, e, ainda, de envolverem o uso de fonte dispendiosa de hidrocarboneto.

Os gases residuais de baixo valor, tais como os gases de desprendimento das refinarias (também denominados de gases de desprendimento petroquímico) produzidos nas refinarias de óleo (em unidades de craqueamento catalítico de fluidos (PCC)), unidades coqueificadoras, etc. das refinarias de óleo), são usualmente queimados e usados como combustível, por exemplo, dentro da refinaria, sem qualquer recuperação das olefinas com ele contidas, tendo em vista que o teor de olefinas é relativamente pequeno e os custos ligados a esse processo de recuperação são muito elevados.

O objetivo da presente invenção, de sua parte, é prover um processo para a fabricação de pelo menos um composto derivado de etileno, em particular de pelo menos DCE, com o uso de etileno com uma pureza de menos do que 99,8 %, que não apresente as desvantagens dos processos acima mencionados, com o uso de etileno tendo uma pureza de menos do que 99,8 % e que permite a valorização dos gases residuais de baixo valor, tais como os gases desprendidos da refinaria que são usualmente queimados e usados como combustível.

Com referência a isto, a invenção diz respeito a um processo para a fabricação de pelo menos um composto derivado de etileno, iniciando de um gás residual de baixo valor, de acordo com o qual:

a) o gás residual de baixo valor é submetido a uma série de etapas de tratamento em uma unidade de recuperação de gás residual de baixo

valor de modo a remover os componentes indesejáveis nela presentes e obter uma mistura de produtos que contenham etileno e outros constituintes;

5 b) a referida mistura de produtos é fracionada em uma etapa de fracionamento em uma fração contendo quase todo o etileno (fração A), opcionalmente em uma fração individual de etano e em uma fração pesada (fração C);

c) a fração A é conduzida à fabricação de pelo menos um composto derivado de etileno.

10 A expressão "pelo menos um composto derivado de etileno" é entendida como significando, para os fins da presente invenção, que um ou mais do que um composto derivado de etileno podem ser fabricados pelo processo de acordo com a presente invenção.

15 A expressão "composto derivado de etileno", daqui em diante usada no singular ou no plural, deve ser entendida, para os fins da presente invenção, como qualquer composto derivado de etileno diretamente fabricado iniciando-se com etileno, bem como com qualquer composto dele derivado.

20 A expressão "composto derivado de etileno diretamente fabricado iniciando-se com etileno", daqui em diante usada no singular ou no plural, deve ser entendida, para os fins da presente invenção, como qualquer composto fabricado diretamente de etileno.

A expressão "composto derivado do mesmo", daqui em diante usada no singular ou no plural, deve ser entendida como significando, para os fins da presente invenção, qualquer composto propriamente dito fabricado de etileno, bem como qualquer composto dele derivado.

25 Como exemplos de tais compostos derivados de etileno fabricados diretamente iniciando-se com etileno, podem ser citados, entre outros, o óxido de etileno, alfa-olefinas lineares, álcoois primários lineares, homopolímeros e copolímeros de etileno, etilbenzeno, acetato de vinila, acetaldeído, álcool etílico, propionaldeído e DCE.

Como exemplos de tal composto dele derivado, podem ser citados, entre outros:

- glicóis e éteres fabricados de óxido de etileno,
- estireno fabricado de etilbenzeno e polímeros de estireno derivados de estireno,
- cloreto de vinila (VC) fabricado de DCE,
- cloreto de vinilideno, hidrocarbonetos fluorados e cloreto de polivinila (PVC) derivados de VC e polímeros fluorados derivados de hidrocarbonetos fluorados, bem como
- cloreto de polivinilideno e hidrocarbonetos fluorados (e polímeros fluorados) derivados de cloreto de vinilideno.

O processo de acordo com a invenção é um processo que se inicia de um gás residual de baixo valor.

A expressão “um gás residual de baixo valor” (LVRG), usado aqui em diante no singular, deve ser entendida, para os fins da presente invenção, um gás ou uma mistura de vários gases contendo etileno e/ou seu(s) precursor(es), o(s) qual(is) seja(m) gás(gases) de desprendimento produzidos como subprodutos em unidades cujo objetivo seja produzir pelo menos um líquido combustível; o LVRG sendo constituído de mais do que 10 % em peso de gás permanente.

A expressão “gás” deve ser entendida, para os fins da presente invenção, no sentido da definição dada pelo Padrão NFPA69 nos *Explosion Prevention Systems*, Edição de 1997, isto é, o estado da matéria caracterizado por completa mobilidade molecular e expansão ilimitada.

O termo “precursor” deve ser entendido, para os fins da presente invenção, como quaisquer compostos de hidrocarboneto que contenha dois átomos de carbono diferentes de etileno, em particular etano, etanol e acetileno, mais particularmente etano e acetileno.

A expressão “líquido combustível” deve ser entendida como

significando, para os fins da presente invenção, qualquer fração de hidrocarboneto que contenha carbono, hidrogênio e possivelmente oxigênio, que sejam pelo menos parcialmente líquido em 21 °C sob sua pressão carregada, e que sejam capazes de sofrer combustão.

5 O termo “combustão” deve ser entendido, para os fins da presente invenção, no sentido da definição dada pelo Padrão NFPA69 nos *Explosion Prevention Systems*, Edição de 1997, isto é, um processo químico de oxidação que ocorre em uma velocidade rápida o bastante para produzir calor e, usualmente, luz, na forma ou de uma luminescência ou de chamas.

10 A expressão “gás permanente” é entendida, para os fins da presente invenção, como sendo qualquer gás cuja temperatura crítica seja de menos do que 0 °C, e que não possa ser liquefeito por simples compressão. Exemplos de gases permanentes são o hidrogênio, oxigênio, nitrogênio, argônio, monóxido de carbono e metano.

15 O LVRG pode ser produzido em pelo menos uma espécie de unidades que processem fontes de hidrocarboneto de modo a produzir líquidos combustíveis. Tais unidades podem ser a pirólise de fontes de hidrocarboneto, a hidropirólise, a pirólise catalítica, a pirólise de arco elétrico, a síntese de Fischer-Tropsch ou unidades de refinaria de óleo. As fontes de
20 hidrocarboneto podem ser fontes sólidas como carvão, lignita e madeira, fontes líquidas como óleo (petróleo) e nafta ou fontes gasosas como o gás de síntese ou o gás residual dos campos petrolíferos e/ou de gases. Tais LVRG são usualmente queimados como combustível ou comburidos.

25 A expressão “pelo menos uma espécie de unidades processando fontes de hidrocarboneto” deve ser entendida, para os fins da presente invenção, que o LVRG pode ser produzido em uma espécie de unidades que processem as fontes de hidrocarboneto ou em várias espécies de unidades que processem fontes de hidrocarboneto. Preferivelmente, o LVRG é produzido em uma espécie de unidades que processem fontes de

hidrocarboneto.

O LVRG situa-se vantajosamente em uma pressão acima da pressão atmosférica e, preferivelmente, em uma pressão compreendida entre a pressão atmosférica e a pressão da unidade onde ele é gerado.

5 O LVRG que é particularmente preferido para o processo de acordo com a presente invenção é o LVRG produzido nas refinarias petrolíferas, usualmente chamado gás de saída das refinarias (também chamado de gás de saída petroquímico) e daqui em diante designado como ROG.

10 O processo de acordo com a invenção é, portanto, preferivelmente, um processo que se inicia de um ROG.

O ROG pode ser produzido em uma ou mais das unidades presentes nas refinarias petrolíferas. Os ROGs são preferivelmente produzidos em pelo menos uma das seguintes unidades presentes nas refinarias petrolíferas: craqueamento catalítico fluido (FCC), coqueificadora (coqueificadora retardada, coqueificadora fluida, coqueificadora flexível), usina de gás, reformador, hidrocraqueador, hidrotratador e hidrodessulfuração (HDS). O ROG mais preferivelmente é produzido em pelo menos uma unidade de FCC.

20 O ROG pode ser produzido em uma ou em várias refinarias petrolíferas.

O mais preferivelmente, o ROG é produzido em uma refinaria petrolífera e com uma preferência particular em uma unidade de FCC.

25 O LVRG, preferivelmente o ROG, usualmente compreende de forma notável:

- hidrogênio, metano, etano, etileno, propano, propileno, hidrocarbonetos contendo 4, 5 ou 6 átomos de carbono, C6+ mais pesado e sulfeto de hidrogênio;

- nitrogênio, argônio, dióxido de carbono e água;

- oxigênio, monóxido de carbono e óxidos de nitrogênio;

- cloreto de hidrogênio, cianeto de hidrogênio, amônia, nitretos, nitrilas, sulfeto de carbonila, compostos orgânicos contendo um átomo de enxofre por molécula como mercaptanas e sulfetos, compostos orgânicos contendo mais do que um átomo de enxofre como dissulfetos, óxidos de enxofre, acetileno, propadieno, metilacetileno, butadieno, dietanolamina, metanol, fosfinas, outros compostos inorgânicos contendo cloro, e compostos orgânicos contendo nitrogênio; e

10 - arsênico (como arsinas), mercúrio, vanádio, bromo, flúor, silício, alumínio e carbonilas de metais.

Todos os componentes acima mencionados, exceto o etileno, podem ser designados como componentes indesejáveis. A expressão “componentes indesejáveis” é entendida, para os fins da presente invenção, como todos os componentes a serem, pelo menos parcialmente, removidos caso eles sejam nocivos a pelo menos uma das seguintes etapas do processo.

15 Estes componentes indesejáveis podem ser notavelmente classificados como:

20 - gases combustíveis como hidrogênio, metano, etano, propano, hidrocarbonetos contendo 4, 5 ou 6 átomos de carbono, C_6+ mais pesado;

- gases inertes como o nitrogênio e o argônio;

- compostos oxigenados como os óxidos de oxigênio e de nitrogênio;

25 - compostos corrosivos como o dióxido de carbono, o sulfeto de hidrogênio, água, cloreto de hidrogênio, cianeto de hidrogênio, amônia, nitretos, nitrilas, sulfeto de carbonila, compostos orgânicos contendo um átomo de enxofre por molécula como as mercaptanas e os sulfetos, bem como os óxidos de enxofre;

- compostos reativos como o propileno, acetileno, propadieno,

metilacetileno, butadieno, dietanolamina, metanol, fosfinas, outros compostos inorgânicos que contenham cloro, compostos orgânicos que contenham nitrogênio, compostos orgânicos que contenham mais do que um átomo de enxofre por molécula como os dissulfetos, bem como o monóxido de carbono;

5 e

- compostos de envenenamento de catalisadores como o arsênico (como as arsinas), mercúrio, vanádio, bromo, flúor, silício, alumínio e carbonilas de metais.

10 Estes componentes indesejáveis podem também ser classificados notavelmente como:

1. os componentes indesejáveis que podem ser nocivos para pelo menos a etapa b) e que vantajosamente são substancialmente removidos durante a etapa a), isto é,

15 - compostos corrosivos como o dióxido de carbono, o sulfeto de hidrogênio, água, cloreto de hidrogênio, cianeto de hidrogênio, amônia, nitretos, nitrilas, sulfeto de carbonila, compostos orgânicos contendo um átomo de enxofre por molécula como as mercaptanas e os sulfetos, bem como óxidos de enxofre; e

20 - compostos de envenenamento de catalisadores como o arsênico (como as arsinas), mercúrio, vanádio, bromo, flúor, silício, alumínio e carbonilas de metal.

25 2. os componentes indesejáveis que podem ser aceitáveis dentro da etapa B), mas que podem ser nocivos a pelo menos uma das etapas do processo em seguida à etapa b) e que podem possivelmente ser pelo menos parcialmente removidos durante a etapa a), isto é

- gases combustíveis como o hidrogênio, metano, etano, propano, hidrocarbonetos contendo 4, 5 ou 6 átomos de carbono, C6+ mais pesado;

- gases inertes como o nitrogênio e o argônio;

- compostos oxigenados como o oxigênio e os óxidos de nitrogênio; e

- compostos reativos como o propileno, acetileno, propadieno, metilacetileno, butadieno, dietanolamina, metanol, fosfinas, outros compostos inorgânicos contendo cloro, compostos orgânicos contendo nitrogênio, compostos orgânicos contendo mais do que um átomo de enxofre por molécula como dissulfetos, bem como monóxido de carbono.

A expressão “pelo menos parcialmente removidos” deve ser entendida, para os fins da presente invenção, como vantajosamente pelo menos 25 %, preferivelmente pelo menos 40 %, mais preferível pelo menos 50 % da quantidade de cada componente indesejável presente no LVRG, preferivelmente ROG, alimentados à etapa a) e/ou formados durante a etapa a), são removidos. Vantajosamente, pelo menos 90 % da quantidade de cada de tais componentes indesejáveis presentes no LVRG, preferivelmente ROG, alimentados à etapa a) e/ou formados durante a etapa a), são removidos.

A expressão “substancialmente removidos” é entendida como significando para os fins da presente invenção que vantajosamente pelo menos 95 %, preferivelmente pelo menos 98 %, mais preferível pelo menos 99 % da quantidade de cada componente indesejável presente no LVRG, preferivelmente ROG, alimentados à etapa a) e/ou formados durante a etapa a), são removidos.

As composições que são fornecidas daqui em diante para o LVRG, preferivelmente ROG, são expressas com base em gás seco (água não incluída). Como mencionado acima, o LVRG, preferivelmente ROG, pode ser um gás ou uma mistura de vários gases (LVRG combinado) contendo etileno e/ou seu(s) precursor(es). As composições que são fornecidas daqui em diante, quando se referam ao LVRG individual, preferivelmente ROG, correspondem ao caso em que o LVRG, preferivelmente ROG, seja um gás que contenha etileno e/ou seu(s) precursor(es).

O LVRG individual, preferivelmente ROG, compreende vantajosamente de 0,25 a 60 % em peso de etileno. O LVRG, de preferência ROG, compreende vantajosamente pelo menos 0,25, de preferência pelo menos 2, mais preferível pelo menos 5, o mais preferível pelo menos 8, e com
5 uma preferência particular pelo menos 10 % em peso, de etileno. O LVRG, preferivelmente ROG, compreende vantajosamente no máximo 60, preferivelmente no máximo 55, mais preferivelmente no máximo 50, e o mais preferível no máximo 48 % em peso de etileno.

O LVRG combinado, preferivelmente ROG, compreende
10 vantajosamente de 10 a 60 % em peso de etileno. O LVRG, preferível ROG, compreende vantajosamente pelo menos 10, preferivelmente pelo menos 15, mais preferível pelo menos 18 e o mais preferível pelo menos 20 % em peso de etileno. O LVRG, preferivelmente ROG, compreende vantajosamente no máximo 60, preferivelmente no máximo 55, mais preferível no máximo 50, e
15 o mais preferível no máximo 48 % em peso de etileno.

O LVRG individual, preferivelmente ROG, compreende vantajosamente 3 a 60 % em peso de etileno mais seu(s) precursor(es). O LVRG, preferivelmente ROG, compreende, vantajosamente, pelo menos 3, preferivelmente pelo menos 5, mais preferível pelo menos 8, e o mais
20 preferível pelo menos 10 % em peso de etileno mais seu(s) precursor(es). O LVRG, preferivelmente ROG, compreende vantajosamente no máximo 60, preferivelmente no máximo 55, mais preferível no máximo 50, e o mais preferível no máximo 48 % em peso de etileno mais precursor(es).

O LVRG combinado, preferivelmente ROG, compreende
25 vantajosamente de 10 a 60 % em peso de etileno, mais seu(s) precursor(es). O LVRG, preferivelmente ROG, compreende vantajosamente pelo menos 10, preferivelmente pelo menos 15, mais preferível pelo menos 20, o mais preferível pelo menos 22, e o ainda mais preferível pelo menos 22,5 % em peso de etileno mais precursor(es). O LVRG, preferivelmente ROG,

vantajosamente compreende no máximo 60, preferivelmente no máximo 55, mais preferível no máximo 50, e o mais preferível no máximo 48 % em peso de etileno mais precursor(es).

5 O LVRG individual, preferivelmente ROG, é caracterizado por um valor de aquecimento inferior vantajosamente compreendido entre 10 e 90 MJ/kg do gás seco. O LVRG, preferivelmente ROG, é caracterizado por um valor de aquecimento inferior vantajosamente de pelo menos 10, preferivelmente de pelo menos 12, e o mais preferível de pelo menos 15 MJ/kg do gás seco. O LVRG, preferivelmente ROG, é caracterizado por um
10 valor de aquecimento inferior vantajosamente de no máximo 90, preferivelmente de no máximo 85, e o mais preferível de no máximo 80 MJ/kg do gás seco.

O LVRG combinado, preferivelmente ROG, é caracterizado por um valor de aquecimento inferior vantajosamente compreendido entre 20
15 e 75 MJ/kg do gás seco. O LVRG, preferivelmente ROG, é caracterizado por um valor de aquecimento inferior vantajosamente de pelo menos 20, preferivelmente de pelo menos 25, mais preferível de pelo menos 30, e o mais preferível de pelo menos 35 MJ/kg do gás seco. O LVRG, preferivelmente ROG, é caracterizado por um valor de aquecimento inferior vantajosamente
20 de no máximo 75, preferivelmente de no máximo 70, mais preferível de no máximo 60, e o mais preferível de no máximo 55 MJ/kg do gás seco.

O LVRG individual, preferivelmente ROG, compreende vantajosamente no máximo 90, preferivelmente no máximo 85, mais preferível no máximo 80, e o mais preferível no máximo 75 % em volume dos
25 gases inertes.

O LVRG combinado, preferivelmente ROG, compreende vantajosamente no máximo 25, preferivelmente no máximo 20, mais preferível no máximo 18, e o mais preferível no máximo 15 % em volume dos gases inertes.

O LVRG combinado, preferivelmente ROG, compreende vantajosamente no máximo 25, preferivelmente no máximo 20, mais preferível no máximo 18, e o mais preferível no máximo 15 % em volume de nitrogênio.

5 O LVRG individual, preferivelmente ROG, compreende compostos oxigenados em uma quantidade total vantajosamente menor ou maior do que o nível necessário para produzir a mistura gasosa inflamável (fora do domínio inflamável), preferivelmente de no máximo 21, mais preferível de no máximo 18, e o mais preferível de no máximo 15 % em
10 volume.

O LVRG combinado, preferivelmente ROG, compreende compostos oxigenados em uma quantidade total vantajosamente inferior ao nível necessário para produzir a mistura gasosa inflamável, preferivelmente de no máximo 10, mais preferível de no máximo 7, e o mais preferível de no
15 máximo 5 % em volume.

O LVRG combinado, preferivelmente ROG, compreende oxigênio em uma quantidade vantajosamente de no máximo 9, preferivelmente de no máximo 7, e o mais preferível de no máximo 5 % em volume.

20 O LVRG individual, preferivelmente ROG, compreende compostos corrosivos em uma quantidade total vantajosamente de no máximo 50, preferivelmente de no máximo 40, e o mais preferível de no máximo 35 % em volume.

O LVRG combinado, preferivelmente ROG, compreende
25 compostos corrosivos em uma quantidade total vantajosamente de no máximo 20, preferivelmente de no máximo 15, e o mais preferível de no máximo 10 % em volume.

O LVRG combinado, preferivelmente ROG, compreende cada composto corrosivo em uma quantidade individual vantajosamente de no

máximo 10, preferivelmente de no máximo 8, e o mais preferível de no máximo 5 % em volume.

5 O LVRG individual, preferivelmente ROG, compreende compostos reativos em uma quantidade total vantajosamente de no máximo 40, preferivelmente de no máximo 35, e o mais preferível de no máximo 33 % em volume.

10 O LVRG combinado, preferivelmente ROG, compreende compostos reativos em uma quantidade total vantajosamente de no máximo 20, preferivelmente de no máximo 18, e o mais preferível de no máximo 15 % em volume.

O LVRG combinado, preferivelmente ROG, compreende monóxido de carbono em uma quantidade vantajosamente de no máximo 5, preferivelmente de no máximo 3, e o mais preferível de no máximo 2 % em volume.

15 O LVRG individual, preferivelmente ROG, compreende compostos de envenenamento de catalisadores em uma quantidade total vantajosamente de no máximo 200, preferivelmente de no máximo 100, e o mais preferível de no máximo 50 ppm em volume.

20 O LVRG combinado, preferivelmente ROG, compreende compostos de envenenamento de catalisadores em uma quantidade total vantajosamente de no máximo 5, preferivelmente de no máximo 2, e o mais preferível de no máximo 1 ppm em volume.

25 O LVRG combinado, preferivelmente ROG, compreende compostos de envenenamento de catalisadores em um volume individual vantajosamente de no máximo 500, preferivelmente de no máximo 300, e o mais preferível de no máximo 200 ppb em volume.

No processo para a fabricação de pelo menos um composto derivado de etileno, em particular, o processo para a fabricação de DCE e de pelo menos um composto derivado de etileno fabricado iniciando-se

diretamente com etileno que seja diferente do DCE, partindo-se de um LVRG, preferivelmente um ROG, de acordo com a presente invenção, o LVRG, preferivelmente ROG, é submetido a uma série de etapas de tratamento [etapa a)] em um LVRG, preferivelmente ROG, a unidade de recuperação de modo a remover os componentes indesejáveis nela presentes e obter uma mistura de produtos contendo etileno e outros constituintes, será submetida à etapa b).

Quando o LVRG, preferivelmente ROG, for uma mistura de vários gases, os diferentes gases podem ser todos submetidos à mesma série de etapas de tratamento na etapa a), cada uma delas podendo ser submetidas a uma série dedicada de etapas de tratamento na etapa a) ou cada uma delas podendo ser submetidas a uma combinação de séries dedicadas de etapas de tratamento e séries comuns de etapas de tratamento na etapa a). Preferivelmente, cada uma delas é submetida a uma combinação de séries dedicadas de etapas de tratamento e séries comuns de etapas de tratamento na etapa a).

Na série de etapas de tratamento no LVRG, preferivelmente ROG, a unidade de recuperação na etapa a) é vantajosamente composta das seguintes etapas, não necessariamente realizadas na ordem em que elas são citadas:

a1) opcionalmente, uma etapa de compressão,

a1 bis) opcionalmente uma ou várias etapas de despulverização,

a2) remoção dos compostos corrosivos,

a3) remoção dos compostos de envenenamento dos catalisadores,

a4) resfriamento opcional,

a5) opcionalmente pelo menos uma remoção parcial de alguns dos gases combustíveis,

a6) opcionalmente pelo menos uma remoção parcial de alguns dos gases inertes,

a7) opcionalmente pelo menos uma remoção parcial de alguns dos compostos oxigenados, e

5 a8) opcionalmente pelo menos uma remoção parcial de alguns dos compostos reativos.

Uma etapa de compressão [etapa a1)] é opcionalmente realizada.

10 Quando presente, a etapa de compressão do LVRG, de preferência ROG, aumenta vantajosamente a pressão até pelo menos 8, preferivelmente até pelo menos 10, mais preferível até pelo menos 12, e o mais preferível até pelo menos 14 kg/cm².g e, vantajosamente, até no máximo 60, preferivelmente até no máximo 55, mais preferível até no máximo 50, e o mais preferível até no máximo 45 kg/cm².g.

15 A etapa a1) é preferivelmente realizada em vários estágios, ou em um compressor de gás de múltiplos estágios, ou em compressores vários. Uma separação de gotículas é preferivelmente realizada antes da etapa de compressão a1).

20 A relação de compressão em cada estágio de compressão é tal que a temperatura na saída do estágio de compressão vantajosamente é de no máximo 150, preferivelmente de no máximo 120, e o mais preferível de no máximo 100 °C. O gás que deixa o estágio é depois vantajosamente resfriado mediante resfriamento indireto com um meio de resfriamento. O meio de resfriamento é vantajosamente escolhido entre a água da torre de resfriamento, água fria, ar atmosférico e gás de resfriamento escapado do processo. O meio de resfriamento é preferivelmente escolhido entre a água da torre de resfriamento e o ar atmosférico. O fluido de resfriamento é mais preferivelmente água da torre de resfriamento.

O gás é vantajosamente resfriado abaixo de 50,

preferivelmente abaixo de 48 e, o mais preferível, abaixo de 45 °C, mas vantajosamente não abaixo de 0, preferivelmente não abaixo de 5, e o mais preferível, não abaixo de 10 °C.

5 No final do resfriamento, alguns condensados podem ser produzidos. Se alguns condensados forem produzidos, eles podem ser separados ou não. Eles são, preferivelmente, separados. Os condensados são vantajosamente desgaseificados pela liberação da pressão, preferível a liberação da pressão na pressão do estágio de montante. Uma extração dos líquidos separados pode ser realizada a fim de se recuperar as frações voláteis.
10 O gás produzido é mais preferivelmente reciclado com os gases do estágio de montante.

As partículas sólidas presentes no gás ou geradas por qualquer das etapas de pré-tratamento, podem opcionalmente ser eliminadas por uma operação adequada, isto é, uma ou várias etapas de despulverização (etapas de
15 despulverização albis). Entre as operações adequadas podem ser citadas, por exemplo, a sedimentação por gravidade, colisão, o uso de um ciclone, filtração, eletrofiltração e/ou precipitação elétrica. O uso de um ciclone, filtração e eletrofiltração é preferido.

A remoção dos compostos corrosivos [etapa a2)] compreende
20 vantajosamente uma ou diversas etapas de absorção.

A absorção é vantajosamente uma absorção com uma solução regenerável como uma solução de amina (preferivelmente de alcanolamina), uma absorção física com um solvente adequado como o metanol ou o dimetileterpolietileno glicol, ou uma absorção com reação química realizada
25 por purificação em uma solução alcalina.

O álcali é preferivelmente um hidróxido, um óxido ou um carbonato. Exemplos de álcalis são o hidróxido de sódio, o hidróxido de potássio, o óxido de cálcio, o óxido de magnésio, o carbonato de sódio e o carbonato de potássio.

A remoção dos compostos corrosivos por absorção [etapas a2a)] compreende preferivelmente uma primeira etapa que é uma absorção com uma solução regenerável de uma amina, preferivelmente alcanolamina, seguida por uma absorção com uma solução alcalina (torre de lavagem cáustica/água), preferivelmente solução de hidróxido de sódio.

A solução regenerável pode ser regenerada ou não. Se a regeneração tiver lugar, ela ocorre vantajosamente em um ou em vários estágios, em particular de maneira a separar dióxido de carbono e sulfeto de hidrogênio. A solução regenerável é preferivelmente regenerada e, mais preferível, em dois estágios.

A remoção dos compostos corrosivos por absorção [etapas a2a)] compreende, mais preferivelmente, uma primeira etapa que seja uma absorção com uma solução regenerável de uma amina, preferivelmente alcanolamina, que seja regenerada em dois estágios, seguida por uma absorção com uma solução alcalina (torre de lavagem cáustica/água), preferivelmente solução de hidróxido de sódio.

Os compostos corrosivos que podem ser, pelo menos parcialmente, removidos por tais etapas a2a) são vantajosamente sulfeto de hidrogênio, cloreto de hidrogênio, sulfeto de carbonila, cianeto de hidrogênio, dióxido de carbono, amônia e compostos orgânicos contendo um átomo de enxofre por molécula, como mercaptanas e sulfetos.

Alternativamente, compostos orgânicos que contenham um átomo de enxofre por molécula, como as mercaptanas e os sulfetos, amônia e os óxidos de enxofre podem ser, pelo menos parcialmente, hidrolisados durante as etapas a2a).

Água pode também ser, pelo menos parcialmente, removida por tais etapas a2a), se um sorvente físico como o metanol for usado.

Um segundo grupo de etapas [etapas a2b)] compreende vantajosamente uma ou várias etapas de hidrogenação.

A hidrogenação dos compostos corrosivos, tais como, por exemplo, o cianeto de hidrogênio, nitretos, nitrilas, sulfeto de carbonila, compostos orgânicos contendo um átomo de enxofre por molécula, como mercaptanas e sulfetos, bem como óxidos de enxofre, é vantajosamente realizada em um reator de hidrogenação mediante o uso de um catalisador de hidrogenação. Após as etapas a2b), cianeto de hidrogênio, nitretos, nitrilas, sulfeto de carbonila, compostos orgânicos contendo um átomo de enxofre por molécula, como as mercaptanas e os sulfetos, bem como os óxidos de enxofre, são vantajosamente, pelo menos parcialmente, hidrogenados.

As espécies catalíticas adequadas incluem vantajosamente metais do grupo VIII, metais do grupo Ib e metais do grupo VIb. Os catalisadores com base no paládio, no níquel ou no ouro são preferidos. Catalisadores com base no paládio ou no níquel são mais preferidos. Os catalisadores com base no níquel são os mais preferidos, com uma preferência particular pelos catalisadores de níquel sulfetado. Os catalisadores de hidrogenação podem ser suportados ou não. Eles são preferivelmente suportados. Os catalisadores como aqueles definidos para a etapa a7) podem também ser usados.

O sulfeto de carbonila, se ainda presente na alimentação de hidrogenação, é vantajosamente, pelo menos parcialmente, convertido nas mercaptanas durante as etapas de hidrogenação a2b), preferivelmente com um catalisador à base de paládio ou de níquel, mais preferível com um catalisador de níquel sulfetado.

As nitrilas presentes na alimentação de hidrogenação são, igualmente de forma vantajosa, pelo menos parcialmente convertidas, preferivelmente com um catalisador à base de paládio ou de níquel, mais preferível com um catalisador de níquel sulfetado, em aminas durante as etapas de hidrogenação a2b).

O cianeto de hidrogênio, se ainda presente na alimentação de

hidrogenação, é vantajosamente, pelo menos parcialmente, removido durante as etapas de hidrogenação a2b), preferivelmente com um catalisador à base de paládio ou de níquel, mais preferível com um catalisador de níquel sulfetado.

5 As etapas a2b) são vantajosamente realizadas em uma temperatura entre 25 e 100 °C.

Um terceiro grupo de etapas [etapas a2c)] compreende vantajosamente uma ou várias etapas de resfriamento.

O resfriamento é vantajosamente realizado por resfriamento direto ou indireto com um meio de resfriamento. Por resfriamento direto,
10 denota-se o contato físico da corrente do processo com um meio de resfriamento. Exemplo de meio de resfriamento adequado para resfriamento de contato direto são a água, o metanol, hidrocarboneto, ou mistura destes. Outro exemplo de meio de resfriamento adequado é a solução aquosa de alcanolamina, carbonato ou bicarbonato de metal, ácido inorgânico como o
15 ácido sulfúrico ou o ácido nítrico. Outro exemplo de meio adequado é a solução metanólica de alcanolamina ou carbonato ou bicarbonato de metal. Preferivelmente, o meio de resfriamento se acha em uma temperatura menor do que a temperatura da corrente. O resfriamento é preferivelmente realizado por resfriamento indireto com um meio de resfriamento. O meio de
20 resfriamento é vantajosamente escolhido entre água da torre de resfriamento, água fria, ar atmosférico e gás de resfriamento escapado do processo. O meio de resfriamento é preferivelmente escolhido entre a água da torre de resfriamento e o ar atmosférico. O fluido de resfriamento é mais preferível água da torre de resfriamento.

25 O gás é vantajosamente resfriado abaixo de 50, de preferência abaixo de 48, e mais preferível abaixo de 45 °C, porém, vantajosamente, não abaixo de 0, preferivelmente não abaixo de 5, e mais preferível não abaixo de 10 °C. Alternativamente, uma etapa de secagem por congelamento pode ser usada para secar.

Os condensados podem ser separados ou não. Eles são, de preferência, separados.

Um quarto grupo de etapas [etapas a2d)] compreende, vantajosamente, uma ou várias etapas de adsorção.

5 A adsorção é vantajosamente uma adsorção em um sólido adequado como o carbono ativado, o carvão vegetal, peneira molecular, zeólito, gel de sílica ou alumina.

10 A adsorção de água é vantajosamente realizada, pelo menos parcialmente, por uma etapa de adsorção sobre peneira molecular, gel de sílica ou alumina.

Preferivelmente, a remoção de água é, pelo menos parcialmente, realizada por uma combinação de resfriamento [etapas a2c)] e adsorção [etapas a2d)].

15 As mercaptanas derivadas de sulfeto de carbonila, o sulfeto de carbonila, bem como os sulfetos, são vantajosamente, pelo menos parcialmente, removidos através da adsorção em um leito de um material adequado. Adsorventes adequados incluem, vantajosamente, material carbonáceo, tal como o carbono ativado e, particularmente, o carbono ativado tendo uma superfície específica entre 500 e 2500 m²/g, peneira molecular 3,
20 4A ou 13X, um zeólito, um adsorvente mesoporoso incluindo a alumina ativada tal como a alumina ativada mesoporosa com uma superfície BET específica entre 150 m²/grama e 800 m²/g, gel de sílica, um adsorvente de gel de sílica mesoporosa com uma superfície BET específica entre 150 m²/g e 800 m²/g, um zeólito tipo A, um zeólito tipo 5A, um zeólito de faujasita tipo
25 X, um zeólito de faujasita tipo Y, e um zeólito MFI. Preferidos são o carbono ativado, a peneira molecular 3 ou 4A e a alumina ativada.

As aminas derivadas de nitrilas, bem como as nitrilas residuais, são vantajosamente, pelo menos parcialmente, removidas através da adsorção com a mesma espécie de adsorventes no que diz respeito à remoção

das mercaptanas. Os nitretos podem também ser, pelo menos parcialmente, adsorvidos durante as etapas a2d).

5 A amônia é também vantajosamente, pelo menos parcialmente, removida por adsorção com a mesma espécie de adsorventes quanto à remoção das mercaptanas, se já não tiver sido removida.

10 O dióxido de carbono, se não tiver sido removido durante as etapas a2a), pode também ser vantajosamente, pelo menos parcialmente, removido por adsorção sobre um adsorvente adequado. Adsorventes adequados incluem o cobre ativado, as argilas minerais, o gel de sílica e a alumina ativada.

A remoção dos compostos de envenenamento de catalisador [etapa a3)] pode ser realizada em um ou em vários grupos de etapas, cada um compreendendo uma ou várias etapas.

15 Um primeiro grupo de etapas [etapas a3a)] compreende vantajosamente uma ou várias etapas de adsorção.

A adsorção é vantajosamente uma adsorção química ou física sobre um sólido adequado como o carbono ativado, o carvão vegetal, a peneira molecular, o zeólito ou a alumina que seja ativada ou não.

20 Preferivelmente, os compostos de envenenamento dos catalisadores são, pelo menos parcialmente, removidos por uma adsorção química ou física sobre a alumina, preferivelmente ativada, ou sobre um carbono ativado.

25 Vantajosamente, pelo menos 1, preferivelmente pelo menos 2, adsorventes, são usados para a adsorção. Vantajosamente no máximo 6, preferivelmente no máximo 5, mais preferível no máximo 4 adsorventes são usados para a adsorção. Com maior preferência 3 adsorventes são usados.

A corrente gasosa pode ser colocada em contato com os adsorventes sólidos em qualquer dispositivo adequado. Leitos de movimento de transportador pneumático e leitos fixos podem ser citados como

dispositivos adequados. Os leitos fixos são preferidos.

Os adsorventes podem ser dispostos em leitos mistos ou em leitos dedicados e, preferivelmente, em vasos separados.

5 Cada etapa de adsorção pode ser realizada em um ou em vários leitos paralelos. Cada etapa de adsorção é preferivelmente realizada em vários leitos paralelos, mais preferível em pelo menos 2 leitos separados.

A regeneração pode ser realizada no próprio aparelho ou fora do aparelho. A regeneração é preferivelmente realizada no próprio aparelho.

10 Um segundo grupo de etapas [etapas a3b)] vantajosamente compreende uma ou várias etapas de absorção.

A absorção é vantajosamente uma absorção física, por exemplo, com um solvente adequado como o dimetileterpolietileno glicol ou o metanol, ou uma absorção química, por exemplo com uma solução aquosa alcalina conforme descrito quanto às etapas a2a).

15 A etapa a3) é vantajosamente realizada em uma temperatura entre 25 e 100 °C.

20 Além das etapas a2c), uma etapa de resfriamento [etapa a4)] é opcionalmente realizada por resfriamento indireto com um meio de resfriamento. O meio de resfriamento é vantajosamente escolhido entre a água da torre de resfriamento, água fria, hidrocarboneto tal como o etileno, etano, propileno, propano ou mistura de dois ou mais destes, CO₂, refrigerante de hidrofluorcarboneto, ar atmosférico e gás de resfriamento escapado do processo. O meio de resfriamento é preferivelmente escolhido entre a água da
25 torre de resfriamento, o hidrocarboneto tal como etileno, etano, propileno, propano ou mistura de dois ou mais destes, gás de resfriamento escapado do processo ou ar atmosférico. O fluido de resfriamento é mais preferivelmente água da torre de resfriamento ou hidrocarboneto tal como etileno, etano, propileno, propano ou mistura de dois ou mais destes, ou gás de resfriamento escapado do processo.

O gás é vantajosamente resfriado abaixo de 0, de preferência abaixo de -10, e mais preferível abaixo de -20 °C, mas vantajosamente não abaixo de -150, preferivelmente não abaixo de -120 e, o mais preferível, não abaixo de -100 °C.

5 Os condensados podem ser separados ou não. Eles são preferivelmente separados.

Pelo menos uma remoção parcial de alguns dos gases combustíveis é opcionalmente realizada [etapa a5)].

10 Pelo menos parte do hidrogênio e/ou do metano pode ser, pelo menos parcialmente, removida [etapa a5a)]. Esta remoção é opcionalmente realizada durante a etapa a) do processo de acordo com a invenção. Tal etapa para remover pelo menos parte do hidrogênio e/ou do metano pode também ser realizada durante a etapa b) do processo de acordo com a invenção, por exemplo durante o fracionamento da mistura de produtos derivados da etapa
15 a) ou na fração A. Preferivelmente, quando realizada, a remoção de pelo menos parte do hidrogênio e/ou do metano é realizada durante a etapa a) [etapa a5a)] do processo de acordo com a invenção.

20 Etapas de separação adequadas para hidrogênio e/ou metano durante a etapa a) ou na fração A, são vantajosamente a permeação da membrana e a adsorção de pressão oscilante (PSA). A PSA é preferida.

Pelo menos parte do etano, do propano e/ou dos hidrocarbonetos contendo 4, 5 ou 6 átomos de carbono, ou C6+ mais pesados pode ser, pelo menos parcialmente, removido [etapa a5b)], vantajosamente em várias etapas.

25 Esta remoção é opcionalmente realizada durante a etapa a) do processo de acordo com a invenção. Tal etapa para remover pelo menos parte do etano, do propano e/ou dos hidrocarbonetos contendo 4, 5 ou 6 átomos de carbono ou C6+ mais pesado, pode também ser realizada durante a etapa b) do processo de acordo com a invenção, por exemplo durante o fracionamento

da mistura dos produtos derivados da etapa a).

A etapa de separação adequada para etano, propano e/ou hidrocarbonetos contendo 4, 5 ou 6 átomos de carbono ou C6+ mais pesado durante a etapa a) é vantajosamente a condensação. Vantajosamente a etapa a5b) é combinada com a etapa de compressão a1) e/ou as etapas de resfriamento a2c) e/ou a4).

Pelo menos uma remoção parcial de alguns dos gases inertes é opcionalmente realizada [etapa a6)].

Esta remoção opcionalmente é realizada durante a etapa a) do processo de acordo com a invenção. Tal etapa para remover pelo menos parte dos gases inertes pode também ser realizada durante a etapa b) do processo de acordo com a invenção, por exemplo durante o fracionamento da mistura de produtos derivados da etapa a) ou na fração A. Preferivelmente, quando realizada, a remoção de pelo menos parte dos gases inertes é realizada durante a etapa a) [etapa a6)] do processo de acordo com a invenção.

Etapas de separação adequadas para gases inertes durante a etapa a) ou na fração A, são vantajosamente a permeação da membrana e a adsorção da pressão oscilante (PSA). A PSA é preferida.

Pelo menos uma remoção parcial de alguns dos compostos oxigenados é opcionalmente realizada [etapa a7)].

Pelo menos parte do oxigênio pode ser, pelo menos parcialmente, removida [etapa a7a)] por uma etapa química ou por uma etapa física.

Uma etapa química adequada é vantajosamente realizada pelo uso de um leito de cobre reduzido ou um catalisador de níquel sulfetado, preferivelmente pelo uso de um catalisador de níquel sulfetado [etapa a7a1)].

Outra etapa química adequada é vantajosamente uma etapa de hidrogenação que pode ser catalisada ou não, preferivelmente sendo catalisada [etapa a7a2)].

A etapa de hidrogenação pode ser realizada por meio de qualquer catalisador de hidrogenação conhecido, tal como, por exemplo, catalisadores com base no paládio, platina, ródio, rutênio, irídio, ouro, prata ou misturas destes elementos depositados sobre um suporte tal como a alumina, sílica, sílica/alumina, carbono, carbonato de cálcio ou sulfato de bário, mas também catalisadores com base no níquel e aqueles com base no complexo de cobalto-molibdênio. Preferivelmente, a etapa de hidrogenação é realizada por meio de um catalisador com base no paládio ou na platina depositada na alumina ou no carbono, em um catalisador à base de níquel, ou em um catalisador com base no complexo de cobalto-molibdênio. De uma maneira particularmente preferida, é realizada por meio de um catalisador com base no níquel.

A etapa de hidrogenação usa vantajosamente parte do hidrogênio disponível no LVRG, preferivelmente ROG.

Um processo físico adequado é vantajosamente realizado pela adsorção [etapa a7a3)], por exemplo através de uma PSA (adsorção da pressão oscilante), pela absorção [etapa a7a4)] ou através de um processo de membrana [etapa a7a5)].

A etapa a7a2) é mais particularmente preferida.

A etapa a7a) é com vantagem realizada em uma temperatura entre 25 e 100 °C.

Pelo menos parte dos óxidos de nitrogênio [etapa a7b)] pode ser, pelo menos parcialmente, removidos por uma etapa química ou por uma etapa física.

Uma etapa química adequada é vantajosamente realizada por eliminação dos NOx com amônia ou uréia, preferivelmente com uréia [etapa a7b1)].

Outra etapa química adequada é vantajosamente uma etapa de hidrogenação que pode ser catalisada ou não, de preferência catalisada [etapa

a7b2)]. Catalisadores adequados são vantajosamente os catalisadores com base em paládio ou em níquel, mais preferível catalisadores de níquel sulfetados.

5 A etapa de hidrogenação pode ser realizada por meio dos mesmos catalisadores definidos para a hidrogenação do oxigênio, com as mesmas preferências. A etapa de hidrogenação utiliza vantajosamente parte do hidrogênio disponível no LVRG, preferivelmente ROG.

A hidrogenação é preferida através da eliminação dos NOx.

10 Um processo físico adequado é vantajosamente realizado pela adsorção [etapa a7b3)], por exemplo através de uma PSA (adsorção de pressão oscilante), por absorção ([etapa a7b4)] ou através de um processo de membrana [etapa a7b5)]. Adsorventes adequados incluem o cobre ativado, argilas minerais, gel de sílica e alumina ativada.

A etapa a7b2) e a7b3) são mais particularmente preferidas.

15 A etapa a7b) é vantajosamente realizada em uma temperatura entre 25 e 100 °C.

Pelo menos uma remoção parcial de alguns dos compostos reativos é opcionalmente realizada [etapa a8)].

20 A remoção dos compostos reativos [etapa a8)] pode ser realizada em um ou em vários grupos de etapas, cada um contendo uma ou várias etapas.

Um primeiro grupo de etapas [etapas a8a)] compreende vantajosamente uma ou várias etapas de hidrogenação.

25 A hidrogenação parcial do acetileno é vantajosamente realizada em um conversor de acetileno mediante o uso de um catalisador de hidrogenação. Após as etapas a8a), o acetileno é vantajosamente, pelo menos parcialmente, hidrogenado. Espécies catalíticas adequadas incluem vantajosamente metais do grupo VIII, metais do grupo Ib e metais do grupo Vlb. Os catalisadores com base no paládio, no níquel ou no ouro são

preferidos. Os catalisadores com base no paládio ou no níquel são os mais preferidos. Os catalisadores com base no níquel são os mais preferidos, com uma preferência particular pelos catalisadores sulfetados. Os catalisadores de hidrogenação podem ser suportados ou não. Eles são preferivelmente suportados. Em outras palavras, catalisadores como aqueles definidos para a etapa a2b) podem ser usados.

Os compostos orgânicos que contenham nitrogênio presente na alimentação de hidrogenação são vantajosamente, pelo menos parcialmente, removidos durante as etapas de hidrogenação a8a), de preferência com um catalisador à base de paládio ou de níquel, mais preferível com um catalisador de níquel sulfetado.

Os compostos orgânicos que contenham mais do que um átomo de enxofre como os dissulfetos, podem ser parcialmente hidrogenados durante as etapas a8a).

Compostos acetilênicos superiores presentes na alimentação de hidrogenação, incluindo o metilacetileno, o propadieno e o butadieno, são vantajosamente, pelo menos parcialmente, hidrogenados durante as etapas a8a), preferivelmente com um catalisador à base de paládio ou de níquel, mais preferível com um catalisador de níquel sulfetado.

As etapas a8a) são vantajosamente realizadas em uma temperatura entre 25 e 100 °C.

Um segundo grupo de etapas [etapas a8b)] compreende com vantagem uma ou várias etapas de adsorção.

A adsorção é vantajosamente realizada sobre adsorventes quimicamente específicos a fim de, pelo menos parcialmente, remover os outros componentes indesejáveis.

Os compostos orgânicos contendo mais do que um átomo de enxofre como dissulfetos, são vantajosamente, pelo menos em parte, removidos através da adsorção em um leito de material adequado.

Adsorventes adequados incluem vantajosamente material carbonáceo tais como o carbono ativado e, particularmente, o carbono ativado tendo uma superfície específica entre 500 e 2500 m²/g, peneira molecular 3, 4A ou 13X, um zeólito, um adsorvente mesoporoso, incluindo alumina ativada, tal como
5 uma alumina ativada mesoporosa com uma superfície BET específica entre 150 m²/g e 800 m²/g, gel de sílica, um adsorvente de gel de sílica mesoporoso com uma superfície BET específica entre 150 m²/g e 800 m²/g, um zeólito do tipo A, um zeólito do tipo 5A, um zeólito de faujasita do tipo X, um zeólito de faujasita do tipo Y e um zeólito MFI. Preferidos são o carbono ativado, a
10 peneira molecular 3 ou 4A e a alumina ativada.

As fosfinas, o metanol e os compostos inorgânicos contendo cloro podem também ser, pelo menos parcialmente, adsorvidos durante as etapas a8b).

Vantajosamente pelo menos 1 adsorvente, preferivelmente pelo menos 2 adsorventes são usados para as etapas de adsorção a8b). Vantajosamente, no máximo 6, preferivelmente no máximo 5, mais preferível no máximo 4 adsorventes são usados para as etapas de adsorção a8b). O mais preferível é que 3 adsorventes sejam usados. Se concebível, as etapas a8b) podem ser combinadas ou não com as etapas a3).

20 A corrente gasosa pode ser colocada em contato com os adsorventes sólidos em quaisquer dispositivos adequados. Os leitos de movimento de transportador pneumático e os leitos fixos podem ser citados como dispositivos adequados. Os leitos fixos são preferidos.

Os adsorventes podem ser dispostos em leitos mistos ou em
25 leitos dedicados. Eles podem ser dispostos em um vaso único ou em vasos separados. Os adsorventes são preferivelmente dispostos em leitos dedicados, o mais preferível em 3 leitos dedicados, e preferivelmente em vasos separados.

Cada etapa de absorção pode ser realizada em um ou em vários

leitos paralelos. Cada etapa de adsorção é preferivelmente realizada em vários leitos paralelos, mais preferível em pelo menos 2 leitos separados.

A regeneração pode ser realizada no próprio aparelho ou fora do aparelho. A regeneração é preferivelmente realizada no próprio aparelho.

5 As etapas a8b) são vantajosamente realizadas em uma temperatura entre 25 e 100 °C.

Um terceiro grupo de etapas [etapa a8c)] vantajosamente compreende uma ou várias etapas de absorção.

10 A absorção é vantajosamente realizada com um solvente adequado, por exemplo com dimetileterpolietileno glicol, de modo a, pelo menos parcialmente, remover, entre outros, os compostos orgânicos que contenham mais do que um átomo de enxofre por molécula, como dissulfetos.

A dietanolamina e o metanol vantajosamente podem ser, pelo menos parcialmente, removidos durante as etapas a8c).

15 As diferentes etapas mencionadas anteriormente não são necessariamente realizadas na ordem em que elas são citadas. Elas podem ser realizadas em qualquer ordem.

A etapa a4) é, entretanto, vantajosamente a última etapa dentre as etapas de tratamento.

20 Todas ou algumas das etapas de hidrogenação a2b), a7a2), a7b2) e a8a) podem ser vantajosamente combinadas. Todas ou algumas das etapas de adsorção a3a), a7a3), a7b3) e a8b) podem vantajosamente ser combinadas. Todas ou algumas das etapas de absorção a2a), a3b), a7a4), a7b4) e a8c) podem ser vantajosamente combinadas.

25 Uma ordem preferida de acordo com a qual as etapas de tratamento a2) e a3) ocorrem é:

1. etapas a3a),
2. etapas a3b),
3. etapas a2b),

- 4. etapas a2a),
- 5. etapas a2c), e
- 6. etapas a2d).

Quando a etapa a1) de compressão opcional tem lugar, as etapas a3a), a3b), a2b) e a2c) são preferivelmente intercaladas antes do último estágio de compressão. Quando a(s) etapa(s) opcional(is) de despulverização a1bis) ocorre(m), isso se dá preferivelmente após as etapas a2d).

Quando a etapa opcional a4) de resfriamento tem lugar, ela é preferivelmente a última etapa.

Quando a etapa a5a tem lugar, ela é vantajosamente intercalada nas etapas a2c) de resfriamento.

Quando a etapa a5b ocorre, ela é realizada vantajosamente em várias etapas localizadas nas etapas a2c) e/ou na etapa a4) de resfriamento.

Quando a etapa a6) tem lugar, ele é vantajosamente intercalada nas etapas a2c de resfriamento.

Quando a etapa a5a) e a etapa a6) têm lugar, elas são vantajosamente são combinadas.

Quando a etapa a7a2) tem lugar, ela vantajosamente é combinada com as etapas a2b).

Quando a etapa a7b2) tem lugar, ela é preferivelmente combinada com as etapas a2b).

Quando a etapa a7b3) tem lugar, ela é preferivelmente combinada com as etapas a3a).

Quando as etapas a8a), a8b) e a8c) têm lugar, elas são vantajosamente combinadas, respectivamente, com as etapas a2b), a3a) e a3b).

Uma ordem mais preferida de acordo com a qual as etapas de tratamento têm lugar, é:

- I. o(s) primeiro(s) estágio(s) da etapa a1) com as seguintes

etapas intercaladas antes do último ou do único estágio de compressão,

2. as etapas a3a) combinadas com as etapas a8b) e com a etapa a7b3),

3. as etapas a3b) combinadas com as etapas a8c).

5 4. as etapas a2b) combinadas com a etapa a7a2), as etapas a8a) e a etapa a7b2),

5. as etapas a2a),

6. o último estágio de compressão da etapa a1),

7. as etapas a2c) combinadas com parte da etapa a5b),

10 8. As etapas a2d),

9. etapa(s) a1bis), e

10. etapa a4) combinada com parte da etapa a5b).

Uma ordem mais preferida de acordo com a qual as etapas de tratamento têm lugar é:

15 1. o(s) primeiro(s) estágio(s) da etapa a1) com as seguintes etapas intercaladas antes do último ou do único estágio de compressão,

2. as etapas a3a) combinadas com as etapas a8b) e com a etapa a7b3),

3. as etapas a3b) combinadas com as etapas a8c).

20 4. as etapas a2b) combinadas com a etapa a7a2), as etapas a8a) e a etapa a7b2),

5. as etapas a2a),

6. o último estágio de compressão da etapa a1),

25 7. as etapas a2c) combinadas com a etapa a5a), a etapa a6) e parte da etapa a5b),

8. As etapas a2d),

9. etapa(s) a1bis), e

10. etapa a4) combinada com parte da etapa a5b).

Vantajosamente, no processo de acordo com a invenção, a

mistura dos produtos contendo etileno e outros constituintes derivados da etapa a) compreende hidrogênio, metano, etano, etileno, propano, hidrocarbonetos contendo 4, 5 ou 6 átomos de carbono e C6+ mais pesados, gases inertes, compostos oxigenados, compostos reativos e, substancialmente, quantidade reduzida de compostos corrosivos e de compostos de envenenamento de catalisadores.

Opcionalmente, o teor de gases inertes é, pelo menos parcialmente, reduzido em relação ao seu teor de entrada.

Opcionalmente, o teor de alguns dos compostos reativos é, pelo menos parcialmente, reduzido em relação ao seu teor de entrada. Preferivelmente, o teor de alguns dos compostos reativos é, pelo menos parcialmente, reduzido em relação a seu teor de entrada.

Opcionalmente, o teor dos gases combustíveis (outros que não o etileno) é, pelo menos parcialmente, reduzido em relação ao seu teor de entrada. Preferivelmente, o teor de alguns dos gases combustíveis que têm um ponto de ebulição normal mais elevado do que o ponto de ebulição normal do etileno é, pelo menos parcialmente, reduzido em relação ao seu teor de entrada. Vantajosamente, o teor de alguns dos gases combustíveis tendo um ponto de ebulição normal menos do que o ponto de ebulição do etileno é, pelo menos parcialmente, reduzido em relação ao seu teor de entrada. Mais preferivelmente, o teor de alguns dos gases combustíveis tendo um ponto de ebulição normal menor do que o ponto de ebulição normal do etileno, e o teor de alguns dos gases combustíveis tendo um ponto de ebulição normal mais elevado do que o ponto de ebulição normal do etileno, são, pelo menos parcialmente, reduzidos em relação ao seu teor de entrada.

As composições que são fornecidas daqui em diante para a mistura dos produtos contendo etileno e outros constituintes derivados da etapa a), são expressos com base no gás seco (água não incluída).

A mistura dos produtos contendo etileno e outros constituintes

derivados da etapa a), vantajosamente compreende pelo menos 10, preferivelmente pelo menos 15, mais preferível pelo menos 20 % em volume de etileno. Vantajosamente compreende no máximo 60, preferivelmente no máximo 55, mais preferível no máximo 50 %, em volume de etileno.

5 A mistura dos produtos contendo etileno e outros constituintes derivados da etapa a) é vantajosamente caracterizada por um valor de aquecimento inferior vantajosamente de pelo menos 30, preferivelmente pelo menos 33, mais preferível de pelo menos 35, e o mais preferível de pelo menos 37 MJ/kg do gás seco. A mistura dos produtos contendo etileno e
10 outros constituintes derivados da etapa a) é vantajosamente caracterizada por um valor de aquecimento inferior vantajosamente de no máximo 75, preferivelmente de no máximo 70, mais preferível de no máximo 65 e o mais preferível de no máximo 60 MJ/kg do gás seco.

A pressão parcial da água contida na mistura dos produtos
15 contendo etileno e outros constituintes derivados da etapa a) é vantajosamente menor do que 55, preferivelmente menor do que 25, mais preferível menor do que 15, e o mais preferível menor do que 10 mm de mercúrio.

A mistura dos produtos que contenham etileno e outros
20 constituintes derivados da etapa a) compreende cada um dos seguintes constituintes, isto é, dióxido de carbono, sulfeto de hidrogênio, sulfeto de carbonila, compostos orgânicos contendo um átomo de enxofre por molécula como as mercaptanas e os sulfetos, óxidos de enxofre, amônia, nitretos, nitrilas, cloreto de hidrogênio, cianeto de hidrogênio, mercúrio, arsênico
(como arsinas), vanádio, bromo, flúor, silício, alumínio e carbonilas de
25 metais, em uma quantidade que seja vantajosamente de no máximo 5 %, preferivelmente no máximo 2 %, e mais preferivelmente no máximo 1 % da quantidade do mesmo constituinte no LVRG, preferivelmente ROG, alimentada à etapa a) e/ou formada durante a etapa a).

Após a etapa a) definida acima, de acordo com a etapa b), a

mistura de produtos contendo etileno e outros constituintes é fracionada em uma etapa de fracionamento dentro de uma fração contendo quase todo o etileno (fração A), opcionalmente dentro de uma fração individual de etano e dentro de uma fração pesada (fração C).

5 Preferivelmente, de acordo com a etapa b), a mistura dos produtos contendo etileno e outros constituintes é separada dentro da fração A e dentro da fração C.

10 A expressão “uma etapa de fracionamento” significa, para os fins da presente invenção, que uma e apenas uma etapa de fracionamento é considerada.

Os termos “fracionada” ou “fracionamento” na expressão “a mistura dos produtos contendo etileno e outros constituintes é fracionada em uma etapa de fracionamento”, são entendidos, para os fins da invenção, a divisão da mistura dos produtos contendo etileno e outros constituintes em duas ou mais submisturas mediante uma única etapa de separação (fracionamento) de uma maneira tal que pelo menos uma da submistura é caracterizada, na faixa de pressão especificada, por uma composição que esteja fora da faixa definida pela composição da mistura dos produtos contendo etileno e outros constituintes no ponto de borbulhamento e pela composição da mesma mistura no ponto de condensação.

20 A expressão “etapa de fracionamento” significa qualquer parte do processo potencialmente de múltiplas etapas que pode ser considerado como tendo uma única função. A etapa de fracionamento pode ser feita em um ou vários aparelhos interconectados.

25 A expressão “ponto de borbulhamento” é entendida, para os fins da invenção, o ponto em que, durante o aquecimento da mistura dos produtos contendo etileno e outros constituintes em pressão constante a partir de uma temperatura inicial, a mistura se acha no estado líquido em que a primeira bolha de vapor é formada; a composição do ponto de borbulhamento

sendo a composição desta primeira bolha de vapor.

5 A expressão "ponto de condensação" é entendida, para os fins da invenção, o ponto em que, durante o resfriamento da mistura dos produtos contendo etileno e outros constituintes em pressão constante a partir de uma temperatura inicial, a mistura se acha no estado de vapor em que a primeira bolha de líquido é formada, a composição do ponto de condensação sendo a composição desta primeira bolha líquida.

A etapa de fracionamento vantajosamente envolve uma operação de fracionamento.

10 Exemplos de operações de fracionamento são a destilação, a destilação extrativa, a extração de líquido-líquido, pervaporação, permeação gasosa, adsorção, adsorção da pressão oscilante (PSA), absorção, cromatografia, osmose reversa e filtração molecular. A destilação, a permeação gasosa, a pervaporação e a PSA são preferidas. A destilação é a
15 mais preferida.

Esta etapa de fracionamento, portanto, consiste de forma mais preferível no fracionamento da mistura dos produtos derivados da etapa a) dentro de uma coluna principal (denominada coluna C) dentro de duas frações diferentes, a saber, a fração A que fica no topo da coluna C e a fração C que
20 fica no fundo da coluna C.

Antes da sua introdução na coluna C, a mistura dos produtos derivados da etapa a) pode ser submetida a uma etapa de condicionamento de calor. A expressão etapa de condicionamento de calor é entendida como uma sucessão de trocas de calor que aperfeiçoam o uso da energia, por exemplo o
25 resfriamento gradual da mistura dos produtos em uma série de trocadores primeiramente resfriados com água de resfriamento, e depois com água gelada e, então, com fluidos crescentemente resfriados mais trocadores cruzados que recuperam o calor sensível das correntes produzidas.

A referida mistura de produtos pode ser introduzida na coluna

C durante a etapa b) como uma fração única ou como várias subfrações. Ela é preferivelmente introduzida como várias subfrações.

A principal coluna C é vantajosamente uma coluna que compreende uma seção de extração e/ou uma seção de retificação. Se as duas seções estiverem presentes, a seção de retificação preferivelmente supera a seção de extração.

A coluna C é vantajosamente escolhida dentre as colunas de destilação contendo as duas seções acima mencionadas e as colunas contendo apenas uma das duas seções. Preferivelmente, a coluna C é uma coluna de destilação.

A etapa b) é, portanto, preferivelmente, uma etapa de destilação.

A coluna C é vantajosamente provida com o equipamento auxiliar associado, tal como, por exemplo, pelo menos uma caldeira de recozimento e pelo menos um condensador. Dispositivos que permitam a extração intermediária e uma troca de calor intermediária podem ser adicionados à coluna principal.

A fração A contendo quase todo o etileno vantajosamente permanece no topo da coluna C, enquanto a fração C enriquecida com compostos voláteis mínimos vantajosamente fica no fundo da coluna C.

A etapa b) acima mencionada é vantajosamente realizada em uma pressão de pelo menos 8, preferivelmente de pelo menos 10, mais preferível de pelo menos 12, o mais preferível de pelo menos 20, e o muito mais preferível de pelo menos 27 bar. A etapa b) vantajosamente é realizada em uma pressão de no máximo 50, preferivelmente de no máximo 45, e de uma maneira particularmente preferida de no máximo 40 bar.

A temperatura na qual a etapa b) é realizada vantajosamente é de pelo menos -140, preferível de pelo menos -120, mais preferível de pelo menos -110, o mais preferível de pelo menos -100 °C no topo da coluna C1. É

vantajosamente de no máximo -20, preferivelmente no máximo -30, mais preferível de no máximo -50, o mais preferível de no máximo -65, e muito mais preferível de no máximo -80 °C, no topo da coluna C1.

5 A temperatura na qual a etapa b) é realizada vantajosamente é de pelo menos 0, preferivelmente de pelo menos 10, mais preferível de pelo menos 20 °C no fundo da coluna C1. É vantajosamente de no máximo 100, preferivelmente de no máximo 80, mais preferível de no máximo 70, o mais preferível de no máximo 60 °C no fundo da coluna C1.

10 A pressão e a temperatura em que a etapa b) é realizada são vantajosamente selecionadas de modo que uma fração que contenha quase todo o etileno (fração A) seja obtida após a etapa b).

A faixa de pressão particularmente preferida é de 20 a 50 bar, com uma preferência por 27 a 38 bar.

15 A faixa de temperatura particularmente preferida no topo da coluna C1 é de -110 a -50 °C, com uma preferência por -100 a -80 °C.

A faixa de temperatura particularmente preferida no fundo da coluna C1 é de 0 a 100 °C, com uma preferência por 20 a -60 °C.

20 A fração A no topo da coluna vantajosamente é parcialmente condensada para suprir o refluxo; o poder refrigerante é vantajosamente fornecido poro um ciclo externo de baixa temperatura, um ciclo interno de baixa temperatura pela liberação da pressão de parte da matéria condensada, ou uma mistura destes, preferivelmente por uma mistura destes. Uma recuperação de energia por turboexpansão do produto gasoso é opcionalmente usada.

25 A expressão “uma fração contendo quase todo o etileno” significa, para os fins da invenção, que uma e apenas uma fração que contenha quase todo o etileno é obtida após a etapa b).

A expressão “fração contendo quase todo o etileno” é entendida significar, para os fins da invenção, que esta fração contém pelo

menos 90 % da quantidade de etileno que se acha contida na mistura de produtos submetidos à etapa b).

Preferivelmente, a fração A contém pelo menos 95 e mais preferivelmente pelo menos 98 % da quantidade de etileno que se acha contida na mistura dos produtos submetidos à etapa b).

A expressão “uma fração pesada” é significava, para os fins da invenção, que uma e apenas uma fração pesada é obtida após a etapa b).

As quantidades definidas abaixo para caracterizar a fração A e a fração C são aquelas para estas frações que deixam a etapa b).

A fração A é vantajosamente enriquecida com compostos que são mais leves do que o etileno. Estes compostos são geralmente o metano, nitrogênio, oxigênio, hidrogênio e monóxido de carbono. Vantajosamente, a fração A contém pelo menos 80 %, preferivelmente pelo menos 90 % e, de uma maneira particularmente preferida, pelo menos 95 % dos compostos mais leves do que o etileno que se acham contidos na mistura dos produtos submetidos à etapa b).

A fração A é vantajosamente caracterizada por um teor em volume de gases inertes menor do que 30, preferivelmente menor do que 25, e mais preferível menor do que 20 %.

A fração A é vantajosamente caracterizada por uma quantidade total de compostos oxigenados menor do que o nível necessário para tornar a mistura gasosa inflamável, preferivelmente por um teor em volume mais baixo do que 15 %, preferivelmente mais baixo do que 12 %, e o mais preferível mais baixo do que 10 %.

A fração A é vantajosamente caracterizada por um teor em volume de oxigênio mais baixo do que 9 %, preferivelmente mais baixo do que 8 %, e o mais preferível mais baixo do que 7 %.

A fração A é vantajosamente caracterizada por um teor em volume de óxidos de nitrogênio mais baixo do que 0,00025 %, e o mais preferível mais baixo do que 0,000125 %.

preferivelmente mais baixo do que 0,0002 %, e mais preferível mais baixo do que 0,00015 %.

5 A fração A é vantajosamente caracterizada por um teor em volume de compostos corrosivos mais baixo do que 0,2 %, de preferência mais baixo do que 0,1 %, e mais preferível mais baixo do que 0,08 %.

A fração A é vantajosamente caracterizada por um teor em volume de sulfeto de hidrogênio mais baixo do que 0,005 %, de preferência mais baixo do que 0,001 %, e mais preferível mais baixo do que 0,0005 %.

10 A fração A é vantajosamente caracterizada por um teor em volume de compostos reativos mais baixo do que 2 %, preferivelmente mais baixo do que 1 %, e mais preferível mais baixo do que 0,8 %.

15 A fração A é vantajosamente caracterizada por um teor em volume de compostos reativos outros que não o monóxido de carbono, mais baixo do que 0,02 %, preferivelmente mais baixo do que 0,01 %, e mais preferível mais baixo do que 0,005 %.

A fração A é vantajosamente caracterizada por um teor em volume de acetileno mais baixo do que 0,2 %, preferivelmente mais baixo do que 0,1 %, mais preferível mais baixo do que 0,05 %, e o mais preferível mais baixo do que 0,02 %.

20 A fração A é caracterizada por um teor de compostos que contêm pelo menos 3 átomos de carbono, vantajosamente menor ou igual a 0,1 %, preferivelmente menor ou igual a 0,05 %, e em uma forma particularmente preferida menor ou igual a 0,01 % em volume, em relação ao volume total da fração A.

25 A fração A é vantajosamente caracterizada por um teor em volume de compostos de envenenamento dos catalisadores menor do que 0,001 %, preferivelmente menor do que 0,0005 %, e o mais preferível menor do que 0,0002 %.

A fração C contém, vantajosamente, compostos que

compreendem pelo menos 3 átomos de carbono. Vantajosamente, estes compostos contendo pelo menos 3 átomos de carbono resultam da mistura dos produtos que contêm etileno e outros constituintes derivados da etapa a), ou são gerados por reações colaterais durante a etapa b). Entre os compostos que
5 compreendem pelo menos 3 átomos de carbono, podem ser mencionados o propano, propileno, butanos e seus derivados insaturados, bem como todos os compostos mais pesados saturados ou insaturados.

A fração C vantajosamente contém pelo menos 95 %, preferivelmente pelo menos 98 %, e particularmente preferível pelo menos 99
10 %, dos compostos que contêm pelo menos 3 átomos de carbono contidos na mistura dos produtos submetidos à etapa b).

A fração C vantajosamente contém no máximo 1 %, de preferência no máximo 0,8 %, e particularmente preferível no máximo 0,5 % em peso de etileno em relação ao peso total da fração C.

15 A fração C é vantajosamente enriquecida em componentes mais pesados do que o etileno. Preferivelmente, a fração C é queimada como combustível ou quimicamente valorizada.

No caso em que o LVRG, preferivelmente ROG, seja muito rico em etano, pode ser interessante isolar o etano a fim de valorizá-lo. Nestas
20 circunstâncias, o processo de acordo com a invenção pode ser adaptado de modo que o etano seja direcionado à fração A, à fração C, ou seja isolado como uma fração individual.

No caso em que o etano seja direcionado à fração C, ele pode ser separado por fracionamento dos hidrocarbonetos mais pesados presentes
25 na fração C, pelo uso de uma outra coluna de destilação. O etano pode também ser recuperado retirando-o para fora do lado da coluna de destilação usada para isolar a fração C (retirada no fundo) da fração A, ou pelo uso de uma coluna de parede divisória ao invés de uma coluna de destilação convencional quando do isolamento da fração C.

No caso em que o etano seja direcionado à fração conduzida para a cloração, o etano pode ser recuperado do efluente gasoso da cloração, preferivelmente por uma etapa intermediária de permeação gasosa, pervaporação ou adsorção de pressão oscilante.

5 No caso em que o etano seja isolado como uma fração individual, ele pode ser separado por fracionamento das outras frações durante a etapa b).

Após ter sido recuperado, o etano pode ser queimado como combustível ou quimicamente valorizado. O etano é preferivelmente quimicamente valorizado. O etano é, portanto, mais preferivelmente
10 submetido a uma oxidesidrogenação (ODH) como descrito nos pedidos de patente WO 2008/000705, WO 2008/000702 e WO2008/000693 de modo a gerar etileno posteriormente submetido à oxicloração.

Após a etapa b) definida acima, de acordo com a etapa c), a
15 fração A é conduzida à fabricação de pelo menos um composto derivado de etileno.

Antes da etapa c), a fração A é opcionalmente submetida a uma etapa de hidrogenação do acetileno, seguida opcionalmente por uma etapa de secagem, em particular quando direcionada à fabricação de DCE e,
20 opcionalmente, de qualquer composto dela derivado. Preferivelmente, a fração A dirigida à fabricação de DCE e, opcionalmente, de qualquer composto dele derivado, é submetida a uma hidrogenação do acetileno. Mais preferível, a fração A dirigida à fabricação de DCE mediante cloração direta, é submetida a uma etapa de hidrogenação do acetileno seguida por uma etapa
25 de secagem. Mais preferível, a fração A dirigida à fabricação de DCE por oxicloração é submetida a uma hidrogenação do acetileno sem uma etapa de secagem.

A hidrogenação do acetileno é vantajosamente realizada como descrito anteriormente quanto à etapa a8a).

Vantajosamente, no caso de tal hidrogenação do acetileno da fração A, a fração A tratada é vantajosamente caracterizada por um teor em volume de acetileno menor do que 0,01 %, preferivelmente menor do que 0,005 %, mais preferível menor do que 0,002 %, e o mais preferível menor do que 0,001 %.

De acordo com uma primeira forma de realização do processo de acordo com a invenção, a fração A é vantajosamente conduzida em uma fração para a fabricação de um composto derivado de etileno.

Em conformidade com esta primeira forma de realização, o processo é vantajosamente tal que, após as etapas a) e b), c) a fração A é conduzida em uma fração para a fabricação de um composto derivado de etileno, preferivelmente para a fabricação do DCE e, opcionalmente, de qualquer composto dele derivado, opcionalmente após ter sido submetido a uma hidrogenação de acetileno.

De acordo com uma primeira variante da primeira forma de realização, o processo é vantajosamente tal que, após as etapas a) e b),

c) a fração A é conduzida em uma fração para a fabricação do DCE, opcionalmente após ter sido submetida a uma hidrogenação de acetileno, em um reator de cloração em que a maior parte do etileno presente na fração A é convertida em DCE mediante reação com cloro molecular;

d) o DCE obtido é separado da corrente de produtos derivados do reator de cloração;

e) o DCE separado é submetido a uma etapa de craqueamento do DCE assim produzindo VC e cloreto de hidrogênio; e

f) o VC e o cloreto de hidrogênio obtidos são separados da corrente de produtos derivados da etapa de craqueamento do DCE.

A reação de cloração (usualmente denominada cloração direta) é vantajosamente realizada em uma fase líquida (de preferência principalmente DCE) contendo um catalisador dissolvido tal como FeCl_3 ou

outro ácido de Lewis. É possível combinar vantajosamente este catalisador com co-catalisadores tais como os cloretos de metais alcalinos. Um par que tem dado bons resultados é o complexo de FeCl_3 com LiCl (tetracloroferrato de lítio - como descrito no Pedido de Patente NL 6901398).

5 As quantidades de FeCl_3 vantajosamente usadas são ao redor de 1 a 30 g de FeCl_3 por quilograma de material líquido. A relação molar do FeCl_3 para LiCl é vantajosamente da ordem de 0,5 a 2.

Além disso, a reação de cloração é preferivelmente realizada em um meio líquido orgânico clorado. Mais preferivelmente, este meio
10 líquido orgânico clorado, também denominado de material líquido, consiste principalmente em DCE.

A reação de cloração de acordo com a invenção é realizada vantajosamente nas temperaturas entre 30 e 150 °C. Bons resultados foram obtidos a despeito da pressão tanto em uma temperatura abaixo do ponto de
15 ebulição (processo de cloração sob condições subesfriadas) quanto no próprio ponto de ebulição (processo para cloração no ponto de ebulição).

Quando o processo de cloração de acordo com a invenção seja um processo de cloração sob condições subesfriadas, ele dá bons resultados mediante operação em uma temperatura que vantajosamente seja mais
20 elevada ou igual a 50 °C e, preferivelmente, mais elevada ou igual a 60 °C, porém vantajosamente menor ou igual a 80 °C e, preferivelmente, menor ou igual a 70 °C, com uma pressão na fase gasosa vantajosamente mais elevada ou igual a 1 e, preferivelmente, mais elevada ou igual a 1,1 bar absoluto, mas
vantajosamente menor ou igual a 20, preferivelmente menor ou igual a 10 e
25 particularmente preferível menor ou igual a 6 bar absolutos.

Um processo para a cloração no ponto de ebulição pode ser preferido para recuperar benéficamente o calor da reação. Neste caso, a reação vantajosamente ocorre em uma temperatura mais elevada ou igual a 60 °C, preferivelmente mais elevada ou igual a 70 °C e particularmente

preferível mais elevada ou igual a 85 °C, mas vantajosamente menor ou igual a 150 °C e, preferivelmente, menor ou igual a 135 °C, e com uma pressão na fase gasosa vantajosamente mais elevada ou igual a 0,2, preferivelmente mais elevada ou igual a 0,5, particularmente preferível mais elevada ou igual a 1,1, e o mais particularmente preferível mais elevada ou igual a 1,3 bar absoluto, mas vantajosamente menor ou igual a 10 e, preferivelmente, menor ou igual a 6 bar absolutos.

O processo de cloração pode também ser um processo híbrido resfriado em circuito para cloração no ponto de ebulição. A expressão “processo híbrido resfriado em circuito para cloração no ponto de ebulição” é entendida como significando um processo no qual o resfriamento do meio de reação é realizado, por exemplo, por meio de um trocador imerso no meio de reação ou por um circuito que circula em um trocador, ao mesmo tempo em que produz na fase gasosa pelo menos a quantidade de DCE formado. Vantajosamente, a temperatura e a pressão da reação são ajustadas para o DCE produzido para ficar na fase gasosa e para o remanescente do calor do meio de reação ser removido por meio da área da superfície de troca.

A fração submetida à cloração e também o cloro molecular (apropriadamente puro ou diluído) podem ser introduzidos, juntos ou separadamente, no meio de reação por qualquer dispositivo conhecido. Uma introdução separada da fração submetida à cloração pode ser vantajosa a fim de aumentar sua pressão parcial e facilitar sua dissolução, a qual frequentemente constitui uma etapa limitativa do processo.

O cloro molecular 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 situa-se preferivelmente entre 1,2 e 0,8 e, particularmente preferível, entre 1,05 e 0,95 mol/mol.

Os produtos clorados obtidos contêm principalmente DCE e

também pequenas quantidades de subprodutos tais como o 1,1,2-tricloroetano ou pequenas quantidades de produtos de cloração de etano ou metano.

5 A separação do DCE obtido da corrente de produtos derivados do reator de cloração é realizada de acordo como formas de realização conhecidas e, em geral, torna possível aproveitar o calor da reação de cloração. Ela é então preferivelmente realizada por condensação e separação de gás/líquido.

10 Os produtos não convertidos (metano, etano, monóxido de carbono, nitrogênio, oxigênio e hidrogênio) são então vantajosamente submetidos a uma separação mais fácil do que a que teria sido necessária para separar o etileno puro iniciando-se da mistura inicial.

15 O hidrogênio, em particular, pode ser extraído dos produtos não convertidos e ser valorizado, por exemplo, quanto à hidrogenação da solução de trabalho na fabricação do peróxido de hidrogênio ou quanto à síntese direta do peróxido de hidrogênio.

20 As condições sob as quais a etapa de craqueamento do DCE pode ser realizada são conhecidas das pessoas versadas na técnica. O craqueamento do DCE pode ser realizado na presença ou na ausência dos terceiros compostos entre os quais podem ser citados os catalisadores; o craqueamento do DCE é, neste caso, um craqueamento de DCE catalítico. O craqueamento do DCE é, entretanto, preferivelmente realizado na ausência dos terceiros compostos e sob a ação de calor apenas; o craqueamento do DCE é, neste caso, frequentemente chamado de pirólise.

25 Esta pirólise é vantajosamente obtida por uma reação na fase gasosa em um forno tubular. As temperaturas usuais da pirólise situam-se entre 400 e 600 °C com preferência pela faixa entre 480 °C e 540 °C. O tempo de permanência fica vantajosamente entre 1 e 60 segundos com preferência pela faixa de 5 a 25 segundos. O índice de conversão do DCE é vantajosamente limitado a 45 a 75 %, de modo a limitar a formação de

subprodutos e a incrustação dos tubos do forno.

A separação do VC e do cloreto de hidrogênio obtida da corrente de produtos derivados da pirólise é realizada de acordo com métodos conhecidos, com o uso de qualquer dispositivo conhecido, de modo a coletar-se o VC purificado e o cloreto de hidrogênio. Em seguida à purificação, o DCE não convertido é vantajosamente conduzido para o forno de pirólise.

De acordo com a primeira variante da primeira forma de realização, o VC é de preferência, posteriormente, polimerizado para produzir PVC.

10 A fabricação do PVC pode ser um processo de polimerização em massa, solução ou dispersão aquosa.

A expressão polimerização em dispersão aquosa é entendida como sendo polimerização por radicais livres em suspensão aquosa, bem como polimerização por radicais livres em emulsão aquosa e polimerização em microssuspensão aquosa.

15 A expressão polimerização por radicais livres em suspensão aquosa é entendida como sendo qualquer processo de polimerização por radicais livres realizado em meio aquoso na presença de agentes de dispersão e iniciadores de radicais livres solúveis em óleo.

20 A expressão polimerização por radicais livres em emulsão aquosa é entendida como qualquer processo de polimerização por radicais livres realizado em meio aquoso na presença de agentes de emulsificação e iniciadores de radicais livres solúveis em água.

25 A expressão polimerização de microssuspensão aquosa, também chamada polimerização em dispersão aquosa homogeneizada, é entendida como qualquer processo de polimerização por radicais livres em que os iniciadores solúveis em óleo são usados e uma emulsão de gotículas de monômeros é preparada em virtude de uma agitação mecânica poderosa e da presença de agentes de emulsificação.

Após a separação, cloreto de hidrogênio pode ser usado para qualquer finalidade. Ele pode, por exemplo, ser transportado para a síntese de compostos como o cloreto de cálcio, cloroálcool(is) entre os quais o(s) cloropropanol(óis), mediante reação com 1,2-propanodiol, 1,3-propanodiol ou 1,2,3-propanotriol (glicerina ou glicerol levando à síntese de epícloridrina), cloroalcano(s) entre os quais o clorometano mediante reação com metanol, ácido clorídrico aquoso, cloreto férrico, cloreto de alumínio, clorossilanos, cloreto de titânio, cloreto de zinco, outros cloretos inorgânicos como o cloreto de amônio, mas também aos processos de oxicloração por exemplo de compostos aromáticos, hidrocloração de alquinas (por exemplo, a hidrocloração de acetileno no VC) ou alquenos, ou serem oxidados ao cloro molecular.

Após a separação de acordo com a etapa f) da primeira variante da primeira forma de realização do processo de acordo com a invenção, g) o cloreto de hidrogênio é preferivelmente submetido a uma oxidação dentro do cloro molecular, o qual posteriormente é com maior preferência reciclado para o reator de cloração.

Um processo particular preferido é, portanto, esse que, após as etapas a) e b), c) a fração A é transportada em uma fração para a fabricação do DCE, opcionalmente após ter sido submetida a uma hidrogenação de acetileno, em um reator de cloração no qual a maior parte do acetileno presente na fração A é convertida em DCE pela reação com o cloro molecular;

d) o DCE obtido é separado da corrente de produtos derivados do reator de cloração;

e) o DCE separado é submetido a uma etapa de craqueamento assim produzindo VC e cloreto de hidrogênio;

f) o VC e o cloreto de hidrogênio obtidos são separados da corrente dos produtos derivados da etapa de craqueamento do DCE; e

g) o cloreto de hidrogênio é submetido a uma oxidação dentro do cloro molecular que é posteriormente reciclado para o reator de cloração.

A oxidação do cloreto de hidrogênio separado dentro do cloro molecular pode ser feita de acordo com qualquer processo conhecido.

5 Entre esses processos conhecidos, podem ser citados a eletrólise do ácido clorídrico, os processos de oxidação catalítica do cloreto de hidrogênio por oxigênio como o processo de cloro KEL denominado Kellogg (usando-se ácido sulfúrico concentrado e ácido nitrosilsulfúrico como catalisador), o processo Shell-Deacon (com o uso de uma mistura de cloreto
10 de cobre (II) e outros cloretos metálicos em um portador de silicato como catalisador) e processos Deacon modificados como o processo Mitsui-Toatsu (MT-Cloro) (com o uso de um óxido de cromo (III) sobre um portador de silicato como catalisador), assim como a oxidação do cloreto de hidrogênio por ácido nítrico.

15 A oxidação catalítica do cloreto de hidrogênio pelo oxigênio é preferida para o processo de acordo com a invenção. Esta oxidação é vantajosamente realizada com um gás contendo oxigênio.

Como o gás contendo oxigênio, o oxigênio molecular ou ar podem ser usados. O oxigênio pode ser produzido por métodos industriais
20 usuais, tais como o método de pressão oscilante do ar ou separação de resfriamento profundo do ar.

Embora a quantidade molar teórica de oxigênio necessária para oxidar um mol de cloreto de hidrogênio seja de 0,25 mol, é preferível usar oxigênio em uma quantidade que exceda a quantidade teórica e, mais
25 preferível, 0,25 a 2 moles de oxigênio são usados por um mol de cloreto de hidrogênio.

O catalisador usado na reação de oxidação de acordo com a presente invenção pode ser qualquer catalisador conhecido que seja usado na produção de cloro através da oxidação do cloreto de hidrogênio.

Exemplos de catalisadores são os catalisadores à base de cobre como no processo Deacon, óxido de cromo, óxido de rutênio, ou mistura de óxido de rutênio e óxido de titânio. Os catalisadores Deacon compreendem vantajosamente cloreto de cobre, cloreto de potássio e várias espécies de compostos com um terceiro componente.

A forma do catalisador pode ser qualquer das formas usadas convencionalmente, tais como uma partícula esférica, uma pelota cilíndrica, uma forma extrusada, uma forma de anel, uma forma alveolada, ou um grânulo tendo um tamanho adequado que seja produzido por moagem de um material moldado seguida por peneiramento. O tamanho do catalisador é preferivelmente de 10 mm ou menos. Não obstante o limite inferior do tamanho do catalisador possa não ser limitado, o tamanho do catalisador significa um diâmetro de uma esfera no caso da partícula esférica, o diâmetro de uma seção transversal no caso da pelota cilíndrica ou o mais elevado tamanho da seção transversal no caso de outras formas.

Pode ser interessante dividir o gás contendo oxigênio em porções e introduzi-lo em pelo menos duas zonas de reação.

A reação de oxidação é vantajosamente realizada em pelo menos duas zonas de reação, cada uma compreendendo uma camada adensada de catalisador, preferivelmente dispostas em série.

A pressão de reação é vantajosamente de 0,1 a 5 MPa. A temperatura de reação é vantajosamente de 200 a 650 °C, mais preferível de 200 a 500 °C.

Os reatores são vantajosamente reatores tubulares, o diâmetro interno dos quais sendo preferivelmente de 10 a 50 mm, mais preferível de 10 a 40 mm.

O cloro molecular é mais preferivelmente reciclado para o reator de cloração. A reciclagem pode ser feita de acordo com qualquer processo conhecido. O cloro molecular é vantajosamente primeiro secado e

depois colocado na pressão requerida para entrar na cloração. A secagem é vantajosamente realizada ou por uma compressão com uma condensação na saída ou com o uso de uma coluna com ácido sulfúrico ou com um adsorvente compatível com o cloro, preferivelmente com uma coluna com ácido sulfúrico.

De acordo com uma segunda variante da primeira forma de realização, o processo é preferivelmente tal que, após as etapas a) e b),

c) a fração A é transportada em uma fração para a fabricação do DCE, opcionalmente após ter sido submetida a uma hidrogenação de acetileno, em um reator de cloração no qual no máximo 90 % do etileno presente na fração A são convertidos em DCE pela reação com o cloro molecular;

d) o DCE formado no reator de cloração é opcionalmente isolado da corrente de produtos derivados do reator de cloração;

e) a corrente de produtos derivados do reator de cloração, da qual o DCE tenha sido opcionalmente extraído, é transportado para um reator de oxicloração no qual a maioria do ajuste de etileno é convertida em DCE, após opcionalmente se ter submetido o último a uma etapa e') de absorção/dessorção, durante a qual o DCE formado no reator de cloração é opcionalmente extraído, se ele não tiver sido anteriormente extraído; e

f) o DCE formado no reator de oxicloração é isolado da corrente dos produtos derivados do reator de oxicloração e é opcionalmente adicionado ao DCE formado no reator de cloração.

De acordo com esta segunda variante da primeira forma de realização, o DCE é vantajosamente ainda submetido a uma etapa de craqueamento do DCE para produzir VC, e o VC é posteriormente de preferência polimerizado para produzir PVC.

Referência é feita à primeira variante da primeira forma de realização quanto aos detalhes acerca da reação de cloração no caso particular

da segunda variante da primeira forma de realização, exceto para o fluxo de cloro detalhado daqui em diante.

O fluxo de cloro é tal que, vantajosamente, pelo menos 10 %, preferivelmente pelo menos 20 %, e particularmente preferível pelo menos 30 % do etileno são convertidos em DCE. O fluxo do cloro é tal que, vantajosamente, no máximo 90 %, preferivelmente no máximo 80 % e, particularmente preferível, no máximo 70 % do etileno são convertidos em DCE.

De acordo com a etapa d) da segunda variante da primeira forma de realização, o DCE formado no reator de cloração é opcionalmente isolado da corrente de produtos derivados do reator de cloração. Em certos casos, pode ser vantajoso não 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 referido reator de cloração.

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

De acordo com a etapa e) da segunda variante da primeira forma de realização, a corrente de produtos derivados do reator de cloração, da qual o DCE tenha sido opcionalmente extraído, é transportada para um reator de oxicloração no qual a maioria do ajuste do etileno é convertida em DCE, após se ter opcionalmente submetido o último a uma etapa e') de absorção/dessorção, durante a qual o DCE formado no reator de cloração é opcionalmente extraído, caso não tenha sido anteriormente extraído.

A reação de oxicloração é vantajosamente realizada na presença de um catalisador que contenha elementos ativos, incluindo o cobre,

depositados sobre um suporte inerte. O suporte inerte é vantajosamente escolhido de alumina, géis de sílica, óxidos mistos, argilas e outros suportes de origem natural. A alumina constitui um suporte inerte preferido.

Os catalisadores que compreendam elementos ativos, os quais são vantajosamente pelo menos dois em número, um dos quais sendo o cobre, são preferidos. Entre os elementos ativos que não o cobre, menção pode ser feita dos metais alcalinos, dos metais alcalino-terrosos, e dos metais do grupo que consiste em rutênio, ródio, paládio, ósmio, irídio, platina e outro. Os catalisadores que contêm 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 nos Pedidos de Patente EP-A 255 156, EP-A 494 474, EP-A 657 212 e EP-A 657 213, incorporados como referência, são muito particularmente preferidos.

O teor de cobre, calculado na forma de metal, situa-se vantajosamente entre 30 e 90 g/kg, preferivelmente entre 40 e 80 g/kg e, particularmente preferível, entre 50 e 70 g/kg de catalisador.

O teor de magnésio, calculado na forma de metal, situa-se vantajosamente entre 10 e 30 g/kg, preferivelmente entre 12 e 25 g/kg e, particularmente preferível, entre 15 e 20 g/kg de catalisador.

O teor de metal alcalino, calculado na forma de metal, situa-se vantajosamente entre 0,1 e 30 g/kg, preferivelmente entre 0,5 e 20 g/kg e, particularmente preferível, entre 1 e 15 g/kg de catalisador.

As relações atômicas de Cu:Mg:metal(is) alcalino(s) são vantajosamente de 1:0,1 a 2:0,05 a 2, preferivelmente de 1:0,2 a 1,5:0,1 a 1,5 e, particularmente preferível, de 1:0,5 a 1:0,15 a 1.

Os catalisadores com uma área superficial específica medida

de acordo com o método BET com nitrogênio, que se situa vantajosamente entre 25 m²/g e 300 m²/g, preferivelmente entre 50 e 200 m²/g e, particularmente preferível, entre 75 e 175 m²/g, são particularmente vantajosos.

5 O catalisador pode ser usado em um leito fixo ou em um leito fluidificado. Esta segunda opção é preferida. O processo de oxicloração é operado sob a extensão das condições usualmente recomendadas para esta reação. A temperatura situa-se vantajosamente entre 150 e 300 °C, preferivelmente entre 200 e 275 °C, e o mais preferível de 215 a 255 °C. A
10 pressão situa-se vantajosamente acima da pressão atmosférica. Os valores entre 2 e 10 bar absolutos dão bons resultados. A faixa entre 4 e 7 bar absolutos é preferida. Esta pressão pode ser benéficamente ajustada de modo a se obter um tempo de permanência ótimo no reator e a manter um índice constante de passagem pelas várias velocidades de operação. Os tempos de
15 permanência usuais variam de 1 a 60 segundos e, preferivelmente, de 10 a 40 segundos.

A fonte de oxigênio para esta oxicloração pode ser ar, oxigênio puro ou uma mistura destes, preferivelmente oxigênio puro. Esta última
20 solução, que possibilita fácil reciclagem 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 razões de segurança. Estas razões de segurança também requerem que a mistura gasosa que deixa o reator ou a ele
25 reciclada seja mantida fora dos limites da inflamabilidade nas pressões e temperaturas em questão. É preferível manter a assim chamada mistura rica, o que equivale a dizer contendo muito pouco oxigênio em relação ao combustível a ser inflamado. A este respeito, a presença abundante (> 2 % em volume, preferivelmente > 5 % em volume) de hidrogênio deve constituir

uma desvantagem, dada a ampla faixa de inflamabilidade deste composto.

A relação de cloreto de hidrogênio/oxigênio usada situa-se vantajosamente entre 3 e 6 mol/mol. A relação de etileno/cloreto de hidrogênio situa-se vantajosamente entre 0,4 e 0,6 mol/mol.

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

Em certos casos, pode ser vantajoso, antes de entrar no reator de oxicloração, submeter a corrente de produtos derivados do reator de cloração, do qual o DCE tenha sido opcionalmente extraído, à etapa e') de absorção/dessorção, durante a qual o DCE formado no reator de cloração é
10 opcionalmente extraído, se não tiver sido anteriormente extraído.

A expressão "etapa e') durante a qual o DCE formado no reator de cloração é opcionalmente extraído, se não tiver sido anteriormente extraído" é entendida significando que o DCE formado no reator de cloração
15 pode ser extraído durante a etapa e') se esta etapa tiver lugar e se não tiver sido anteriormente extraído. Preferivelmente, o DCE formado no reator de cloração é extraído durante a etapa e') se esta etapa tiver lugar e se não tiver sido anteriormente extraído.

Assim, a corrente de produtos derivados do reator de cloração,
20 da qual o DCE tenha sido opcionalmente extraído, (conhecida, daqui por diante, como corrente de cloração) é vantajosamente submetida a uma etapa de absorção e a uma etapa de dessorção nas quais referida corrente é preferivelmente colocada em contato com um agente de lavagem que contenha um solvente.

25 A expressão "agente de lavagem que contenha um solvente" ou mais simplesmente "agente de lavagem", é entendida como uma composição na qual o solvente esteja presente no estado líquido.

O agente de lavagem que pode ser usado de acordo com a presente invenção, portanto, vantajosamente contém um solvente no estado

líquido. A presença, no referido agente de lavagem, de outros compostos não é em absoluto excluída do escopo da invenção. No entanto, é preferível que o agente de lavagem contenha pelo menos 50 % em volume do solvente, mais particularmente pelo menos 65 % em volume e, muito particularmente preferível pelo menos 70 % em volume.

O solvente é vantajosamente escolhido entre os álcoois, glicóis, polióis, éteres, misturas de glicol(is) com éter(es), óleos minerais, bem como DCE. O solvente é preferivelmente escolhido entre os álcoois, os óleos minerais e o DCE, e mais preferível entre o etanol azeotrópico (etanol aquoso vantajosamente com pelo menos 70, de preferência pelo menos 80, e mais preferível pelo menos 85 % em volume de etanol) e o DCE. O solvente é muito preferivelmente o DCE.

O agente de lavagem usado para a etapa de absorção pode ser composto de agente de lavagem fresco de qualquer origem, por exemplo etanol azeotrópico bruto ou DCE bruto que esteja saindo da unidade de cloração, DCE bruto que esteja saindo da unidade de oxicloração, ou uma mistura dos dois que não tenha sido purificada. Ele pode também ser composto do referido DCE que tenha sido previamente purificado ou totalmente ou em parte do agente de lavagem recuperado durante a etapa de dessorção explanada abaixo opcionalmente contendo o DCE formado no reator de cloração e extraído na etapa de dessorção, após um tratamento opcional que torne possível reduzir a concentração, no DCE, dos compostos que sejam mais pesados do que o etano, como explanado abaixo, opcionalmente com a adição do agente de lavagem fresco.

Preferivelmente, o agente de lavagem usado para a etapa de absorção é composto, no todo ou em parte, do agente de lavagem recuperado durante a etapa de dessorção 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. No caso em que o DCE formado na reação de cloração seja isolado da corrente de produtos derivados do reator de cloração na saída da cloração, de uma maneira particularmente preferida, o agente de lavagem usado para a etapa de absorção é composto da totalidade ou de parte do agente de lavagem recuperado durante a etapa de dessorção, após o tratamento opcional acima mencionado, com a adição de agente de lavagem fresco (para compensar quanto às perdas do agente de lavagem durante as etapas de absorção e de dessorção).

O tratamento opcional acima mencionado que torne possível reduzir a concentração, no agente de lavagem, dos compostos que sejam mais pesados do que o etano, preferivelmente dos compostos que contenham pelo menos 3 átomos de carbono, pode ser uma etapa de dessorver os compostos que sejam mais pesados do que o etano e mais leves do que o agente de lavagem, ou uma etapa de destilar o agente de lavagem. Preferivelmente, consiste em dessorver os compostos que sejam mais pesados do que o etano e mais leves do que o agente de lavagem. Preferivelmente, este tratamento do agente de lavagem ocorre.

Uma vantagem essencial do caso mais preferido quando o DCE seja o agente de lavagem, situa-se no fato de que a presença deste DCE não seja de modo algum incômoda, como é o composto formado principalmente durante a oxicloração ou a cloração.

A relação entre as produções respectivas do agente de lavagem e da corrente de cloração não é crítica e pode variar em uma grande extensão. É na prática limitada apenas pelo custo de regenerar o agente de lavagem. Em geral, a produção do agente de lavagem é de pelo menos 1, preferivelmente pelo menos 5, e particularmente preferível pelo menos 10 toneladas por tonelada de corrente de cloração. Em geral, a produção do agente de lavagem é de no máximo 100, preferivelmente no máximo 50, e particularmente preferível no máximo 25 toneladas por tonelada da mistura de etileno e etano

a ser extraída da corrente de cloração.

A etapa de absorção é vantajosamente realizada por meio de um absorvedor, tal como, por exemplo, um absorvedor de película ascensional ou de película em queda, ou uma coluna de absorção escolhida
5 dentre colunas de placas, colunas com adensamento aleatório, colunas com adensamento estruturado, colunas combinando um ou mais dos internos acima mencionados, e colunas de pulverização. A etapa de absorção é preferivelmente realizada por meio de uma coluna de absorção e, particularmente preferível, por meio de uma coluna de absorção de placa.

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

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

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

25 A temperatura no fundo do absorvedor ou coluna de absorção é de pelo menos 0, particularmente de pelo menos 10, e particularmente preferível de pelo menos 20 °C. É vantajosamente no máximo 70, preferivelmente no máximo 60, e particularmente preferível no máximo 50 °C.

A corrente resultante da etapa de absorção, que é a corrente de cloração purificada dos compostos que são mais leves do que o etileno e enriquecidos no agente de lavagem, é vantajosamente submetida à etapa de dessorção.

5 O agente de lavagem recuperado após a etapa de dessorção opcionalmente contendo o DCE formado no reator de cloração então extraído, pode ser removido, completa ou parcialmente transportado para o setor de oxicloração, onde o DCE vem junto com o DCE formado no reator de oxicloração, ou completa ou parcialmente reconduzido para a etapa de
10 absorção, opcionalmente após o tratamento acima mencionado, com a adição opcional do agente de lavagem fresco. Preferivelmente, o agente de lavagem recuperado após a etapa de dessorção é completa ou parcialmente reconduzido para a etapa de absorção, após o tratamento opcional acima mencionado, com a adição opcional do agente de lavagem fresco, ou para o
15 setor de oxicloração. No caso em que o DCE formado no reator de cloração seja isolado da corrente dos produtos derivados do reator de cloração na saída da cloração, de uma maneira particularmente preferida, o agente de lavagem recuperado após a etapa de dessorção é completa ou parcialmente reconduzido para a etapa de absorção, após o tratamento opcional acima
20 mencionado, com adição do agente de lavagem fresco.

A etapa de dessorção é vantajosamente realizada por meio de um dessorvedor tal como, por exemplo, um dessorvedor de película ascensional ou de película em queda, um refervedor ou uma coluna de dessorção escolhida dentre as colunas de placa, as colunas com adensamento
25 aleatório, colunas com adensamento estruturado, colunas combinando um ou mais dos internos acima mencionados, e colunas de pulverização. A dessorção pode também ser realizada por injeção direta de vapor de modo a coletar DCE. A etapa de dessorção é preferivelmente realizada por meio de uma coluna de dessorção e, particularmente preferível, por meio de uma coluna de

dessorção de placa.

A coluna de dessorção é vantajosamente equipada com acessórios tais como, por exemplo, pelo menos um condensador ou um refrigerador que seja interno ou externo à coluna, e pelo menos um
5 refervedor.

A pressão de dessorção é vantajosamente escolhida de modo que o teor dos compostos tendo pelo menos 3 átomos de carbono no gás dessorvido é menor do que 100 ppm, preferivelmente menor ou igual a 50 ppm, e particularmente preferível menor ou igual a 20 ppm em volume.

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

A temperatura em que a etapa de dessorção é realizada é vantajosamente de pelo menos -10, preferivelmente de pelo menos 0, e particularmente preferível de pelo menos 10 °C no topo do dessorvedor ou da coluna de dessorção. Ela é vantajosamente de no máximo 60, preferivelmente
20 de no máximo 50, e particularmente preferível de no máximo 45 °C no topo do dessorvedor ou da coluna de dessorção.

A temperatura no fundo do dessorvedor ou da coluna de dessorção é de pelo menos 60, preferivelmente de pelo menos 80, e particularmente preferível de pelo menos 100 °C. Ela é vantajosamente de no
25 máximo 200, preferivelmente de no máximo 160, e particularmente preferível de no máximo 150 °C.

Uma preferência mais particular é ligada ao caso em que a etapa de absorção é realizada em uma coluna de absorção, e a etapa de dessorção em uma coluna de dessorção.

O hidrogênio recuperado em seguida à etapa de absorção é vantajosamente desenvolvido como um combustível ou como um reagente, opcionalmente após uma etapa de purificação. Assim, o hidrogênio pode ser desenvolvido como um combustível na etapa de craqueamento do DCE. Ele
5 pode também ser desenvolvido como um reagente para uma reação de hidrogenação, por exemplo.

De acordo com a etapa f) da segunda variante da primeira forma de realização, o DCE formado no reator de oxicloração é isolado da corrente dos produtos derivados do reator de oxicloração e é opcionalmente
10 adicionado ao DCE formado no reator de cloração.

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

Após sair do reator de oxicloração, a corrente dos produtos derivados do reator é também vantajosamente lavada para se 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
20 gás/líquido que torna possível recuperar o DCE formado na forma líquida e finalmente secar o DCE.

Na expressão "é opcionalmente adicionado ao DCE formado no reator de cloração" deve-se entender que, se o DCE formado no reator de cloração for isolado da corrente de produtos derivados deste reator, na saída
25 do reator de cloração ou após a etapa e'), o DCE formado no reator de oxicloração pode ou não ser a ela adicionado. Preferivelmente, ele é a ela adicionado. Se, por outro lado, este primeiro DCE não for isolado, o DCE isolado da corrente de produtos derivados do reator de oxicloração é vantajosamente a única corrente do DCE recuperado. Outra alternativa é

vantajosamente misturar o DCE isolado da corrente de produtos derivados do reator de oxicloração com uma parte do DCE isolado da corrente de produtos derivados do reator de cloração e enviar a outra parte deste último diretamente à etapa de craqueamento do DCE.

5 Referência é feita à primeira variante da primeira forma de realização quanto a mais detalhes acerca da etapa de craqueamento do DCE e acerca da separação do VC obtido da corrente de produtos derivados da etapa de craqueamento do DCE.

10 De acordo com esta segunda variante da primeira forma de realização, o VC posteriormente é de preferência polimerizado para produzir PVC. Referência é feita à primeira variante da primeira forma de realização quanto a mais detalhes acerca da fabricação do PVC.

15 De acordo com uma segunda forma de realização do processo de acordo com a invenção, a fração A é vantajosamente dividida em pelo menos duas frações da mesma composição ou de composição diferente, preferivelmente na fração A1 e na fração A2 da mesma composição ou de composição diferente.

20 De acordo com esta segunda forma de realização, o processo é vantajosamente tal que, após as etapas a) e b), c) a fração A é dividida em pelo menos duas frações, preferivelmente na fração A1 e na fração A2, da mesma composição ou de composição diferente, antes de serem conduzidas para a fabricação de pelo menos um composto derivado de etileno.

25 O termo "dividido" (ou "divisão") na expressão "a fração A é dividida em pelo menos duas frações" é entendido, para os fins da invenção, a divisão da fração A em duas ou mais submisturas de uma maneira tal que todas as submisturas sejam caracterizadas, na faixa de pressão especificada, por uma composição que esteja contida na faixa definida pela composição da fração A no ponto de borbulhamento e pela composição da fração A no ponto de condensação.

A divisão da fração A em pelo menos duas frações, de preferência na fração A1 e na fração A2, é vantajosamente operada pela fração A dividida em várias frações, preferivelmente em duas frações, da mesma composição ou de composição diferente por meio de qualquer meio conhecido.

A etapa de divisão pode ser feita em um ou em vários aparelhos. A etapa de divisão vantajosamente envolve uma operação de divisão. Exemplos de operações de divisão são a divisão de uma mistura em submisturas, a vaporização parcial de uma mistura líquida, a solidificação parcial de uma mistura líquida.

O caso em que a fração A seja dividida em pelo menos duas, preferivelmente na fração A1 e na fração A2, da mesma composição, é particularmente interessante quando a mistura dos produtos que contenham etileno e outros constituintes que estejam deixando a etapa a), possa ser simplesmente dividida, preferivelmente por dois, preferivelmente quando a mistura dos produtos que estejam deixando a etapa a) seja pobre em hidrogénio e/ou rica nos compostos que reagem com hidrogênio durante as etapas de hidrogenação ou quando a etapa a8) seja realizada.

O caso em que a fração A seja dividida em pelo menos duas frações, preferivelmente na fração A1 e na fração A2, de composição diferente, é particularmente interessante quando as frações de diferente composição sejam requeridas para a etapa c). A fração A é portanto vantajosamente dividida em pelo menos duas frações, preferivelmente na fração A1 e na fração A2, de composição diferente de modo que cada fração possa ser conduzida para a respectiva fabricação do composto derivado de etileno.

A divisão da fração A em pelo menos duas frações, preferivelmente na fração A1 e na fração A2, de composição diferente, pode ser feita por qualquer meio conhecido. Preferivelmente, a fração A é resfriada

por resfriamento direto em um trocador de calor em que a fração A2 seja vaporizada após a expansão até uma pressão adequada e sobre-resfriada por contato indireto em um trocador de calor resfriado com um meio de resfriamento adequado até um abaixamento definido de sua temperatura. O vapor líquido é preferivelmente dividido para produzir a fração A1 do vapor e a fração A2 líquida. O abaixamento da temperatura é vantajosamente mais elevado do que 5, preferivelmente mais elevado do que 7, e mais preferivelmente mais elevado do que 8 °C. A redução da temperatura é vantajosamente mais abaixo do que 30, preferivelmente mais abaixo do que 25, e mais preferível mais abaixo do que 22 °C.

A fração A1 vantajosamente contém mais do que 10, preferivelmente mais do que 20, e mais preferível mais do que 25 % da quantidade de etileno que se acha contido na fração A. A fração A1 vantajosamente contém menos do que 90, preferivelmente menos do que 80, e mais preferível menos do que 75 % da quantidade de etileno que se acha contida na fração A.

A fração A1 vantajosamente contém mais do que 80, preferivelmente mais do que 85, e mais preferível mais do que 90 % da quantidade de hidrogênio que se acha contida na fração A.

A fração A1 vantajosamente contém mais do que 70, preferivelmente mais do que 75, e mais preferível mais do que 80 % da quantidade de metano que se acha contida na fração A.

A fração A1 vantajosamente contém menos do que 40, preferivelmente menos do que 30, e mais preferível menos do que 25 % da quantidade de etano que se acha contida na fração A.

De acordo com a primeira variante da segunda forma de realização, o processo é vantajosamente tal que, após as etapas a) e b),

c) a fração A é dividida na fração A1 e na fração A2 da mesma composição ou de composição diferente, a fração A1 e a fração A2 sendo

conduzidas para a fabricação do DCE e, opcionalmente, de qualquer composto dele derivado, opcionalmente após ter sido submetido a uma hidrogenação de acetileno.

5 O processo de acordo com esta primeira variante da segunda forma de realização é preferivelmente tal que, após as etapas a), b) e c),

d) a fração A1 é conduzida para um reator de cloração e a fração A2 para um reator de oxicloração, opcionalmente após ter sido submetida a uma hidrogenação de acetileno, em cujos reatores a maior parte do etileno presente nas frações A1 e A2 é convertida em DCE; e

10 e) O DCE obtido é separado das correntes dos produtos derivados dos reatores de cloração e de oxicloração.

De acordo com uma segunda variante da segunda forma de realização, o processo é vantajosamente tal que, após as etapas a) e b),

15 c) a fração A é dividida na fração A1 e na fração A2 da mesma composição ou de composição diferente, uma das quais sendo conduzidas para a fabricação do DCE e, opcionalmente, de qualquer composto dele derivado, opcionalmente após ter sido submetido a uma hidrogenação de acetileno, enquanto a outra é conduzida à fabricação de pelo menos um composto derivado de etileno fabricado diretamente iniciando-se com etileno
20 que seja diferente do DCE e, opcionalmente, de qualquer composto dele derivado.

O processo de acordo com esta segunda variante da segunda forma de realização é preferivelmente tal que, após as etapas a) e b),

25 c) a fração A é dividida na fração A1 e na fração A2 da mesma composição ou de composição diferente, a fração A1 sendo conduzida à fabricação do DCE e, opcionalmente, de qualquer composto dele derivado, opcionalmente após ter sido submetido a uma hidrogenação de acetileno, enquanto a fração A2 é conduzida à fabricação de pelo menos um composto derivado de etileno fabricado diretamente partindo-se do etileno que seja

diferente do DCE e, opcionalmente, de qualquer composto dele derivado.

As três variantes detalhadas para a primeira forma de realização do processo de acordo com a invenção, de modo a obter-se DCE e posteriormente VC e PVC da fração A, aplicam-se também para a segunda variante da segunda forma de realização do processo de acordo com a invenção, de modo a obter-se DCE e, posteriormente, VC e PVC da fração A1.

De acordo com a segunda variante da segunda forma de realização, a fração A2 é vantajosamente conduzida à fabricação de pelo menos um composto derivado de etileno fabricado diretamente iniciando-se com etileno que seja diferente do DCE e opcionalmente de qualquer composto dele derivado.

Como exemplos dos compostos derivados de etileno fabricados diretamente iniciando-se com etileno, o qual seja diferente do DCE, que possam ser fabricados da fração A, podem ser citados, entre outros, o óxido de etileno, as alfa-olefinas lineares, os álcoois primários lineares, homopolímeros e copolímeros de etileno, etilbenzeno, acetato de vinila, acetaldeído, álcool etílico e propionaldeído.

Como exemplos do composto opcional deles derivados, podem ser citados, entre outros, os glicóis fabricados de óxido de etileno, estireno fabricado do etilbenzeno, e polímeros de estireno derivados do estireno.

A fração A2 pode ser conduzida para a fabricação de um ou de vários compostos derivados de etileno fabricados diretamente iniciando-se com etileno que sejam diferentes do DCE.

A fim de ser enviada à fabricação de vários compostos derivados de etileno fabricados diretamente iniciando-se com etileno que seja diferente do DCE, a fração A2 é vantajosamente dividida em tantas frações da mesma composição quantas necessárias.

Preferivelmente, a fração 2 é transportada para a fabricação de

um composto derivado de etileno fabricado diretamente iniciando-se com etileno que seja diferente do DCE.

A fração A2 é mais preferivelmente conduzida à fabricação de etilbenzeno e, o mais preferível, à fabricação do próprio etilbenzeno conduzido à fabricação do estireno posteriormente polimerizado de modo a obter-se polímeros de estireno.

De acordo com a segunda forma de realização, o DCE é mais preferivelmente ainda submetido a uma etapa de seu craqueamento para produzir VC e posteriormente, o mais preferível, polimerizado para produzir PVC.

O DCE separado das correntes dos produtos derivados do reator de cloração pode ser misturado ou não com o DCE separado das correntes dos produtos derivados do reator de oxicloração antes da etapa de craqueamento do DCE. Quando ambos os DCE são misturados, eles podem ser misturados total ou parcialmente. Um caso preferido é quando o DCE isolado da corrente de produtos derivados do reator de oxicloração é misturado com uma parte do DCE isolado da corrente de produtos derivados do reator de cloração e a outra parte deste último é enviada diretamente para a etapa de craqueamento do DCE.

Referência é feita à primeira variante da primeira forma de realização quanto aos detalhes acerca da reação de cloração e da separação do DCE obtido da corrente de produtos derivados do reator de cloração. Referência é também feita à mesma primeira variante quanto aos detalhes acerca da etapa de craqueamento do DCE e à separação do VC obtido da corrente de produtos derivados da etapa de craqueamento do DCE. Referência é feita à segunda variante da primeira forma de realização quanto aos detalhes acerca da reação de oxicloração e à separação do DCE obtido da corrente de produtos derivados do reator de oxicloração.

De acordo com esta segunda forma de realização, o VC é

posteriormente, de preferência, polimerizado para produzir PVC. Referência é feita à primeira variante da primeira forma de realização quanto a mais detalhes acerca da fabricação do PVC.

5 Uma vantagem do processo de acordo com a invenção é que ele recupera e converte uma corrente gasosa contendo quantidades significativas de etileno e/ou de seu(s) precursor(es) que foi, até a invenção, caracterizada por uma baixa valorização (gás residual de baixo valor).

10 Outra vantagem do processo de acordo com a invenção é que ele nem inclui as etapas de craqueamento seguidas por etapas de extinção orgânicas e aquosas nem as etapas de oxidesidrogenação catalítica que necessitam de importante investimento que acarreta um aumento nos custos de produção e que envolve o uso de fontes dispendiosas de hidrocarbonetos.

15 Uma vantagem do processo de acordo com a invenção é que ele possibilita uma etapa b) de fracionamento que, sendo um fracionamento da mistura ou de produtos que contenham etileno e outros constituintes em uma etapa, é simplificada em comparação com as etapas de fracionamento correspondentes descritas nos pedidos de patente anteriores WO 2006/067188, WO 2006/067190, WO 2006/067191, WO 2006/067192, WO 2006/067193 e WO 2007/147870, incluindo vantajosamente várias etapas de
20 fracionamento. O processo de acordo com a invenção permite, portanto, uma demanda de energia menor.

25 Uma vantagem do processo de acordo com a invenção é também que quase todo o etileno se acha presente em uma fração, enquanto nos pedidos de patente anteriores WO 2006/067188, WO 2006/067190, WO 2006/067191, WO 2006/067192, WO 2006/067193 e WO 2007/147870, o etileno é vantajosamente dividido entre duas frações diferentes, uma contendo parte do etileno que é enriquecido com os compostos mais leves do que o etileno, e a outra que é enriquecida com o etileno e é caracterizada por um baixo teor de hidrogênio.

Uma vantagem da segunda variante da segunda forma de realização do processo de acordo com a invenção, é que ela permite a integração da fabricação do DCE com a fabricação de pelo menos um composto derivado de etileno diferente do DCE.

5 Esta integração possibilita uma redução do custo total graças ao compartilhamento dos custos ligados às etapas comuns.

Uma vantagem do processo de acordo com a invenção é que ele torna possível ter, na mesma área industrial, um processo completamente integrado.

REIVINDICAÇÕES

1. Processo para a fabricação de pelo menos um composto derivado de etileno partindo de um gás residual de baixo valor, caracterizado pelo fato de que:

5 a) o gás residual de baixo valor é submetido a uma série de etapas de tratamento em uma unidade de recuperação de gás residual de baixo valor de modo a remover os componentes indesejáveis nela presentes e obter uma mistura de produtos que contém etileno e outros constituintes;

10 b) a referida mistura de produtos é fracionada em uma etapa de fracionamento em uma fração contendo quase todo o etileno (fração A), opcionalmente em uma fração individual de etano e em uma fração pesada (fração C); e

c) a fração A é conduzida para a fabricação de pelo menos um composto derivado de etileno.

15 2. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que, após as etapas a) e b),

c) a fração A é conduzida em uma fração à fabricação de 1,2-dicloroetano e, opcionalmente, de qualquer composto dele derivado, opcionalmente após ter sido submetido a uma hidrogenação de acetileno.

20 3. Processo de acordo com a reivindicação 2, caracterizado pelo fato de que, após as etapas a) e b),

c) a fração A é conduzida em uma fração para a fabricação de 1,2-dicloroetano, opcionalmente após ter sido submetido a uma hidrogenação de acetileno, em um reator de cloração no qual a maior parte do etileno presente na fração A é convertida em 1,2-dicloroetano pela reação com cloro molecular;

25 d) o 1,2-dicloroetano obtido é separado da corrente de produtos derivados do reator de cloração;

e) o 1,2-dicloroetano separado é submetido a uma etapa de

craqueamento de 1,2-dicloroetano, assim produzindo cloreto de vinila e cloreto de hidrogênio;

f) o cloreto de vinila e o cloreto de hidrogênio obtidos são separados da corrente de produtos derivados de uma etapa de craqueamento do 1,2-dicloroetano; e

g) o cloreto de hidrogênio é submetido a uma oxidação no cloro molecular que é, posteriormente, reciclado para o reator de cloração.

4. Processo de acordo com a reivindicação 3, caracterizado pelo fato de que o cloreto de vinila é polimerizado para produzir cloreto de polivinila.

5. Processo de acordo com a reivindicação 2, caracterizado pelo fato de que, após as etapas a) e b),

c) a fração A é conduzida em uma fração para a fabricação de 1,2-dicloroetano opcionalmente após ter sido submetido a uma hidrogenação de acetileno, em um reator de cloração no qual no máximo 90 % do etileno presente na fração A são convertidos em 1,2-dicloroetano pela reação com cloro molecular;

d) o 1,2-dicloroetano formado no reator de cloração é opcionalmente isolado da corrente de produtos derivados do reator de cloração;

e) a corrente de produtos derivados do reator de cloração, da qual o 1,2-dicloroetano tenha sido opcionalmente extraído, é conduzida a um reator de oxicloração no qual a maioria do ajuste de etileno é convertida em 1,2-dicloroetano após opcionalmente se ter submetido o último a uma etapa e') de absorção/dessorção, durante a qual o 1,2-dicloroetano formado no reator de cloração é opcionalmente extraído, se ele não tiver sido anteriormente extraído; e

f) o 1,2-dicloroetano formado no reator de oxicloração é isolado da corrente dos produtos derivados do reator de oxicloração e é

opcionalmente adicionado ao 1,2-dicloroetano formado no reator de cloração.

6. Processo de acordo com a reivindicação 5, caracterizado pelo fato de que o 1,2-dicloroetano é submetido a uma etapa de craqueamento de 1,2-dicloroetano para produzir cloreto de vinila, e o cloreto de vinila é posteriormente polimerizado para produzir cloreto de polivinila.

7. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que, após as etapas a) e b),

c) a fração A é dividida em pelo menos duas frações, preferivelmente na fração A1 e na fração A2, da mesma composição ou de composição diferente antes de ser conduzida à fabricação de pelo menos um composto derivado de etileno.

8. Processo de acordo com a reivindicação 7, caracterizado pelo fato de que, após as etapas a) e b),

c) a fração A é dividida em fração A1 e fração A2 da mesma composição ou de composição diferente, a fração A1 e a fração A2 sendo conduzidas à fabricação de 1,2-dicloroetano e, opcionalmente, de qualquer composto dele derivado, opcionalmente após ter sido submetido a uma hidrogenação de acetileno.

9. Processo de acordo com a reivindicação 7, caracterizado pelo fato de que, após as etapas a) e b),

c) a fração A é dividida em fração A1 e fração A2 da mesma composição ou de composição diferente, uma das quais sendo conduzida à fabricação de 1,2-dicloroetano e, opcionalmente, a qualquer composto dele derivado, opcionalmente após ter sido submetido a uma hidrogenação de acetileno, enquanto a outra é conduzida à fabricação de pelo menos um composto derivado de etileno fabricado diretamente iniciando-se com etileno que seja diferente do 1,2-dicloroetano e, opcionalmente, de qualquer composto dele derivado.

10. Processo de acordo com qualquer das reivindicações 1 a 9,

caracterizado pelo fato de que o gás residual de baixo valor é um gás de saída de refinaria produzido em pelo menos uma unidade de craqueamento catalítico de fluido.

5 11. Processo de acordo com qualquer das reivindicações 1 a 10, caracterizado pelo fato de que o gás residual de baixo valor é uma mistura de vários gases que contém etileno e/ou seu(s) precursor(es) e compreende de 10 a 60 % em peso de etileno.

10 12. Processo de acordo com qualquer das reivindicações 1 a 11, caracterizado pelo fato de que a fração A contém pelo menos 95 % da quantidade de etileno que se acha contida na mistura dos produtos submetidos à etapa b).

RESUMO“PROCESSO PARA A FABRICAÇÃO DE PELO MENOS UM COMPOSTO DERIVADO DE ETILENO”

5 Processo para a fabricação de pelo menos um composto derivado de etileno iniciando-se de um gás residual de baixo valor, de preferência um ROG, de acordo com o qual: a) o gás residual de baixo valor é submetido a uma série de etapas de tratamento em uma unidade de recuperação de gás residual de baixo valor de modo a remover os componentes indesejáveis nela presentes e obter uma mistura de produtos que
10 contém etileno e outros constituintes; b) a referida mistura de produtos é fracionada em uma etapa de fracionamento em uma fração contendo quase todo o etileno (fração A), opcionalmente em uma fração individual de etano e em uma fração pesada (fração C); e c) a fração A é conduzida para a fabricação de pelo menos um composto derivado de etileno.