

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 371 570**

51 Int. Cl.:
C07C 17/02 (2006.01)
C07C 19/045 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

- 96 Número de solicitud europea: **07765577 .7**
96 Fecha de presentación: **22.06.2007**
97 Número de publicación de la solicitud: **2035358**
97 Fecha de publicación de la solicitud: **18.03.2009**

54 Título: **PROCESO PARA LA FABRICACIÓN DE 1,2-DICLOROETANO.**

30 Prioridad:
26.06.2006 FR 0605716

45 Fecha de publicación de la mención BOPI:
05.01.2012

45 Fecha de la publicación del folleto de la patente:
05.01.2012

73 Titular/es:
SOLVAY (SOCIÉTÉ ANONYME)
RUE DU PRINCE ALBERT, 33
1050 BRUXELLES, BE

72 Inventor/es:
STREBELLE, Michel y
BALTHASART, Dominique

74 Agente: **de Justo Bailey, Mario**

ES 2 371 570 T3

Aviso: En el plazo de nueve meses a contar desde la fecha de publicación en el Boletín europeo de patentes, de la mención de concesión de la patente europea, cualquier persona podrá oponerse ante la Oficina Europea de Patentes a la patente concedida. La oposición deberá formularse por escrito y estar motivada; sólo se considerará como formulada una vez que se haya realizado el pago de la tasa de oposición (art. 99.1 del Convenio sobre concesión de Patentes Europeas).

DESCRIPCIÓN

Proceso para la fabricación de 1,2-dicloroetano

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

10 Habitualmente se prepara DCE mediante oxícloración de etileno usando cloruro de hidrógeno (HCl) y una fuente de oxígeno o mediante cloración directa de etileno usando cloro. La deshidrocloración de DCE mediante pirólisis da así como resultado la producción de VC con la liberación de HCl. La oxícloración y la cloración generalmente se llevan a cabo en paralelo y el HCl producido en la pirólisis se usa en la oxícloración.

15 Hasta la fecha, normalmente se usa etileno que es puro en más del 99,8% para la fabricación de DCE. Este etileno de muy alta pureza se obtiene a través del craqueo térmico de diversos productos del petróleo, seguido de numerosas operaciones de separación complejas y costosas con el fin de aislar el etileno de los demás productos del craqueo y obtener un producto de muy alta pureza.

20 Dado el alto coste relacionado con la producción de etileno de tan alta pureza, y también la ventaja que podría haber en prever un proceso para la fabricación de VC mediante DCE en regiones favorables que carecen de capacidades de etileno accesible, se han previsto diversos procesos para la fabricación de DCE usando etileno que tiene una pureza inferior al 99,8%. Estos procesos tienen la ventaja de reducir los costes simplificando el transcurso de la separación de los productos que resultan del craqueo de productos del petróleo y por tanto abandonando las complejas separaciones que no son beneficiosas para la fabricación de DCE.

25 Por tanto, se han previsto diversos procesos para la fabricación de DCE partiendo de etileno que tiene una pureza inferior al 99,8% producido mediante craqueo simplificado de etano.

30 Por ejemplo, la solicitud de patente WO 00/26164 describe un proceso para la fabricación de DCE mediante cloración de etileno obtenido mediante craqueo simplificado de etano, teniendo lugar la cloración en presencia de impurezas obtenidas durante el craqueo de etano sin ninguna otra purificación.

35 La solicitud de patente WO 03/48088 describe en sí misma un proceso para la fabricación de DCE mediante deshidrogenación de etano que da lugar a la formación de una fracción que comprende etano, etileno e impurezas incluyendo hidrógeno, fracción que se somete entonces a una cloración y/o una oxícloración.

40 Estos procesos tienen la desventaja de que el etileno obtenido no puede usarse para un proceso combinado de cloración/oxícloración de etileno dado que el etileno contiene impurezas cuya presencia durante la reacción de oxícloración podría producir problemas operativos, concretamente el envenenamiento del catalizador por los productos pesados y una conversión poco económica del hidrógeno presente. Esta conversión de hidrógeno consumiría oxígeno de alta pureza que se sacrificaría por tanto para una reacción no deseada y liberaría un alto calor de reacción durante la conversión de hidrógeno en agua. Esta conversión limitaría entonces la capacidad del reactor de oxícloración, generalmente relacionado con la capacidad de intercambio de calor. Por tanto, debe dedicarse una inversión inusualmente alta con el fin de garantizar el área de intercambio de calor, y de ese modo el volumen del reactor, provocados por la presencia de hidrógeno en la mezcla.

45 La opción adoptada de quemar el hidrógeno en un reactor separado, descrita en la solicitud WO 03/48088, no resuelve la dificultad porque requiere una gran cantidad de oxígeno, una cantidad estequiométrica con respecto al hidrógeno, y también una gran área superficial para el intercambio, para eliminar ese calor de combustión. En consecuencia, tiene un importante consumo de etileno y puede tener problemas relacionados con la seguridad. Finalmente, la eliminación del agua formada conduce a un aumento en los costes de producción.

50 También se conocen procesos en los que se obtiene VC mediante oxícloración de etano y no de etileno. Tales procesos no han encontrado una aplicación industrial hasta ahora dado que se realizan a altas temperaturas, dan como resultado una selectividad mediocre con pérdida de los reactantes usados y costes para separar y destruir los subproductos y también se caracterizan por problemas de comportamiento de los materiales en un medio de oxícloración corrosivo. Finalmente, también se encuentran habitualmente problemas relacionados con el comportamiento de los catalizadores usados debido a la vaporización gradual de sus constituyentes y también relacionados con la deposición de estos constituyentes sobre la superficie fría del paquete de intercambiadores.

60 Un objeto de la presente invención en sí misma es proporcionar un proceso que usa etileno que tiene una pureza inferior al 99,8% que tiene la ventaja de reducir los costes relacionados con la producción de etileno de mayor pureza y que tiene la ventaja de evitar los problemas mencionados anteriormente.

65 A tal efecto, la invención se refiere a un proceso para la fabricación de DCE partiendo de una corriente de etano según el cual:

a) la corriente de etano se somete a una oxideshidrogenación catalítica produciendo una mezcla gaseosa que contiene etileno, etano sin convertir, agua y constituyentes secundarios;

b) opcionalmente dicha mezcla gaseosa se lava y se seca produciendo así una mezcla gaseosa seca;

c) tras una etapa de purificación adicional opcional, la mezcla gaseosa seca se transporta entonces hasta un reactor de cloración al que se suministra un flujo de cloro de modo que al menos el 10% del etileno se convierte en 1,2-dicloroetano;

d) el 1,2-dicloroetano formado en el reactor de cloración se aísla opcionalmente de la corriente de productos derivada del reactor de cloración;

e) la corriente de productos derivada del reactor de cloración, de la que se ha extraído opcionalmente el 1,2-dicloroetano, se transporta hasta un reactor de oxiclорación en el que la mayoría del resto de etileno se convierte en 1,2-dicloroetano, tras haberse sometido opcionalmente este último a una etapa de absorción/desorción e'), durante la cual se extrae opcionalmente el 1,2-dicloroetano formado en el reactor de cloración si no se ha extraído previamente;

f) el 1,2-dicloroetano formado en el reactor de oxiclорación se aísla de la corriente de productos derivada del reactor de oxiclорación y se añade opcionalmente al 1,2-dicloroetano formado en el reactor de cloración;

g) la corriente de productos derivada del reactor de oxiclорación, de la que se ha extraído el 1,2-dicloroetano, que contiene opcionalmente una corriente adicional de etano introducida previamente en una de las etapas b) a f), se recicla opcionalmente a la etapa a) tras haberse purgado opcionalmente de gases y/o tras un tratamiento adicional opcional con el fin de eliminar los productos clorados contenidos en la misma.

Según la etapa a) del proceso según la invención, se somete la corriente de etano a una oxideshidrogenación catalítica produciendo una mezcla gaseosa que contiene etileno, etano sin convertir, agua y constituyentes secundarios.

La corriente de etano sometida a la oxideshidrogenación catalítica puede ser o no químicamente pura. La corriente de etano usada puede contener hasta el 70% en volumen de otros gases tales como metano, hidrógeno, etileno, oxígeno, óxidos de carbono y nitrógeno.

La corriente de etano usada contiene ventajosamente al menos el 80% en volumen, preferiblemente al menos el 90% en volumen, de manera particularmente preferible al menos el 95% en volumen y de manera más particularmente preferible al menos el 98% en volumen de etano. Si es necesario, el etano puede separarse de los compuestos secundarios que tienen un mayor punto de ebullición en cualquier dispositivo conocido, por ejemplo mediante absorción, extracción, difusión o destilación.

La corriente de etano sometida a la oxideshidrogenación catalítica puede ser una fuente de etano tal como está disponible en el mercado pero también la corriente de productos derivada del reactor de oxiclорación, de la que se ha extraído el 1,2-dicloroetano, que contiene opcionalmente una corriente adicional de etano añadida a una de las etapas b) a f) y reciclada en la etapa g), o una mezcla de las dos.

La expresión "oxideshidrogenación (ODH) catalítica", también conocida como deshidrogenación oxidativa catalítica, se entiende que significa una oxidación parcial de etano por oxígeno en presencia de un catalizador.

La ODH puede tener lugar o bien a una temperatura superior a 650°C de hasta 800°C, por debajo del intervalo de temperaturas de craqueo térmico, o bien a una temperatura inferior a o igual a 650°C.

La presión a la que se lleva a cabo la etapa a) es ventajosamente de al menos 1, preferiblemente de al menos 1,5 y de manera particularmente preferible de al menos 2 bares absolutos. Ventajosamente es como máximo de 16, preferiblemente como máximo de 11 y de manera particularmente preferible como máximo de 6 bares absolutos.

El oxígeno introducido puede ser oxígeno o un gas que contiene oxígeno con otros gases inertes, tales como por ejemplo aire. Preferiblemente, se usa oxígeno. El oxígeno puede ser o no químicamente puro. Por tanto, es posible usar una fuente muy pura de oxígeno que contiene al menos el 99% en volumen de oxígeno pero también una fuente de oxígeno que contiene menos del 99% en volumen de oxígeno. En este último caso, el oxígeno usado contiene ventajosamente más del 90% en volumen y preferiblemente más del 95% en volumen de oxígeno. Se prefiere particularmente una fuente de oxígeno que contiene desde el 95 hasta el 99% en volumen de oxígeno.

La cantidad de oxígeno introducido, basada en la cantidad de etano, es ventajosamente desde 0,001 hasta 1 mol/mol, preferiblemente desde 0,005 hasta 0,5 mol/mol y de manera particularmente preferible desde 0,05 hasta 0,3 mol/mol.

La ODH puede llevarse a cabo en cualquier dispositivo conocido. Ventajosamente, la ODH se lleva a cabo en un reactor o una serie de reactores del tipo de lecho fijo que tienen uno o más lechos, entre los que puede llevarse a cabo una etapa de acondicionamiento térmico, o en un reactor o una serie de reactores del tipo de lecho fluido, preferiblemente adiabáticos o con control de temperatura usando un fluido auxiliar dentro del reactor (reactor multitubular o intercambiador de calor sumergido en el lecho catalítico) o en el exterior del reactor. Los reactantes pueden mezclarse previamente antes de su introducción en la zona de reacción. También pueden añadirse de diferente manera uno o más reactantes, por ejemplo entre los lechos de un reactor de múltiples lechos. El reactor puede estar equipado con medios de precalentamiento y con cualquier medio necesario para controlar la temperatura de reacción. Un intercambiador cruzado permite ventajosamente que se recupere el calor de los productos formados para volver a calentar los productos entrantes.

Pueden usarse diversos sistemas catalíticos para llevar a cabo la ODH según la invención.

Por tanto, puede hacerse una mención de catalizadores basados en óxidos alcalinotérreos, tales como por ejemplo catalizadores de Li/MgO que funcionan generalmente a temperaturas superiores a 600°C. También puede hacerse una mención de catalizadores basados en níquel (Ni). Los catalizadores que contienen molibdeno (Mo) y/o vanadio (V) tienen una ventaja particular. Estos catalizadores se basan generalmente en óxidos de estos elementos. Contienen ventajosamente, además, otros elementos tales como, por ejemplo Cr, Mn, Nb, Ta, Te, Ti, P, Sb, Bi, Zr, Ni, Ce, Al, Ca o W.

Los catalizadores basados en vanadio (V) son más particularmente ventajosos.

Se prefieren los óxidos mixtos que contienen V y al menos otro elemento elegido de Mo, W, Nb, Ta, Te, Ti, P, Sb, Bi, Zr, Ni, Ce, Al y Ca.

Se prefieren particularmente los óxidos mixtos que contienen tanto Mo como V, W como V o Mo, W como V.

Entre los que contienen Mo y V, puede hacerse una mención de Mo-V-O, Mo-V-Zr-O, Mo-V-Ta-Sb-Zr-O, Mo-V-Ta-Sb-O, Mo-V-Nb-Te-O, Mo-V-Nb-Bi-Ni-O, Mo-V-Nb-Bi-O, Mo-V-Nb-Ni-O, Mo-V-Nb-Sb-Ca-O, Mo-V-Ta-Al-O, Mo-V-Ta-O, Mo-V-Al-O, Mo-V-Sb-O, Mo-V-Nb-O y Mo-V-Nb-Sb.

Entre los que contienen W y V, puede hacerse una mención de W-V-O, W-V-Nb-O y W-V-Ta-O.

Entre los que contienen Mo, W y V, puede hacerse una mención de Mo-W-V-Ta-Te-Ti-P-Ni-Ce-O, Mo-W-V-Ta-Te-Ti-P-O, Mo-W-V-Te-Ti-P-Ce-O, Mo-W-V-Te-Ti-P-Ni-O, Mo-W-V-Te-Ti-P-O, Mo-W-V-Te-P-O, Mo-W-V-Te-O, Mo-W-V-Ta-Te-Ti-P-Ni-Ce-O, Mo-W-V-Ta-Te-Ti-P-O, Mo-W-V-Te-Ti-P-Ce-O, Mo-W-V-Te-Ti-P-Ni-O, Mo-W-V-Te-Ti-P-O, Mo-W-V-Te-Ti-O, Mo-W-V-Te-P-O, Mo-W-V-Te-O, Mo-W-V-Nb-O, Mo-W-V-Sb-O, Mo-W-V-Ti-Sb-Bi-O, Mo-W-V-Ti-Sb-O, Mo-W-V-Sb-Bi-O, Mo-W-V-Zr-O, Mo-W-V-Nb-Ta-O, Mo-W-V-Nb-O y Mo-W-V-O. También podrían usarse catalizadores de Ta-Ni-O, Nb-Ni-O y Nb-Ta-Ni-O.

Los catalizadores usados para la ODH pueden estar o no soportados. En el caso en el que están soportados, el soporte que puede usarse posiblemente incluye sílice, alúmina, óxido de titanio, carburo de silicio, zircona y mezclas de los mismos tales como óxidos mixtos.

Los catalizadores usados para la ODH son ventajosamente resistentes a DCE.

El catalizador usado puede colocarse sobre un lecho o en tubos o en el exterior de esos tubos de modo que puede obtenerse un control de temperatura mediante un fluido que rodea estos tubos o que discurre a través de los mismos.

La ODH de la corriente de etano proporciona una mezcla gaseosa que contiene etileno, etano sin convertir, agua y constituyentes secundarios. Los constituyentes secundarios pueden ser monóxido de carbono, dióxido de carbono, hidrógeno, diversos compuestos que contienen oxígeno tales como, por ejemplo, ácido acético o aldehídos, nitrógeno, metano, oxígeno, opcionalmente acetileno y opcionalmente compuestos orgánicos que comprenden al menos 3 átomos de carbono.

Según una primera variante del proceso según la invención, la ODH tiene lugar a una temperatura superior a desde 650°C hasta 800°C.

Según una segunda variante del proceso según la invención, la ODH tiene lugar a una temperatura inferior a o igual a 650°C.

Ventajosamente, la ODH tiene lugar entonces a una temperatura inferior a o igual a 600°C, preferiblemente inferior a o igual a 550°C, de manera particularmente preferible inferior a o igual a 500°C, de manera más particularmente preferible inferior a o igual a 450°C y de la manera más particularmente preferible inferior a o igual a 400°C. Una temperatura de entre 200 y 400°C es particularmente ventajosa.

En este caso, el proceso según la invención tiene la ventaja de generar cantidades muy pequeñas de hidrógeno responsables de muchos inconvenientes.

5 Según esta segunda variante, ventajosamente la ODH hace que sea imposible que se generen compuestos pesados que tienen un número de átomos de carbono mayor que o igual a 3, tal como por ejemplo propileno y olefinas cuyo peso molecular es superior al del propileno, en cantidades molestas.

Se prefiere la segunda variante del proceso según la invención con respecto a la primera.

10 Según la etapa b) del proceso según la invención, dicha mezcla gaseosa obtenida en la etapa a) opcionalmente se lava y se seca produciendo así una mezcla gaseosa seca.

15 La mezcla gaseosa obtenida en la etapa a) puede lavarse o no. Preferiblemente, se lava. El lavado de la mezcla gaseosa obtenida en la etapa a) puede llevarse a cabo mediante cualquier medio conocido. Preferiblemente, se lleva a cabo usando un líquido de lavado acuoso, preferiblemente alcalino, o usando un líquido no acuoso. Entre los líquidos de lavado acuosos, puede hacerse una mención de hidróxido de sodio, carbonato de sodio, hidrogenocarbonato de sodio e hidróxido de sodio. Entre los líquidos no acuosos, puede hacerse una mención de metilpirrolidona, aceites pesados y metanol. Mediante esta operación, se eliminan ventajosamente sólidos tales como carbón, compuestos de azufre, dióxido de carbono, hidrocarburos saturados o insaturados que son más pesados que el etileno, acetileno, especies ácidas tales como ácido acético o cloruro de hidrógeno, y aldehídos.

20 El secado de la mezcla gaseosa puede llevarse a cabo entonces mediante cualquier medio conocido. Preferiblemente, el secado se lleva a cabo mediante enfriamiento al final de una compresión de los gases y/o mediante adsorción sobre un desecante sólido tal como un tamiz molecular, alúmina o cal.

25 La etapa de lavado, cuando tiene lugar, y la etapa de secado pueden tener lugar en cualquier orden. Por tanto, es posible lavar y luego secar la mezcla gaseosa o secarla y luego lavarla. Preferiblemente, dicha mezcla gaseosa obtenida en la etapa a) se lava y luego se seca, produciendo así una mezcla gaseosa seca.

30 Tras la etapa b), la cantidad de agua en la mezcla gaseosa seca es ventajosamente inferior a o igual a 500 ppm, preferiblemente inferior a o igual a 10 ppm y de manera particularmente preferible inferior a o igual a 1 ppm en volumen.

35 Puede preverse una etapa de purificación adicional, preferiblemente una etapa de purificación química, de la mezcla gaseosa seca antes de que entre en el reactor de cloración con el fin de eliminar cualquier compuesto que no se desee en la cloración. Este puede ser el caso para el acetileno, por ejemplo, formado durante la etapa a) pero también para el oxígeno que no se desea cuando está en exceso.

40 El acetileno puede eliminarse ventajosamente mediante una hidrogenación, preferiblemente por medio del hidrógeno presente en la mezcla.

45 Según la etapa c) del proceso según la invención, tras la etapa de purificación adicional opcional mencionada anteriormente, se transporta la mezcla gaseosa seca hasta un reactor de cloración al que se suministra un flujo de cloro de modo que al menos el 10% del etileno se convierte en DCE.

50 El flujo de cloro es tal que al menos el 10%, preferiblemente al menos el 20% y de manera particularmente preferible al menos el 40% del etileno se convierte en DCE. El flujo de cloro es tal que ventajosamente como máximo el 90%, preferiblemente como máximo el 80% y de manera particularmente preferible como máximo el 60% del etileno se convierte en DCE.

55 Según el proceso de la invención, la mezcla gaseosa seca, antes de entrar en el reactor de cloración, se caracteriza ventajosamente por un contenido en etano que es mayor que o igual al 5%, preferiblemente mayor que o igual al 10%, de manera particularmente preferible mayor que o igual al 20% y de manera más particularmente preferible mayor que o igual al 25% en volumen con relación al volumen total de la mezcla gaseosa seca.

60 La mezcla gaseosa seca, antes de entrar en el reactor de cloración, se caracteriza ventajosamente por un contenido en etano que es inferior a o igual al 95%, preferiblemente inferior a o igual al 90%, y de manera particularmente preferible inferior a o igual al 80% en volumen con relación al volumen total de la mezcla gaseosa seca.

El contenido en etano relativo es preferiblemente mayor que o igual al 10%, preferiblemente mayor que o igual al 15% y de manera particularmente preferible mayor que o igual al 20% en volumen de compuestos distintos a etileno.

65 El contenido en etano relativo es preferiblemente inferior a o igual al 90%, preferiblemente inferior a o igual al 85% y de manera particularmente preferible inferior a o igual al 80% en volumen de compuestos distintos a etileno.

La mezcla gaseosa seca, antes de entrar en el reactor de cloración, se caracteriza ventajosamente por un contenido en etileno que es mayor que o igual al 1%, preferiblemente mayor que o igual al 3%, y de manera particularmente preferible mayor que o igual al 5% en volumen con relación al volumen total de la mezcla gaseosa seca.

- 5 La mezcla gaseosa seca, antes de entrar en el reactor de cloración, se caracteriza ventajosamente por un contenido en etileno que es inferior a o igual al 50%, preferiblemente inferior a o igual al 25%, en volumen con relación al volumen total de la mezcla gaseosa seca.

- 10 La mezcla gaseosa seca, antes de entrar en el reactor de cloración, se caracteriza ventajosamente por un contenido en monóxido de carbono que es inferior a o igual al 20%, preferiblemente inferior a o igual al 15%, y de manera particularmente preferible inferior a o igual al 10% en volumen con relación al volumen total de la mezcla gaseosa seca.

- 15 La mezcla gaseosa seca, antes de entrar en el reactor de cloración, se caracteriza ventajosamente por un contenido en dióxido de carbono que es inferior a o igual al 30%, preferiblemente inferior a o igual al 25%, y de manera particularmente preferible inferior a o igual al 20% en volumen con relación al volumen total de la mezcla gaseosa seca.

- 20 La mezcla gaseosa seca, antes de entrar en el reactor de cloración, se caracteriza ventajosamente por un contenido en oxígeno que es inferior a o igual al 10%, preferiblemente inferior a o igual al 5%, y de manera particularmente preferible inferior a o igual al 3% en volumen con relación al volumen total de la mezcla gaseosa seca.

- 25 La mezcla gaseosa seca, antes de entrar en el reactor de cloración, se caracteriza ventajosamente por un contenido en nitrógeno que es inferior a o igual al 30%, preferiblemente inferior a o igual al 15%, y de manera particularmente preferible inferior a o igual al 10% en volumen con relación al volumen total de la mezcla gaseosa seca.

- 30 La mezcla gaseosa seca, antes de entrar en el reactor de cloración, se caracteriza ventajosamente por un contenido en hidrógeno que es inferior a o igual al 50%, preferiblemente inferior a o igual al 35%, y de manera particularmente preferible inferior a o igual al 25% en volumen con relación al volumen total de la mezcla gaseosa seca.

- 35 La reacción de cloración se lleva a cabo ventajosamente en una fase líquida (preferiblemente de DCE principalmente) que contiene un catalizador disuelto tal como FeCl_3 u otro ácido de Lewis. Es posible combinar ventajosamente este catalizador con cocatalizadores tales como cloruros de metales alcalinos. Una pareja que ha proporcionado buenos resultados es el complejo de FeCl_3 con LiCl (tetracloroferrato de litio, tal como se describe en la solicitud de patente NL 6901398).

Las cantidades de FeCl_3 ventajosamente usadas son de aproximadamente 1 a 30 g de FeCl_3 por kg de disolución madre líquida. La razón molar de FeCl_3 con respecto a LiCl es ventajosamente de aproximadamente 0,5 a 2.

- 40 Además, el proceso de cloración se realiza preferiblemente en un medio líquido orgánico clorado. Más preferiblemente, este medio líquido orgánico clorado, también denominado disolución madre, se compone principalmente de DCE.

- 45 El proceso de cloración según la invención se lleva a cabo ventajosamente a temperaturas de entre 30 y 150°C. Se han obtenido buenos resultados independientemente de la presión tanto a una temperatura por debajo del punto de ebullición (cloración en condiciones de subenfriamiento) como en el propio punto de ebullición (cloración en ebullición).

- 50 Cuando el proceso de cloración según la invención es un proceso de cloración en condiciones de subenfriamiento, proporcionó buenos resultados mediante el funcionamiento a una temperatura que era ventajosamente mayor que o igual a 50°C y preferiblemente mayor que o igual a 60°C, pero ventajosamente inferior a o igual a 80°C y preferiblemente inferior a o igual a 70°C, y con una presión en la fase gaseosa ventajosamente mayor que o igual a 1 y preferiblemente mayor que o igual a 1,1 bares absolutos, pero ventajosamente inferior a o igual a 30, preferiblemente inferior a o igual a 25 y de manera particularmente preferible inferior a o igual a 20 bares absolutos.

- 55 Se prefiere particularmente un proceso para cloración en el punto de ebullición, que hace posible, cuando sea apropiado, recuperar de forma útil el calor de reacción. En este caso, la reacción tiene lugar ventajosamente a una temperatura mayor que o igual a 60°C, preferiblemente mayor que o igual a 70°C y de manera particularmente preferible mayor que o igual a 85°C, pero ventajosamente inferior a o igual a 150°C y preferiblemente inferior a o igual a 135°C, y con una presión en la fase gaseosa ventajosamente mayor que o igual a 0,2, preferiblemente mayor que o igual a 0,5, de manera particularmente preferible mayor que o igual a 1,1 y de manera más particularmente preferible mayor que o igual a 1,3 bares absolutos, pero ventajosamente inferior a o igual a 20 y preferiblemente inferior a o igual a 15 bares absolutos.

- 65 El proceso de cloración también puede ser un proceso con enfriamiento en circuito cerrado híbrido para cloración en el punto de ebullición. La expresión "proceso con enfriamiento en circuito cerrado híbrido para cloración en el punto

- de ebullición" se entiende que significa un proceso en el que el enfriamiento del medio reacción se lleva a cabo, por ejemplo por medio de un intercambiador sumergido en el medio de reacción o mediante un circuito cerrado que circula en un intercambiador, mientras que se produce en la fase gaseosa al menos la cantidad de DCE formado. Ventajosamente, se ajustan la temperatura y la presión de reacción para que el DCE producido salga en la fase gaseosa y para que se elimine el resto del calor del medio de reacción por medio de la superficie de intercambio.
- La mezcla gaseosa seca que contiene el etileno y también el cloro (puro en sí mismo o diluido) pueden introducirse, juntos o por separado, en el medio de reacción mediante cualquier dispositivo conocido. Una introducción por separado de la mezcla gaseosa seca puede ser ventajosa con el fin de aumentar su presión parcial y para facilitar su disolución que constituye a menudo una etapa limitante del proceso.
- Los productos clorados obtenidos contienen principalmente DCE y también pequeñas cantidades de subproductos tales como 1,1,2-tricloroetano o pequeñas cantidades de productos de cloración de metano o etano.
- Según la etapa d) del proceso según la invención, se aísla el DCE formado en el reactor de cloración opcionalmente de la corriente de productos derivada del reactor de cloración. En determinados casos, puede ser ventajoso no aislar el DCE formado en el reactor de cloración de la corriente de productos derivada del reactor de cloración. Preferiblemente sin embargo, se aísla el DCE formado en el reactor de cloración de la corriente de productos derivada del reactor de cloración.
- Cuando tiene lugar, la separación del DCE obtenido de la corriente de productos derivada del reactor de cloración se lleva a cabo según métodos conocidos y en general hace posible aprovechar el calor de la reacción de cloración. Entonces se lleva a cabo preferiblemente mediante condensación y separación gas/líquido.
- Según la etapa e) del proceso según la invención, la corriente de productos derivada del reactor de cloración, de la que se ha extraído opcionalmente el DCE, se transporta hasta un reactor de oxiclорación en el que la mayoría del resto de etileno se convierte en DCE, tras haberse sometido opcionalmente este último a una etapa de absorción/desorción e'), durante la cual se extrae opcionalmente el 1,2-dicloroetano formado en el reactor de cloración si no se ha extraído previamente.
- Según el proceso de la invención, la corriente de productos derivada del reactor de cloración, de la que se ha extraído opcionalmente el DCE, antes de entrar en el reactor de oxiclорación, tras la etapa opcional e'), se caracteriza ventajosamente por un contenido en etano que es mayor que o igual al 5%, preferiblemente mayor que o igual al 25%, en volumen con relación al volumen total de dicha corriente.
- La corriente de productos derivada del reactor de cloración, de la que se ha extraído opcionalmente el DCE, antes de entrar en el reactor de oxiclорación, se caracteriza ventajosamente por un contenido en etano que es inferior a o igual al 95%, preferiblemente inferior a o igual al 90%, de manera particularmente preferible inferior a o igual al 85% y de manera más particularmente preferible inferior a o igual al 80% en volumen con relación al volumen total de dicha corriente.
- Dicha corriente de productos, antes de entrar en el reactor de oxiclорación, se caracteriza ventajosamente por un contenido en etileno que es mayor que o igual al 1%, preferiblemente mayor que o igual al 2%, en volumen con relación al volumen total de dicha corriente.
- Dicha corriente, antes de entrar en el reactor de oxiclорación, se caracteriza ventajosamente por un contenido en etileno que es inferior a o igual al 50%, preferiblemente inferior a o igual al 25%, en volumen con relación al volumen total de dicha corriente.
- Dicha corriente, antes de entrar en el reactor de oxiclорación, se caracteriza ventajosamente por un contenido de dióxido de carbono, monóxido de carbono y nitrógeno que es inferior a o igual al 70%, preferiblemente inferior a o igual al 60%, y de manera particularmente preferible inferior a o igual al 55% en volumen con relación al volumen total de dicha corriente.
- Dicha corriente, antes de entrar en el reactor de oxiclорación, se caracteriza ventajosamente por un contenido en oxígeno que es inferior a o igual al 10%, preferiblemente inferior a o igual al 5%, y de manera particularmente preferible inferior a o igual al 3% en volumen con relación al volumen total de dicha corriente.
- Dicha corriente, antes de entrar en el reactor de oxiclорación, se caracteriza ventajosamente por un contenido en hidrógeno que es inferior a o igual al 10%, preferiblemente inferior a o igual al 5%, de manera particularmente preferible inferior a o igual al 3,5% y de manera más particularmente preferible inferior a o igual al 2,5% en volumen con relación al volumen total de dicha corriente.
- La reacción de oxiclорación se lleva a cabo ventajosamente en presencia de un catalizador que comprende elementos activos, incluyendo cobre, depositados sobre un soporte inerte. El soporte inerte se elige ventajosamente de alúmina, geles de sílice, óxidos mixtos, arcillas y otros soportes de origen natural. La alúmina constituye un

soporte inerte preferido.

Se prefieren los catalizadores que comprenden elementos activos que son ventajosamente de al menos 2 en número, uno de los cuales es cobre. Entre los elementos activos distintos a cobre, puede hacerse una mención de metales alcalinos, metales alcalinotérreos, metales de las tierras raras y metales del grupo compuesto por rutenio, rodio, paladio, osmio, iridio, platino y oro. Los catalizadores que contienen los siguientes elementos activos son particularmente ventajosos: cobre/magnesio/potasio, cobre/magnesio/sodio, cobre/magnesio/litio, cobre/magnesio/cesio, cobre/magnesio/sodio/litio, cobre/magnesio/potasio/litio y cobre/magnesio/cesio/litio, cobre/magnesio/sodio/potasio, cobre/magnesio/sodio/cesio y cobre/magnesio/potasio/cesio. Los catalizadores descritos en las solicitudes de patente EP-A-255156, EP-A-494474, EP-A-657212 y EP-A-657213 son los más particularmente preferidos.

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

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

El contenido en metales alcalinos, calculado en forma metálica, es ventajosamente de entre 0,1 y 30 g/kg, preferiblemente de entre 0,5 y 20 g/kg y de manera particularmente preferible de entre 1 y 15 g/kg del catalizador.

Las razones atómicas de Cu/Mg/metal(es) alcalino(s) son ventajosamente de 1/0,1-2/0,05-2, preferiblemente de 1/0,2-1,5/0,1-1,5 y de manera particularmente preferible de 1/0,5-1/0,15-1.

Son particularmente ventajosos los catalizadores que tienen un área superficial específica medida según el método BET con nitrógeno comprendida ventajosamente entre 25 m²/g y 300 m²/g, preferiblemente entre 50 y 200 m²/g y de manera particularmente preferible entre 75 y 175 m²/g.

Los catalizadores pueden usarse en un lecho fijo o en un lecho fluidizado. Se prefiere esta segunda opción. El proceso de oxiclación se hace funcionar en el intervalo de condiciones habitualmente recomendado para esta reacción. La temperatura es ventajosamente de entre 150 y 300°C, preferiblemente de entre 200 y 275°C y lo más preferiblemente de desde 215 hasta 255°C. La presión es ventajosamente mayor que la presión atmosférica. Han proporcionado buenos resultados valores de entre 2 y 10 bares absolutos. Se prefiere el intervalo entre 4 y 7 bares absolutos. Esta presión puede ajustarse de forma útil para lograr un tiempo de residencia óptimo en el reactor y para mantener una tasa constante de paso para diversas velocidades de funcionamiento. Los tiempos de residencia habituales oscilan entre 1 y 60 s y preferiblemente entre 10 y 40 s.

La fuente de oxígeno para esta oxiclación puede ser aire, oxígeno puro o una mezcla de los mismos, preferiblemente oxígeno puro. Se prefiere esta última solución, que permite un fácil reciclado de los reactantes sin convertir.

Los reactantes pueden introducirse en el lecho mediante cualquier dispositivo conocido. Generalmente es ventajoso introducir el oxígeno por separado de los demás reactantes por motivos de seguridad. Estos motivos de seguridad también requieren que se mantenga la mezcla gaseosa que abandona el reactor o que se recicle al mismo fuera de los límites de inflamabilidad a las presiones y temperaturas en cuestión. Es preferible mantener una denominada mezcla rica, es decir, que contiene demasiado poco oxígeno con relación al combustible para quemar. A este respecto, la abundante presencia (> 2% en volumen, preferiblemente > 5% en volumen) de hidrógeno constituiría una desventaja dado el amplio intervalo de inflamabilidad de este compuesto.

La razón de cloruro de hidrógeno/oxígeno usada es ventajosamente de entre 3 y 6 mol/mol. La razón de etileno/cloruro de hidrógeno es ventajosamente de entre 0,4 y 0,6 mol/mol.

Los productos clorados obtenidos contienen principalmente DCE y también pequeñas cantidades de subproductos tales como 1,1,2-tricloroetano.

En determinados casos, puede ser ventajoso, antes de entrar en el reactor de oxiclación, someter la corriente de productos derivada del reactor de cloración, de la que se ha extraído opcionalmente el DCE, a la etapa de absorción/desorción e'), durante la cual se extrae opcionalmente el 1,2-dicloroetano formado en el reactor de cloración si no se ha extraído previamente.

La expresión "etapa e)", durante la cual se extrae opcionalmente el DCE formado en el reactor de cloración si no se ha extraído previamente" se entiende que significa que el DCE formado en el reactor de cloración puede extraerse durante la etapa e') si esta etapa tiene lugar y si no se ha extraído previamente. Preferiblemente, el DCE contaminado en el reactor de cloración se extrae durante la etapa e') si esta etapa tiene lugar y si no se ha extraído previamente.

La etapa e') tiene lugar ventajosamente en el caso de la primera variante del proceso según la invención según el cual la ODH tiene lugar a temperaturas mayores que desde 650°C hasta 800°C y el contenido en hidrógeno en la corriente de productos derivada del reactor de cloración es demasiado alto.

5 Por tanto, la corriente de productos derivada del reactor de cloración, de la que se ha extraído opcionalmente el 1,2-dicloroetano, (conocida a continuación en el presente documento como corriente de cloración) se somete ventajosamente a una etapa de absorción y a una etapa de desorción en la que dicha corriente preferiblemente se pone en contacto con un agente de lavado que contiene DCE.

10 La expresión "agente de lavado que contiene DCE" o más sencillamente "agente de lavado" se entiende que significa una composición en la que el DCE está presente en estado líquido.

15 El agente de lavado que puede usarse según la presente invención, por tanto, contiene ventajosamente DCE en estado líquido. La presencia, en dicho agente de lavado, de otros compuestos no está excluida en absoluto del alcance de la invención. Sin embargo, se prefiere que el agente de lavado contenga al menos el 50% en volumen de DCE, más particularmente al menos el 80% en volumen y de la manera más particularmente preferible al menos el 95% en volumen.

20 El agente de lavado usado para la etapa de absorción puede componerse de agente de lavado nuevo de cualquier origen, por ejemplo DCE en bruto que sale de la unidad de cloración, DCE en bruto que sale de la unidad de oxiclорación o una mezcla de los dos que no se ha purificado. También puede componerse de dicho DCE que se ha purificado previamente o la totalidad o parte del agente de lavado recuperado durante la etapa de desorción explicada a continuación que contiene opcionalmente el DCE formado en el reactor de cloración y extraído en la etapa de desorción, tras un tratamiento opcional que hace posible reducir la concentración, en el DCE, de los
25 compuestos que son más pesados que el etano, tal como se explica a continuación, opcionalmente con la adición de agente de lavado nuevo.

30 Preferiblemente, el agente de lavado usado para la etapa de absorción se compone de la totalidad o parte del agente de lavado recuperado durante la etapa de desorción que contiene opcionalmente el DCE formado en el reactor de cloración y extraído en la etapa de desorción, tras el tratamiento opcional mencionado anteriormente, opcionalmente con la adición de agente de lavado nuevo. En el caso en el que se aísla el DCE formado en la reacción de cloración de la corriente de productos derivada del reactor de cloración en la salida de cloración, de una manera particularmente preferida, el agente de lavado usado para la etapa de absorción se compone de la totalidad o parte del agente de lavado recuperado durante la etapa de desorción, tras el tratamiento opcional mencionado
35 anteriormente, con la adición de agente de lavado nuevo (para compensar pérdidas de agente de lavado durante las etapas de absorción y desorción).

40 El tratamiento opcional mencionado anteriormente que hace posible reducir la concentración, en el agente de lavado, de los compuestos que son más pesados que el etano, preferiblemente de los compuestos que comprenden al menos 3 átomos de carbono, puede ser una etapa de desorción de los compuestos que son más pesados que el etano y más ligeros que el agente de lavado o una etapa de destilación del agente de lavado. Preferiblemente, consiste en desorber los compuestos que son más pesados que el etano y más ligeros que el agente de lavado. Preferiblemente, tiene lugar este tratamiento del agente de lavado.

45 Una ventaja esencial reside en el hecho de que la presencia de este DCE no es molesta en absoluto, como lo es el compuesto formado principalmente durante la oxiclорación o la cloración.

50 La razón entre los rendimientos respectivos de agente de lavado y la corriente de cloración no es crítica y puede variar en gran medida. En la práctica, sólo está limitada por el coste de regenerar el agente de lavado. En general, el rendimiento de agente de lavado es de al menos 1, preferiblemente de al menos 5 y de manera particularmente preferible de al menos 10 toneladas por tonelada de corriente de cloración. En general, el rendimiento de agente de lavado es como máximo de 100, preferiblemente como máximo de 50 y de manera particularmente preferible como máximo de 25 toneladas por tonelada de la mezcla de etileno y etano que va a extraerse de la corriente de cloración.

55 Se lleva a cabo la etapa de absorción ventajosamente por medio de un absorbedor tal como, por ejemplo, un absorbedor de película ascendente o película descendente o una columna de absorción elegida de columnas de platos, columnas con relleno al azar, columnas con relleno estructurado, columnas que combinan uno o más de los componentes internos mencionados anteriormente y columnas de pulverización. Se lleva a cabo la etapa de absorción preferiblemente por medio de una columna de absorción y de manera particularmente preferible por medio
60 de una columna de absorción de platos.

La columna de absorción está equipada ventajosamente con accesorios asociados tales como, por ejemplo, al menos un condensador o enfriador que es interno o externo respecto a la columna.

65 La etapa de absorción mencionada anteriormente se lleva a cabo ventajosamente a una presión de al menos 15, preferiblemente de al menos 20 y de manera particularmente preferible de al menos 25 bares absolutos. Se lleva a

cabo la etapa de absorción ventajosamente a una presión como máximo de 40, preferiblemente como máximo de 35 y de manera particularmente preferible como máximo de 30 bares absolutos.

5 La temperatura a la que se lleva a cabo la etapa de absorción es ventajosamente de al menos -10, preferiblemente de al menos 0 y de manera particularmente preferible de al menos 10°C en la parte superior del absorbedor o la columna de absorción. Ventajosamente es como máximo de 60, preferiblemente como máximo de 50 y de manera particularmente preferible como máximo de 40°C en la parte superior del absorbedor o la columna de absorción.

10 La temperatura en la parte inferior del absorbedor o la columna de absorción es de al menos 0, preferiblemente de al menos 10 y de manera particularmente preferible de al menos 20°C. Ventajosamente es como máximo de 70, preferiblemente como máximo de 60 y de manera particularmente preferible como máximo de 50°C.

15 La corriente que resulta de la etapa de absorción, que es la corriente de cloración purificada de compuestos que son más ligeros que etileno, se somete ventajosamente a la etapa de desorción.

20 Puede eliminarse el agente de lavado recuperado tras la etapa de desorción que contiene opcionalmente el DCE formado en el reactor de cloración entonces extraído, transportarse completa o parcialmente hasta el sector de oxiclación en el que el DCE llega junto con el DCE formado en el reactor de oxiclación, o volver a transportarse completa o parcialmente hasta la etapa de absorción, opcionalmente tras el tratamiento mencionado anteriormente, con la adición opcional de agente de lavado nuevo. Preferiblemente, el agente de lavado recuperado tras la etapa de desorción vuelve a transportarse completa o parcialmente hasta la etapa de absorción, tras el tratamiento opcional mencionado anteriormente, con la adición opcional de agente de lavado nuevo, o hasta el sector de oxiclación. En el caso en el que se aísla el DCE formado en el reactor de cloración de la corriente de productos derivada del reactor de cloración en la salida de cloración, de una manera particularmente preferida, el agente de lavado recuperado tras la etapa de desorción vuelve a transportarse completa o parcialmente hasta la etapa de absorción, tras el tratamiento opcional mencionado anteriormente, con la adición de agente de lavado nuevo.

30 La etapa de desorción se lleva a cabo ventajosamente por medio de un desorbedor tal como, por ejemplo, un desorbedor de película ascendente o película descendente, un calderín o una columna de desorción elegida de columnas de platos, columnas con relleno al azar, columnas con relleno estructurado, columnas que combinan uno o más de los componentes internos mencionados anteriormente y columnas de pulverización. Se lleva a cabo la etapa de desorción preferiblemente por medio de una columna de desorción y de manera particularmente preferible por medio de una columna de desorción de platos.

35 La columna de desorción está equipada ventajosamente con accesorios asociados tales como, por ejemplo, al menos un condensador o un enfriador que es interno o externo respecto a la columna y al menos un calderín.

40 La presión de desorción se elige ventajosamente de modo que el contenido de compuestos que tienen al menos 3 átomos de carbono en el gas desorbido es inferior a 100 ppm, preferiblemente inferior a o igual a 50 ppm y de manera particularmente preferible inferior a o igual a 20 ppm en volumen.

45 Se lleva a cabo ventajosamente la etapa de desorción mencionada anteriormente a una presión de al menos 1, preferiblemente de al menos 2 y de manera particularmente preferible de al menos 3 bares absolutos. Se lleva a cabo ventajosamente la etapa de desorción a una presión como máximo de 20, preferiblemente como máximo de 15 y de manera particularmente preferible como máximo de 10 bares absolutos.

50 La temperatura a la que se lleva a cabo la etapa de desorción es ventajosamente de al menos -10, preferiblemente de al menos 0 y de manera particularmente preferible de al menos 10°C en la parte superior del desorbedor o la columna de desorción. Ventajosamente es como máximo de 60, preferiblemente como máximo de 50 y de manera particularmente preferible como máximo de 45°C en la parte superior del desorbedor o la columna de desorción.

55 La temperatura en la parte inferior del desorbedor o la columna de desorción es de al menos 60, preferiblemente de al menos 80 y de manera particularmente preferible de al menos 100°C. Ventajosamente es como máximo de 200, preferiblemente como máximo de 160 y de manera particularmente preferible como máximo de 150°C.

La preferencia más particular está sujeta al caso en el que se lleva a cabo la etapa de absorción en una columna de absorción y la etapa de desorción en una columna de desorción.

60 El hidrógeno recuperado tras la etapa de absorción se desarrolla ventajosamente como combustible o como reactante, opcionalmente tras una etapa de purificación. Por tanto, el hidrógeno puede desarrollarse como combustible en la etapa de pirólisis de DCE o en la etapa de ODH a). También puede desarrollarse como reactante para una reacción de hidrogenación, por ejemplo.

65 Según la etapa f) del proceso según la invención, se aísla el DCE formado en el reactor de oxiclación de la corriente de productos derivada del reactor de oxiclación y se añade opcionalmente al DCE formado en el reactor de cloración.

5 La separación del DCE obtenido a partir de la corriente de productos derivada del reactor de oxícloración se lleva a cabo según métodos conocidos. Se lleva a cabo preferiblemente en primer lugar mediante condensación. El calor del reactor de oxícloración se recupera generalmente en estado de vapor que puede usarse para las separaciones o para cualquier otro uso.

10 Tras salir del reactor de oxícloración, la corriente de productos derivada del reactor también se lava ventajosamente para recuperar el HCl sin convertir. Esta operación de lavado es ventajosamente una etapa de lavado alcalino. Va seguida preferiblemente de una etapa de separación gas/líquido que hace posible recuperar el DCE formado en forma líquida y finalmente secar el DCE. Los gases opcionalmente reciclados a la ODH se secan mediante enfriamiento.

15 La expresión "se añade opcionalmente al DCE formado en el reactor de cloración" se entiende que significa que si se aísla el DCE formado en el reactor de cloración de la corriente de productos derivada de este reactor, al salir del reactor de cloración o tras la etapa e'), el DCE formado en el reactor de oxícloración puede añadirse o no al mismo. Preferiblemente, se añade al mismo. Si por otro lado, no se aísla este primer DCE, el DCE aislado a partir de la corriente de productos derivada del reactor de oxícloración es ventajosamente la única corriente de DCE recuperado.

20 Según la etapa opcional g) del proceso según la invención, la corriente de productos derivada del reactor de oxícloración, de la que se ha extraído el DCE, que contiene opcionalmente una corriente adicional de etano introducida previamente en una de las etapas b) a f), se recicla opcionalmente a la etapa a) tras haberse purgado opcionalmente de gases y/o tras un tratamiento adicional opcional con el fin de eliminar los productos clorados contenidos en la misma.

25 La corriente de productos derivada del reactor de oxícloración, de la que se ha extraído el DCE, puede reciclarse a la etapa a) o no, durante la etapa opcional g). Preferiblemente, la corriente de productos derivada del reactor de oxícloración, de la que se ha extraído el DCE, se recicla a la etapa a) durante la etapa g).

30 Por tanto, puede encontrarse una corriente adicional de etano introducida previamente en una de las etapas b) a f) en esta corriente reciclada en la etapa g).

35 Por tanto, en el caso particular en el que sólo esta disponible una corriente pobre de etano, por ejemplo que tiene el 30 o el 40% en volumen de etano, es ventajoso introducir esta corriente no directamente en la etapa a) sino, por ejemplo, en la etapa de absorción/desorción e') de modo que los gases ligeros se extraen de la misma y la corriente residual se recicla a la ODH durante la etapa g).

40 De manera similar, en el caso particular en el que la corriente de etano disponible es rica en compuestos de azufre, puede ser ventajoso introducir esta corriente no directamente en la etapa a) sino, por ejemplo, en la etapa b) para retirar de la misma estos compuestos molestos; tras haberse sometido a las etapas c) a f), esta corriente de etano se recicla entonces a la ODH durante la etapa g).

45 La corriente de productos derivada del reactor de oxícloración, de la que se ha extraído el DCE, se caracteriza ventajosamente por un contenido en etano que es mayor que o igual al 5%, preferiblemente mayor que o igual al 15%, de manera particularmente preferible mayor que o igual al 30% y de manera más particularmente preferible mayor que o igual al 40% en volumen con relación al volumen total de dicha corriente.

50 La corriente de productos derivada del reactor de oxícloración, de la que se ha extraído el DCE, se caracteriza ventajosamente por un contenido en etano que es inferior a o igual al 95%, preferiblemente inferior a o igual al 90%, de manera particularmente preferible inferior a o igual al 85% y de manera más particularmente preferible inferior a o igual al 80% en volumen con relación al volumen total de dicha corriente.

55 La corriente de productos derivada del reactor de oxícloración, de la que se ha extraído el DCE, se caracteriza ventajosamente por un contenido en etileno que es inferior a o igual al 10%, preferiblemente inferior a o igual al 5% y de manera particularmente preferible inferior a o igual al 2% en volumen con relación al volumen total de dicha corriente.

60 La corriente de productos derivada del reactor de oxícloración, de la que se ha extraído el DCE, se caracteriza ventajosamente por un contenido en hidrógeno que es inferior a o igual al 10%, preferiblemente inferior a o igual al 5% y de manera particularmente preferible inferior a o igual al 2% en volumen con relación al volumen total de dicha corriente.

65 La corriente de productos derivada del reactor de oxícloración, de la que se ha extraído el DCE, se caracteriza ventajosamente por un contenido de monóxido de carbono, dióxido de carbono y nitrógeno que es inferior a o igual al 70%, preferiblemente inferior a o igual al 60%, y de manera particularmente preferible inferior a o igual al 55% en volumen con relación al volumen total de dicha corriente.

5 La corriente de productos derivada del reactor de oxícloración, de la que se ha extraído el DCE, se caracteriza ventajosamente por un contenido en oxígeno que es inferior a o igual al 10%, preferiblemente inferior a o igual al 5% y de manera particularmente preferible inferior a o igual al 3% en volumen con relación al volumen total de dicha corriente.

10 Según la etapa g) del proceso preferido según la invención, la corriente de productos derivada del reactor de oxícloración, de la que se ha extraído el DCE, que contiene opcionalmente una corriente adicional de etano introducida previamente en una de las etapas b) a f), se recicla a la etapa a).

15 El reciclado a la etapa a) se realiza en este caso tras un purgado opcional de gases y/o tras un tratamiento adicional opcional con el fin de eliminar los productos clorados (concretamente trazas de DCE y/o de otros productos clorados tales como cloruro de etileno) contenidos en la corriente de productos considerada. El tratamiento adicional cuando tiene lugar, puede realizarse usando carbono activo o un adsorbente.

Puede realizarse o bien el purgado de los gases o bien el tratamiento adicional o ambos de ellos. Más preferiblemente, la corriente de productos se recicla a la etapa a) sin purgarse de gases y sin ningún tratamiento adicional con el fin de eliminar los productos clorados contenidos en ella.

20 En efecto, el reciclado de esta corriente de productos a la etapa de ODH a) puede ser interesante para beneficiarse del efecto catalítico favorable de los productos clorados en la reacción de ODH.

Dentro del alcance de la presente invención, se prefiere particularmente un proceso para la fabricación de DCE partiendo de una corriente de etano, según el cual:

25 a) la corriente de etano se somete a una oxideshidrogenación catalítica a una temperatura superior a 650°C produciendo una mezcla gaseosa que contiene etileno, etano sin convertir, agua y constituyentes secundarios;

30 b) dicha mezcla gaseosa opcionalmente se lava y se seca produciendo así una mezcla gaseosa seca;

c) tras una etapa de purificación adicional opcional, la mezcla gaseosa seca se transporta entonces hasta un reactor de cloración al que se suministra un flujo de cloro de modo que al menos el 10% del etileno se convierte en 1,2-dicloroetano;

35 d) el 1,2-dicloroetano formado en el reactor de cloración se aísla de la corriente de productos derivada del reactor de cloración;

40 e) la corriente de productos derivada del reactor de cloración, de la que se ha extraído el 1,2-dicloroetano, se transporta hasta un reactor de oxícloración en el que la mayoría del resto de etileno se convierte en 1,2-dicloroetano, tras haberse sometido este último a una etapa de absorción/desorción e').

f) el 1,2-dicloroetano formado en el reactor de oxícloración se aísla de la corriente de productos derivada del reactor de oxícloración y se añade opcionalmente al 1,2-dicloroetano formado en el reactor de cloración;

45 g) la corriente de productos derivada del reactor de oxícloración, de la que se ha extraído el 1,2-dicloroetano, se recicla a la etapa a).

Dentro del alcance de la presente invención, también se prefiere particularmente un proceso para la fabricación de DCE partiendo de una corriente de etano, según el cual:

50 a) la corriente de etano se somete a una oxideshidrogenación catalítica a una temperatura inferior a o igual a 650°C produciendo una mezcla gaseosa que contiene etileno, etano sin convertir, agua y constituyentes secundarios;

55 b) dicha mezcla gaseosa opcionalmente se lava y se seca produciendo así una mezcla gaseosa seca;

c) tras una etapa de purificación adicional opcional, la mezcla gaseosa seca se transporta entonces hasta un reactor de cloración al que se suministra un flujo de cloro de modo que al menos el 10% del etileno se convierte en 1,2-dicloroetano;

60 d) el 1,2-dicloroetano formado en el reactor de cloración se aísla de la corriente de productos derivada del reactor de cloración;

65 e) la corriente de productos derivada del reactor de cloración, de la que se ha extraído el 1,2-dicloroetano, se transporta hasta un reactor de oxícloración en el que la mayoría del resto de etileno se convierte en 1,2-dicloroetano;

f) el 1,2-dicloroetano formado en el reactor de oxícloración se aísla de la corriente de productos derivada del reactor

de oxiclорación y se añade opcionalmente al 1,2-dicloroetano formado en el reactor de clорación;

g) la corriente de productos derivada del reactor de oxiclорación, de la que se ha extraído el 1,2-dicloroetano, se recicla a la etapa a).

5

El DCE obtenido mediante clорación y mediante oxiclорación de etileno puede convertirse entonces en VC.

Por tanto, la invención también se refiere a un proceso para la fabricación de VC. A tal efecto, la invención se refiere a un proceso para la fabricación de VC caracterizado porque:

10

a) una corriente de etano se somete a una oxideshidrogenación catalítica produciendo una mezcla gaseosa que contiene etileno, etano sin convertir, agua y constituyentes secundarios;

15

b) dicha mezcla gaseosa opcionalmente se lava y se seca produciendo así una mezcla gaseosa seca;

c) tras una etapa de purificación adicional opcional, la mezcla gaseosa seca se transporta entonces hasta un reactor de clорación al que se suministra un flujo de cloro de modo que al menos el 10% del etileno se convierte en 1,2-dicloroetano;

20

d) el 1,2-dicloroetano formado en el reactor de clорación se aísla opcionalmente de la corriente de productos derivada del reactor de clорación;

25

e) la corriente de productos derivada del reactor de clорación, de la que se ha extraído opcionalmente el 1,2-dicloroetano, se transporta hasta un reactor de oxiclорación en el que la mayoría del resto de etileno se convierte en 1,2-dicloroetano, tras haberse sometido opcionalmente este último a una etapa de absorción/desorción e'), durante la cual se extrae opcionalmente el 1,2-dicloroetano formado en el reactor de clорación si no se ha extraído previamente;

30

f) el 1,2-dicloroetano formado en el reactor de oxiclорación se aísla de la corriente de productos derivada del reactor de oxiclорación y se añade opcionalmente al 1,2-dicloroetano formado en el reactor de clорación;

35

g) la corriente de productos derivada del reactor de oxiclорación, de la que se ha extraído el 1,2-dicloroetano, que contiene opcionalmente una corriente adicional de etano introducida previamente en una de las etapas b) a f), se recicla opcionalmente a la etapa a) tras haberse purgado opcionalmente de gases y/o tras un tratamiento adicional opcional con el fin de eliminar los productos clорados contenidos en la misma;

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

40

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

45

Las condiciones en las que puede llevarse a cabo la pirólisis las conoce un experto en la técnica. Esta pirólisis se logra ventajosamente mediante una reacción en fase gaseosa en un horno tubular. Las temperaturas de pirólisis habituales se extienden entre 400 y 600°C con una preferencia por el intervalo entre 480°C y 540°C. El tiempo de residencia es ventajosamente de entre 1 y 60 segundos con una preferencia por el intervalo de 5 a 25 segundos. La tasa de conversión del DCE se limita ventajosamente a del 45 al 75% con el fin de limitar la formación de subproductos y la contaminación de los tubos del horno. Las siguientes etapas hacen posible, usando cualquier dispositivo conocido, recoger el VC purificado y el cloruro de hidrógeno para refinarse preferiblemente en la oxiclорación. Tras la purificación, el DCE sin convertir vuelve a transportarse ventajosamente hasta el horno de pirólisis.

50

Además, la invención también se refiere a un proceso para la fabricación de PVC. A tal efecto, la invención se refiere a un proceso para la fabricación de PVC caracterizado porque:

55

a) una corriente de etano se somete a una oxideshidrogenación catalítica produciendo una mezcla gaseosa que contiene etileno, etano sin convertir, agua y constituyentes secundarios;

b) dicha mezcla gaseosa opcionalmente se lava y se seca produciendo así una mezcla gaseosa seca;

60

c) tras una etapa de purificación adicional opcional, la mezcla gaseosa seca se transporta entonces hasta un reactor de clорación al que se suministra un flujo de cloro de modo que al menos el 10% del etileno se convierte en 1,2-dicloroetano;

65

d) el 1,2-dicloroetano formado en el reactor de clорación se aísla opcionalmente de la corriente de productos derivada del reactor de clорación;

- 5 e) la corriente de productos derivada del reactor de cloración, de la que se ha extraído opcionalmente el 1,2-dicloroetano, se transporta hasta un reactor de oxiclación en el que la mayoría del resto de etileno se convierte en 1,2-dicloroetano, tras haberse sometido opcionalmente este último a una etapa de absorción/desorción e'), durante la cual se extrae opcionalmente el 1,2-dicloroetano formado en el reactor de cloración si no se ha extraído previamente;
- 10 f) el 1,2-dicloroetano formado en el reactor de oxiclación se aísla de la corriente de productos derivada del reactor de oxiclación y se añade opcionalmente al 1,2-dicloroetano formado en el reactor de cloración;
- 15 g) la corriente de productos derivada del reactor de oxiclación, de la que se ha extraído el 1,2-dicloroetano, que contiene opcionalmente una corriente adicional de etano introducida previamente en una de las etapas b) a f), se recicla opcionalmente a la etapa a) tras haberse purgado opcionalmente de gases y/o tras un tratamiento adicional opcional con el fin de eliminar los productos clorados contenidos en la misma;
- h) el 1,2-dicloroetano obtenido se somete a una pirólisis produciendo así VC; e
- i) el VC se polimeriza para producir PVC.

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

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

25 La expresión "polimerización en dispersión acuosa" se entiende que significa polimerización por radicales en suspensión acuosa y también polimerización por radicales en emulsión acuosa y polimerización en microsuspensión acuosa.

30 La expresión "polimerización por radicales en suspensión acuosa" se entiende que significa cualquier proceso de polimerización por radicales realizado en medio acuoso en presencia de dispersantes e iniciadores de radicales solubles en aceite.

35 La expresión "polimerización por radicales en emulsión acuosa" se entiende que significa cualquier proceso de polimerización por radicales realizado en medio acuoso en presencia de emulsionantes e iniciadores de radicales solubles en agua.

40 La expresión "polimerización en microsuspensión acuosa", también denominada polimerización en dispersión acuosa homogeneizada, se entiende que significa cualquier proceso de polimerización por radicales en el que se usan iniciadores solubles en aceite y se prepara una emulsión de gotas de monómero en virtud de una potente agitación mecánica y la presencia de emulsionantes.

45 En relación a un proceso de craqueo térmico simplificado de manera similar, el proceso según la invención que hace uso de una etapa de ODH tiene la ventaja de combinar una etapa endotérmica (etano convertido en etileno) con una etapa de producción de agua exotérmica, de tener lugar a una temperatura moderada y de evitar tener que proporcionar el calor de reacción a una alta temperatura.

50 El proceso según la invención también tiene la ventaja de hacer posible reciclar la corriente de productos derivada de la oxiclación, de la que se ha extraído el DCE, a la etapa de ODH, garantizando así un aumento de la conversión de etano en etileno. Además, dada la temperatura moderada de la ODH con relación al craqueo térmico, incluso si esta corriente reciclada contiene trazas de productos orgánicos clorados tales como DCE, su presencia no provoca problemas de corrosión y de comportamiento de los materiales tal como se producen en el caso de craqueo térmico por encima de 800°C. La presencia de productos clorados puede ser además ventajosa en la medida en que permite un aumento de la eficiencia de la reacción de ODH.

55 El proceso según la invención tiene la ventaja de no generar compuestos que comprenden al menos 3 átomos de carbono en cantidades molestas, siendo responsables generalmente estos de una determinada inhibición durante la pirólisis del DCE. Esta inhibición se debe a la formación de derivados tales como 1,2-dicloropropano y monocloropropenos. Su capacidad para formar radicales alilo estables explica su potente efecto inhibitorio sobre la pirólisis de DCE que se lleva a cabo mediante la vía radicalica. La formación de estos subproductos que contienen 3 átomos de carbono y subproductos más pesados constituye además un consumo innecesario de reactantes en la oxiclación y en la cloración, o genera costes para destruirlos. Además, estos compuestos pesados contribuyen al ensuciamiento de las columnas y los evaporadores.

65 Puesto que la reacción de ODH tiene lugar a menor temperatura que el craqueo térmico, el proceso según la invención se caracteriza ventajosamente, además, por el hecho de que formación de compuestos pesados por oligomerización es mucho menor.

El proceso según la invención que hace uso de una etapa de ODH también tiene la ventaja de limitar la conversión mediante el paso a la ODH sin tener que recurrir a caras separaciones tales como las que requieren una destilación de etileno.

5 Otra ventaja del proceso según la invención es que hace posible tener, en el mismo emplazamiento industrial, un proceso completamente integrado que va desde la fuente de hidrocarburo, concretamente etano, hasta el polímero obtenido partiendo del monómero fabricado.

10 La segunda variante del proceso según la invención, según la cual la ODH tiene lugar a temperaturas inferiores a o iguales a 650°C, tiene la ventaja de generar cantidades muy pequeñas de hidrógeno, responsable de numerosos inconvenientes.

15 La primera variante del proceso para la fabricación de DCE según la invención se ilustrará ahora con referencia al dibujo que acompaña a la presente descripción. Este dibujo consiste en la figura 1 adjunta, que representa esquemáticamente una realización del proceso para la fabricación de DCE según la invención.

20 Se introducen una corriente 1 de etano y una fuente 2 de oxígeno en el reactor 3 para someterse en el mismo a una ODH a una temperatura superior a 650°C. La mezcla 4 gaseosa que contiene etileno, etano sin convertir, agua y constituyentes secundarios producida durante la etapa de ODH se somete a lavado y secado en 5 con el fin de eliminar subproductos así como agua (6) de la misma. Tras una etapa de purificación adicional opcional, la mezcla gaseosa seca formada se transporta entonces hasta un reactor 7 de cloración al que se suministra un flujo 8 de cloro de modo que al menos el 10% del etileno se convierte en DCE. El DCE 11 formado en el reactor de cloración es separado en 10 de la corriente 9 de productos derivada del reactor de cloración. La corriente 12 de productos derivada del reactor de cloración de la que se ha extraído el DCE se somete entonces a una etapa 13 de absorción/desorción con el fin de eliminar los compuestos que son más ligeros que el etileno, entre ellos hidrógeno (13bis), que puede valorizarse térmica, química o hidráulicamente, antes de transportarse hasta un reactor 14 de oxiclación, al que se suministra cloruro 15 de hidrógeno y oxígeno 16, en el que la mayoría del resto de etileno se convierte en DCE. El DCE 19 líquido formado en el reactor de oxiclación acompañado por subproductos licuados, entre ellos agua, se aísla en 18 mediante condensación seguida de lavado y separación gas/líquido de la corriente 17 de productos derivada del reactor de oxiclación. La corriente 20 de productos derivada del reactor de oxiclación de la que se ha extraído el DCE 19 se recicla finalmente a la etapa de ODH.

35 La segunda variante preferida del proceso para la fabricación de DCE según la invención se ilustrará ahora con referencia al dibujo que acompaña a la presente descripción. Este dibujo consiste en la figura 2 adjunta, que representa esquemáticamente una realización del proceso para la fabricación de DCE según la invención.

40 Se introducen una corriente 1 de etano y una fuente 2 de oxígeno en el reactor 3 para someterse en el mismo a una ODH a una temperatura inferior a o igual a 650°C. La mezcla 4 gaseosa que contiene etileno, etano sin convertir, agua y constituyentes secundarios producida durante la etapa de ODH se somete a lavado y secado en 5 con el fin de eliminar subproductos así como agua (6) de la misma. Tras una etapa de purificación adicional opcional, la mezcla gaseosa seca formada se transporta entonces hasta un reactor 7 de cloración al que se suministra un flujo 8 de cloro de modo que al menos el 10% del etileno se convierte en DCE. El DCE 11 formado en el reactor de cloración se separa en 10 de la corriente 9 de productos derivada del reactor de cloración. La corriente 12 de productos derivada del reactor de cloración de la que se ha extraído el DCE se transporta entonces hasta un reactor 13 de oxiclación, al que se suministra cloruro 14 de hidrógeno y oxígeno 15, en el que la mayoría del resto de etileno se convierte en DCE. El DCE 19 líquido formado en el reactor de oxiclación acompañado por subproductos licuados, entre ellos agua, se aísla en 17 mediante condensación seguida de lavado y separación gas/líquido de la corriente 16 de productos derivada del reactor de oxiclación. La corriente 19 de productos derivada del reactor de oxiclación de la que se ha extraído el DCE 18 se recicla finalmente a la etapa de ODH.

REIVINDICACIONES

1. Proceso para la fabricación de 1,2-dicloroetano partiendo de una corriente de etano, según el cual:

- 5 a) la corriente de etano se somete a una oxideshidrogenación catalítica produciendo una mezcla gaseosa que contiene etileno, etano sin convertir, agua y constituyentes secundarios;
- b) dicha mezcla gaseosa opcionalmente se lava y se seca produciendo así una mezcla gaseosa seca;
- 10 c) tras una etapa de purificación adicional opcional, la mezcla gaseosa seca se transporta entonces hasta un reactor de cloración al que se suministra un flujo de cloro de modo que al menos el 10% del etileno se convierte en 1,2-dicloroetano;
- 15 d) el 1,2-dicloroetano formado en el reactor de cloración se aísla opcionalmente de la corriente de productos derivada del reactor de cloración;
- e) la corriente de productos derivada del reactor de cloración, de la que se ha extraído opcionalmente el 1,2-dicloroetano, se transporta hasta un reactor de oxiclación en el que la mayoría del resto de etileno se convierte en 1,2-dicloroetano, tras haberse sometido opcionalmente este último a una etapa de absorción/desorción e'), durante la cual se extrae opcionalmente el 1,2-dicloroetano formado en el reactor de cloración si no se ha extraído previamente;
- 20 f) el 1,2-dicloroetano formado en el reactor de oxiclación se aísla de la corriente de productos derivada del reactor de oxiclación y se añade opcionalmente al 1,2-dicloroetano formado en el reactor de cloración;
- 25 g) la corriente de productos derivada del reactor de oxiclación, de la que se ha extraído el 1,2-dicloroetano, que contiene opcionalmente una corriente adicional de etano introducida previamente en una de las etapas b) a f), se recicla opcionalmente a la etapa a) tras haberse purgado opcionalmente de gases y/o tras un tratamiento adicional opcional con el fin de eliminar los productos clorados contenidos en la misma.
- 30

2. Proceso según la reivindicación 1, caracterizado porque la corriente de etano contiene al menos el 80% en volumen de etano.

35 3. Proceso según la reivindicación 1, caracterizado porque la corriente de etano contiene al menos el 98% en volumen de etano.

4. Proceso según la reivindicación 1, caracterizado porque la oxideshidrogenación catalítica de la etapa a) tiene lugar a una temperatura inferior a o igual a 650°C.

40 5. Proceso según la reivindicación 1, caracterizado porque durante la etapa b), dicha mezcla gaseosa se lava y se seca, produciendo así una mezcla gaseosa seca.

45 6. Proceso según la reivindicación 1, caracterizado porque durante la etapa c), el flujo de cloro es tal que como máximo el 90% del etileno se convierte en 1,2-dicloroetano.

7. Proceso según la reivindicación 1, caracterizado porque durante la etapa c), el flujo de cloro es tal que al menos el 40% del etileno se convierte en 1,2-dicloroetano.

50 8. Proceso según la reivindicación 1, según el cual:

la corriente de etano se somete a una oxideshidrogenación catalítica a una temperatura inferior a o igual a 650°C produciendo una mezcla gaseosa que contiene etileno, etano sin convertir, agua y constituyentes secundarios;

55 b) dicha mezcla gaseosa opcionalmente se lava y se seca produciendo así una mezcla gaseosa seca;

c) tras una etapa de purificación adicional opcional, se la mezcla gaseosa seca transporta entonces hasta un reactor de cloración al que se suministra un flujo de cloro de modo que al menos el 10% del etileno se convierte en 1,2-dicloroetano;

60 d) el 1,2-dicloroetano formado en el reactor de cloración se aísla de la corriente de productos derivada del reactor de cloración;

e) la corriente de productos derivada del reactor de cloración, de la que se ha extraído el 1,2-dicloroetano, se transporta hasta un reactor de oxiclación en el que la mayoría del resto de etileno se convierte en 1,2-dicloroetano;

65 f) el 1,2-dicloroetano formado en el reactor de oxiclación se aísla de la corriente de productos derivada del reactor

de oxiclорación y se añade opcionalmente al 1,2-dicloroetano formado en el reactor de clорación;

g) la corriente de productos derivada del reactor de oxiclорación, de la que se ha extraído el 1,2-dicloroetano, se recicla a la etapa a).

5

9. Proceso para fabricar cloruro de vinilo, según el cual:

a) una corriente de etano se somete a una oxideshidrogenación catalítica produciendo una mezcla gaseosa que contiene etileno, etano sin convertir, agua y constituyentes secundarios;

10

b) dicha mezcla gaseosa opcionalmente se lava y se seca produciendo así una mezcla gaseosa seca;

c) tras una etapa de purificación adicional opcional, la mezcla gaseosa seca se transporta entonces hasta un reactor de clорación al que se suministra un flujo de cloro de modo que al menos el 10% del etileno se convierte en 1,2-dicloroetano;

15

d) el 1,2-dicloroetano formado en el reactor de clорación se aísla opcionalmente de la corriente de productos derivada del reactor de clорación;

20

e) la corriente de productos derivada del reactor de clорación, de la que se ha extraído opcionalmente el 1,2-dicloroetano, se transporta hasta un reactor de oxiclорación en el que la mayoría del resto de etileno se convierte en 1,2-dicloroetano, tras haberse sometido opcionalmente este último a una etapa de absorción/desorción e'), durante la cual se extrae opcionalmente el 1,2-dicloroetano formado en el reactor de clорación si no se ha extraído previamente;

25

f) el 1,2-dicloroetano formado en el reactor de oxiclорación se aísla de la corriente de productos derivada del reactor de oxiclорación y se añade opcionalmente al 1,2-dicloroetano formado en el reactor de clорación;

30

g) la corriente de productos derivada del reactor de oxiclорación, de la que se ha extraído el 1,2-dicloroetano, que contiene opcionalmente una corriente adicional de etano introducida previamente en una de las etapas b) a f), se recicla opcionalmente a la etapa a) tras haberse purgado opcionalmente de gases y/o tras un tratamiento adicional opcional con el fin de eliminar los productos clорados contenidos en la misma;

35

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

10. Proceso para la fabricación de poli(cloruro de vinilo), según el cual:

a) una corriente de etano se somete a una oxideshidrogenación catalítica produciendo una mezcla gaseosa que contiene etileno, etano sin convertir, agua y constituyentes secundarios;

40

b) dicha mezcla gaseosa opcionalmente se lava y se seca produciendo así una mezcla gaseosa seca;

c) tras una etapa de purificación adicional opcional, la mezcla gaseosa seca se transporta entonces hasta un reactor de clорación al que se suministra un flujo de cloro de modo que al menos el 10% del etileno se convierte en 1,2-dicloroetano;

45

d) el 1,2-dicloroetano formado en el reactor de clорación se aísla opcionalmente de la corriente de productos derivada del reactor de clорación;

50

e) la corriente de productos derivada del reactor de clорación, de la que se ha extraído opcionalmente el 1,2-dicloroetano, se transporta hasta un reactor de oxiclорación en el que la mayoría del resto de etileno se convierte en 1,2-dicloroetano, tras haberse sometido opcionalmente este último a una etapa de absorción/desorción e'), durante la cual se extrae opcionalmente el 1,2-dicloroetano formado en el reactor de clорación si no se ha extraído previamente;

55

f) el 1,2-dicloroetano formado en el reactor de oxiclорación se aísla de la corriente de productos derivada del reactor de oxiclорación y se añade opcionalmente al 1,2-dicloroetano formado en el reactor de clорación;

60

g) la corriente de productos derivada del reactor de oxiclорación, de la que se ha extraído el 1,2-dicloroetano, que contiene opcionalmente una corriente adicional de etano introducida previamente en una de las etapas b) a f), se recicla opcionalmente a la etapa a) tras haberse purgado opcionalmente de gases y/o tras un tratamiento adicional opcional con el fin de eliminar los productos clорados contenidos en la misma;

65

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

i) el cloruro de vinilo se polimeriza para producir poli(cloruro de vinilo).

11. Proceso según las reivindicaciones 1 a 10, según el cual se usan óxidos mixtos que contienen tanto Mo como V, W como V o Mo, W como V como sistemas catalíticos para llevar a cabo la oxideshidrogenación catalítica.

- 5 12. Proceso según la reivindicación 11, según el cual entre los que contienen Mo, W y V, se puede hacer mención de Mo-W-V-Ta-Te-Ti-P-Ni-Ce-O, Mo-W-V-Ta-Te-Ti-P-O, Mo-W-V-Te-Ti-P-Ce-O, Mo-W-V-Te-Ti-P-Ni-O, Mo-W-V-Te-Ti-P-O, Mo-W-V-Te-Ti-O, Mo-W-V-Te-P-O, Mo-W-V-Te-O, Mo-W-V-Ta-Te-Ti-P-Ni-Ce-O, Mo-W-V-Ta-Te-Ti-P-O, Mo-W-V-Te-Ti-P-Ce-O, Mo-W-V-Te-Ti-P-Ni-O, Mo-W-V-Te-Ti-P-O, Mo-W-V-Te-Ti-O, Mo-W-V-Te-P-O, Mo-W-V-Te-O, Mo-W-V-Nb-O, Mo-W-V-Sb-O, Mo-W-V-Ti-Sb-Bi-O, Mo-W-V-Ti-Sb-O, Mo-W-V-Sb-Bi-O, Mo-W-V-Zr-O, Mo-W-V-Nb-Ta-O, Mo-W-V-Nb-O y Mo-W-V-O.
- 10

Fig. 1

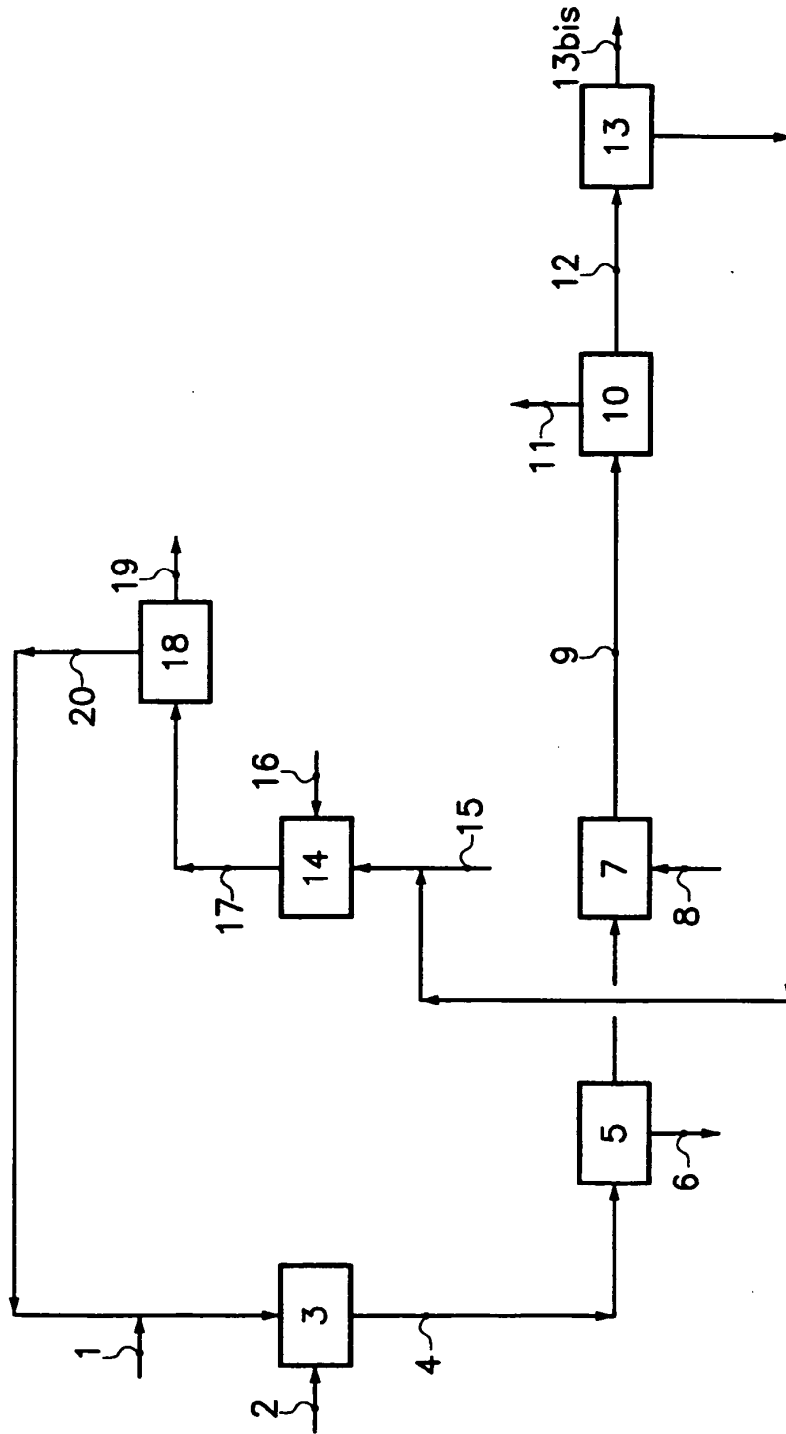


Fig. 2

