

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 716 863**

51 Int. Cl.:

C07C 7/00 (2006.01)

C07C 7/12 (2006.01)

C07C 11/04 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **13.07.2012 PCT/EP2012/063754**

87 Fecha y número de publicación internacional: **31.01.2013 WO13014002**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **13.07.2012 E 12733771 (5)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **26.12.2018 EP 2736861**

54 Título: **Procedimiento para eliminar contaminantes oxigenados de una corriente de etileno**

30 Prioridad:

28.07.2011 EP 11290350

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:

17.06.2019

73 Titular/es:

TOTAL RESEARCH & TECHNOLOGY FELUY (50.0%)

**Zone Industrielle C
7181 Seneffe, BE y
IFP ENERGIES NOUVELLES (50.0%)**

72 Inventor/es:

**DAS, BABUA;
ARRATIA, MANUELA y
BOUTROT, CATHERINE**

74 Agente/Representante:

CARPINTERO LÓPEZ, Mario

ES 2 716 863 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

Procedimiento para eliminar contaminantes oxigenados de una corriente de etileno

Campo de la invención

La presente invención es un procedimiento para eliminar contaminantes oxigenados de una corriente de etileno.

5 Las olefinas se producen tradicionalmente a partir de materias primas de petróleo mediante procedimientos de craqueo catalítico o a vapor. Estos procedimientos de craqueo, especialmente craqueo a vapor, producen olefinas ligeras, tal como etileno y/o propileno, a partir de una variedad de materia prima de hidrocarburos. El etileno y el propileno son importantes productos petroquímicos útiles en una variedad de procedimientos para fabricar plásticos y otros compuestos químicos. El suministro limitado y el aumento del costo del petróleo crudo han llevado a la
10 búsqueda de procedimientos alternativos para producir productos de hidrocarburo.

Las olefinas se pueden producir por deshidratación del alcohol correspondiente. El etanol se puede obtener por fermentación de carbohidratos. Compuesta por materia orgánica de organismos vivos, la biomasa es la principal fuente de energía renovable del mundo. El efluente producido por la deshidratación de etanol comprende esencialmente un etanol no convertido, agua, etileno, acetaldehído. El acetaldehído puede causar problemas en las
15 operaciones de recuperación de etileno. Puede incluir también cantidades muy pequeñas de etano, CO, CO₂, H₂, CH₄ e hidrocarburos C₃+. La relación en peso de etano + CO + CO₂ + H₂ + CH₄ + hidrocarburos C₃+ y etileno es la mayor parte del tiempo menos de 20/80.

Antecedentes de la invención

20 El documento US 20030098281 A1 describe un procedimiento para controlar las concentraciones de agua y/o componentes oxigenados de una corriente de olefina. El procedimiento incluye poner en contacto la corriente de olefina con un absorbente líquido. El absorbente líquido se selecciona del grupo que consiste en un poliol, amina, amida, nitrilo, compuesto heterocíclico que contiene nitrógeno y mezclas de los mismos. Una corriente gaseosa que comprende esencialmente vapor, etileno, propileno y menos del 2% en peso de componentes oxigenados se condensan en una torre de enfriamiento. La parte superior de dicha torre de enfriamiento se lava con una solución
25 cáustica para eliminar el CO₂ y luego se pone en contacto con el absorbente líquido para eliminar los componentes oxigenados.

El documento WO 03 020670 A1 proporciona un procedimiento para eliminar componentes oxigenados tales como acetaldehído, CO₂ y/o agua de una corriente de olefina. Explica que es deseable eliminar dichos componentes oxigenados, ya que pueden envenenar los catalizadores que se utilizan para procesar más la composición de olefinas. Además, la presencia de ciertos compuestos oxigenados, tal como el acetaldehído, puede causar ensuciamiento en otras unidades de purificación de olefinas, por ejemplo, unidades de tratamiento de gases ácidos. El procedimiento comprende proporcionar una corriente de olefina que contiene etileno, propileno, olefinas C₄+ y acetaldehído. La corriente de olefinas se separa en una primera fracción y una segunda fracción, en donde la primera fracción comprende al menos una mayoría del etileno y/o propileno presentes en la corriente de olefinas, y
30 la segunda fracción comprende al menos una mayoría de las olefinas C₄+ y acetaldehído presentes en la corriente de olefinas. La primera fracción es entonces gas ácido tratado con hidróxido de sodio o hidróxido de potasio. La corriente de olefina se separa por destilación, preferiblemente, la destilación es destilación extractiva que utiliza un extractor. El extractante preferido es una composición polar que tiene un punto de ebullición promedio de al menos 38°C a 1 atm. El metanol es un tipo de extractante preferido.

40 El documento WO 03 020672 A1 describe un procedimiento para eliminar éter dimetílico de una corriente que contiene etileno y/o propileno. La corriente de olefina se pasa a una columna de absorción de agua, el metanol se utiliza como absorbente de agua. El metanol y el agua arrastrada, así como también algunos hidrocarburos oxigenados, se recuperan como la corriente del fondo de dicha columna de absorción de agua, se recupera una olefina superior y se envía a una columna de destilación. La columna de destilación separa el etileno y el propileno,
45 así como los componentes de punto de ebullición más ligeros del éter dimetílico y los componentes de punto de ebullición más pesados, incluidos los componentes C₄+ y el metanol restante del lavado con metanol. Se agrega metanol adicional a la columna de destilación para reducir la formación de clatrato y/o agua libre en la columna de destilación. La corriente que contiene etileno y propileno sale de la columna de destilación como parte superior y los componentes de punto de ebullición más pesados que incluyen el éter dimetílico y los componentes C₄+ salen de la
50 columna de destilación como fondo. Etileno y propileno luego fluyen a una columna de lavado cáustico.

El documento WO 03 033438 A1 describe un procedimiento para procesar una corriente de olefina que contiene componentes oxigenados y agua, que comprende: proporcionar una corriente de olefina que contiene componentes oxigenados y agua; deshidratar la corriente de olefina; comprimir la corriente de olefina deshidratada; lavar la corriente de olefina con metanol para eliminar al menos una porción del compuesto oxigenado de la corriente de olefina; poner en contacto la corriente de olefina lavada con metanol con agua; y fraccionar la corriente de olefina en contacto con el agua. La corriente de olefina recuperada (lavada con metanol y luego con agua) se envía además a un lavado alcalino y una etapa de secado. La corriente de olefina que contiene componentes oxigenados y agua es

el efluente de un procedimiento MTO.

5 El documento US 6.444.869 describe un procedimiento para la producción de etileno a partir de una corriente de efluente de conversión de componentes oxigenados. La corriente de efluente de conversión de componentes oxigenados comprende hidrógeno, metano, etileno, etano, propileno, propano y olefinas C4+. Este efluente se comprime, se trata para eliminar los componentes oxigenados, se pasa a una zona de eliminación de dióxido de carbono en donde el dióxido de carbono se absorbe poniendo en contacto una solución cáustica o poniendo en contacto una solución de amina en combinación con una solución cáustica de manera convencional para eliminar el dióxido de carbono, se seca, luego se fracciona a través de un desetanizador y un desmetanizador.

10 El documento US 2005-0283038 A1 describió un procedimiento para producir una corriente de olefinas a partir de una primera corriente de efluente de vapor de una reacción de conversión de compuesto oxigenado a olefina, donde dicha primera corriente de efluente de vapor comprende olefinas C2 y C3, hidrocarburos C4 y compuestos de carbonilo C2 a C6. En el procedimiento, la temperatura y la presión de la primera corriente de efluente de vapor se ajustan para producir una segunda corriente de efluente de vapor que tiene una presión que varía de aproximadamente 100 psig a aproximadamente 350 psig (790 a 2514 kPa) y una temperatura que varía de aproximadamente 70°F a aproximadamente 120°F (21 a 49°C), dicha segunda corriente de efluente de vapor contiene aproximadamente 50% en peso o más de hidrocarburos C4 en base al peso total de hidrocarburos C4 en la primera corriente de efluente de vapor. La segunda corriente de efluente de vapor se lava luego con una corriente que contiene alcohol líquido para producir una tercera corriente de efluente de vapor, después de lo cual la tercera corriente de efluente de vapor se lava con agua líquida para proporcionar una cuarta corriente de efluente de vapor que comprende las olefinas C2 y C3 y 1,0 % en peso o menos de compuestos de carbonilo C2 a C6. En una realización de dicho procedimiento de recuperación, al menos parte de la cuarta corriente de efluente de vapor se pone en contacto con un componente básico, tal como cáustico o una amina, para eliminar la mayor parte del dióxido de carbono de la misma (eliminando así "gas ácido" de la cuarta corriente de efluente de vapor), después de lo cual se seca la corriente empobrecida en CO2.

25 El principal inconveniente de las técnicas anteriores de más arriba es el ensuciamiento del depurador cáustico. El gas de entrada al depurador cáustico contiene componentes oxigenados reactivos como aldehídos y cetonas. Estos aldehídos reaccionan en la reacción de condensación aldólica en el entorno de la torre cáustica para formar importantes polímeros de aceite rojo. Esto causa problemas importantes de ensuciamiento en la torre cáustica que afectan la longitud de recorrido de la unidad. El tratamiento cáustico gastado con un contenido importante de polímero de aceite rojo también es una preocupación importante, así como el tratamiento cáustico gastado y los problemas de eliminación. Además, están los problemas de manipulación y eliminación de los polímeros de aceite rojo.

30 El documento WO 2004/011404 A1 describe un procedimiento integrado por calor para obtener una corriente enriquecida en etileno y propileno de un reactor de componente oxigenado a olefina. El procedimiento comprende proporcionar una corriente de efluente desde un reactor de compuestos oxigenados a olefinas. La corriente de efluente comprende etileno, propileno y uno o más subproductos seleccionados del grupo que consiste en propano, metil acetileno, propadieno, éter dimetilico, acetaldehído y butileno. El procedimiento incluye además enfriar la corriente de efluente con el medio de enfriamiento para proporcionar una corriente de olefina. La corriente de olefina se separa en una fracción pesada y una fracción restante. La fracción restante se dirige a una columna de destilación que separa la fracción restante en una primera fracción que comprende una mayoría de etileno y un propileno y una segunda fracción que comprende al menos una mayoría de una o más fracciones más pesadas. Los fondos de la columna de destilación se vuelven a hervir con el medio de enfriamiento.

45 El documento WO 2008/042613 A2 describe esquemas de procesamiento y disposiciones para el tratamiento con amina de corrientes que contienen dióxido de carbono con alto contenido de olefinas (por ejemplo, ricas en etileno), tales como para la separación y eliminación efectivas de dióxido de carbono de las mismas. También se describen esquemas y disposiciones de procesamiento correspondientes o asociados para el craqueo catalítico de una materia prima de hidrocarburos pesados y la obtención de olefinas ligeras sustancialmente libres de dióxido de carbono a través de la recuperación del producto a base de absorción.

50 El documento WO 2011/076752 A1 describe un procedimiento para eliminar contaminantes oxigenados y agua de una corriente de hidrocarburos que comprende: introducir la corriente de hidrocarburos contaminados en una fase gaseosa en una zona de absorción, poner en contacto dicha corriente de hidrocarburos en dicha zona de absorción con un absorbente capaz de absorber agua y contaminantes oxigenados en condiciones efectivas para producir, - una corriente de cabeza de hidrocarburos que tiene un reducido contenido de agua y contaminantes oxigenados y - una corriente de fondo absorbente que comprende el absorbente, hidrocarburos y que tiene un contenido aumentado de agua y contaminantes oxigenados, introduciendo la corriente de fondo absorbente anterior en una zona de separación en condiciones efectivas para producir, - una corriente de fondo absorbente, libre de hidrocarburos, contaminantes oxigenados y agua y - una corriente de cabeza que comprende los hidrocarburos, el agua y los contaminantes oxigenados, reciclando la corriente de fondo absorbente de la zona de separación a la zona de absorción, fraccionando opcionalmente la corriente de cabeza de la zona de separación para recuperar los hidrocarburos, enviando opcionalmente la parte superior de la zona de absorción a un lavado cáustico para eliminar los componentes ácidos y recuperar una corriente de hidrocarburos esencialmente libre de agua y contaminantes

oxigenados.

Se ha descubierto ahora un procedimiento para eliminar contaminantes oxigenados de una corriente de etileno en el que no hay lavado cáustico para eliminar el CO₂ y no hay columna de lavado para eliminar los componentes oxigenados.

5 **Breve resumen de la invención**

La presente invención es, en una primera realización, un procedimiento para eliminar contaminantes oxigenados de una corriente de etileno que comprende:

- a) proporcionar una corriente de etileno seco (A) que comprende esencialmente etileno, hasta 1% en peso de componentes oxigenados, etano, CO, CO₂, H₂, CH₄ e hidrocarburos C₃₊,
- 10 b) enviar dicha corriente (A) a un extractor (también denominado desmetanizador) para producir una corriente de cabeza que comprende esencialmente CO, H₂ y CH₄,
una corriente de fondo que comprende esencialmente etileno, componentes oxigenados, etano, CO₂ e hidrocarburos C₃₊, y
 - (i)
 - 15 c) enviar dicha corriente de fondo de la etapa b) a un desetanizador para producir una corriente de fondo que comprende esencialmente etano, componentes oxigenados e hidrocarburos C₃₊,
una corriente de cabeza que consiste esencialmente en etileno y CO₂,
 - 20 d) enviar dicha parte superior de la etapa c) a una zona de adsorción de CO₂ de lecho fijo para recuperar una corriente de etileno esencialmente libre de CO₂,
 - o (ii)
 - 25 c1) enviar dicha corriente de fondo de la etapa b) a una zona de adsorción de CO₂ de lecho fijo para recuperar una corriente esencialmente libre de CO₂, luego enviar dicha corriente a un desetanizador para producir una corriente de fondo que comprende esencialmente etano, componentes oxigenados e hidrocarburos C₃₊,
una corriente de cabeza que consiste esencialmente en etileno esencialmente libre de CO₂.

El procedimiento anterior es referido como realización 1.

En una segunda realización el desetanizador de la realización 1 es reemplazado por dos separadores de C₂.

- 30 Dicha segunda realización es un procedimiento para eliminar contaminantes oxigenados de una corriente de etileno que comprende:
 - a) proporcionar una corriente de etileno seco (A) que comprende esencialmente etileno, hasta 1% en peso de componentes oxigenados, etano, CO, CO₂, H₂, CH₄ e hidrocarburos C₃₊,
 - b) enviar dicha corriente (A) a un extractor (también denominado como desmetanizador) para producir
 - 35 una corriente de cabeza que comprende esencialmente CO, H₂ y CH₄,
 - una corriente de fondo que comprende esencialmente etileno, componentes oxigenados, etano, CO₂ e hidrocarburos C₃₊, y
 - (i)
 - 40 c) enviar dicha corriente de fondo de la etapa b) a un separador de C₂ primario para producir una corriente de fondo que comprende esencialmente etano, componentes oxigenados, hidrocarburos C₃₊ y una porción de etileno,
una corriente de cabeza que consiste esencialmente en etileno y CO₂,
 - d) enviar dicha parte superior de la etapa c) a una zona de adsorción de CO₂ de lecho fijo para recuperar una corriente de etileno esencialmente libre de CO₂,

- e) enviar la corriente de fondo de la etapa c) a un separador de C2 secundario para producir una corriente de fondo que comprende esencialmente etano, componentes oxigenados e hidrocarburos C3+,
- 5 una corriente de cabeza que consiste esencialmente en etileno, opcionalmente reciclado a la zona de producción de la corriente (A),
- o (ii)
- c1) enviar dicha corriente de fondo de la etapa b) a una zona de adsorción de CO2 de lecho fijo para recuperar una corriente esencialmente libre de CO2, luego enviar dicha corriente a un separador de C2 primario para producir
- 10 una corriente de fondo que comprende esencialmente etano, componentes oxigenados, hidrocarburos C3+ y una porción de etileno,
- una corriente de cabeza que consiste esencialmente en etileno esencialmente libre de CO2,
- e1) enviar la corriente de fondo de la etapa c1) a un separador de C2 secundario para producir
- 15 una corriente de fondo que comprende esencialmente etano, componentes oxigenados e hidrocarburos C3+,
- una corriente de cabeza que consiste esencialmente en etileno, opcionalmente reciclado a la zona de producción de la corriente (A).
- 20 En una tercera realización el desmetanizador (extractor) de la realización 1 es reemplazado por dos desmetanizadores.
- Dicha tercera realización es un procedimiento para eliminar contaminantes oxigenados de una corriente de etileno que comprende:
- a) proporcionar una corriente de etileno seco (A) que comprende esencialmente etileno, hasta 1% en peso de componentes oxigenados, etano, CO, CO2, H2, CH4 e hidrocarburos C3+,
- 25 b) enviar dicha corriente (A) a un desmetanizador primario para producir
- una corriente de cabeza que comprende esencialmente CO, H2, CH4 y una porción de etileno y etano,
- una corriente de fondo que comprende esencialmente etileno, componentes oxigenados, etano, CO2 e hidrocarburos C3+,
- 30 c) enviar dicha corriente de cabeza de la etapa b), opcionalmente a través de un compresor, a un desmetanizador secundario para producir
- una corriente de cabeza que comprende esencialmente CO, H2 y CH4,
- una corriente de fondo que comprende esencialmente etileno, componentes oxigenados, etano, CO2 e hidrocarburos C3+, y
- (i)
- 35 d) enviar dicha corriente de fondo de la etapa b) y dicha corriente de fondo de la etapa c) a un separador de C2 para producir una corriente de fondo que comprende esencialmente etano, componentes oxigenados e hidrocarburos C3+,
- una corriente de cabeza que consiste esencialmente en etileno y CO2,
- 40 e) enviar dicha parte superior de la etapa d) a una zona de adsorción de CO2 de lecho fijo para recuperar una corriente de etileno esencialmente libre de CO2,
- o (ii)
- d1) enviar dicha corriente de fondo de la etapa b) y dicha corriente de fondo de la etapa c) a una zona de adsorción de CO2 de lecho fijo para recuperar una corriente esencialmente libre de CO2, luego enviar dicha corriente a un separador de C2 para producir una corriente de fondo que comprende esencialmente etano, componentes oxigenados e hidrocarburos C3+,
- 45

una corriente de cabeza que consiste esencialmente en etileno esencialmente libre de CO₂.

En una realización la relación en peso de etano+CO+CO₂+H₂+CH₄+hidrocarburos C₃+ y etileno en (A) es menor que 10/90.

5 En una realización la relación en peso de etano+CO+CO₂+H₂+CH₄+hidrocarburos C₃+ y etileno en (A) es menor que 10/90 y arriba de 0,1/99,9.

En una realización la relación en peso de etano+CO+CO₂+H₂+CH₄+hidrocarburos C₃+ y etileno en (A) es menor que 5/95.

En una realización la proporción de componentes oxigenados en (A) es de 50 ppm en peso a 7000 ppm en peso.

En una realización la proporción de componentes oxigenados en (A) es hasta 3000 ppm en peso.

10 En una realización la proporción de componentes oxigenados en (A) es hasta 2000 ppm en peso.

En una realización la proporción de H₂ en (A) es de 5 a 1000 ppm en peso.

En una realización la proporción de H₂ en (A) es hasta 800 ppm en peso.

En una realización la proporción de H₂ en (A) es hasta 500 ppm en peso.

15 Ventajosamente, la "corriente de etileno seco" en la etapa a) significa un contenido de agua menor que 5 ppm en peso, ventajosamente menor que 3 ppm en peso y preferiblemente menor que 1 ppm en peso.

En una realización, cuando la corriente de etileno seco (A) se ha producido mediante deshidratación con etanol, dicha corriente (A) no contiene acetileno sustancialmente.

20 El etileno tratado de acuerdo con esta invención es particularmente adecuado para su uso como materia prima para hacer alfa-olefinas, etilbenceno/estireno, óxido de etileno/etilenglicol, dicloruro de etileno y polímeros correspondientes, como homo o copolímero de polietileno (PE, EPR, EPDM, etc.), poliestireno (PS), copolímeros de estireno con butadieno, isopreno, acrilonitrilo o combinaciones (SBS, SIS, SBR, ABS, SAN), poliésteres (PET) y policloruro de vinilo (PVC).

Descripción detallada de la invención

25 **En cuanto a los contaminantes oxigenados también denominados componentes oxigenados**, se puede citar etanol, alcoholes C₃; éteres tales como dietiléter y metil etil éter; ácidos carboxílicos tales como ácido acético; aldehídos tales como acetaldehído; cetonas tales como acetona; y ésteres tales como ésteres metílicos. Contaminantes particularmente oxigenados problemáticos en una deshidratación con alcohol son los aldehídos.

30 **En cuanto a la corriente de etileno (A)** de la etapa a), se puede originar a partir de la deshidratación de etanol. Dicha deshidratación puede realizarse en uno o más reactores de deshidratación de etanol. Con respecto a la deshidratación de alcohol, dicho procedimiento se describe en los documentos WO-2009-098262, WO-2009-098267, WO-2009-098268 y WO-2009-098269. La presente invención es muy eficiente para la purificación de etileno producido por deshidratación de etanol.

35 La salida de dicho reactor de deshidratación comprende esencialmente etileno y vapor, así como cantidades menores de componentes oxigenados, etano, CO, CO₂, H₂, CH₄ e hidrocarburos C₃+. "Cantidades menores" significa que la relación en peso de etano + CO + CO₂ + H₂ + CH₄ + hidrocarburos C₃+ y etileno es menor que 20/80 y la mayor parte del tiempo menos de 10/90.

40 Dicha salida del reactor de deshidratación se enfría inicialmente, típicamente en una torre de enfriamiento empleando agua como medio de enfriamiento. En la torre de enfriamiento, la mayor parte del agua contenida en la salida del reactor de deshidratación se condensa y se elimina de la parte inferior de la torre como una corriente de fondo de agua líquida. Una parte de dicha corriente de fondo de agua se enfría en un intercambiador de calor y se recicla como medio de enfriamiento a la parte superior de la columna de enfriamiento. La parte de la corriente del fondo de agua que no se recicla como medio de enfriamiento puede contener una parte de los componentes oxigenados y, en su mayoría, etanol sin convertir, si lo hubiera. Dicha corriente se puede tratar en una columna de destilación para recuperar una corriente de agua pura. Etileno, componentes oxigenados, etano, CO, CO₂, H₂, CH₄ e hidrocarburos C₃+ se eliminan de la parte superior de la torre de enfriamiento a una presión típica de 1 a 16 bares absolutos y se conocen como la corriente de etileno contaminado. Ventajosamente, dicha corriente de etileno contaminado se comprime y enfría sucesivamente en una o más etapas para eliminar la mayor parte del agua, se alimenta adicionalmente a una zona de secado de lecho fijo y finalmente al procedimiento de la invención.

50 En los pasos de compresión anteriores, el agua recuperada contiene una parte de los contaminantes oxigenados e hidrocarburos disueltos. La corriente de hidrocarburos contaminados también se puede enfriar antes de la primera etapa de compresión y agua recuperada. En una realización, el agua recuperada luego de cada enfriamiento

además a una etapa de compresión y luego de enfriar, si corresponde, antes de la primera etapa de compresión es enviada a una columna de separación para producir una corriente de cabeza que comprende esencialmente contaminantes oxigenados e hidrocarburos y una corriente de fondo de agua esencialmente pura. Opcionalmente, la corriente de cabeza se quema para destruir los contaminantes oxigenados y recuperar el calor.

- 5 Después de los pasos de compresión, la corriente de etileno contaminado se alimenta adicionalmente a una zona de secado de lecho fijo y finalmente al procedimiento de la presente invención. La zona de secado de lecho fijo es conocida en sí misma.

En cuanto a la zona de adsorción de CO₂ de lecho fijo, puede ser cualquier componente capaz de eliminar selectivamente el CO₂. A modo de ejemplo, se trata de una adsorción de lecho fijo comercial disponible (PSA para la adsorción por oscilación de presión o TSA para la adsorción por oscilación de la temperatura) utilizando tamices moleculares u óxidos básicos, óxidos básicos soportados, carbonos de alta área superficial, componentes de armazón organometálico (MOF) o mezcla de los mismos. Los tamices moleculares son preferiblemente zeolitas de bajo contenido en sílice, que tienen anillos de 8 (entre los cuales zeolita A) o 12 miembros (entre los cuales zeolita X) e intercambiados con cationes alcalinos, alcalinotérreos o lantánidos. Otros tamices moleculares son los titanosilicatos cristalinos (materiales de la familia ETS). Los óxidos básicos soportados son preferiblemente óxidos alcalinos, alcalinotérreos o lantánidos soportados en carbonos de alta área superficial, alúmina, sílice, circonia o titania. La eliminación de CO₂ puede llevarse a cabo con una corriente líquida o con una corriente de etileno gaseoso dependiendo de la presión y la temperatura. Se recupera una corriente esencialmente libre de CO₂. Como solo deben eliminarse cantidades traza de CO₂ del etileno, el ciclo de procedimiento preferido es del tipo de adsorción por oscilación térmica (TSA). Dicho adsorbente de lecho fijo, una vez saturado con CO₂, puede regenerarse, durante la regeneración, la desorción produce una corriente que puede tratarse en cualquier lugar. En un ciclo de procedimiento de TSA, la regeneración se realiza mientras se barre el adsorbente saturado con un gas inerte aumentando la temperatura hasta que se produce la desorción del CO₂. Eventualmente, el adsorbente saturado se puede reemplazar por un nuevo adsorbente y el adsorbente saturado se puede eliminar o regenerar ex-situ para su uso posterior. "Esencialmente" debe interpretarse a la luz del uso adicional del etileno. En caso de que el etileno sea polimerizado, el CO₂ debe ser de 1 ppm vol o menos y preferiblemente de 0,5 ppm vol o menos.

En cuanto al desmetanizador, también se lo conoce como un extractor en la primera y segunda realización y como desmetanizador primario y secundario en la tercera realización. El propósito de dicho desmetanizador es recuperar una parte superior que comprende H₂, CH₄ y CO. Es ventajosamente una columna de destilación.

En cuanto a las condiciones de operación, el desmetanizador tiene que estar a una presión lo suficientemente alta para operar a temperaturas que no sean demasiado bajas. Un desmetanizador para recuperar una parte superior que comprende H₂, CH₄ y CO y esencialmente etileno líquido en los fondos que operan a 40 barg tiene una temperatura superior de aproximadamente 0 a -10°C y una temperatura de fondo de aproximadamente 0°C. El mismo desmetanizador que funciona a 21 barg tiene una temperatura superior de -30°C y una temperatura inferior a alrededor de -24°C. Estas temperaturas y presiones son una función de la proporción de H₂, CH₄ y CO en la corriente de etileno (A) y principalmente de la proporción de H₂.

En una realización la presión del separador de C₂ también denominado desmetanizador se selecciona para tener una temperatura del fondo del separador/desmetanizador de C₂, ya que no hay oligomerización o polimerización de los componentes oxigenados. A modo de ejemplo, dicha temperatura no debe superar los 150°C y, de manera ventajosa, no debe superar los 100°C. Esta temperatura es función de la presión y de la proporción de componentes oxigenados en la mezcla de componentes oxigenados+etano+hidrocarburos C₃+. Cuanto mayor es la proporción de componentes oxigenados, mayor es la temperatura. Cuanto mayor es la presión mayor es la temperatura. El separador/desmetanizador de C₂ es ventajosamente una columna de destilación.

En cuanto a la primera realización y el extractor, el mismo es ventajosamente una columna de destilación. La parte superior es una mezcla de esencialmente CO, H₂ y CH₄. El desmetanizador es ventajosamente una columna de destilación. La zona de adsorción de CO₂ de lecho fijo puede ser una adsorción de lecho fijo comercial (TSA o PSA) disponible como se describe anteriormente. Se recupera una corriente libre de CO₂.

En una realización el extractor (desmetanizador) y el separador /desmetanizador de C₂ funcionan a la misma presión, excepto la caída de presión entre el desmetanizador y el separador/ desmetanizador de C₂ para la transferencia de fluidos. Ventajosamente, la presión oscila entre 15 y 45 barg.

Un procedimiento de acuerdo con la primera realización se describe en la figura 1 en donde 1 es el extractor (desmetanizador), 2 y 3 los adsorbentes de CO₂ y 4 el desmetanizador. En la parte superior del extractor hay un condensador, un decantador que produce una fase líquida enviada como refluo a dicho extractor y una fase gaseosa que es la parte superior, no se muestran en la figura 1. En la parte inferior del extractor hay un hervidor que no se muestra en la figura 1. El desmetanizador tiene un equipo similar que no se muestra en la figura 1. La corriente de etileno contaminado (A) que comprende esencialmente etileno, hasta 1% en peso de componentes oxigenados, etano, CO, CO₂, H₂, CH₄ e hidrocarburos C₃+ se ha secado y enviado al extractor 1 (también denominado desmetanizador) para producir

ES 2 716 863 T3

una corriente de cabeza que comprende esencialmente CO, H₂ y CH₄,

una corriente de fondo que comprende esencialmente etileno, componentes oxigenados, etano, CO₂ e hidrocarburos C₃+,

5 dicha corriente de fondo del extractor 1 es enviada al desetanizador 4 para producir una corriente de fondo que comprende esencialmente etano, componentes oxigenados e hidrocarburos C₃+,

una corriente de cabeza que consiste esencialmente en etileno y CO₂,

dicha parte superior del desetanizador 4 es enviada a una zona de adsorción de CO₂ de lecho fijo 2 y 3 para recuperar una corriente de etileno esencialmente libre de CO₂.

10 En un ejemplo específico la presión del extractor varía de 15 a 30 barg y la presión del desetanizador y los adsorbedores de CO₂ es aproximadamente 1 o 2 barg menos correspondiente a la caída de presión debido a tuberías y equipos. En este intervalo de presión la temperatura en la parte superior del extractor y después del condensador varía de -20 a -30°C, la temperatura en la parte inferior del extractor varía de -15 a -25°C, la temperatura en la parte superior del desetanizador y después del condensador varía de -30 a -20°C y la temperatura en la parte inferior del desetanizador varía de 75 a 85°C.

15 Preferentemente la presión del extractor varía de 20 a 25 barg y la presión del desetanizador y los adsorbedores de CO₂ es aproximadamente 1 o 2 barg menos correspondiente a la caída de presión debido a tuberías y equipos. En este intervalo de presión la temperatura en la parte superior del extractor y después del condensador varía de -22 a -26°C, la temperatura en la parte inferior del extractor varía de -20 a -24°C, la temperatura en la parte superior del desetanizador y después del condensador varía de -27 a -22°C y la temperatura en la parte inferior del desetanizador varía de 78 a 82°C.

20 En otro ejemplo específico la presión del extractor varía de 35 a 45 barg y la presión del desetanizador y los adsorbedores de CO₂ es aproximadamente 15 a 25 barg menos. En forma ventajosa la presión del desetanizador varía de 15 a 25 barg. En este intervalo de presión la parte superior del extractor está a una temperatura en el intervalo de -10 a 0°C y se condensa a una temperatura que varía de -35 a -45°C, la temperatura en la parte inferior del extractor varía de -5 a 5°C, la temperatura en la parte superior del desetanizador varía de -25 a -35°C, se condensa a una temperatura en el intervalo -25 a -35°C y la temperatura en la parte inferior del desetanizador varía de 75 a 85°C.

30 Preferentemente la presión del extractor varía de 38 a 42 barg y la presión del desetanizador y los adsorbedores de CO₂ varía de 17 a 22 barg. En este intervalo de presión la parte superior del extractor está a una temperatura en el intervalo de -8 a -2°C y se condensa a una temperatura que varía de -38 a -42°C, la temperatura en la parte inferior del extractor varía de 0 a 5°C, la temperatura en la parte superior del desetanizador varía de -28 a -32°C, se condensa a una temperatura en el intervalo de -28 a -32°C y la temperatura en la parte inferior del desetanizador varía de 78 a 82°C.

35 **En cuanto a la segunda realización** y el desmetanizador, el mismo es ventajosamente una columna de destilación. Los separadores primario y secundario son cada uno ventajosamente una columna de destilación. La zona de adsorción de CO₂ de lecho fijo ya se ha descrito anteriormente. Se recupera una corriente libre de CO₂.

En una realización el desmetanizador y el separador de C₂ primario y secundario /desetanizador están operando a la misma presión, excepto la caída de presión para la transferencia de fluidos. Ventajosamente, la presión oscila entre 15 y 45 barg.

40 Un procedimiento de acuerdo con la segunda realización se describe en la Fig. 2 en donde 1 es el desmetanizador, 2 y 3 los adsorbedores de CO₂, 4 el separador de C₂ primario y 5 el separador de C₂ secundario. En la parte superior del desmetanizador hay un condensador, un decantador que produce una fase líquida enviada como reflujo a dicho desmetanizador y una fase gaseosa que es la parte superior, no se muestran en la figura 2. En la parte inferior del desmetanizador hay un hervidor que no se muestra en la figura 2. El separador de C₂ primario y el separador de C₂ secundario tienen cada uno un equipo similar que no se muestra en la figura 2.

La corriente de etileno contaminado (A) que comprende esencialmente etileno, hasta 1% en peso de componentes oxigenados, etano, CO, CO₂, H₂, CH₄ e hidrocarburos C₃+ se ha secado y enviado al desmetanizador 1 para producir

una corriente de cabeza que comprende esencialmente CO, H₂ y CH₄,

50 una corriente de fondo que comprende esencialmente etileno, componentes oxigenados, etano, CO₂ e hidrocarburos C₃+, dicha corriente de fondo del desmetanizador 1 son enviadas al separador de C₂ primario 4 para producir

una corriente de fondo que comprende esencialmente etano, componentes oxigenados, hidrocarburos C₃+ y una porción de etileno, una corriente de cabeza que consiste esencialmente en etileno y CO₂,

dicha parte superior del separador de C2 primario 4 es enviada a una zona de adsorción de CO₂ de lecho fijo 2 y 3 para recuperar una corriente de etileno esencialmente libre de CO₂,

la corriente de fondo del separador de C2 primario 4 es enviada a un separador de C2 secundario 5 para producir una corriente de fondo que comprende esencialmente etano, componentes oxigenados e hidrocarburos C₃+,

- 5 una corriente de cabeza que consiste esencialmente en etileno, opcionalmente reciclado a la zona de producción de la corriente (A).

En un ejemplo específico la presión del desmetanizador varía de 35 a 45 barg y la presión del separador de C2 primario y los adsorbedores de CO₂ es aproximadamente 1 o 2 barg menos correspondiente a la caída de presión debido a tuberías y equipos. La presión del separador de C2 secundario varía de 15 a 25 barg. En estos intervalos de presión la parte superior del desmetanizador está a una temperatura en el intervalo de -10 a 0°C, se condensa a una temperatura que varía de -35 a -45°C, la temperatura en la parte inferior del desmetanizador varía de -5 a 5°C, la parte superior del separador de C2 primario está en un intervalo de temperatura de -5 a 5°C, se condensa en un intervalo de temperatura de -5 a 5°C, la temperatura en la parte inferior del separador de C2 primario varía de 75 a 85°C, la parte superior del separador de C2 secundario está en un intervalo de temperatura de -25 a -35°C, se condensa en un intervalo de temperatura de -25 a -35°C y la temperatura en la parte inferior del separador de C2 secundario varía de 75 a 85°C.

Preferentemente la presión del desmetanizador varía de 38 a 42 barg y la presión del separador de C2 primario y los adsorbedores de CO₂ es aproximadamente 1 o 2 barg menos correspondiente a la caída de presión debido a tuberías y equipos. La presión del separador de C2 secundario varía de 18 a 22 barg. En estos intervalos de presión la parte superior del desmetanizador está en un intervalo de temperatura de -8°C a -2°C, se condensa a una temperatura que varía de -38 a -42°C, la temperatura en la parte inferior del desmetanizador varía de 0 a 4°C, la parte superior del separador de C2 primario está en un intervalo de temperatura de -4 a 0°C, se condensa en un intervalo de temperatura de -4 a 0°C, la temperatura en la parte inferior del separador de C2 primario varía de 78 a 82°C, la parte superior del separador de C2 secundario está en un intervalo de temperatura de -28 a -32°C, se condensa en un intervalo de temperatura de -28 a -32°C, y la temperatura en la parte inferior del separador de C2 secundario varía de 78 a 82°C.

En cuanto a la tercera realización y el desmetanizador primario y secundario, cada uno de ellos es ventajosamente una columna de destilación. El separador de C2 es ventajosamente una columna de destilación. La zona de adsorción de CO₂ de lecho fijo ya se ha descrito anteriormente. Se recupera una corriente libre de CO₂.

- 30 En una realización, los desmetanizadores primario, secundario y el separador/desmetanizador de C2 están funcionando a la misma presión, excepto la caída de presión para la transferencia de fluidos. Ventajosamente, la presión oscila entre 15 y 45 barg.

Un procedimiento de acuerdo con la tercera realización se describe en la figura 3 en donde 1 es el desmetanizador primario, 2 y 3 los adsorbedores de CO₂, 4 el desmetanizador secundario, 5 el separador de C2 y 6 el compresor. En la parte superior del desmetanizador primario hay un condensador, un decantador que produce una fase líquida enviada como reflujo a dicho desmetanizador primario y una fase gaseosa que es la parte superior, no se muestran en la figura 3. La parte superior del desmetanizador primario se envía al compresor. En la parte inferior del desmetanizador primario hay un hervidor que no se muestra en la figura 3. El desmetanizador secundario y el separador de C2 tienen un equipo similar que no se muestra en la figura 3.

- 40 La corriente de etileno contaminado (A) que comprende esencialmente etileno, hasta 1% en peso de componentes oxigenados, etano, CO, CO₂, H₂, CH₄ e hidrocarburos C₃+ se ha secado y es enviada a un desmetanizador primario 1 para producir una corriente de cabeza que comprende esencialmente CO, H₂, CH₄ y una porción de etileno y etano,

- 45 una corriente de fondo que comprende esencialmente etileno, componentes oxigenados, etano, CO₂ e hidrocarburos C₃+,

la corriente de cabeza del desmetanizador 1 es enviada a través de un compresor 6 a un desmetanizador secundario 4 para producir una corriente de cabeza que comprende esencialmente CO, H₂ y CH₄,

una corriente de fondo que comprende esencialmente etileno, componentes oxigenados, etano, CO₂ e hidrocarburos C₃+,

- 50 dicha corriente de fondo del desmetanizador secundario 4 y dicha corriente de fondo del desmetanizador primario 1 son enviadas a un separador de C2 5 para producir

una corriente de fondo que comprende esencialmente etano, componentes oxigenados e hidrocarburos C₃+,

una corriente de cabeza que consiste esencialmente en etileno y CO₂,

ES 2 716 863 T3

dicha parte superior del separador de C2 5 es enviada a una zona de adsorción de CO₂ de lecho fijo 2-3 para recuperar una corriente de etileno esencialmente libre de CO₂.

5 En un ejemplo específico la presión del desmetanizador primario varía de 15 a 25 barg, la presión del desmetanizador secundario varía de 40 a 50 barg, la presión del separador de C2 está esencialmente en la misma presión que el desmetanizador primario excepto la caída de presión para la transferencia de fluidos y varía de 15 a 25 barg y la presión de los adsorbedores de CO₂ es aproximadamente 1 o 2 barg menos correspondiente a la caída de presión debido a tuberías y equipos. En estos intervalos de presión la parte superior del desmetanizador primario está en un intervalo de temperatura de -25 a -35°C, se condensa a una temperatura que varía de -25 a -35°C, la temperatura en la parte inferior del desmetanizador primario varía de -30 a -20°C, la parte superior del desmetanizador secundario está en un intervalo de temperatura de -10 a 0°C, se condensa a una temperatura que varía de -30 a -40°C, la temperatura en la parte inferior del desmetanizador secundario varía de 0 a 10°C, la parte superior del separador de C2 está en un intervalo de temperatura de -25 a -35°C, se condensa en un intervalo de temperatura de -25 a -35°C, y la temperatura en la parte inferior del separador de C2 varía de 75 a 85°C.

15 Preferentemente la presión del desmetanizador primario varía de 18 a 22 barg, la presión del desmetanizador secundario varía de 43 a 47 barg, la presión del separador de C2 es esencialmente en la misma presión que el desmetanizador primario excepto la caída de presión para la transferencia de fluidos y varía de 18 a 22 barg y la presión de los adsorbedores de CO₂ es aproximadamente 1 o 2 barg menos correspondiente a la caída de presión debido a tuberías y equipos. En estos intervalos de presión la parte superior del desmetanizador primario está en un intervalo de temperatura de -25 a -31°C, se condensa a una temperatura que varía de -27 a -32°C, la temperatura en la parte inferior del desmetanizador primario varía de -28 a -22°C, la parte superior del desmetanizador secundario está en un intervalo de temperatura de -6 a -2°C, se condensa a una temperatura que varía de -30 a -35°C, la temperatura en la parte inferior del desmetanizador secundario varía de 3 a 8°C, la parte superior del separador de C2 está en un intervalo de temperatura de -28 a -32°C, se condensa en un intervalo de temperatura de -28 a -32°C, y la temperatura en la parte inferior del separador de C2 varía de 78 a 82°C.

25 Ejemplos

Se opera el procedimiento de acuerdo con la figura 4. La Fig. 4 se deriva de la Fig. 1 mediante la inserción de condensadores y hervidores. Los resultados están en la siguiente tabla.

Corriente No. en la Fig. 4		1	2	3
		Alimentación del extractor	Fondos del Extractor	Purga del Extractor
Temperatura	°C	15	-20	-24
Presión	barg	22	22	22
H ₂	kg/h	0,1		0,1
CO	kg/h	1		1
CO ₂	kg/h	1	1	
etano	kg/h	5	5	
etileno	kg/h	25091	25013	78
acetaldehídos	kg/h	18	18	
C ₃ +	kg/h	325	325	
Total	kg/h	25441,1	25362	79,1

Corriente No. en la Fig. 4		4	5	6
		Fondos del Desetanzador	Destilado de vapor del Desetanzador	Producto de etileno
Temperatura	°C	80	-24	20
Presión	barg	21	21	20
H ₂	kg/h			

ES 2 716 863 T3

CO	kg/h			
CO2	kg/h		1	
etano	kg/h		5	5
etileno	kg/h	18	24995	24995
acetaldehídos	kg/h	18		
C3+	kg/h	325		
Total	kg/h	361	25001	25000

REIVINDICACIONES

1. Procedimiento para eliminar contaminantes oxigenados de una corriente de etileno que comprende:
- 5 a) proporcionar una corriente de etileno seco (A) que comprende esencialmente etileno, hasta 1% en peso de componentes oxigenados, etano, CO, CO₂, H₂, CH₄ e hidrocarburos C₃₊,
- b) enviar dicha corriente (A) a un extractor (también denominado como desmetanizador) para producir una corriente de cabeza que comprende esencialmente CO, H₂ y CH₄, una corriente de fondo que comprende esencialmente etileno, componentes oxigenados, etano, CO₂ e hidrocarburos C₃₊, y
- 10 (i)
- c) enviar dicha corriente de fondo de la etapa b) a un desetanizador para producir una corriente de fondo que comprende esencialmente etano, componentes oxigenados e hidrocarburos C₃₊, una corriente de cabeza que consiste esencialmente en etileno y CO₂,
- 15 d) enviar dicha cabeza de la etapa c) a una zona de adsorción de CO₂ de lecho fijo para recuperar una corriente de etileno esencialmente libre de CO₂,
- o (ii)
- 20 c1) enviar dicha corriente de fondo de la etapa b) a una zona de adsorción de CO₂ de lecho fijo para recuperar una corriente esencialmente libre de CO₂, luego enviar dicha corriente a un desetanizador para producir una corriente de fondo que comprende esencialmente etano, componentes oxigenados e hidrocarburos C₃₊, y una corriente de cabeza que consiste esencialmente en etileno esencialmente libre de CO₂.
- 25 2. Procedimiento de acuerdo con la reivindicación 1, en el que se lleva a cabo la etapa c1) y en el que la zona de adsorción de CO₂ de lecho fijo está ubicada en la entrada del desetanizador.
3. Procedimiento para eliminar contaminantes oxigenados de una corriente de etileno que comprende:
- 30 a) proporcionar una corriente de etileno seco (A) que comprende esencialmente etileno, hasta 1% en peso de componentes oxigenados, etano, CO, CO₂, H₂, CH₄ e hidrocarburos C₃₊,
- b) enviar dicha corriente (A) a un extractor (también denominado desmetanizador) para producir una corriente de cabeza que comprende esencialmente CO, H₂ y CH₄, una corriente de fondo que comprende esencialmente etileno, componentes oxigenados, etano, CO₂ e hidrocarburos C₃₊, y
- (i)
- 35 c) enviar dicha corriente de fondo de la etapa b) a un separador de C₂ primario para producir una corriente de fondo que comprende esencialmente etano, componentes oxigenados, hidrocarburos C₃₊ y una porción de etileno, una corriente de cabeza que consiste esencialmente en etileno y CO₂,
- 40 d) enviar dicha cabeza de la etapa c) a una zona de adsorción de CO₂ de lecho fijo para recuperar una corriente de etileno esencialmente libre de CO₂,
- e) enviar la corriente de fondo de la etapa c) a un separador de C₂ secundario para producir una corriente de fondo que comprende esencialmente etano, componentes oxigenados e hidrocarburos C₃₊,

una corriente de cabeza que consiste esencialmente en etileno, opcionalmente reciclado a la zona de producción de la corriente (A),

o (ii)

5 c1) enviar dicha corriente de fondo de la etapa b) a una zona de adsorción de CO₂ de lecho fijo para recuperar una corriente esencialmente libre de CO₂, luego enviar dicha corriente a un separador de C₂ primario para producir

una corriente de fondo que comprende esencialmente etano, componentes oxigenados, hidrocarburos C₃₊ y una porción de etileno,

una corriente de cabeza que consiste esencialmente en etileno esencialmente libre de CO₂,

10 e1) enviar la corriente de fondo de la etapa c1) a un separador de C₂ secundario para producir

una corriente de fondo que comprende esencialmente etano, componentes oxigenados e hidrocarburos C₃₊,

una corriente de cabeza que consiste esencialmente en etileno, opcionalmente reciclado a la zona de producción de la corriente (A).

15 4. Procedimiento de acuerdo con la reivindicación 3, en el que se llevan a cabo las etapas c1) y e1) y en el que la zona de adsorción de CO₂ de lecho fijo está ubicada en la entrada del separador de C₂ primario.

5. Procedimiento para eliminar contaminantes oxigenados de una corriente de etileno que comprende:

a) proporcionar una corriente de etileno seco (A) que comprende esencialmente etileno, hasta 1% en peso de componentes oxigenados, etano, CO, CO₂, H₂, CH₄ e hidrocarburos C₃₊,

20 b) enviar dicha corriente (A) a un desmetanizador primario para producir

una corriente de cabeza que comprende esencialmente CO, H₂, CH₄ y una porción de etileno y etano, una corriente de fondo que comprende esencialmente etileno, componentes oxigenados, etano, CO₂ e hidrocarburos C₃₊,

25 c) enviar dicha corriente de cabeza de la etapa b), opcionalmente a través de un compresor, a un desmetanizador secundario para producir

una corriente de cabeza que comprende esencialmente CO, H₂ y CH₄,

una corriente de fondo que comprende esencialmente etileno, componentes oxigenados, etano, CO₂ e hidrocarburos C₃₊, y

(i)

30 d) enviar dicha corriente de fondo de la etapa b) y dicha corriente de fondo de la etapa c) a un separador de C₂ para producir una corriente de fondo que comprende esencialmente etano, componentes oxigenados e hidrocarburos C₃₊,

una corriente de cabeza que consiste esencialmente en etileno y CO₂,

35 e) enviar dicha cabeza de la etapa d) a una zona de adsorción de CO₂ de lecho fijo para recuperar una corriente de etileno esencialmente libre de CO₂,

o (ii)

d1) enviar dicha corriente de fondo de la etapa b) y dicha corriente de fondo de la etapa c) a una zona de adsorción de CO₂ de lecho fijo para recuperar una corriente esencialmente libre de CO₂, luego enviar dicha corriente a un separador de C₂ para producir

40 una corriente de fondo que comprende esencialmente etano, componentes oxigenados e hidrocarburos C₃₊, una corriente de cabeza que consiste esencialmente en etileno esencialmente libre de CO₂.

6. Procedimiento de acuerdo con la reivindicación 5, en el que se lleva a cabo la etapa d1) y en el que la zona de adsorción de CO₂ de lecho fijo está ubicada en la entrada del separador de C₂.

45 7. Procedimiento de acuerdo a una cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en el que la relación en peso de etano+CO+CO₂+H₂+CH₄+hidrocarburos C₃₊ y etileno en (A) es menor que 10/90.

8. Procedimiento de acuerdo con la reivindicación 7, en el que la relación en peso de etano+CO+CO₂+H₂+CH₄+hidrocarburos C₃+ y etileno en (A) es menor que 10/90 y superior a 0,1/99,9.
9. Procedimiento de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones 7 u 8, en el que la relación en peso de etano+CO+CO₂+H₂+CH₄+ hidrocarburos C₃+ y etileno en (A) es menor que 5/95.
- 5 10. Procedimiento de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en el que la proporción de componentes oxigenados en (A) es de 50 ppm en peso a 7000 ppm en peso.
11. Procedimiento de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en el que la proporción de componentes oxigenados en (A) es hasta 3000 ppm en peso.
- 10 12. Procedimiento de acuerdo con la reivindicación 11, en el que la proporción de componentes oxigenados en (A) es hasta 2000 ppm en peso.
13. Procedimiento de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en el que la proporción de H₂ en (A) es de 5 a 1000 ppm en peso.
14. Procedimiento de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones precedentes en el que la proporción de H₂ en (A) es hasta 800 ppm en peso, preferentemente hasta 500 ppm en peso.
- 15 15. Procedimiento de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en el que la corriente de etileno seco (A) se origina a partir de la deshidratación de etanol.

20

25

30

35

40

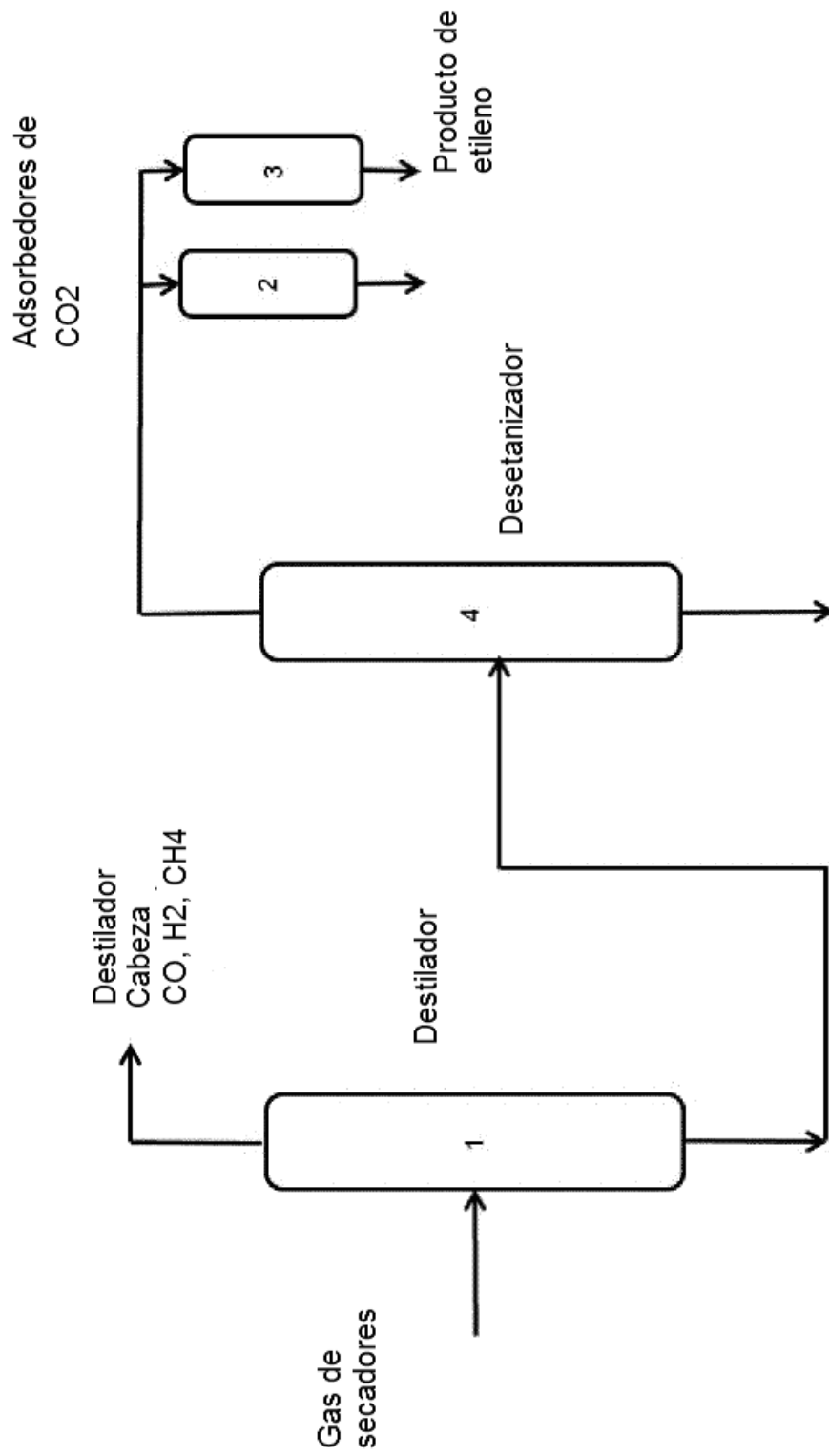


Fig 1

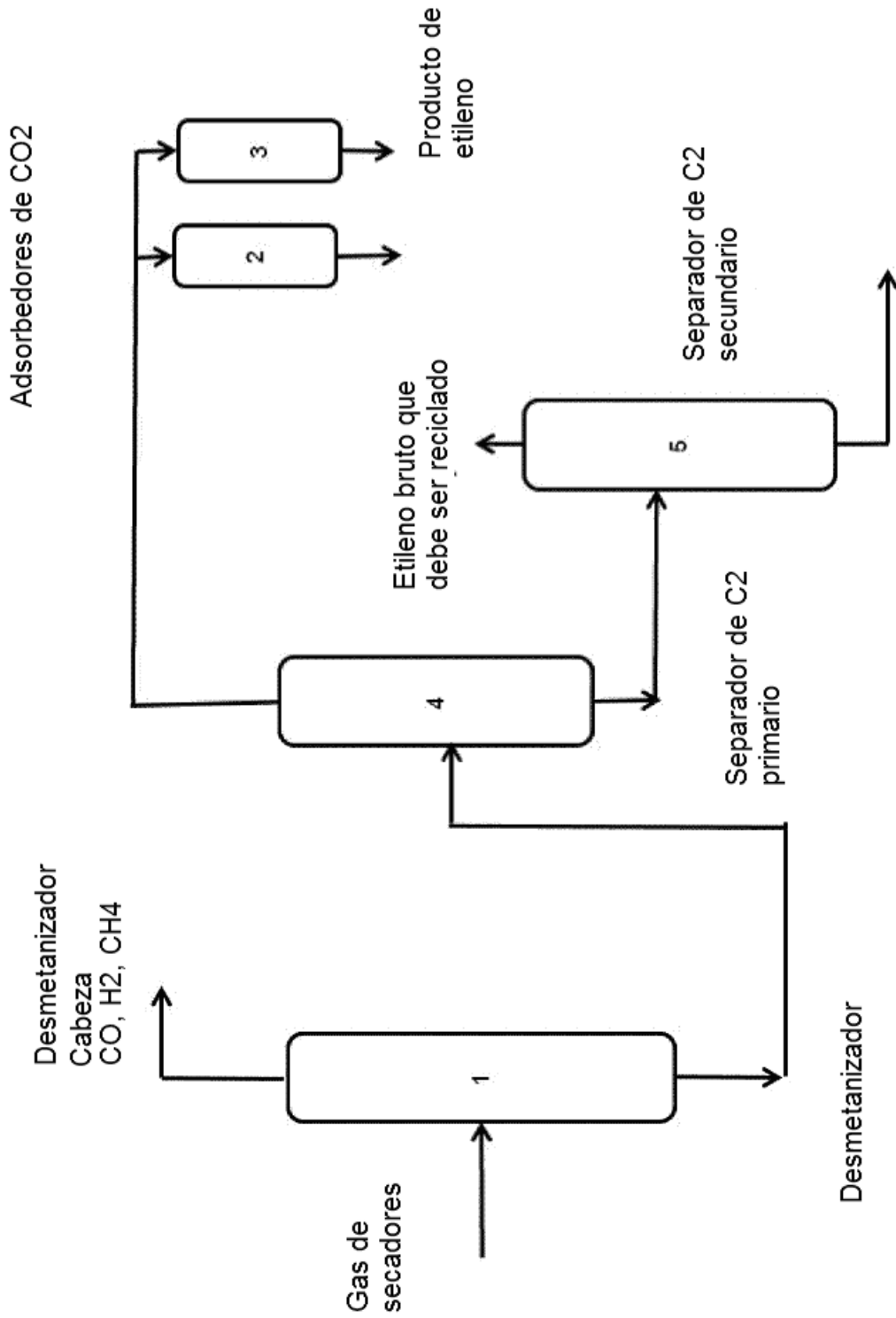


Fig 2

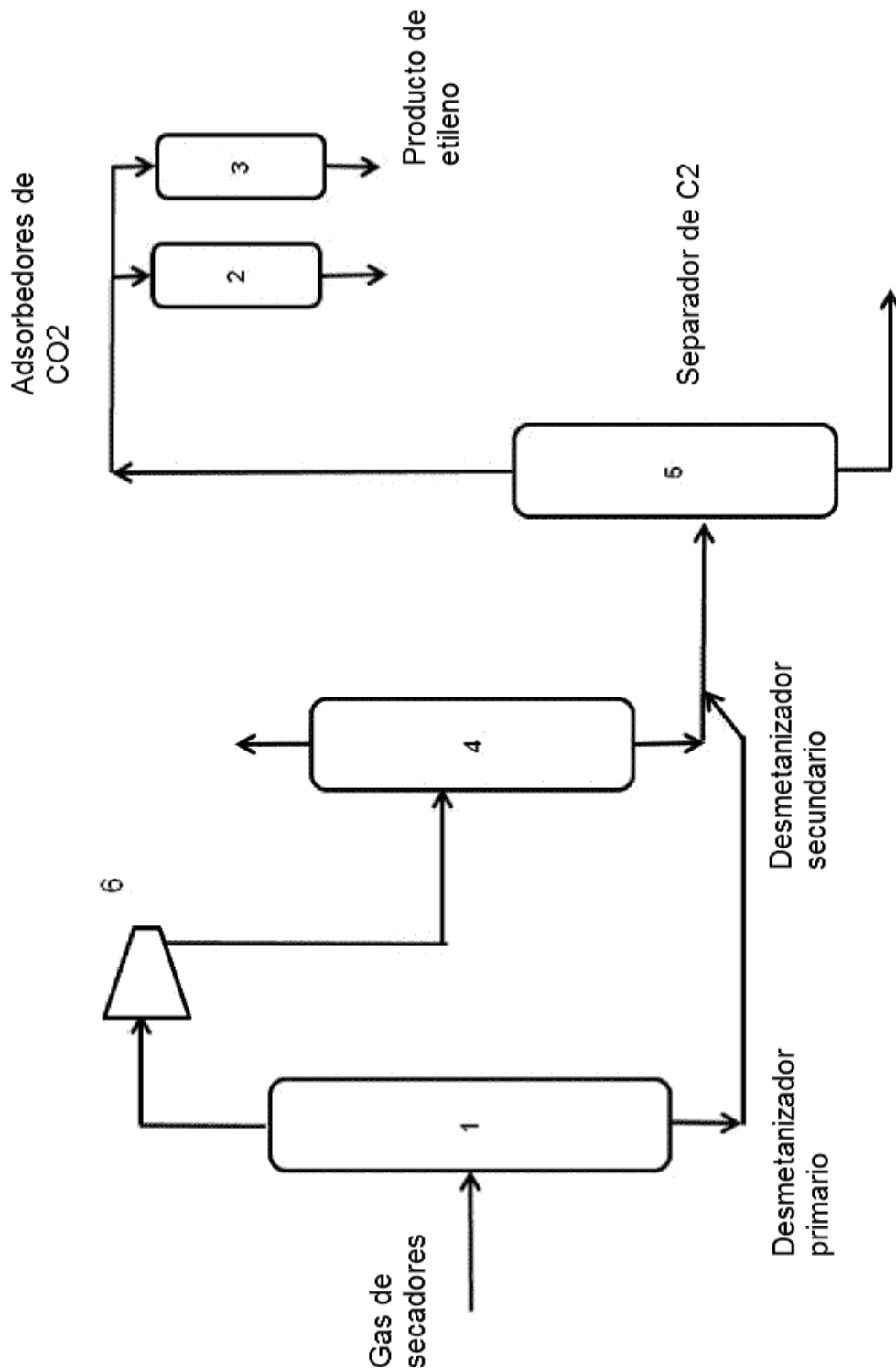


Fig 3

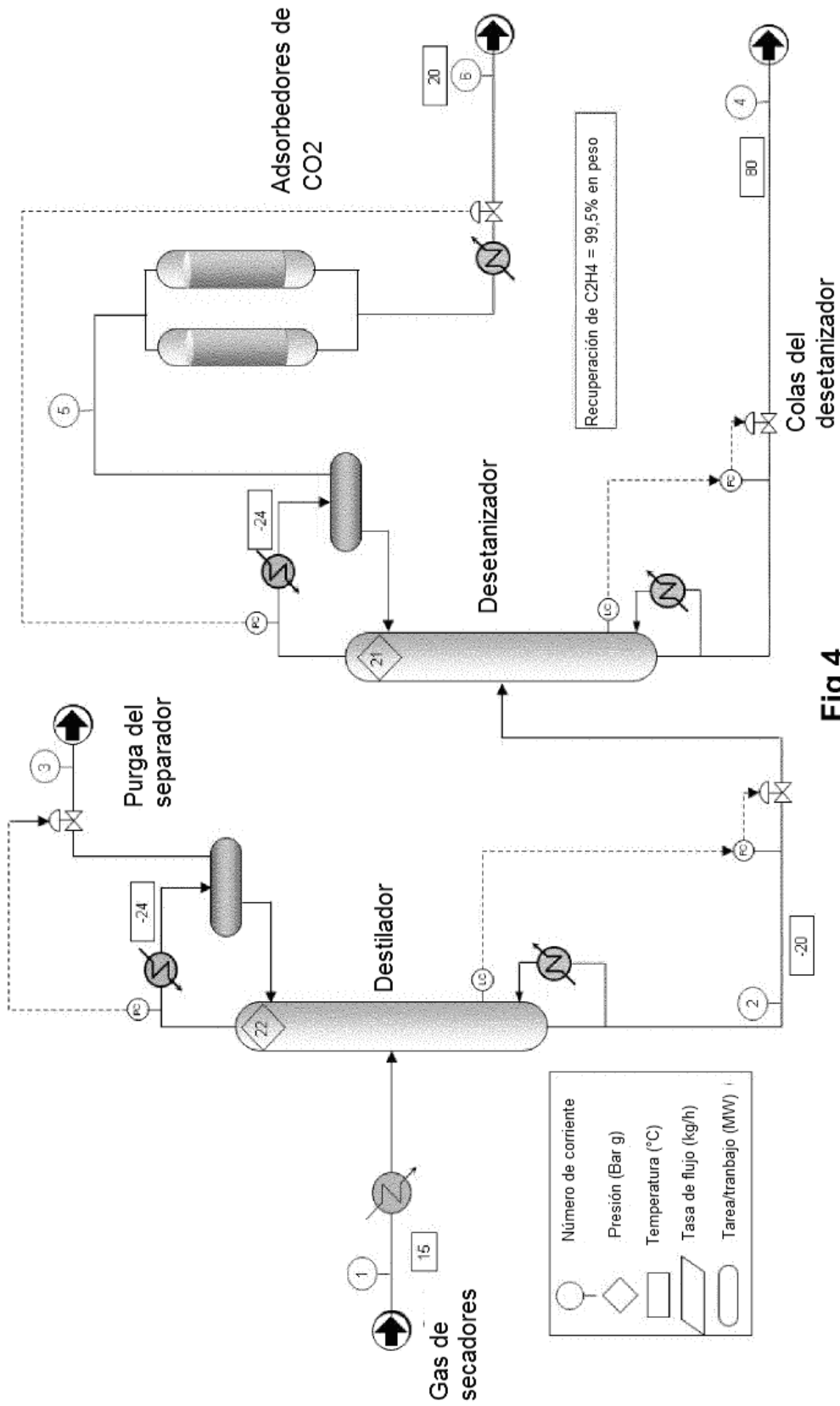


Fig 4