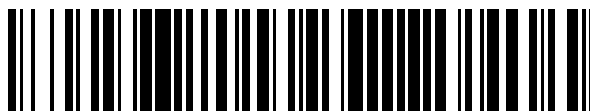


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 555 457**

51 Int. Cl.:

C07C 7/00 (2006.01)

C07C 7/04 (2006.01)

C07C 7/12 (2006.01)

C07C 11/04 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **13.07.2012 E 12735863 (8)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **07.10.2015 EP 2736862**

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

30 Prioridad:

28.07.2011 EP 11290349

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

04.01.2016

73 Titular/es:

**TOTAL RESEARCH & TECHNOLOGY FELUY
(50.0%)**

Zone Industrielle C

7181 Seneffe, BE y

IFP ÉNERGIES NOUVELLES (50.0%)

72 Inventor/es:

DAS, BABUA;

ARRATIA, MANUELA y

BOUTROT, CATHERINE

74 Agente/Representante:

CARPINTERO LÓPEZ, Mario

ES 2 555 457 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 retirar contaminantes oxigenados de una corriente de etileno

Campo de la invención

La presente invención es un procedimiento para retirar 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 con vapor. Estos procedimientos de craqueo, especialmente el craqueo con vapor, producen olefinas ligeras, tales como etileno y/o propileno, a partir de una diversidad de materias primas de hidrocarburo. El etileno y el propileno son importantes productos petroquímicos primarios útiles en una diversidad de procedimientos para fabricar plásticos y otros compuestos químicos. El suministro limitado y el aumento de costes del petróleo crudo han impulsado la búsqueda de procedimientos alternativos para producir productos de hidrocarburo.

- 10 Las olefinas se pueden producir por deshidratación del correspondiente alcohol. El etanol se puede obtener por fermentación de carbohidratos. Acumulada a partir de materia orgánica de organismos vivos, la biomasa es la fuente de energía renovable líder en el mundo. El efluente producido por la deshidratación del etanol comprende básicamente etanol sin convertir, agua, etileno, acetaldehído. El acetaldehído puede causar problemas en las operaciones de recuperación de etileno. También puede comprender cantidades muy pequeñas de etano, CO, CO₂, H₂, CH₄ e hidrocarburos C₃+. La relación en peso de etano + CO + CO₂ + H₂ + CH₄ + hidrocarburos C₃+ con respecto al etileno es en la mayoría del tiempo menos de 20/80.

Antecedentes de la invención

- 20 El documento WO 01/25174 A1 describe un procedimiento para la concentración y recuperación de etileno y componentes más pesados de un procedimiento de conversión de compuestos oxigenados. Se usa un procedimiento de separación tal como un procedimiento de adsorción por cambio de presión (PSA) para retirar hidrógeno y metano de una corriente de cabecera desmetanizada que comprende hidrógeno, metano, e hidrocarburos C₂ y posteriormente retorno de los hidrocarburos C₂ recuperados para que se mezclen con el efluente del procedimiento de conversión oxigenada.

- 25 El documento US 20030098281 A1 describe un procedimiento para controlar las concentraciones de agua y/o compuestos 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 entre el grupo que consiste en un poliol, amina, amida, nitrilo, compuesto que contiene nitrógeno heterocíclico, y mezclas de los mismos. Se condensa una corriente gaseosa que comprende básicamente vapor, etileno, propileno y menos de un 2 % en peso de compuestos oxigenados en una torre de apagado. La cabecera de dicha torre de apagado se lava con una solución cáustica para retirar CO₂ y a continuación se pone en contacto con el líquido absorbente para retirar los compuestos oxigenados.

- 30 El documento WO 03 020670 A1 proporciona un procedimiento para retirar componentes oxigenados tales como acetaldehído, CO₂ y/o agua de una corriente de olefina. Explica que es deseable retirar tales componentes oxigenados, dado que pueden envenenar los catalizadores que se usan para procesar adicionalmente la composición de olefina. Además, la presencia de ciertos compuestos oxigenados, tales como acetaldehído, puede causar incrustación en otras unidades de purificación de olefina, por ejemplo, unidades de tratamiento de gas ácido. El procedimiento comprende proporcionar una corriente de olefina que contiene etileno, propileno, olefinas C₄+ y acetaldehído. La corriente de olefina se separa en una primera fracción y una segunda fracción, en la que la primera fracción comprende al menos la mayoría del etileno y/o el propileno presentes en la corriente de olefina, y la segunda fracción comprende al menos la mayoría de las olefinas C₄+ y el acetaldehído presentes en la corriente de olefina. La primera fracción se trata a continuación con gas ácido mediante hidróxido sódico o hidróxido potásico. La corriente de olefina se separa por destilación, preferentemente, la destilación es destilación extractiva usando un extractor. El extractor preferente es una composición polar que tiene un punto de ebullición promedio de al menos 38 °C a 1 atm. El metanol es un tipo preferente de extractor.

- 35 El documento WO 03 020672 A1 describe un procedimiento de retirada de dimetil éter de una corriente que contiene etileno y/o propileno. La corriente de olefina se hace pasar a una columna de absorción de agua, y se usa metanol como absorbente de agua. El metanol y el agua conseguida, así como algunos hidrocarburos oxigenados, se recuperan en las corrientes de fondo de dicha columna de absorción de agua, se recupera la olefina de la cabecera y se envía a una columna de destilación. La columna de destilación separa etileno y propileno, así como componentes de punto de ebullición más bajo del dimetil éter y los componentes de punto de ebullición más alto, incluyendo los componentes C₄+ y el metanol remanente del lavado con metanol. Se añade metanol adicional a la columna de destilación para reducir la formación de agua de clatrato y/o libre en la columna de destilación. La corriente que contiene etileno y propileno sale de la columna de destilación como cabecera y los componentes de punto de ebullición más alto que incluyen el dimetil éter y los componentes C₄+ salen de la columna de destilación como el fondo. A continuación el etileno y el propileno fluyen a una columna de lavado cáustico.

El documento WO 03 033438 A1 describe un procedimiento para procesar una corriente de olefina que contiene compuestos oxigenados y agua, que comprende: proporcionar una corriente de olefina que contiene compuestos

oxigenados y agua; desecar la corriente de olefina; comprimir la corriente de olefina desecada; lavar la corriente de olefina con metanol para retirar al menos una parte de los compuestos oxigenados de la corriente de olefina; poner en contacto la corriente de olefina lavada con metanol con agua; y fraccionar la corriente de olefina puesta en contacto con agua. La corriente de olefina recuperada (lavada con metanol y a continuación con agua) se envía
5 además a una etapa de lavado alcalino y de secado. La corriente de olefina que contiene compuestos oxigenados y agua es el efluente de un procedimiento MTO.

El documento US 6.444.869 describe un procedimiento para la producción de etileno a partir de una corriente efluente de conversión de compuestos oxigenados. La corriente efluente de conversión de compuestos oxigenados comprende hidrógeno, metano, etileno, etano, propileno, propano y olefinas C4+. Este efluente se comprime, se
10 trata para retirar los compuestos oxigenados, se hace pasar a una zona de retirada de dióxido de carbono en el que se absorbe dióxido de carbono por contacto con una solución cáustica o por contacto con una solución de amina en combinación con una solución cáustica de una forma convencional para retirar el dióxido de carbono, se seca, y a continuación se realiza el fraccionamiento través de un desmetanizador y un desmetanizador.

El documento US 2005-0283038 A1 describe un procedimiento para producir una corriente de olefinas a partir de una primera corriente efluente de vapor de un compuesto oxigenado en una reacción de conversión de olefina, comprendiendo dicha primera corriente efluente de vapor olefinas C2 y C3, hidrocarburos C4, y compuestos carbonílicos C2 a C6. El procedimiento, la temperatura y la presión de la primera corriente efluente de vapor se
15 ajusta para producir una segunda corriente 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 aproximadamente 120 °F (21 a 49 °C), conteniendo dicha segunda corriente efluente de vapor aproximadamente un 50 % en peso o más de hidrocarburos C4 en base al peso total de hidrocarburos C4 en la primera corriente efluente de vapor. La segunda corriente efluente de vapor se lava a continuación con una corriente que contiene alcohol líquido para producir una tercera corriente efluente de vapor, después de lo cual la tercera corriente efluente de vapor se lava con agua líquida para proporcionar una cuarta corriente efluente de vapor que comprende las olefinas
20 C2 y C3 y aproximadamente un 1,0 % en peso o menos de compuestos carbonílicos C2 a C6. En una realización de tal 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 recuperar el volumen de dióxido de carbono de la misma (retirando de ese modo "gas ácido" de la cuarta corriente efluente de vapor), después de lo cual se seca la corriente reducida en CO₂.

La principal desventaja de las técnicas anteriores mencionadas anteriormente es la incrustación del lavador cáustico. El gas de entrada al lavador cáustico contiene compuestos oxigenados reactivos tales como aldehídos y cetonas. Estos aldehídos reaccionan en una reacción de condensación aldólica en el entorno de la torre cáustica para formar una cantidad considerable de polímeros de aceite rojo. Esto causa problemas considerables de incrustación en la torre cáustica que tienen impacto en la longitud de procesado de la unidad. El tratamiento cáustico gastado con un
30 contenido significativo de polímeros de aceite rojo es también una preocupación importante así como el tratamiento cáustico gastado y los problemas de desechos. Además, se encuentran los problemas de manipulación y desecho de los polímeros de aceite rojo.

Los presentes inventores han descubierto un procedimiento para retirar contaminantes oxigenados de una corriente de etileno en el que no hay ningún lavado cáustico para retirar el CO₂ y ninguna columna de lavado para retirar los compuestos oxigenados. Los compuestos oxigenados son compuestos orgánicos que consisten en carbono, oxígeno e hidrógeno.
40

Breve resumen de la invención

La presente invención es un procedimiento para retirar contaminantes oxigenados de una corriente de etileno que comprende:

- 45 a) proporcionar una corriente de etileno seco (A) que comprende etileno, hasta un 1 % en peso de compuestos oxigenados, etano, CO, CO₂, H₂, CH₄ e hidrocarburos C3+,
- b) enviar dicha corriente (A) a un separador de C2/desmetanizador para producir una corriente de fondo que comprende etano, compuestos oxigenados e hidrocarburos C3+, y una cabecera que comprende los componentes restantes,
- 50 c) enviar dicha cabecera a una zona de adsorción de CO₂ de lecho fijo para recuperar una corriente básicamente exenta de CO₂, es decir, CO₂ es 1 ppm en volumen o menos,
- d) enviar dicha corriente básicamente exenta de CO₂, es decir, CO₂ es 1 ppm en volumen o menos, a un desmetanizador/eliminador de CO para recuperar una cabecera que comprende H₂, CH₄ y CO, etileno líquido en el fondo.

55 En otra realización la etapa de retirada de CO₂ se puede realizar en el etileno recuperado. En dicha realización, la presente invención es un procedimiento para retirar contaminantes oxigenados de una corriente de etileno que comprende:

- a1) proporcionar una corriente de etileno seco (A) que comprende etileno, hasta un 1 % de compuestos

- oxigenados, etano, CO, CO₂, H₂, CH₄ e hidrocarburos C₃+,
 b1) enviar dicha corriente (A) a un separador de C₂/desetanizador para producir una corriente de fondo que comprende etano, compuestos oxigenados e hidrocarburos C₃+, y una cabecera que comprende los componentes restantes,
 5 c1) enviar dicha corriente de cabecera a un desmetanizador/eliminador de CO para recuperar una cabecera que comprende H₂, CH₄ y CO, etileno líquido que comprende CO₂ en el fondo,
 d1) enviar dicho etileno que comprende CO₂ a una zona de adsorción de CO₂ de lecho fijo para recuperar una corriente de etileno básicamente exenta de CO₂, es decir, CO₂ es 1 ppm en volumen o menos.
- 10 En una realización, la relación en peso de etano + CO + CO₂ + H₂ + CH₄ + hidrocarburos C₃+ con respecto al etileno en (A) es menos de 10/90.
- En una realización, la relación en peso de etano + CO + CO₂ + H₂ + CH₄ + hidrocarburos C₃+ con respecto al etileno en (A) es menos de 10/90 y mayor de 0,1/99,9.
- En una realización, la relación en peso de etano + CO + CO₂ + H₂ + CH₄ + hidrocarburos C₃+ con respecto al etileno en (A) es menos de 5/95.
- 15 En una realización, la proporción de compuestos oxigenados en (A) es de 50 ppm en peso a 7000 ppm en peso.
- En una realización, la proporción de compuestos oxigenados en (A) es hasta 3000 ppm en peso.
- En una realización, la proporción de compuestos 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.
- 20 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.
- Ventajosamente, la "corriente de etileno seco" de la etapa a) significa un contenido de agua de menos de 5 ppm en peso, ventajosamente menos de 3 ppm en peso y preferentemente en menos de 1 ppm en peso.
- En una realización, cuando se ha producido la corriente de etileno seco (A) por deshidratación del etanol, dicha corriente (A) no contiene básicamente acetileno.
- 25 El etileno tratado de acuerdo con la presente invención es particularmente adecuado para su uso como materia prima para fabricar alfa-olefinas, etilbenceno/estireno, óxido de etileno/etilenglicol, dicloruro de etileno y polímeros correspondientes, tales 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 cloruros de polivinilo (PVC).
- 30

Descripción detallada de la invención

Con respecto a los contaminantes oxigenados, también denominados compuestos oxigenados, se pueden citar etanol, alcoholes C₃; éteres tales como dietil éter y metil etil éter; ácidos carboxílicos tales como ácido acético; aldehídos tales como acetaldehído; cetonas tales como acetona; y ésteres tales como ésteres de metilo. Los contaminantes oxigenados particularmente problemáticos en la deshidratación de alcoholes son los aldehídos.

35

Con respecto a la corriente de etileno (A) de la etapa a), se puede originar a partir de la deshidratación del etanol. Dicha deshidratación se puede realizar en uno o más reactores de deshidratación de etanol. Con respecto a la deshidratación del alcohol, tal procedimiento se describe en los documentos de Patente WO-2009-098262, WO-2009-098267, WO-2009-098268 y WO-2009-098269, el contenido de los cuales se incorpora en la presente solicitud. La presente invención es muy eficaz para la purificación de etileno producido por deshidratación de etanol.

40

La salida de dicho reactor de deshidratación comprende etileno y vapor así como cantidades minoritarias de compuestos oxigenados, etano, CO, CO₂, H₂, CH₄ e hidrocarburos C₃+. "Cantidades minoritarias" significa que la relación en peso de etano + CO + CO₂ + H₂ + CH₄ + hidrocarburos C₃+ con respecto al etileno es menos de 20/80 y la mayoría del tiempo menos de 10/90.

45 Dicha salida del reactor de deshidratación se enfría inicialmente, por lo general en una torre de apagado que emplea agua como medio de apagado. En la torre de apagado, la mayoría del agua contenida en la salida del reactor de deshidratación se condensa y se retira del fondo de la torre como una corriente de fondo de agua líquida. Una parte de dicha corriente de fondo de agua líquida se refrigera en un intercambiador de calor y se recicla como medio de apagado a la parte superior de la columna de apagado. La parte de la corriente de fondo de agua que no se recicla como medio de apagado puede contener una parte de compuestos oxigenados y la mayoría del etanol sin convertir, si hubiera. Dicha corriente se puede tratar en una columna de eliminación para recuperar una corriente de agua pura. El etileno, los compuestos oxigenados, etano, CO, CO₂, H₂, CH₄ y los hidrocarburos C₃+ se retiran de la parte

50

superior de la torre de apagado por lo general a una presión tal como de 1 a 16 bares absolutos y se denomina corriente de etileno contaminada. De forma ventajosa, dicha corriente de etileno contaminada se comprime y se refrigera sucesivamente en una o más etapas para retirar la mayor parte del agua, se alimenta adicionalmente a una zona de secado de lecho fijo y finalmente al separador de C2/desetanizador de la etapa b).

- 5 En las etapas de compresión previas, el agua recuperada contiene una parte de los contaminantes oxigenados y los hidrocarburos disueltos. La corriente de hidrocarburos contaminada también se puede enfriar antes de la primera etapa de compresión y el agua recuperada. En una realización, el agua recuperada tras cada refrigeración adicional en una etapa de compresión y posterior refrigeración, si hubiera, antes que la primera etapa de compresión se envía a una columna de eliminación para producir una corriente de cabecera que comprende contaminantes oxigenados e hidrocarburos y una corriente de fondo de agua pura. Opcionalmente, la corriente de cabecera se quema para destruir los contaminantes oxigenados y recuperar calor.
- 10

Después de las etapas de compresión, la corriente de etileno contaminada se alimenta además a una zona de secado de lecho fijo y finalmente al separador de C2/desetanizador de la etapa b). La zona de secado de lecho fijo se conoce por sí misma.

- 15 **Con respecto al separador de C2/desetanizador de la etapa b)**, es ventajosamente una columna de destilación. La cabecera es una mezcla de etileno, CO, CO₂, H₂ y CH₄.

- Con respecto a la zona de adsorción de CO₂ de lecho fijo de la etapa c)**, puede ser cualquier componente capaz de retirar CO₂ selectivamente. A modo de ejemplo, es una adsorción de lecho fijo disponible en el mercado (PSA para adsorción por cambio de presión o TSA para adsorción por cambio de temperatura) que usa tamices moleculares u óxidos básicos, óxidos básicos soportados, carbones de elevada área superficial, componentes de armazón organometálicos (MOF) o una mezcla de los mismos. Los tamices moleculares son preferentemente zeolitas de bajo contenido en sílice, que tienen anillos de 8 (entre ellas la zeolita A) o 12 (entre ellas la zeolita X) miembros y se intercambian con cationes alcalinos, alcalinotérreos o de lantánidos. Otros tamices moleculares son titanosilicatos cristalinos (materiales de la familia ETS). Los óxidos básicos soportados son preferentemente óxidos alcalinos, alcalinotérreos o de lantánidos soportados sobre carbones de elevada área superficial, alúmina, sílice, óxido de circonio u óxido de titanio. La retirada de CO₂ se puede realizar con una corriente líquida o con una corriente de etileno gaseosa dependiendo de la presión y la temperatura. Se recupera una corriente básicamente exenta de CO₂, es decir CO₂ es 1 ppm en volumen o menos. Dado que solo se han de retirar cantidades traza de CO₂ del etileno, el ciclo de procedimiento preferente es del tipo adsorción por cambio térmico (TSA). Dicho adsorbente de lecho fijo, una vez saturado con CO₂, se puede regenerar, y durante la regeneración la desorción produce una corriente que se puede tratar en algún otro sitio. En un ciclo de procedimiento de TSA, la regeneración se produce mientras se arrastra el adsorbente saturado con un gas inerte por aumento de la temperatura hasta que se produce la desorción del CO₂. Finalmente, el adsorbente saturado se puede reemplazar por un nuevo adsorbente y el adsorbente saturado se puede desechar o regenerar *ex situ* para su uso adicional. "Básicamente" se ha de interpretar a la luz del uso adicional del etileno. Si el etileno se tiene que polimerizar, el CO₂ tiene que ser 1 ppm en volumen o menos y preferentemente 0,5 ppm en volumen o menos.
- 20
- 25
- 30
- 35

Con respecto al desmetanizador, el fin es y recuperar una cabecera que comprende H₂, CH₄ y CO y etileno líquido en el fondo. Es ventajosamente una columna de destilación.

- Con respecto a las condiciones de operación**, el desmetanizador de la etapa d) tiene que estar a una presión lo suficientemente alta para operar a temperaturas que no sean demasiado bajas. Un desmetanizador para recuperar una cabecera que comprende H₂, CH₄ y CO y etileno líquido como fondo que opera a 40 barg tiene una temperatura de cabecera de aproximadamente 0 a -10 °C y una temperatura de fondo de aproximadamente 0 °C. El mismo desmetanizador que opera a 21 barg tiene una temperatura de cabecera de -30 °C y una temperatura de fondo de aproximadamente -24 °C.
- 40

- 45 Estas temperaturas y presiones son función de la proporción de H₂, CH₄ y CO en la corriente de etileno (A) y principalmente de la proporción de H₂. La proporción de H₂, CH₄ y CO en la corriente de etileno (A) y principalmente la proporción de H₂ gobiernan también la presión y la temperatura del separador de C2/desetanizador localizado corriente arriba de dicho desmetanizador.

- En una realización, la presión de la etapa b) se selecciona para tener una temperatura del fondo del separador de C2/desetanizador tal que no se produzca ninguna oligomerización o polimerización de los compuestos oxigenados. A modo de ejemplo, dicha temperatura no debería exceder 150 °C y ventajosamente no exceder 100 °C. Esta temperatura es función de la presión y de la proporción de compuestos oxigenados en la mezcla de compuestos oxigenados + etano + hidrocarburos C₃+. Cuanto mayor es la proporción de compuestos oxigenados mayor es la temperatura. Cuanto mayor es la presión mayor es la temperatura.
- 50

- 55 En una realización, el separador de C2/desetanizador y el desmetanizador se operan a la misma presión excepto la caída de presión entre el separador C2/desetanizador y el desmetanizador por la transferencia de fluidos. Ventajosamente, la presión varía de 15 a 45 barg. En esta realización, la corriente de etileno contaminada que viene de la columna de apagado se comprime ventajosamente en dos a cuatro etapas de compresión en serie

(dependiendo de la presión del reactor de deshidratación), se envía a los secadores y finalmente al separador de C2/desetanizador.

Dicha realización se describe en la Figura 1 en la que (1) es el separador de C2/desetanizador, (2) y (3) los adsorbedores de CO₂ y (4) es el desmetanizador/eliminador de CO. La corriente de etileno contaminada de la columna de apagado se ha secado y enviado al separador de C2/desetanizador (1) para producir una corriente de fondo que comprende etano, compuestos oxigenados e hidrocarburos C3+ y una cabecera que comprende etileno, CO, CO₂, H₂ y CH₄ (el condensador, decantador y reflujo del separador de C2/desetanizador no se muestran, el evaporador del separador de C2/desetanizador no se muestra). Dicha cabecera se envía a los adsorbedores de CO₂ (2) y (3) para recuperar una corriente básicamente exenta de CO₂, es decir CO₂ es 1 ppm en volumen o menos, y a continuación al desmetanizador/eliminador de CO (4) para recuperar una cabecera que comprende H₂, CH₄ y CO y etileno líquido en el fondo. El condensador, decantador y reflujo del desmetanizador/eliminador de CO no se muestran, el evaporador del desmetanizador/eliminador de CO no se muestra.

En un ejemplo específico de acuerdo con la Figura 1, la presión del separador C2/desetanizador es aproximadamente de 15 a 25 barg, la parte superior de dicho separador/desetanizador está a una temperatura de aproximadamente -20 °C a -30 °C, se condensa a una temperatura en el intervalo de -20 °C a -30 °C, la temperatura en el fondo de dicho separador/desetanizador es aproximadamente de 70 a 90 °C, la presión del desmetanizador/eliminador de CO es aproximadamente de 15 a 25 barg, la parte superior del desmetanizador/eliminador de CO es aproximadamente de -15 °C a -35 °C, se condensa a una temperatura aproximadamente de -15 a -35 °C y la temperatura en el fondo del desmetanizador/eliminador de CO es aproximadamente de -15 °C a 35 °C.

De forma ventajosa, la presión del separador de C2/desetanizador es aproximadamente de 18 a 25 barg, la parte superior de dicho separador/desetanizador está a una temperatura de aproximadamente -18 °C a -28 °C, se condensa a una temperatura en el intervalo de -18 °C a -28 °C, la temperatura en el fondo de dicho separador/desetanizador es aproximadamente de 75 a 85 °C, la presión del desmetanizador/eliminador de CO es aproximadamente de 18 a 25 barg, la parte superior del desmetanizador/eliminador de CO está aproximadamente de -20 °C a -30 °C, se condensa a una temperatura aproximadamente de -20 a -30 °C y la temperatura del fondo del desmetanizador/eliminador de CO es aproximadamente de -20 °C a -30 °C.

En una realización, la presión del separador de C2/desetanizador es menor que la presión del desmetanizador/eliminador de CO. De forma ventajosa, la presión del separador de C2/desetanizador varía de 15 a 25 barg y simultáneamente la diferencia de presión entre el desmetanizador/eliminador de CO y el separador de C2/desetanizador varía de 10 a 25 barg. En esta realización, la corriente de etileno contaminada que viene de la columna de apagado se comprime de forma ventajosa en dos a tres etapas de compresión en serie, se envía a los secadores y finalmente al separador de C2/desetanizador. A continuación, la cabecera del separador de C2/desetanizador se comprime y se envía a través de los adsorbedores de CO₂ al desmetanizador/eliminador de CO. Opcionalmente, la corriente básicamente exenta de CO₂, es decir CO₂ es 1 ppm en volumen o menos, que abandona la zona de adsorción de CO₂ de lecho fijo se refrigera, se envía a un decantador para producir una fase líquida enviada como un reflujo al separador de C2/desetanizador y una fase gaseosa enviada al desmetanizador/eliminador de CO.

Dicha realización se describe en la Figura 2. La corriente de etileno contaminada de la columna de apagado se ha secado y enviado a una presión aproximadamente de 15 a 25 barg al separador de C2/desetanizador (1) para producir una corriente de fondo (el evaporador no se muestra) que comprende etano, compuestos oxigenados e hidrocarburos C3+ y una cabecera que comprende etileno, CO, CO₂, H₂ y CH₄. Dicha cabecera (parte superior del separador de C2/desetanizador) se envía al compresor (6) para aumentar la presión con 10 a 25 barg sobre la presión del separador de C2/desetanizador, se refrigera opcionalmente (el refrigerador no se muestra) y se envía a los adsorbedores de CO₂ (2) y (3) para recuperar una corriente básicamente exenta de CO₂, es decir CO₂ es 1 ppm en volumen o menos. A continuación dicha corriente exenta de CO₂ se refrigera (el refrigerador no se muestra) y se envía al decantador (5) para producir una fase líquida enviada como un reflujo al separador de C2/desetanizador (1) y una fase gaseosa enviada al desmetanizador/eliminador de CO (4). Dicho desmetanizador/eliminador de CO (4) produce una cabecera (el condensador, decantador y reflujo no se muestran) que comprende H₂, CH₄ y CO y etileno líquido en el fondo (el evaporador no se muestra).

Alternativamente, el condensador y el decantador (5) se pueden instalar entre la salida superior del separador de C2/desetanizador (1) y el compresor (6). La fase líquida producida se envía en forma de un reflujo al separador de C2/desetanizador (1) mientras que la fase gaseosa se envía al compresor (6). En otras palabras, la corriente de etileno contaminada de la columna de apagado se ha secado y enviado al separador de C2/desetanizador (1) para producir una corriente de fondo que comprende etano, compuestos oxigenados e hidrocarburos C3+ y una cabecera que comprende etileno, CO, CO₂, H₂ y CH₄. Dicha cabecera, la salida superior del separador de C2/desetanizador (1), se condensa, y se envía a un decantador para conseguir una fase líquida enviada en forma de un reflujo al separador de C2/desetanizador (1) y una fase gaseosa enviada al compresor (6). A continuación, la corriente comprimida se envía a los adsorbedores de CO₂ (2) y (3) para recuperar una corriente básicamente libre de CO₂, es decir CO₂ es 1 ppm en volumen o menos, y a continuación al desmetanizador/eliminador de CO (4) para recuperar una cabecera que comprende H₂, CH₄ y CO y etileno líquido en el fondo.

En un ejemplo específico de acuerdo con la Figura 2, la presión del separador/desetanizador es aproximadamente de 15 a 25 barg, la temperatura en la parte superior de dicho separador/desetanizador es aproximadamente de -25 °C a -35 °C, la temperatura en el fondo de dicho separador/desetanizador aproximadamente de 70 a 90 °C, la presión del desmetanizador/eliminador de CO aproximadamente de 35 a 45 barg, la parte superior del desmetanizador/eliminador de CO está aproximadamente de -10 °C a 10 °C, se condensa a una temperatura aproximadamente de -35 a -45 °C y la temperatura en el fondo del desmetanizador/eliminador de CO es aproximadamente de -10 a 10 °C.

De forma ventajosa, la presión del separador/desetanizador es aproximadamente de 18 a 20 barg, la temperatura en la parte superior de dicho separador/desetanizador aproximadamente de -28 °C a -32 °C, la temperatura en el fondo de dicho separador/desetanizador aproximadamente de 78 a 82 °C, la presión del desmetanizador/eliminador de CO aproximadamente de 38 a 42 barg, la parte superior del desmetanizador/eliminador de CO es aproximadamente de -5 °C a 5 °C, se condensa a una temperatura aproximadamente de -38 a -42 °C y la temperatura en el fondo del desmetanizador/eliminador de CO es aproximadamente de -2 a 2 °C.

Con respecto a la otra realización en la que la etapa de retirada de CO₂ se realiza en el etileno recuperado, funciona de una forma similar a como se ha explicado anteriormente en la que la etapa de retirada de CO₂ está antes del desmetanizador/eliminador de CO.

En una realización, el separador de C2/desetanizador y el desmetanizador se operan a la misma presión excepto la caída de presión entre el separador de C2/desetanizador y el desmetanizador por la transferencia de fluidos. De forma ventajosa, la presión varía de 15 a 45 barg. En esta realización, la corriente de etileno contaminada que viene de la columna de apagado se comprime de forma ventajosa en dos a cuatro etapas de compresión en serie (dependiendo de la presión del reactor de deshidratación), se envía a los secadores y finalmente al separador de C2/desetanizador.

Dicha realización se describe en la Figura 3 en la que (1) es el separador de C2/desetanizador, (2) y (3) los adsorbedores de CO₂ y (4) el desmetanizador/eliminador de CO. La corriente de etileno contaminada de la columna de apagado se ha secado y enviado al separador de C2/desetanizador (1) para producir una corriente de fondo (el evaporador no se muestra) que comprende etano, compuestos oxigenados e hidrocarburos C3+ y una cabecera (el condensador, el decantador y el reflujo no se muestran) que comprende etileno, CO, CO₂, H₂ y CH₄. Dicha cabecera se envía al desmetanizador/eliminador de CO (4) para recuperar una cabecera (el condensador, el decantador y el reflujo no se muestran) que comprende H₂, CH₄ y CO y etileno líquido que comprende CO₂ en el fondo (el evaporador no se muestra). Dicho etileno que comprende CO₂ se envía a una zona de adsorción de CO₂ de lecho fijo, los adsorbedores de CO₂ (2) y (3) para recuperar una corriente de etileno básicamente libre de CO₂, es decir CO₂ es 1 ppm en volumen o menos.

En un ejemplo específico de acuerdo con la Figura 3, la presión del separador de C2/desetanizador es aproximadamente de 15 a 25 barg, la parte superior de dicho separador/desetanizador está a una temperatura aproximadamente de -20 °C a -30 °C, se condensa a una temperatura en el intervalo de -20 °C a -30 °C, la temperatura en el fondo de dicho separador/desetanizador es aproximadamente de 70 a 90 °C, la presión del desmetanizador/eliminador de CO es aproximadamente de 15 a 25 barg, la parte superior del desmetanizador/eliminador de CO está aproximadamente de -15 °C a -35 °C, se condensa a una temperatura aproximadamente de -15 a -35 °C y la temperatura en el fondo del desmetanizador/eliminador de CO es aproximadamente de -15 °C a -35 °C.

De forma ventajosa, la presión del separador de C2/desetanizador es aproximadamente de 18 a 25 barg, la parte superior de dicho separador/desetanizador está a una temperatura aproximadamente de -18 °C a -28 °C, se condensa a una temperatura en el intervalo de -18 °C a -28 °C, la temperatura en el fondo de dicho separador/desetanizador es aproximadamente de 75 a 85 °C, la presión del desmetanizador/eliminador de CO es aproximadamente de 18 a 25 barg, la parte superior del desmetanizador/eliminador de CO está aproximadamente de -20 °C a -30 °C, se condensa a una temperatura aproximadamente de -20 a -30 °C y la temperatura en el fondo del desmetanizador/eliminador de CO es aproximadamente de -20 °C a -30 °C.

En una realización, la presión del separador de C2/desetanizador es menor que la presión del desmetanizador/eliminador de CO. De forma ventajosa, la presión del separador de C2/desetanizador varía de 15 a 25 barg y simultáneamente la diferencia de presión entre el desmetanizador/eliminador de CO y el separador de C2/desetanizador varía de 10 a 25 barg. En esta realización, la corriente de etileno contaminada que viene de la columna de apagado se comprime de forma ventajosa en dos a tres etapas de compresión en serie, se envía a los secadores y finalmente al separador de C2/desetanizador. A continuación, la cabecera del separador de C2/desetanizador se comprime y se envía al desmetanizador/eliminador de CO.

Dicha realización se describe en la Figura 4. Además de la Figura 3, existe equipo adicional: un compresor (6). La corriente de etileno contaminada de la columna de apagado se ha secado y se envía a una presión aproximadamente de 15 a 25 barg al separador de C2/desetanizador (1) para producir una corriente de fondo (el evaporador no se muestra) que comprende etano, compuestos oxigenados e hidrocarburos C3+ y una cabecera que comprende etileno, CO, CO₂, H₂ y CH₄. Dicha cabecera se condensa, y se envía a un decantador para obtener una

5 fase líquida enviada en forma de un reflujo (1) y una fase gaseosa enviada al compresor (6) (dicho condensador, decantador y reflujo no se muestran). El compresor (6) aumenta la presión con 10 a 25 barg sobre la presión del separador de C2/desetanizador, y la corriente comprimida se envía al desmetanizador/eliminador de CO (4). Dicho desmetanizador/eliminador de CO (4) produce una cabecera (el condensador, el decantador y el reflujo no se muestran) que comprende H₂, CH₄ y CO y en el fondo etileno líquido que comprende CO₂ (el evaporador no se muestra). Dicho etileno que comprende CO₂ se envía a una zona de adsorción de CO₂ de lecho fijo, los adsorbedores de CO₂ (2) y (3) para recuperar una corriente de etileno básicamente libre de CO₂, es decir CO₂ es 1 ppm en volumen o menos.

10 En un ejemplo específico de acuerdo con la Figura 4, la presión del separador/desetanizador es aproximadamente de 15 a 25 barg, la parte superior de dicho separador/desetanizador está a una temperatura aproximadamente de -25 °C a -35 °C, se condensa a una temperatura en el intervalo de -25 °C a -35 °C, la temperatura en el fondo de dicho separador/desetanizador es aproximadamente de 70 a 90 °C, la presión del desmetanizador/eliminador de CO es aproximadamente de 35 a 45 barg, la parte superior del desmetanizador/eliminador de CO está aproximadamente de -10 °C a 10 °C, se condensa a una temperatura aproximadamente de -35 a 45 °C y la temperatura en el fondo del desmetanizador/eliminador de CO es aproximadamente de -10 a 10 °C.

15 De forma ventajosa, la presión del separador/desetanizador es aproximadamente de 18 a 20 barg, la parte superior de dicho separador/desetanizador está a una temperatura aproximadamente de -28 °C a -32 °C, la temperatura en el fondo de dicho separador/desetanizador es aproximadamente de 78 a 82 °C, la presión del desmetanizador/eliminador de CO es aproximadamente de 38 a 42 barg, la parte superior del desmetanizador/eliminador de CO está aproximadamente de -5 °C a 5 °C, se condensa a una temperatura aproximadamente de -38 a -42 °C y la temperatura en el fondo del desmetanizador/eliminador de CO es aproximadamente de -2 a 2 °C.

Ejemplo

25 Se opera al procedimiento de acuerdo con la Figura 5. La Figura 5 deriva de la Figura 2 por cambio de la posición del condensador y el decantador (5), se localizan entre la salida del separador de C2/desetanizador y el compresor. Los resultados se muestran en la siguiente tabla.

n° de corriente en la Figura 5		1	2	3
		Alimentación del separador de C2	Fondo del separador de C2	Vapor destilado del separador de C2
Temperatura	°C	15	80	-30
Presión	barg	20	19	19
H ₂	kg/h	8		8
CO	kg/h	1		1
CO ₂	kg/h	1		1
etano	kg/h	23	11	12
etileno	kg/h	25108	30	25078
acetaldehídos	kg/h	150	150	
C3+	kg/h	715	715	
Total	kg/h	26006	906	25100

n° de corriente en la Figura 5		4	6	5
		Alimentación del desmetanizador	Purga del desmetanizador	Producto de etileno
Temperatura	°C	-2	-40	20
Presión	barg	40	40	20
H ₂	kg/h	8	8	
CO	kg/h	1	1	

(continuación)

n° de corriente en la Figura 5		4	6	5
		Alimentación del desmetanizador	Purga del desmetanizador	Producto de etileno
CO ₂	kg/h			
etano	kg/h	12		12
etileno	kg/h	25078	90	24988
acetaldehídos	kg/h			

C3+	kg/h			
Total	kg/h	25099	99	25000

REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento para retirar contaminantes oxigenados de una corriente de etileno que comprende:
 - a) proporcionar una corriente de etileno seco (A) que comprende etileno, hasta un 1 % en peso de compuestos oxigenados, etano, CO, CO₂, H₂, CH₄ e hidrocarburos C3+,
 - 5 b) enviar dicha corriente (A) a un separador de C2/desetanizador para producir una corriente de fondo que comprende etano, compuestos oxigenados e hidrocarburos C3+, una cabecera que comprende los componentes restantes,
 - c) enviar dicha cabecera a una zona de adsorción de CO₂ de lecho fijo para recuperar una corriente básicamente exenta de CO₂, es decir CO₂ es 1 ppm en volumen o menor,
 - 10 d) enviar dicha corriente básicamente libre de CO₂, es decir CO₂ es 1 ppm en volumen o menor, a un desmetanizador/eliminador de CO para recuperar una cabecera que comprende H₂, CH₄ y CO, etileno líquido en el fondo.
2. Procedimiento de acuerdo con la reivindicación 1 en el que el separador de C2/desetanizador y el desmetanizador se operan a la misma presión, excepto la caída de presión entre el separador de C2/desetanizador y el desmetanizador por transferencia de fluidos, y dicha presión varía de 15 a 45 barg.
3. Procedimiento de acuerdo con la reivindicación 1 en el que la presión del separador de C2/desetanizador es menor que la presión del desmetanizador/eliminador de CO, la presión del separador de C2/desetanizador varía de 15 a 25 barg y simultáneamente la diferencia de presión entre el desmetanizador/eliminador de CO y el separador de C2/desetanizador varía de 10 a 25 barg.
- 20 4. Procedimiento de acuerdo con la reivindicación 3 en el que la cabecera, la salida superior, del separador de C2/desetanizador, se condensa, se envía a un decantador para obtener una fase líquida enviada como un reflujo a dicho separador de C2/desetanizador y una fase gaseosa enviada a un compresor, y a continuación la corriente comprimida se envía a la zona de adsorción de CO₂.
5. Procedimiento de acuerdo con la reivindicación 3 en el que la cabecera, la salida superior, del separador de C2/desetanizador, se envía a un compresor, se refrigera opcionalmente y se envía a la zona de adsorción de CO₂ para recuperar una corriente básicamente exenta de CO₂, es decir CO₂ es 1 ppm en volumen o menor, y a continuación dicha corriente exenta de CO₂ se refrigera y se envía a un decantador para producir una fase líquida enviada como un reflujo al separador de C2/desetanizador y una fase gaseosa enviada al desmetanizador/eliminador de CO.
- 30 6. Procedimiento para retirar contaminantes oxigenados de una corriente de etileno que comprende:
 - a1) proporcionar una corriente de etileno seco (A) que comprende etileno, hasta un 1 % en peso de compuestos oxigenados, etano, CO, CO₂, H₂, CH₄ e hidrocarburos C3+,
 - b1) enviar dicha corriente (A) a un separador de C2/desetanizador para producir una corriente de fondo que comprende etano, compuestos oxigenados e hidrocarburos C3+, una cabecera que comprende los componentes restantes,
 - 35 c1) enviar dicha corriente de cabecera a un desmetanizador/eliminador de CO para recuperar una cabecera que comprende H₂, CH₄ y CO, etileno líquido que comprende CO₂ en el fondo,
 - d1) enviar dicho etileno que comprende CO₂ a una zona de adsorción de CO₂ de lecho fijo para recuperar una corriente de etileno básicamente exenta de CO₂, es decir CO₂ es 1 ppm en volumen o menor.
 - 40
7. Procedimiento de acuerdo con la reivindicación 6 en el que el separador de C2/desetanizador y el desmetanizador se operan a la misma presión, excepto la caída de presión entre el separador de C2/desetanizador y el desmetanizador por transferencia de fluidos, y dicha presión varía de 15 a 45 barg.
8. Procedimiento de acuerdo con la reivindicación 6 en el que la presión del separador de C2/desetanizador es menor que la presión del desmetanizador/eliminador de CO, la presión del separador de C2/desetanizador varía de 15 a 25 barg y simultáneamente la diferencia de presión entre el desmetanizador/eliminador de CO y el separador de C2/desetanizador varía de 10 a 25 barg.
9. Procedimiento de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones 6 a 8 en el que la cabecera, la salida superior, del separador de C2/desetanizador, se condensa, se envía a un decantador para obtener una fase líquida enviada como un reflujo a dicho separador de C2/desetanizador y una fase gaseosa enviada a un compresor, y a continuación la corriente comprimida se envía al desmetanizador/eliminador de CO.
- 50
10. Procedimiento de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones precedentes en el que la relación en peso de etano + CO + CO₂ + H₂ + CH₄ + hidrocarburos C3+ con respecto al etileno en (A) es menor de 10/90, preferentemente menos de 10/90 y superior a 0,1/99,9.
- 55 11. Procedimiento de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 9 en el que la relación en peso de

etano + CO + CO₂ + H₂ + CH₄ + hidrocarburos C₃+ con respecto al etileno en (A) es menor de 5/95.

12. Procedimiento de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones precedentes en el que la proporción de compuestos oxigenados en (A) es de 50 ppm en peso a 7000 ppm en peso.

5 13. Procedimiento de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones precedentes en el que en el que la proporción de compuestos oxigenados en (A) es hasta 3000 ppm en peso, preferentemente hasta 2000 ppm en peso.

14. 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.

10 15. 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.

16. 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.

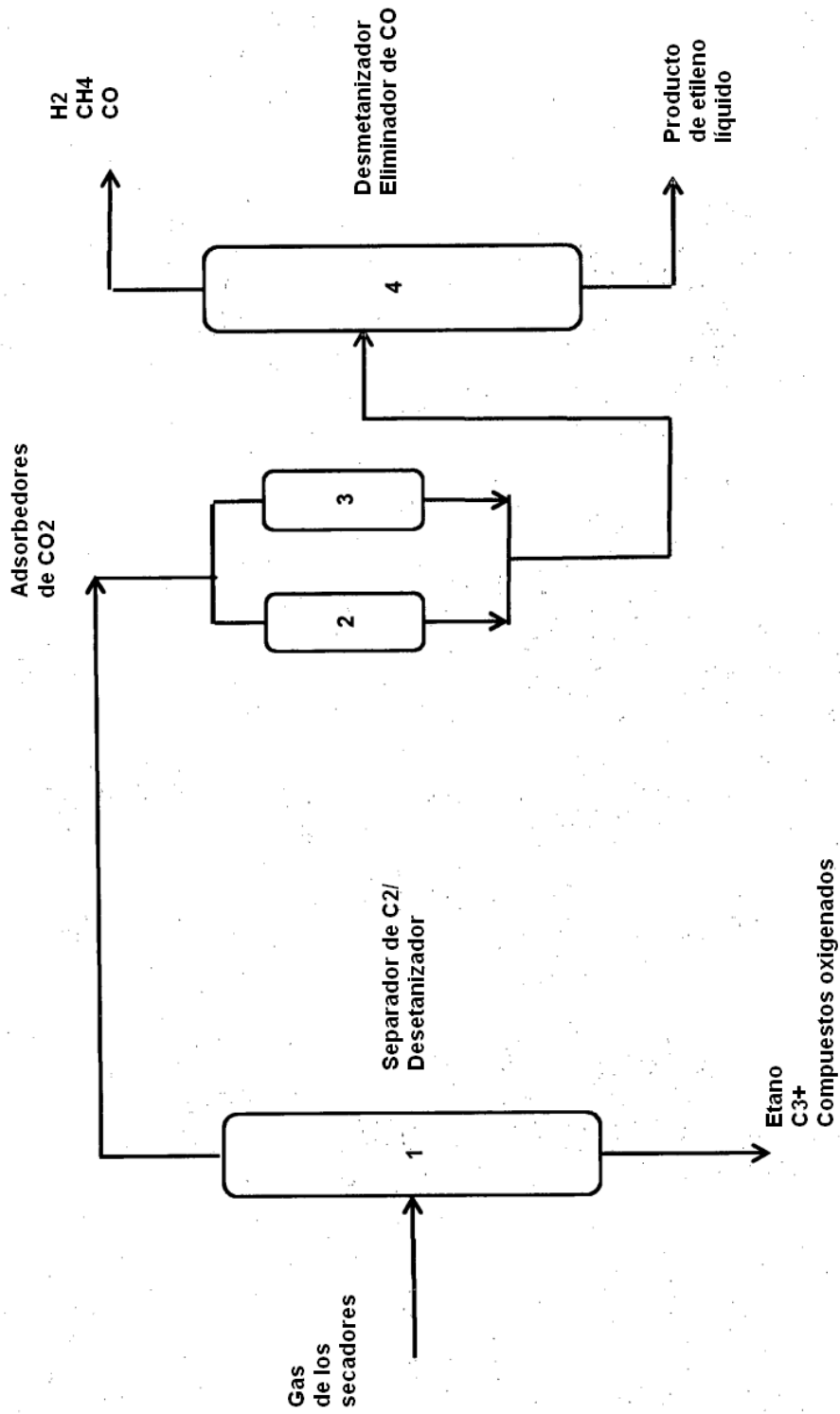


Fig 1

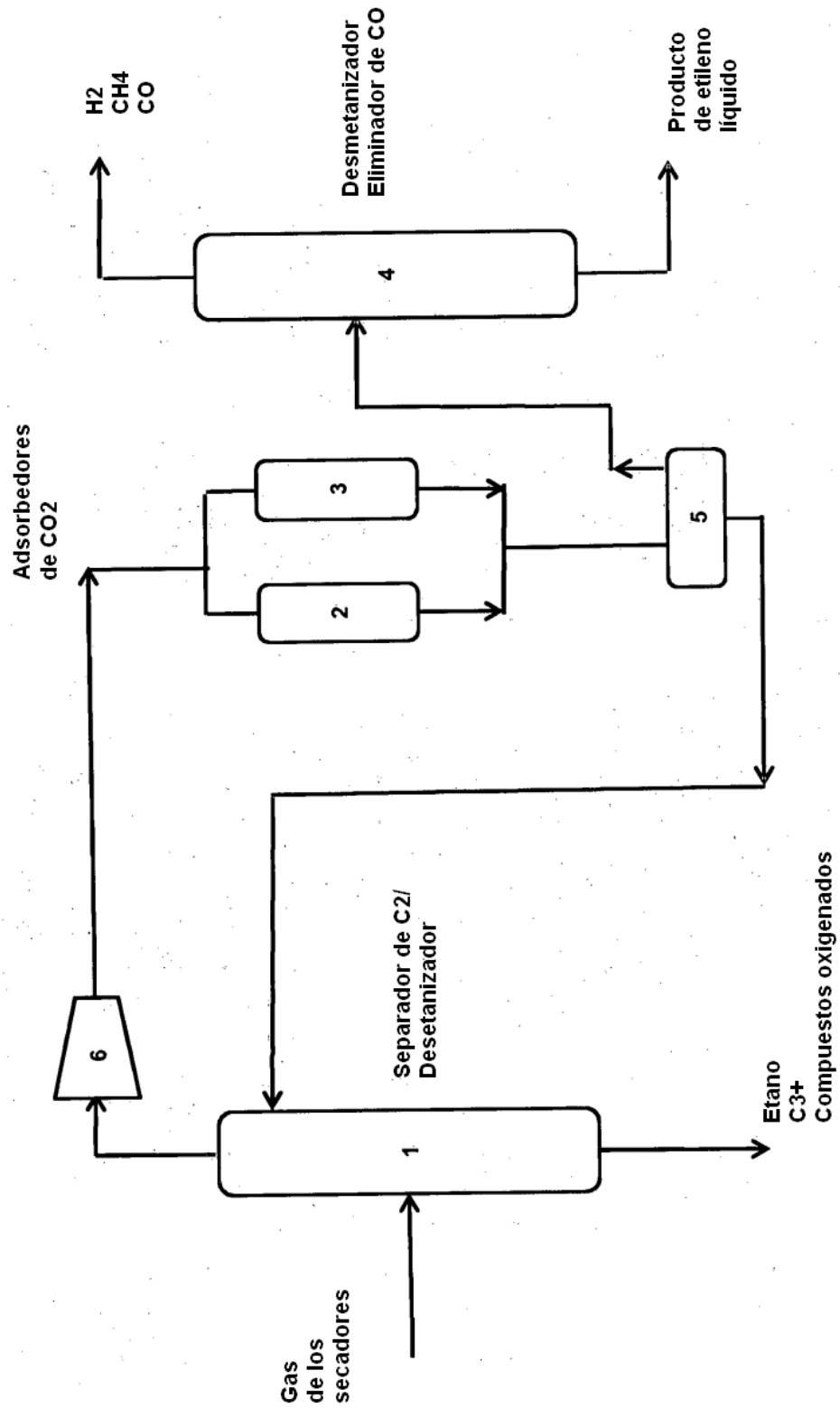


Fig 2

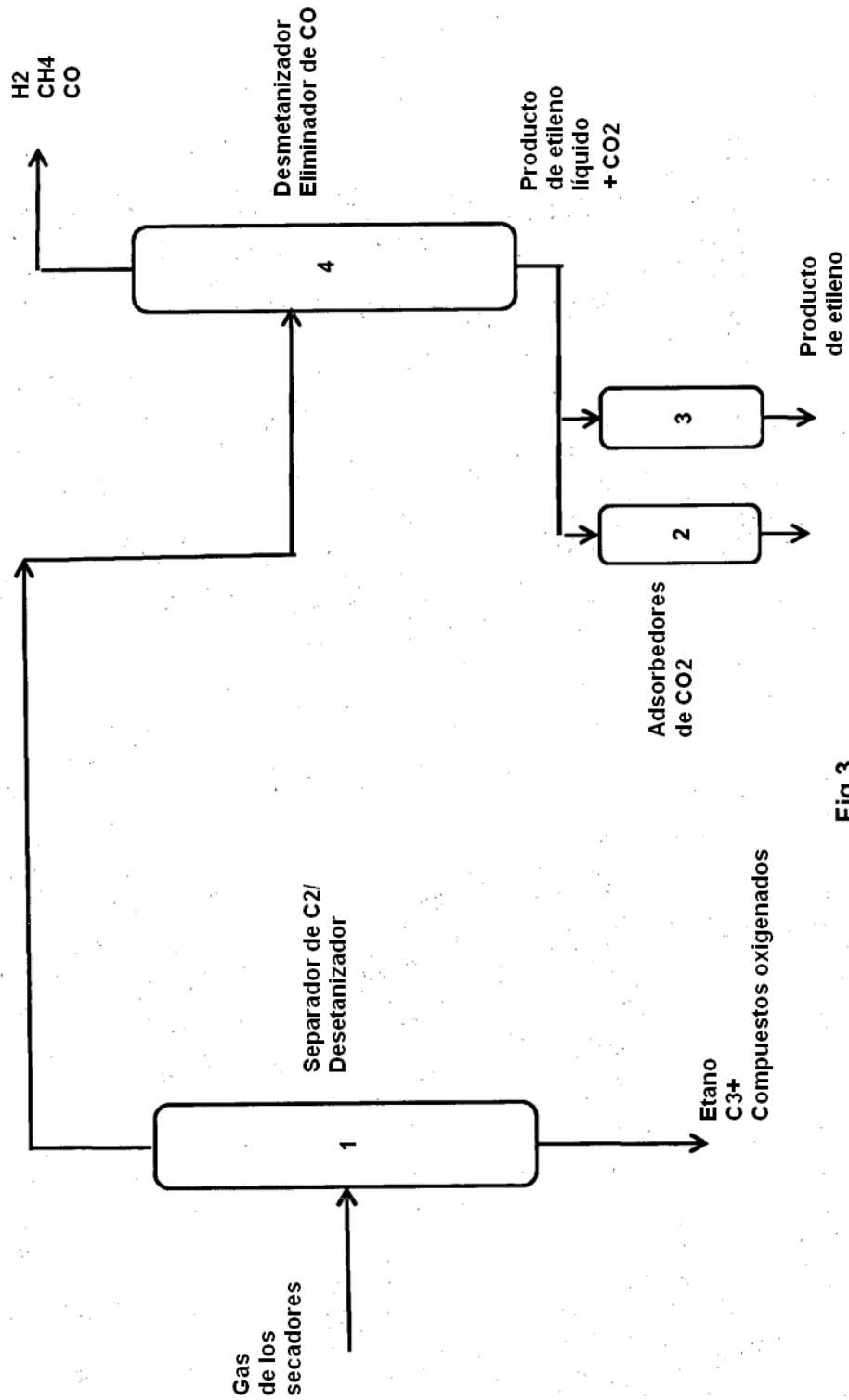


Fig 3

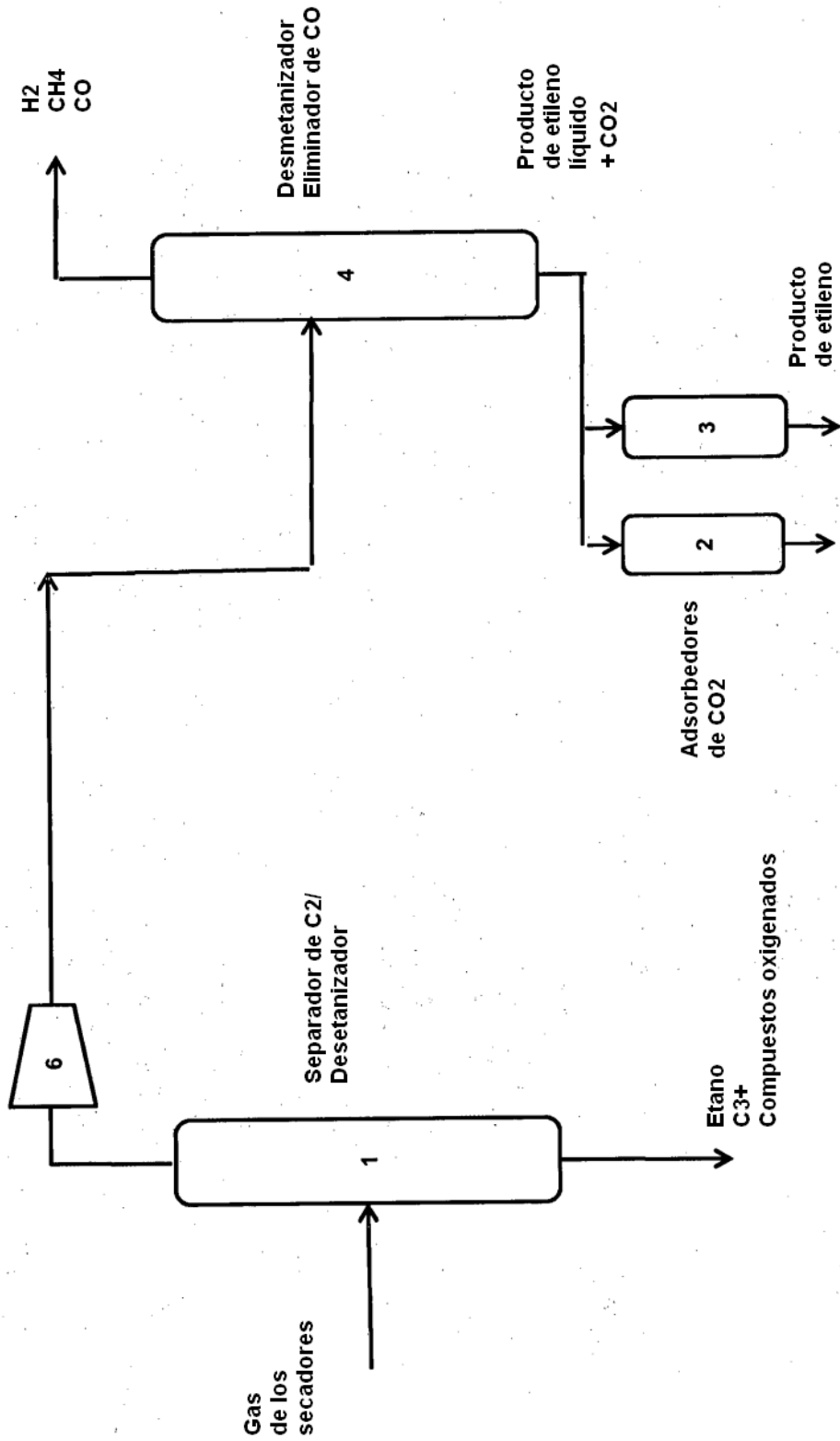


Fig 4

