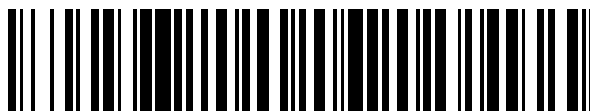


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 559 182**

51 Int. Cl.:

C07C 7/00 (2006.01)

C07C 7/04 (2006.01)

C07C 7/11 (2006.01)

C10G 70/04 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **17.11.2011 E 11009115 (4)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **04.11.2015 EP 2557071**

54 Título: **Secuencia de separación para hidrocarburos a partir de una disociación térmica suave**

30 Prioridad:

11.08.2011 DE 102011110003

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

10.02.2016

73 Titular/es:

**LINDE AKTIENGESELLSCHAFT (100.0%)
Klosterhofstrasse 1
80331 München, DE**

72 Inventor/es:

**DUC, TUAT PHAM;
SCHMIDT, GUNTHER;
SCHMIGALLE, HOLGER y
WALTER, STEFANIE, DR.**

74 Agente/Representante:

LEHMANN NOVO, María Isabel

ES 2 559 182 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

Secuencia de separación para hidrocarburos a partir de una disociación térmica suave

La invención se refiere a un procedimiento para la separación de hidrocarburos en una instalación para la producción de hidrocarburos a partir de una carga hidrocarbonada líquida mediante disociación,

- 5
- en el que el gas producto de la disociación, que resulta como gas bruto, con contenido en hidrocarburos gaseosos, se comprime y seca,
 - y es aportado como material de partida a una etapa de separación (en lo que sigue: separación de C3/C4 frontal-extrema),
- 10
- en el que el gas bruto se separa en una fracción de hidrocarburos a base de hidrocarburos de como máximo 3 átomos de carbono y en una fracción de hidrocarburos a base de hidrocarburos con al menos 4 átomos de carbono,
 - en el que la separación de C3/C4 frontal-extrema presenta, en términos de tecnología del proceso, un absorbedor de C4 y un despropanizador,
- 15
- en el que se obtiene una fracción de hidrocarburos a base de hidrocarburos con como máximo 3 átomos de carbono como un producto de cabeza gaseoso del absorbedor de C4,
 - y en el que se obtiene una fracción de hidrocarburos líquida a base de hidrocarburos con al menos 4 átomos de carbono como producto del fondo del despropanizador.

20

En una instalación para la producción de hidrocarburos, una denominada instalación de olefinas, los hidrocarburos u olefinas se producen mediante disociación de cargas con contenido en hidrocarburos. Las cargas con contenido en hidrocarburos se presentan en este caso en la fase líquida o gaseosa y se transforman, mediante disociación térmica o catalítica con o sin vapor, en hidrocarburos de cadena más corta. La mezcla a base de olefinas predominantemente de cadena corta, que resulta en la disociación, se denomina gas de disociación o gas bruto. En el caso de la disociación de una carga con contenido en hidrocarburos líquida, el gas bruto se conduce la mayoría de las veces como carga a un lavado con aceite. En el lavado con aceite, el gas bruto se enfría y los hidrocarburos de cadena larga remanentes tales como, por ejemplo, partículas de coque y componentes del aceite pesados, se separan por lavado del gas bruto.

25

30

A continuación, el gas bruto se conduce para la purificación y enfriamiento adicionales a un lavado con agua y se comprime en el compresor de gas bruto. En el caso de la disociación de una carga con contenido en hidrocarburos gaseosa se puede renunciar la mayoría de las veces al lavado con aceite. A continuación, el gas bruto se libera, según el estado de la técnica en un lavado con lejía de otras impurezas tales como dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno, y se seca.

El gas bruto purificado y secado se compone entonces de una mezcla de los productos de olefina y productos acompañantes deseados. Con el fin de poder evaluar los productos de olefina deseados, la mezcla ha de separarse en los distintos componentes de olefina.

35

Un procedimiento de este tipo para la separación de hidrocarburos comienza según el estado de la técnica con una etapa de separación, en la que las olefinas con a lo sumo 2 átomos de carbono se separan de olefinas con al menos 3 átomos de carbono (separación de C₂/C₃ frontal-extrema), o con una etapa de separación, en la que las olefinas con a lo sumo 3 átomos de carbono se separan de olefinas con al menos 4 átomos de carbono (separación de C₃/C₄ frontal-extrema).

40

Si la secuencia de separación comienza con una separación de C₂/C₃ frontal-extrema, la fracción de olefina con a lo sumo 2 átomos de carbono (fracción de C₂) es conducida, después de una hidrogenación catalítica para la separación de acetileno, a una parte de descomposición a baja temperatura en donde es descompuesta en sus fracciones individuales. La fracción de C₂ se separa en este caso de la fracción de metano e hidrógeno. La fracción remanente a base de hidrocarburos con al menos 3 átomos de carbono (fracción de C₃₊) se conduce a una etapa de separación (despropanizador), en la que como producto del fondo se obtiene una fracción a base de hidrocarburos con al menos 4 átomos de carbono (fracción de C₄₊). Por la parte de cabeza en el despropanizador se obtiene una fracción de olefina a base de hidrocarburos con 3 átomos de carbono (fracción de C₃). La fracción de C₃ se hidrogena catalíticamente a continuación asimismo antes de su tratamiento ulterior.

45

50

En el marco de esta solicitud, una fracción de hidrocarburos que se compone de hidrocarburos que presentan n átomos de carbono se designa fracción de C_n. Si esta fracción de hidrocarburos se compone de hidrocarburos que presentan al menos n átomos de carbono, la fracción de hidrocarburos se designa fracción de C_{n+}. Una fracción a

base de hidrocarburos con como máximo n átomos de carbono se designa fracción de C_n . En este caso, n representa los números naturales 1, 2, 3, 4...

5 Una etapa de separación, en la que se obtienen hidrocarburos con 2 o más átomos de carbono como producto del fondo líquido, se denomina en el marco de esta solicitud un desmetanizador. Una etapa de separación con una fracción de C_{3+} como producto del fondo se designa desmetanizador. De manera correspondiente, una etapa de separación con una fracción del fondo de C_{4+} se designa despropanizador.

10 En el caso de una secuencia de separación según el estado de la técnica, que comienza con una separación de C_3/C_4 frontal-extrema, se obtiene, a la presión del gas bruto comprimido, una fracción de C_3 y una fracción de C_{3+} . En el caso de la presión del gas bruto completa existente, no es posible una separación nítida en una fracción de C_3 y una fracción de C_{4+} según el estado de la técnica, dado que la temperatura del fondo sería tan elevada que aparecería de manera reforzada la formación de polímeros y, por consiguiente, una formación indeseada de incrustaciones. En la secuencia de separación ulterior según el estado de la técnica la fracción de C_3 se conduce, después de la hidrogenación catalítica, a una separación de C_2/C_3 . La fracción de C_3 se separa en una fracción de C_3 y en una fracción de C_2 . La fracción de C_{4+} se conduce a una separación de C_3/C_4 , en donde se separa en una fracción de C_3 así como en una fracción de C_{4+} , y la fracción de C_3 resultante ha de ser hidrogenada a continuación catalíticamente.

20 Por consiguiente, según el estado de la técnica, tanto en el caso de una secuencia de separación con una separación de C_2/C_3 frontal-extrema como también en el caso de una secuencia de separación con una separación de C_3/C_4 frontal-extrema, se requieren 2 etapas de hidrogenación catalíticas independientes con el correspondiente reactor de tubos y de lecho fijo.

25 En el documento DE 102006010519 se propone un procedimiento alternativo para la separación de olefinas. El documento DE 102006010519 da a conocer una secuencia de separación con un absorbedor de C_4 que trabaja a la presión del gas bruto completa y un despropanizador, que es hecho funcionar a una presión de 8 – 12 bares. Mediante la combinación a base de absorbedor de C_4 y despropanizador, las olefinas se separan en una fracción de C_3 y en una fracción de C_{4+} . La fracción de C_3 se comprime entonces por completo y se conduce a la hidrogenación catalítica, mientras que la fracción de C_{4+} se realiza para el tratamiento ulterior. La fracción de C_3 se somete después de la hidrogenación catalítica a una separación de C_2/C_3 y se separa en una fracción de C_2 y en una fracción de C_3 . La fracción de C_2 se continúa conduciendo como carga a la parte de separación a baja temperatura, mientras que la fracción de C_3 se conduce para el tratamiento ulterior.

30 Una secuencia de separación similar para una carga con contenido en hidrocarburos líquida se describe en el documento DE 102009038456. En el caso de la secuencia de separación dada a conocer en este documento se combina asimismo un absorbedor de C_4 con un despropanizador, en el que el absorbedor de C_4 se hace funcionar a una presión de gas bruto completa y el despropanizador a una presión entre 8 bares y 12 bares. La fracción de C_3 se somete después de la hidrogenación catalítica a una separación de C_2/C_3 , separándose la fracción de C_3 en una primera columna en una fracción de C_2 y en una fracción de C_2/C_3 . La separación ulterior tiene lugar en una segunda columna con dos tramos separados en términos de tecnología del proceso, estando realizado el tramo superior como desmetanizador y el tramo inferior como desmetanizador. En el desmetanizador se separan por arrastre de los condensados de la refrigeración profunda metano disuelto e hidrógeno disuelto. En el desmetanizador se forma una fracción de C_2 y una fracción de C_3 . La fracción C_3 de C_3 se obtiene en este caso como producto del fondo. Como fracción de retorno sirve una parte de la fracción de C_2 líquida del desmetanizador. El fondo del desmetanizador se calienta hasta ebullición con gas bruto o con agente refrigerante de C_3 caliente o con un agente refrigerante mixto caliente. Las fracciones de C_2 de la segunda columna, que se retiran como producto gaseoso y líquido lateralmente del fondo del desmetanizador de la segunda columna, se añaden a un disociador de C_2 . Allí se obtiene etileno como producto de cabeza.

45 La presente invención tiene por misión configurar un procedimiento del tipo mencionado al comienzo de modo que se minimice el consumo energético y la complejidad de aparatos para la separación de hidrocarburos. En este caso se ha de minimizar, en particular, el consumo energético en la separación de un gas bruto que resulta durante la disociación, el cual presenta una relación de etileno a propileno de aproximadamente 1, en particular por debajo de 1.

50 El problema planteado se resuelve mediante la combinación de las características de la reivindicación 1 independiente. En las reivindicaciones subordinadas se indican ejecuciones ventajosas de la invención.

Conforme a la invención, la secuencia de separación de los productos hidrocarbonados del gas bruto comienza con una separación de C3/C4 frontal-extrema, que comprende una etapa de separación de C2/C4 adicional en términos de técnica del proceso. Esta etapa de separación de C2/C4 adicional está dispuesta entre el absorbedor de C4 y el despropanizador.

5 En el caso de una elevada proporción de hidrocarburos de cadena larga en el gas bruto, es decir, concretamente en el caso de un gas bruto con una elevada proporción de C₄₊, durante la compresión del gas bruto aumenta tanto la cantidad de condensado como también la porción de los componentes de C₂₋ disueltos en los condensados, de modo que se dificulta y es energéticamente más compleja una separación de C3/C4 frontal-extrema nítida. Mediante la presente invención, este problema se resuelve, sin embargo, por completo. Mediante la etapa de separación de
10 C2/C4 adicional, se reduce la demanda de frío, ante todo del producto de cabeza del despropanizador y, por consiguiente, se minimiza el consumo de energía de la secuencia de separación.

De acuerdo con la invención, entre el absorbedor de C4 y el despropanizador está dispuesta una etapa de separación de C2/C4 adicional. En esta etapa de separación tiene lugar una separación de componentes de C₂₋ y componentes de C₄₊, encontrándose los componentes de C₃ en esta etapa de separación tanto en la parte superior gaseosa como en el producto del fondo líquido, de modo que el gas de cabeza de esta etapa de separación puede ser condensado a un nivel de temperaturas superior. Con ello, se evita un aumento de la temperatura en una zona de la formación potenciada de polímeros en el producto del fondo.

Toda la separación de C3/C4 frontal-extrema de acuerdo con la invención, consistente en el absorbedor de C4, la etapa de separación de C2/C4 y el despropanizador, permiten en conjunto una separación en términos de técnica del proceso nítida del gas bruto que resulta durante la disociación y comprimido en una fracción de C₃₋ y en una fracción de C₄₊. En este caso, las temperaturas se mantienen en general en intervalos en los que no se manifiesta una formación de polímeros o de incrustaciones. Mediante la combinación de acuerdo con la invención del absorbedor de C4, de la etapa de separación de C2/C4 y del despropanizador, así como mediante la separación no nítida puede reducirse sucesivamente la presión de los condensados resultantes durante el proceso de separación
20 hasta que en el despropanizador no resulte fracción de C₄₊ alguna que no contiene hidrocarburos con menos de cuatro átomos de carbono, sin que en este caso la temperatura del fondo aumente de modo que se manifieste una formación de polímeros o de incrustaciones, y en donde se minimice el consumo energético para la separación.

En una ejecución preferida de la invención, el absorbedor de C4 y la etapa de separación de C2/C4 se hacen funcionar a una presión entre 18 y 20 bares, haciéndose funcionar preferiblemente la etapa de separación de C2/C4
30 a una presión algo mayor que el absorbedor de C4. Esta ejecución de la invención permite añadir directamente al absorbedor de C4 el gas bruto comprimido con una presión del gas bruto completa.

En una ejecución preferida de la invención, el absorbedor de C4 y la etapa de separación de C2/C4 se reúnen en una columna. En esta ejecución, el absorbedor de C4 y la etapa de separación de C2/C4 se reúnen en una columna, pero en términos de técnica del proceso forman tramos separados de esta columna. De manera correspondiente, el nivel de presión de los dos tramos en términos de técnica del proceso (absorbedor de C4, etapa de separación de C2/C4) es el mismo en esta ejecución de la invención.

En una ejecución alternativa de la invención, el absorbedor de C4 y la etapa de separación de C2/C4 son columnas diferentes. En esta ejecución alternativa de la invención, el absorbedor de C4 y la etapa de separación de C2/C4, claramente separados en términos de la técnica del proceso, se dividen también en cuanto a los aparatos en dos columnas separadas. En esta ejecución de la invención se requiere una bomba del fondo para el absorbedor de C4. La etapa de separación de C2/C4 se hace funcionar a una presión algo superior a la del absorbedor de C4.

Ventajosamente, el producto del fondo de la etapa de separación de C2/C4 se añade el despropanizador. La etapa de separación de C2/C4 separa los hidrocarburos en una fracción de C₃₋ y en una fracción de C₃₊. La fracción de C₃₊ precipita en este caso como producto del fondo. Este producto del fondo se añade ventajosamente al despropanizador, en donde se separa la fracción de C₃ y se obtiene una fracción de C₄₊ pura como producto del fondo.

El despropanizador se hace funcionar preferiblemente a una presión entre 10 y 12 bares.

De manera particularmente preferida, el gas bruto a separar contiene etileno y propileno en una relación de 1 o menor que 1. En este caso, se ajustaron de manera correspondiente las condiciones de la disociación. Las ventajas de la invención surten particularmente efecto cuando las condiciones de la disociación se ajustan de manera que la proporción de propileno en el gas bruto corresponde a la proporción de etileno o es mayor que la proporción de

etileno. En el caso de un gas bruto de este tipo se consigue mediante la invención, en particular, llevar a cabo nítidamente una separación de C₃/C₄ frontal-extrema, sin que en los aparatos que participan se produzca una formación de polímeros o de incrustaciones.

5 Preferiblemente, una relación de etileno a propileno de 1 o menor que 1 se alcanza debido a que a la carga hidrocarbonada líquida consistente esencialmente en hidrocarburos saturados se le añade por mezclado, antes de la disociación térmica, una determinada proporción de hidrocarburos saturados (preferiblemente entre 3% en peso y 40% en peso, de manera particularmente preferida entre 5% en peso y 30% en peso, en particular entre 15% en peso y 25% en peso). La disociación térmica tiene lugar en este caso convenientemente en condiciones suaves (preferiblemente 740°C – 800°C y/o 2,5 bares abs – 4 bares abs). Ventajosamente, a la carga líquida se añade por
10 mezclado en este caso una o varias fracciones de C₄₊ retornadas como hidrocarburos saturados.

La presente invención es particularmente adecuada para la separación de hidrocarburos en una instalación para la producción de hidrocarburos a partir de una carga hidrocarbonada líquida mediante disociación.

Con la presente invención se consigue, en particular, minimizar el consumo energético de una secuencia de separación para un gas bruto tal como resulta, en particular, en la disociación de cargas hidrocarbonadas líquidas.
15 Especialmente, en el caso de un gas bruto con una elevada proporción de C₄₊ se puede alcanzar, en el caso de la separación de C₃/C₄ frontal-extrema de acuerdo con la invención una separación nítida en una fracción de C₃₋ y una fracción de C₄₊ del gas bruto, sin que en los aparatos participantes se produzca una formación de polímeros o de incrustaciones incrementada.

En lo que sigue, la invención se ha de explicar con mayor detalle con ayuda de los dos ejemplos de realización representados en las Figuras 1 y 2.
20

Muestran:

La Figura 1 una ejecución de la invención, en la que el absorbedor de C₄ y la etapa de separación de C₂/C₄ son columnas diferentes.

25 La Figura 2 una ejecución alternativa de la invención, en la que el absorbedor de C₄ y la etapa de separación de C₂/C₄ están dispuestos en una columna.

La Figura 1 muestra una ejecución del procedimiento de acuerdo con la invención para la separación de hidrocarburos en una instalación en la que una carga hidrocarbonada líquida se disocia de modo que el gas bruto que resulta durante la disociación presenta una proporción de etileno a propileno de como máximo 1 o menor. El gas bruto 1 que resulta como producto de disociación se conduce como carga a un lavado con aceite (no representado).
30 En el lavado con aceite, el gas bruto se enfría, y los hidrocarburos de cadena larga remanentes tales como, por ejemplo, partículas de coque y componentes de aceite pesados, se separan del gas bruto. A continuación, el gas bruto 1 se conduce para la purificación y enfriamiento adicional a un lavado con agua (no representado) y desde allí se conduce a una compresión de gas bruto en tres etapas 2a. En la compresión de gas bruto en tres etapas 2a, el gas bruto se comprime a una presión de aprox. 20 bares, preferiblemente 19 bares, y en un lavado 3 se libera de componentes de gas ácido tales como dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno. A continuación, el gas bruto
35 purificado se enfría previamente en un enfriamiento previo 4 y se seca a través de los dos secadores 5a y 5b. A continuación, comienza la secuencia de separación del gas bruto 1 propiamente dicha.

Mediante la compresión del gas bruto 2a el gas bruto se calienta, de modo que se hace necesario un enfriamiento antes del lavado con gas ácido 3 (no representado). El condensado que resulta en este caso se conduce directamente al despropanizador 8 (no representado). Los componentes del gas ácido aportados obligatoriamente al despropanizador 8 abandonan, sin embargo, el despropanizador 8 con la fase gaseosa 16 por la parte de cabeza y son devueltos 12 a la compresión del gas bruto 2a. Los condensados expuestos en este párrafo pueden retirarse en este caso de cada una de las etapas de la compresión del gas bruto 2a, pero preferiblemente como en este ejemplo de realización, después de la 3ª etapa de la compresión de gas bruto 2a.

45 El condensado que resulta en el enfriamiento previo 4 se añade a través del secador 5a a la etapa de separación de C₂/C₄ 7. El gas de cabeza que resulta en el enfriamiento previo 4 se añade directamente al absorbedor de C₄ 6 a través del secador 5b. Tanto el absorbedor de C₄ 6 como la etapa de separación de C₂/C₄ 7 trabajan en este caso a la presión de gas bruto completa entre 18 y 20 bares, preferiblemente 19 bares. La presión en el absorbedor de C₄ 6 es ligeramente menor que la presión en la etapa de separación de C₂/C₄ 7. En el absorbedor de C₄ 6 se forma
50 como producto de cabeza gaseoso una fracción de C₃₋ 15 pura. Ésta se comprime adicionalmente en una cuarta

etapa de compresión 2b y se conduce para la descomposición ulterior 13 en la que se separan entonces de esta fracción C_3 - 15 los productos valiosos acetileno y propileno.

5 El producto del fondo 13 del absorbedor de C4 6 se añade, al igual que el condensado del secador 5a, a la etapa de separación de C2/C4 7. En la etapa de separación de C2/C4 7, los hidrocarburos con tres átomos de carbono se distribuyen sobre el producto de cabeza gaseoso y el producto del fondo líquido. En este caso, el producto de cabeza contiene sólo pocos hidrocarburos con más de tres átomos, y el producto del fondo está exento de hidrocarburos con menos de dos átomos de carbono. Por consiguiente, en la etapa de separación de C2/C4 7 se obtiene un producto de cabeza gaseoso que representa una fracción de C_4 - 14. El producto del fondo 18 líquido de la etapa de separación de C2/C4 7 es una fracción de C_{3+} 18. Con el fin de garantizar que el producto de cabeza 14 de la etapa de separación de C2/C4 7 contenga sólo pocos hidrocarburos con cuatro o más átomos de carbono, la etapa de separación de C2/C4 7 presenta un condensador de cabeza 7a.

15 El producto del fondo 18 de la etapa de separación de C2/C4 7 se añade al despropanizador 8 para la separación de la fracción de C_{4+} . El despropanizador 8 trabaja a una presión entre 8 y 12 bares. El producto del fondo 18 de la etapa de separación de C2/C4 7 se alivia por lo tanto de presión en el despropanizador 8. En el despropanizador 8 se forma una fracción de C_{4+} pura como producto del fondo 17 y es retirada por éste. El producto del fondo 17 del despropanizador está en este caso exento de cualquier componente de C_3 .. Como producto de cabeza 16 del despropanizador se obtiene una fracción que se compone principalmente de hidrocarburos con tres átomos de carbono. A través de un intercambiador de calor 11, el producto de cabeza 16 del despropanizador 8 se continúa enfriando y se conduce a un separador 9. La fase gaseosa 12 obtenida en el separador es devuelta al gas bruto 1 antes de la compresión en tres etapas 2a. El producto líquido del separador 9 se añade como fracción de retorno al despropanizador 8 a través de una bomba 10.

25 Asimismo, el producto de cabeza 15 gaseoso del absorbedor de C4 6 se enfría a través de un intercambiador de calor 11 y se conduce a un separador 9. La fase líquida resultante en este caso se añade de nuevo como fracción de retorno al absorbedor de C4 6 a través de la bomba 10. La fase gaseosa se comprime en la cuarta etapa de la compresión de gas bruto 2b y se conduce como fracción de C_3 . para la obtención de etileno y propileno 13.

30 La Figura 2 funciona de manera similar a la del ejemplo de realización conforme a la Figura 1. Las mismas partes se han caracterizado con los mismos símbolos de referencia a los de la Figura 1. A diferencia con el ejemplo de realización conforme a la Figura 1, el absorbedor de C4 6 y la etapa de separación de C2/C4 7 están dispuestos sin embargo en una columna.

REIVINDICACIONES

1. Procedimiento para la separación de hidrocarburos en una instalación para la producción de hidrocarburos a partir de una carga hidrocarbonada líquida mediante disociación,
- 5 • en el que el gas producto de la disociación, que resulta como gas bruto (1), con contenido en hidrocarburos gaseosos, se comprime (2a) y seca (5a, 5b),
 - y es aportado como material de partida a una etapa de separación (en lo que sigue: separación de C3/C4 frontal-extrema),
 - 10 • en el que el gas bruto (1) se separa en una fracción de hidrocarburos a base de hidrocarburos de como máximo 3 átomos de carbono (15) y en una fracción de hidrocarburos a base de hidrocarburos con al menos 4 átomos de carbono (17),
 - en el que la separación de C3/C4 frontal-extrema presenta, en términos de tecnología del proceso, un absorbedor de C4 (6) y un despropanizador (8),
 - en el que se obtiene una fracción de hidrocarburos a base de hidrocarburos con como máximo 3 átomos de carbono como un producto de cabeza (15) gaseoso del absorbedor de C4 (6),
 - 15 • y en el que se obtiene una fracción de hidrocarburos líquida a base de hidrocarburos con al menos 4 átomos de carbono como producto del fondo (17) del despropanizador (8), caracterizado por que
 - la separación de C3/C4 frontal-extrema comprende otra etapa de separación de C2/C4 (7) en términos de tecnología del proceso,
 - 20 • estando dispuesta la etapa de separación de C2/C4 (7) entre el absorbedor de C4 (6) y el despropanizador (8).
2. Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado por que el absorbedor de C4 (6) y la columna de separación de C2/C4 (7) se hacen funcionar a una presión entre 18 bares y 20 bares, haciéndose funcionar preferiblemente la etapa de separación de C2/C4 (7) a una presión algo mayor que el absorbedor de C4 (6).
- 25 3. Procedimiento según la reivindicación 1 ó 2, caracterizado por que el absorbedor de C4 (6) y la columna de separación de C2/C4 (7) se reúnen en una columna.
4. Procedimiento según la reivindicación 1 ó 2, caracterizado por que el absorbedor de C4 (6) y la columna de separación de C2/C4 (7) son columnas diferentes.
- 30 5. Procedimiento según una de las reivindicaciones 1 a 4, caracterizado por que el producto del fondo (18) de la columna de separación de C2/C4 (7) se añade al despropanizador (8).
6. Procedimiento según una de las reivindicaciones 1 a 5, caracterizado por que el despropanizador (8) se hace funcionar a una presión entre 10 bares y 12 bares.
7. Procedimiento según una de las reivindicaciones 1 a 6, caracterizado por que como producto del fondo (17) del despropanizador (8) se obtiene una fracción de hidrocarburos con al menos 4 átomos de carbono.
- 35 8. Procedimiento según una de las reivindicaciones 1 a 7, caracterizado por que el gas bruto (1) contiene etileno y propileno en una relación de 1 o menor que 1, ajustándose de manera correspondiente las condiciones de la disociación.

Fig. 1

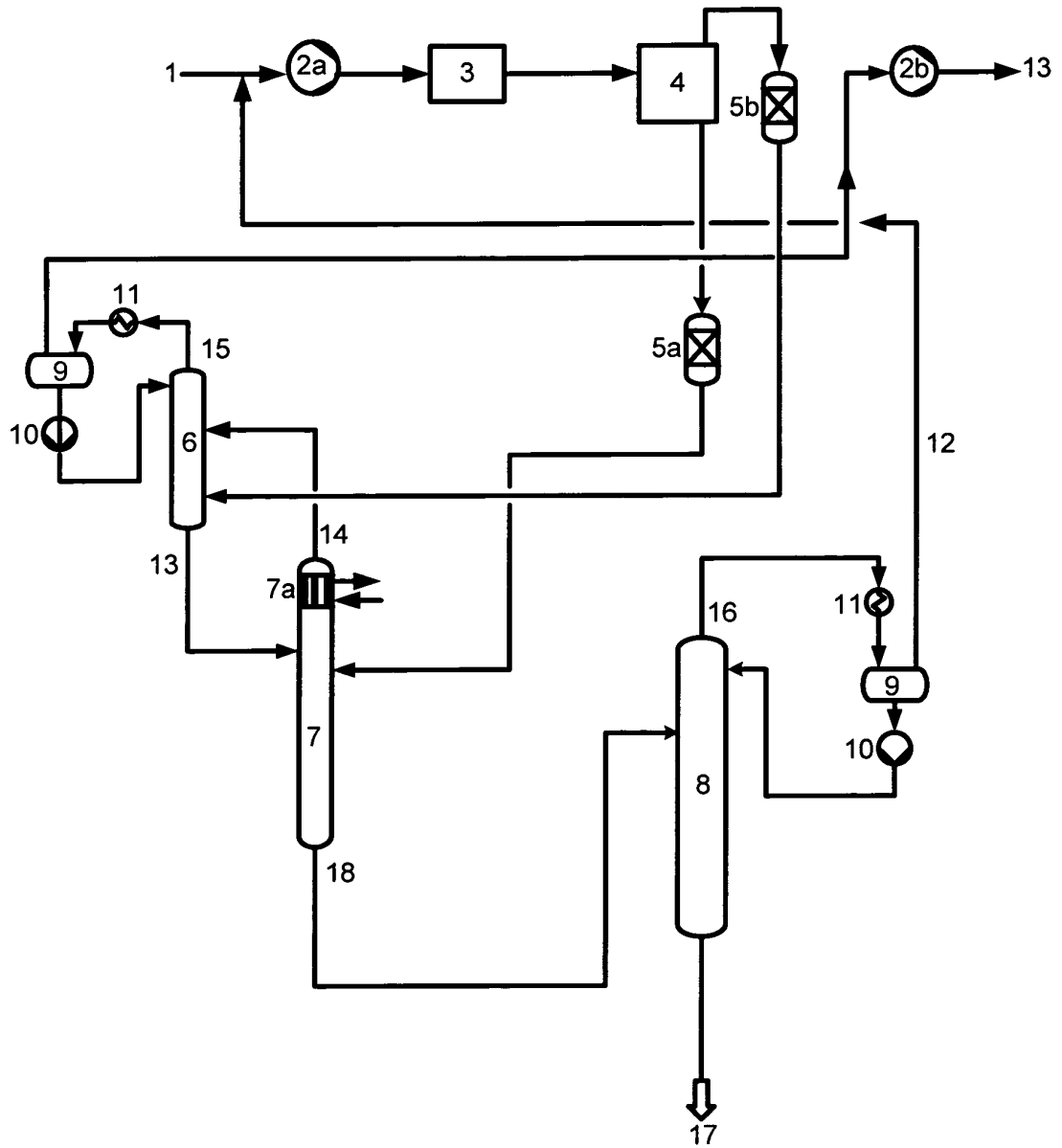


Fig.2

