

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 653 705**

51 Int. Cl.:

B01D 53/14 (2006.01)
B01D 3/14 (2006.01)
C07C 7/04 (2006.01)
C07C 7/09 (2006.01)
C07C 7/11 (2006.01)
C10G 70/04 (2006.01)
C10G 70/06 (2006.01)
F25J 3/02 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

- 86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **17.12.2014 PCT/EP2014/078168**
87 Fecha y número de publicación internacional: **16.07.2015 WO15104153**
96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **17.12.2014 E 14815335 (6)**
97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **01.11.2017 EP 3092052**

54 Título: **Procedimiento para la separación de una mezcla de hidrocarburos que contiene hidrógeno, instalación de separación y planta de olefinas**

30 Prioridad:

07.01.2014 EP 14000040

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

08.02.2018

73 Titular/es:

**LINDE AG (100.0%)
Klosterhofstraße 1
80331 Munich, DE**

72 Inventor/es:

**FRITZ, HELMUT y
HÖFEL, TORBEN**

74 Agente/Representante:

LEHMANN NOVO, María Isabel

ES 2 653 705 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 la separación de una mezcla de hidrocarburos que contiene hidrógeno, instalación de separación y planta de olefinas

- 5 La invención se refiere a un procedimiento para la separación de una mezcla de hidrocarburos que contiene hidrógeno bajo obtención de una corriente rica en hidrógeno, una correspondiente instalación de separación, así como una planta de olefinas con una correspondiente instalación de separación según los conceptos generales de las reivindicaciones independientes.

Estado de la técnica

- 10 Los procedimientos y dispositivos para el craqueo por vapor (en inglés Steam Cracking) de hidrocarburos son conocidos y se describen, a modo de ejemplo, en el artículo "Ethylene" en Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, online desde el 15 de Abril de 2007, DOI 10.1002/14356007.a10_045.pub2.

Mediante craqueo por vapor, pero también bajo empleo de otros procedimientos y dispositivos, se obtienen hidrocarburos que se deben separar al menos parcialmente en los componentes contenidos en cada caso. Esto se puede efectuar de diferentes maneras.

- 15 La presente invención parte, a modo de ejemplo, de una separación en la que se produce una corriente de hidrocarburos, que está constituida esencialmente por hidrocarburos con dos átomos de carbono, metano e hidrógeno. Como se explica más adelante, tal corriente se denomina también "corriente C2menos". No obstante, la invención es apropiada también para otras separaciones, como se explica más adelante.

- 20 Los procedimientos convencionales comprenden el enfriamiento gradual de tal corriente C2menos bajo presión en intercambiadores de calor, y la separación de un condensado líquido con la corriente de este intercambiador de calor en cada caso. En este caso, una fracción remanente en forma de gas a una presión de aproximadamente 35 bar abs. y a una temperatura de menos de aproximadamente -100°C se alimenta típicamente a un denominado absorbedor C2 (también denominado "absorbedor" de manera abreviada). A modo de ejemplo, éste presenta 14 platos y se acciona a aproximadamente 35 bar y por debajo de -100°C.

- 25 En la cabeza del absorbedor C2 se alimenta un reflujo líquido. En este caso se trata de metano esencialmente puro. En el procedimiento convencional, éste procede de una columna de destilación (el denominado desmetanizador), en el que se alimentan los condensados separados de la corriente C2menos, así como un condensado que se separa en la propia cola del absorbedor C2.

- 30 En la cola de la columna de destilación se separa un condensado que está constituido esencialmente por hidrocarburos con dos hidrocarburos. Una fracción remanente en forma gaseosa (esencialmente metano puro) se extrae en la cabeza de la columna de destilación y se licúa (parcialmente) en un condensador de cabeza frente a un agente refrigerante. Una parte del producto de licuefacción se alimenta como el mencionado reflujo líquido en el absorbedor C2.

- 35 Ya que la columna de destilación se acciona a una presión menor que la del absorbedor C2, esto es, a aproximadamente 28 a 34 o 30 a 32 bar abs., en el reflujo líquido se debe aplicar presión antes de la alimentación al absorbedor C2, convencionalmente por medio de una bomba.

- 40 Además de olefinas y otros hidrocarburos, también el hidrógeno es un producto importante de tales plantas, ya que se puede emplear, a modo de ejemplo, con fines de hidrogenación (por ejemplo para la hidrogenación de acetilenos o en procedimientos de hidrot ratamiento en refinerías de petróleo). También se puede exportar hidrógeno, y éste es entonces un producto al menos tan atractivo como etileno desde el punto de vista económico.

Por el documento DE 10 2005 003 499 A1 es conocido un procedimiento en el que un absorbedor C2, dos columnas de destilación y un depósito de reflujo están configurados en forma de una única columna, y se accionan a un nivel de presión casi homogéneo.

- 45 También por el documento DE 10 2005 050 388 A1 es conocido un procedimiento para la elaboración de una mezcla de hidrocarburos obtenida mediante craqueo por vapor, por el documento US 5 685 170 A es conocido un procedimiento para la recuperación de propano a partir de gas natural.

El funcionamiento de bombas y expansores para medios criogénicos es complicado y requiere una mayor atención. Por lo tanto, existe la necesidad de mejoras en procedimientos correspondientes, debiéndose obtener además, no obstante, una corriente rica en hidrógeno.

Manifestación de la invención

Ante estos antecedentes, la invención propone un procedimiento para la separación de una mezcla de hidrocarburos que contiene hidrógeno, una correspondiente instalación de separación, así como una planta de olefinas con una correspondiente instalación de separación con las respectivas características de las reivindicaciones independientes.

5 Acondicionamientos preferentes son objeto de las reivindicaciones dependientes y de la siguiente descripción.

Antes de la explicación de las características y ventajas de la presente invención se exponen sus fundamentos y los conceptos empleados.

La presente invención se emplea en especial para la separación de mezclas de hidrocarburos que contienen hidrógeno, que se obtienen mediante procedimientos de craqueo por vapor, pero no está limitada a la misma.

10 Los procedimientos de craqueo por vapor se llevan a cabo a escala comercial casi exclusivamente en reactores tubulares, en los que se pueden accionar tubos de reacción aislados (en forma de serpentines, los denominados coils), o grupos de tubos de reacción correspondientes también en diferentes condiciones de craqueo. Los tubos de reacción o grupos de tubos de reacción accionados bajo condiciones de craqueo iguales o comparables, pero en caso dado también bajo condiciones de craqueo homogéneas, se denominan a continuación "hornos de craqueo".

15 Una planta para el craqueo por vapor (también denominada "planta de olefinas") puede presentar uno o varios hornos de craqueo.

Una denominada "hornada" se alimenta a un horno de craqueo y se hace reaccionar parcialmente en el mismo. Como hornada son apropiados una pluralidad de hidrocarburos y mezclas de hidrocarburos de etano a gasóleo hasta un punto de ebullición típicamente de 600°C. Una hornada puede estar constituida por un denominado "empleo fresco", es decir, por un empleo que se pone a disposición desde fuera de la instalación, y se obtiene, a modo de ejemplo, a partir de una o varias fracciones de petróleo, gas natural y/o condensados de gas natural. Una hornada puede estar constituida también por una o varias de las denominadas "corrientes de reciclaje", es decir, corrientes que se generan en la propia instalación y se devuelven a un correspondiente horno de craqueo. Un horno de craqueo puede estar constituido por una mezcla de uno o varios empleos frescos con una o varias corrientes de reciclaje.

20

25

De uno o varios hornos de craqueo se extrae un denominado "gas crudo", y éste se somete a pasos de tratamiento subsiguiente apropiados. Estos comprenden en primer lugar una elaboración del gas crudo, a modo de ejemplo mediante extinción, refrigeración y secado, mediante lo cual se obtiene un denominado "gas de craqueo". Ocasionalmente, el gas crudo se denomina también gas de craqueo.

30 Los procedimientos de uso común comprenden en especial la separación del gas de craqueo en una serie de fracciones en base a los diferentes puntos de ebullición de los componentes contenidos. En el mundo técnico, a tal efecto se emplean abreviaturas, que indican el número de carbonos de los hidrocarburos contenidos de modo predominante o exclusivo en cada caso. De este modo, una "fracción C1" es una fracción que contiene de modo predominante o exclusivo metano (aunque convencionalmente, bajo ciertas circunstancias, también hidrógeno, llamado también "fracción C1 menos"). Por el contrario, una "fracción C2" contiene de modo predominante o exclusivo etano, etileno y/o acetileno. Por el contrario, una "fracción C3" contiene de modo predominante propano, propileno, metilacetileno y/o propadieno. Una "fracción C4" contiene de modo predominante o exclusivo butano, buteno, butadieno y/o butino, pudiendo estar contenidos los respectivos isómeros en diferentes fracciones según fuente de la fracción C4. Lo mismo es válido también para una "fracción C5" y las fracciones superiores. Se pueden reunir tales fracciones de tal naturaleza también según procedimiento y/o denominación. A modo de ejemplo, una "fracción C2más" contiene de modo predominante o exclusivo hidrocarburos con dos o más, y una "fracción C2menos" contiene de modo predominante o exclusivo hidrocarburos con uno o dos átomos de carbono.

35

40

En el lenguaje aquí empleado, las corrientes líquidas y gaseosas pueden ser ricas o pobres en uno o varios componentes, pudiendo representar "rico" un contenido de al menos un 90%, 95%, 99%, 99,5%, 99,9%, 99,99% o un 99,999% y "pobre" un contenido de un máximo de un 10%, 5%, 1%, 0,1%, 0,01% o un 0,001% sobre base molar, ponderal o volumétrica. En el lenguaje aquí empleado, las corrientes líquidas y gaseosas pueden estar además enriquecidas o empobrecidas en uno o varios componentes, refiriéndose estos conceptos a un correspondiente contenido en una mezcla de partida, a partir de la cual se obtuvo la corriente líquida o gaseosa. La corriente líquida o gaseosa está "enriquecida" si ésta contiene al menos 1,1 veces, 1,5 veces, 2 veces, 5 veces, 10 veces, 100 veces o 1000 veces el contenido, y está "empobrecida" si contiene a lo sumo 0,9 veces, 0,5 veces, 0,1 veces, 0,01 veces o 0,001 veces el contenido en un componente correspondiente, referido a la mezcla de partida.

45

50

Una corriente líquida o gaseosa se "deriva" de otra corriente líquida o gaseosa (también denominada corriente de partida), si presenta al menos algunos de los componentes contenidos en la corriente de partida u obtenidos a partir de la misma. Una corriente derivada en este sentido se puede obtener a partir de la corriente de partida mediante separación o ramificación de una corriente parcial de uno o varios componentes, enriquecimiento o empobrecimiento

55

respecto a uno o varios componentes, reacción química o física de uno o varios componentes, calentamiento, enfriamiento, carga a presión y similares.

Para la caracterización de presiones y temperaturas, la presente invención emplea los conceptos "nivel de presión" y "nivel de temperatura", mediante los cuales se expresará que las correspondientes presiones y temperaturas en una correspondiente planta no se deben emplear en forma de valores exactos de presión, o bien temperatura, para realizar el concepto inventivo. No obstante, tales presiones y temperaturas se mueven típicamente en determinados intervalos, que se sitúan, a modo de ejemplo, \pm un 1%, 5%, 10%, 20% o incluso un 50% alrededor de un valor medio. En este caso, los correspondientes niveles de presión y niveles de temperatura se pueden situar en intervalos disjuntos, o en intervalos que solapan. A modo de ejemplo, niveles de presión incluyen pérdidas de presión inevitables o a esperar, a modo de ejemplo en base a efectos de refrigeración. Lo mismo es aplicable a niveles de temperatura. En el caso de los niveles de presión indicados en bar en este caso, se trata de presiones absolutas.

Un "intercambiador de calor" sirve para la transferencia indirecta de calor entre al menos dos corrientes, por ejemplo conducidas en contracorriente, a modo de ejemplo una corriente de presión gaseosa caliente y una o varias corrientes líquidas más frías. Un intercambiador de calor puede estar constituido por una o varias secciones de intercambiador de calor unidas en paralelo y/o en serie, por ejemplo por uno o varios bloques de intercambiador de calor de placas. Un intercambiador de calor presenta "pasajes" que están configurados como canales de fluido separados con superficies de intercambio de calor.

Un "separador de líquido" o "depósito separador" es un depósito en el que, a partir de una corriente gaseosa o una corriente bifásica (que es líquida en parte y se presenta en forma gaseosa en parte), se separa un líquido, el denominado condensado. El condensado se puede extraer al menos parcialmente en forma líquida a partir del separador de líquido (típicamente a partir de una zona inferior, "cola"), una fracción remanente en forma gaseosa se puede extraer del separador de líquido (típicamente a partir de una zona superior, "cabeza") al menos parcialmente en forma gaseosa.

En el lenguaje aquí empleado, en el caso de una "columna de destilación" se trata de una unidad de separación que está configurada para separar al menos parcialmente una mezcla de sustancias (fluido) dispuesta en forma gaseosa o líquida, o en forma de una mezcla bifásica con fracciones líquidas y gaseosas, en caso dado también en estado supercrítico, es decir, para generar a partir de la mezcla de materias, en cada caso, sustancias puras o mezclas de sustancias que están enriquecidas, o bien empobrecidas frente a la mezcla de sustancias respecto al menos un componente, o son ricas, o bien pobres en el sentido explicado anteriormente. Las columnas de destilación son bastante conocidas por el sector de la técnica de separación. Las columnas de destilación están configuradas típicamente como depósitos metálicos cilíndricos, que están equipados con elementos de inserción, a modo de ejemplo platos perforados o empaquetaduras ordenadas o desordenadas. Entre otras cosas, una columna de destilación se distingue por que, en su zona inferior, también denominada cola, se separa una fracción líquida. Esta fracción líquida, que se denomina en este caso líquido de cola, se calienta en una columna de destilación por medio de un evaporador de cola, de modo que una parte del líquido de cola se evapora continuamente y asciende en forma de gas en la columna de destilación. Además, una columna de destilación está provista típicamente de un denominado condensador de cabeza, en el que al menos una parte de una mezcla de gases que se enriquece en la zona superior de la columna de destilación, o un correspondiente gas puro, denominado gas de cabeza en este caso, se alimenta, se licúa en parte para dar un condensado, y se alimenta como reflujo líquido en la cabeza de la columna de destilación. Una parte del condensado obtenido a partir del gas de cabeza se puede emplear de otro modo.

En contrapartida con una columna de destilación, una "columna de absorción" no dispone típicamente de un evaporador de cola. También las columnas de absorción son conocidas generalmente por el sector de la técnica de separación. Las columnas de absorción se emplean para la absorción en contracorriente de fases y, por lo tanto, se denominan también columnas de contracorriente. En la absorción en contracorriente, la fase gaseosa que se emite asciende a través de una columna de absorción. La fase en disolución absorbente fluye, alimentada desde arriba y extraída abajo, en contra de la fase gaseosa. La fase gaseosa se "lava" con la fase en disolución. En una correspondiente columna de absorción están previstos igualmente elementos de inserción típicos, que aseguran un contacto de fases gradual (platos, zonas de pulverización platos giratorios, etc.), o constante (cargas irregulares de cuerpos de relleno, empaquetaduras, etc). En la cabeza de tal columna de absorción se obtiene un fluido gaseoso, que se puede extraer como "producto de cabeza" a partir de la misma. En la cola de la columna de absorción se separa un líquido, que se puede extraer como "producto de cola". La fase gaseosa se empobrece en la columna de absorción respecto a uno o varios componentes, que pasan al producto de cola. También la instalación denominada "absorbedor C2" o "absorbedor", que se emplea en plantas convencionales en la separación de una corriente C2menos, es una columna de absorción. Ésta presenta el número de platos expuesto anteriormente, y se acciona en las condiciones ya mencionadas. El absorbedor está presente adicionalmente a una columna de destilación (principal), en la que se separan metano por una parte, e hidrocarburos C2 por otra parte (predominantemente etano, etileno, y en caso dado acetileno). El absorbedor C2 sirve esencialmente para la separación previa de una mezcla que contiene hidrógeno y metano.

Para el diseño y el acondicionamiento específico de columnas de destilación y columnas de absorción remítase a libros de texto pertinentes (véase, a modo de ejemplo, Sattler, K.: Thermische Trennverfahren: Grundlagen, Auslegung, Apparate, 3ª edición 2001, Weinheim, Wiley-VCH).

Ventajas de la invención

5 La presente invención parte de un procedimiento para la separación de una mezcla de hidrocarburos, conocido en cuanto que presenta esencialmente hidrocarburos con dos átomos de carbono, así como metano, y además contiene hidrógeno. Como se ha explicado anteriormente, tal mezcla de hidrocarburos se denomina también fracción C2menos, corriente C2, etc. Tal procedimiento, como se ha mencionado, se lleva a cabo bajo empleo de una
10 columna de destilación, en la que se pueden separar metano e hidrocarburos C2. En este caso, en el procedimiento según la invención se obtiene también una corriente rica en hidrógeno.

En un procedimiento de tal naturaleza, el fluido de la mezcla de hidrocarburos se enfría, a un primer de presión, gradualmente de un primer nivel de temperatura a un segundo nivel de temperatura a través de dos o más niveles de temperatura intermedios. En cada nivel de temperatura intermedio se separan condensados a partir del fluido en este caso. Éstos se denominan aquí "primeros condensados".

15 Si en el ámbito de esta solicitud se indica que se trata de algún modo "fluido de una corriente" o "fluido de una mezcla de hidrocarburos", entiéndase por esto que, a modo de ejemplo, se emplea el fluido total, un fluido derivado de un fluido de partida, o una corriente parcial de una corriente, que se formó a partir de un fluido correspondiente. En el paso de procedimiento explicado anteriormente se forman en especial un condensado y una fracción remanente en forma gaseosa a partir de un correspondiente fluido en cada caso. En este caso, la fracción
20 remanente en forma gaseosa se enfría respectivamente al siguiente nivel de temperatura inferior (un nivel de temperatura intermedio o, en último término, el segundo nivel de temperatura).

El fluido de la mezcla de hidrocarburos, que permanece en forma gaseosa al segundo nivel de temperatura, es decir, el fluido de la mezcla de hidrocarburos C2menos, que no se separa en forma de los primeros condensados, se alimenta al primer nivel de presión en un absorbedor C2, al que se añade un reflujo líquido en la cabeza. De la cola del absorbedor C2 se extrae un condensado (en este caso denominado "segundo condensado"), y en la cabeza del absorbedor C2 se extrae una corriente de cabeza gaseosa. Esta última contiene predominantemente metano e hidrógeno. Por lo tanto, también en este caso se efectúa una separación en un condensado y en una fracción
25 remanente en forma gaseosa.

El fluido de la corriente de cabeza gaseosa de la cabeza del absorbedor C2 se enfría a un tercer nivel de temperatura, y se traslada a un separador de hidrógeno, igualmente al primer nivel de presión. En el caso del separador de hidrógeno se trata de otro separador de líquido, que se acciona, no obstante, a una temperatura nuevamente menor, en este caso, a modo de ejemplo, a una temperatura de -150°C. A la citada presión de 34 a 35 bar y a la mencionada temperatura, en el separador de hidrógeno se separa una fracción líquida, rica en metanol, en el fondo. En la cabeza queda una corriente gaseosa, rica en hidrógeno, que representa uno de los productos del
30 procedimiento.

Según la invención, como reflujo añadido en la cabeza del absorbedor C2 está previsto emplear el fluido de un condensado, que se obtiene en el separador de hidrógeno, y se denomina "tercer condensado" en el ámbito de esta solicitud.

40 Por consiguiente, la presente invención se diferencia del estado de la técnica, entre otras cosas, por que se emplea el tercer condensado rico en metano de la cola del separador de hidrógeno y no una corriente líquida rica en metano, que se obtiene bajo empleo de un condensador de cabeza en la columna de destilación empleada, como reflujo en el absorbedor C2-mencionado. En contrapartida al procedimiento conocido, la presente invención posibilita de este modo la supresión de una bomba para el traslado de una correspondiente corriente líquida de la columna de destilación, o bien de su cabeza, al punto de alimentación en el absorbedor C2. Una diferencia de presión, presente
45 en caso dado, entre el separador de hidrógeno y el absorbedor C2 se supera en este caso mediante acción de la gravedad, disponiéndose el separador de hidrógeno a suficiente altura geodésica por encima del absorbedor C2. Por lo tanto, el tercer condensado del separador de hidrógeno fluye exclusivamente por medio de la fuerza de gravedad al absorbedor C2, y de este modo supera la diferencia de presión.

El empleo de la solución según la invención no modifica prácticamente el balance de materia y calor de un correspondiente sistema, y no influye de ningún otro modo sobre el procedimiento total. La invención posibilita una reducción de los costes de inversión y una simplificación del funcionamiento de la instalación. Esto se refiere en especial al arranque y a la parada de la bomba de reserva. En total resulta un aumento de la disponibilidad de la planta: bombas y otros aparatos y máquinas, de los que se puede prescindir parcialmente en el ámbito de la presente invención, están sujetos a esfuerzos superiores y a desgaste. Por este motivo, éstos son más propensos a averías que los componentes sin partes móviles y, por consiguiente, fallan, o bien se deben mantener más
55

frecuentemente. Debido a averías y a mantenimientos rutinarios, las piezas, o bien zonas de instalación mayores, se deben retirar ocasionalmente, de modo que ya no se da la disponibilidad de la planta en total.

5 En el ámbito de la presente invención se puede suprimir completamente una denominada "bomba fría" para metano líquido prevista convencionalmente. De este modo aumenta la disponibilidad y se simplifica la operabilidad de una planta de olefinas, en la que está integrada la instalación de separación según la invención. Además, los costes de inversión se reducen mediante el ahorro de un par de bombas, se produce una regulación simplificada y reducida, y eventualmente un acortamiento de la sección de columna en cuestión mediante un requisito de mantenimiento reducido: como es sabido, las bombas empleadas, a modo de ejemplo, para metano líquido, no deben funcionar en seco, de modo que siempre se requiere una cantidad mínima de líquido a bombear. Esta cantidad, que puede ser suficiente para cuatro a cinco minutos, se denomina "mantenimiento". En el caso de válvulas, el mantenimiento es más reducido, o bien se suprime, ya que éstas no se deterioran en el caso de una denominada irrupción de gas.

15 Por lo tanto, en el procedimiento según la invención, el fluido del tercer condensado empleado como reflujo se traslada del separador de hidrógeno al absorbedor C2 exclusivamente mediante acción de la gravedad. En este caso, un traslado "exclusivamente mediante acción de la gravedad" se efectúa sin empleo de una bomba, lo que trae consigo las ventajas explicadas anteriormente. Un correspondiente separador de hidrógeno se puede integrar en especial en la cabeza del absorbedor C2 empleado, a modo de ejemplo en forma de un fondo obturador de líquido. En este caso, se puede efectuar una adaptación de la regulación empleada. En este caso se reemplaza una regulación de nivel de llenado para un correspondiente separador de hidrógeno por una regulación de temperatura.

20 Según la invención, en el procedimiento, el fluido del primer condensado y el fluido del segundo condensado se descomprimen del primer nivel de presión a un segundo nivel de presión inferior al primer nivel de presión, y se alimentan a la columna de destilación, que se acciona al segundo nivel de presión, obteniéndose en la columna de destilación, y extrayéndose de la columna de destilación al menos una corriente líquida, que está constituida esencialmente por hidrocarburos con dos átomos de carbono, y una corriente líquida, que está constituida esencialmente por metano. Ya que la corriente líquida, que está constituida esencialmente por metano, no se debe cargar a presión por medio de una bomba para ser alimentada como reflujo al absorbedor C2, el procedimiento según la invención se muestra especialmente ventajoso en este caso.

25 Como se ha explicado, la columna de destilación en el ámbito del procedimiento según la invención se acciona a un segundo nivel de presión más reducido que el correspondiente al absorbedor C2 o al separador de hidrógeno. Por lo tanto, sin una bomba correspondiente no sería posible conducir fluido de la cabeza de la columna de destilación al absorbedor C2. Como ya se ha explicado inicialmente, el enfriamiento de la columna de empleo, el funcionamiento del absorbedor C2 y el funcionamiento del separador de hidrógeno se efectúan, a modo de ejemplo, a aproximadamente 35 bar, en general a 30 hasta 40 bar (el primer nivel de presión), mientras que la columna de destilación se acciona a una presión más reducida, esto es, a aproximadamente 28 a 34, o 30 a 32 bar (el segundo nivel de presión), situándose el segundo nivel de presión siempre por debajo del primer nivel de presión.

35 En este caso, una cantidad de fluido del tercer condensado empleado como reflujo se ajusta preferentemente de modo que corresponda a una cantidad de la corriente líquida extraída de la columna de destilación, que está constituida esencialmente por metano. Por lo tanto, la planta se puede accionar ulteriormente sin limitaciones; las magnitudes características no se modifican.

40 Ventajosamente se emplea fluido de la corriente líquida extraída de la columna de destilación al menos para el enfriamiento del fluido de la mezcla de hidrocarburos del primer nivel de temperatura al segundo nivel de temperatura, a través de niveles de temperatura intermedios. Esto posibilita un enfriamiento eficiente del correspondiente fluido.

45 Ventajosamente, el fluido de la corriente gaseosa, rica en hidrógeno, del separador de hidrógeno se emplea asimismo para el enfriamiento del fluido de la mezcla de hidrocarburos del primer nivel de temperatura al segundo nivel de temperatura, a través de niveles de temperatura intermedios, y para el enfriamiento del fluido de la corriente de cabeza gaseosa de la cabeza del absorbedor C2 al tercer nivel de temperatura.

El procedimiento según la invención es especialmente apropiado para la separación de una mezcla de hidrocarburos, que se obtiene a partir de un gas de craqueo obtenido por medio de un proceso de craqueo por vapor.

50 Es igualmente objeto de la invención una correspondiente instalación de separación. La instalación de separación está configurada para la separación de una mezcla de hidrocarburos constituida esencialmente por hidrocarburos con dos carbonos, así como metano e hidrógeno, y comprende una columna de destilación, un absorbedor C2 y un separador de hidrógeno. Respecto a los componentes posteriores de una correspondiente planta, remítase a las anteriores explicaciones.

La invención y formas de realización de la invención se explican más detalladamente con referencia al dibujo adjunto.

Breve descripción de los dibujos

5 La Figura 1 muestra un procedimiento para la generación de hidrocarburos en forma de un organigrama esquemático.

La Figura 2 muestra una instalación de separación para la separación de una mezcla de hidrocarburos según el estado de la técnica.

La Figura 3 muestra una instalación de separación para la separación de una mezcla de hidrocarburos según una forma de realización de la invención.

10 Descripción detallada de los dibujos

En las figuras se indican elementos correspondientes con signos de referencia idénticos, y no se explican reiteradamente por motivos de claridad.

15 En la Figura 1 se representa el desarrollo de un procedimiento para la generación de hidrocarburos según el estado de la técnica en forma de un organigrama esquemático. Está previsto un proceso de craqueo por vapor S, que se puede llevar a cabo bajo empleo de uno o varios hornos de craqueo S1 a S3. A continuación se explica solo el funcionamiento del horno de craqueo S3, los demás hornos de craqueo S1 y S2 pueden trabajar de modo correspondiente, o se pueden suprimir.

20 El horno de craqueo S3 se carga con una corriente A como hornada, en cuyo caso se puede tratar, al menos parcialmente, de una denominada hornada fresca, que se pone a disposición a partir de fuentes externas a la planta, y, en parte, de una denominada corriente de reciclaje, que se obtiene en el propio procedimiento, como se explica anteriormente. También los demás hornos de craqueo S1 y S2 se pueden cargar con corrientes correspondientes. También se pueden alimentar diferentes corrientes a diferentes hornos de craqueo S1 a S3, una corriente se puede distribuir entre varios hornos de craqueo S1 a S3, o varias corrientes parciales se pueden reunir para dar una corriente de recogida, que se alimenta, a modo de ejemplo como corriente A, a uno de los hornos de craqueo S1 a S3.

30 Mediante craqueo por vapor, en el proceso de craqueo por vapor S se obtiene una corriente de gas crudo B, que se denomina ocasionalmente corriente de gas de craqueo ya en este punto. La corriente de gas crudo B se elabora en una serie de etapas de elaboración no representadas de un proceso de elaboración 20, a modo de ejemplo se somete a una denominada extinción de crudo, se fracciona previamente, se comprime, se enfría ulteriormente y se seca.

La corriente B tratada correspondientemente, el verdadero gas de craqueo C, se somete seguidamente a un proceso de separación 30. En éste se obtiene un número de fracciones que, como se ha explicado inicialmente, se caracterizan correspondientemente al número de carbonos del hidrocarburo contenido de manera predominante. El proceso de separación 30 representado en la figura 1 funciona según el principio "desetanizador primero".

35 A modo de ejemplo por el artículo mencionado inicialmente "Ethylene" en Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, el especialista conoce varias alternativas de procedimiento, que se diferencian en especial en la elaboración del gas de craqueo C y/o en el proceso de separación empleado. Cabe destacar expresamente que la invención se puede emplear, a modo de ejemplo, también para el procedimiento "desetanizador primero".

40 En este caso, en el proceso de separación 30, a partir del gas de craqueo C se separa en primer lugar una fracción C2menos, que puede contener predominantemente metano, etano, etileno y acetileno, y en especial también hidrógeno, en una instalación de separación 31. La fracción C2menos se somete en suma a un proceso de hidrotrotamiento 41, para transformar acetileno contenido en etileno. A continuación, a partir de la fracción C2menos se separan metano CH₄ e hidrógeno H₂, de manera sucesiva o conjunta, en una instalación de separación C2menos 32, y éstos se emplean, a modo de ejemplo, como gase de combustión. La presente invención se refiere en especial a la instalación de separación 32, que se ilustra en representación parcial esquemática también en las siguientes figuras.

45 Queda una fracción C2, que se separa en una instalación de separación C2 32 en etileno C₂H₄ y etano C₂H₆. Éste último se puede someter de nuevo al proceso de craqueo por vapor S como corriente de reciclaje D, en uno o varios hornos de craqueo S1 a S3. En el ejemplo representado, las corrientes de reciclaje D y E se añaden a la corriente A.

Las corrientes de reciclaje D y E y la corriente A se pueden conducir también a diferentes hornos de craqueo S1 a S3.

5 En la instalación de separación 31 queda una fracción C3 más líquida, que se traslada a una unidad de separación 33 (el denominado despropanizador). En la unidad de separación 33, a partir de la fracción C3 más se separa una fracción C3, y se somete a un proceso de hidrotreatmento 42, para transformar en propileno el metilacetileno contenido en la fracción C3. A continuación, la fracción C3 se separa en propeno C3H6 y propano C3H8 en una unidad de separación C3 34. Este último se puede someter de nuevo al proceso de craqueo con vapor S como corriente de reciclaje E en uno o varios hornos de craqueo S1 a S3, por separado o con otras corrientes.

10 En la unidad de separación 33 permanece una fracción C4 más líquida, que se traslada a una cuarta unidad de separación 34 (el denominado desbutanizador). En la unidad de separación 34, a partir de la fracción C4 más se separa una fracción C4 en forma gaseosa. Queda una fracción C5 más líquida.

15 Es evidente que todas las fracciones representadas se pueden someter también a pasos de tratamiento subsiguiente apropiados. A modo de ejemplo, a partir de la fracción C4 se puede separar 1,3-butadieno. Además se pueden emplear corrientes de reciclaje adicionales, que se pueden someter al proceso de craqueo por vapor S análogamente a las corrientes de reciclaje D y E.

20 La figura 2 muestra una instalación de separación para la separación de una mezcla de hidrocarburos según el estado de la técnica. La instalación de separación está caracterizada con 200 en suma, y está configurada para la separación de una mezcla de hidrocarburos, que está constituida esencialmente por hidrocarburos con dos átomos de carbono, metano e hidrógeno (es decir, una fracción C2menos). La fracción C2menos se alimenta a la instalación de separación 200 en forma de una corriente a.

25 La instalación de separación 200 comprende un primer intercambiador de calor 1, un segundo intercambiador de calor 2, un tercer intercambiador de calor 3, y un cuarto intercambiador de calor 4. La corriente a se conduce en primer lugar a través del primer intercambiador de calor 1, y se enfría en el mismo. A continuación se alimenta ésta a un primer separador de líquido 5. El enfriamiento en el primer intercambiador de calor 1 se efectúa de modo que, en el primer separador de líquido 5, se separa un condensado líquido. Éste se extrae en el fondo del primer separador de líquido 5 como corriente b. El empleo ulterior de la corriente b se explica a continuación.

30 Una fracción de corriente a, que permanece en forma gaseosa en el primer separador de líquido 5, se conduce como corriente c a través del segundo intercambiador de calor 2, y a continuación se alimenta a un segundo separador de líquido 6. También en éste se separa un condensado líquido en el fondo, y éste se extrae en forma de la corriente d. Una fracción de la corriente c, que permanece aún en forma gaseosa, se enfría como corriente en el tercer intercambiador de calor 3, y se alimenta a un absorbedor C2 7. También en el absorbedor C2 7 se separa en la cola un condensado líquido, que se extrae como corriente f. Adicionalmente se alimenta al absorbedor C2 7, por la cabeza, una corriente m, cuya procedencia se explica a continuación. Un gas de cabeza extraído de la cabeza del absorbedor C2 7 se conduce en forma de la corriente g a través del cuarto intercambiador de calor 4, y a continuación se alimenta a un separador de hidrógeno 8.

40 En el fondo del separador de hidrógeno 8 se separa un condensado rico en metano, que se extrae como corriente i y se conduce, en orden y sentido inverso, a través del cuarto al primer intercambiador de calor 4 a 1. En este orden y sentido se conduce también una corriente h de un gas de cabeza rico en hidrógeno desde la cabeza del separador de hidrógeno 8 a través del cuarto al primer intercambiador de calor 4 a 1. En este caso, la representación está tan simplificada que no se representan las conexiones transversales entre los conductos, en las que se conducen determinadas corrientes, a modo de ejemplo las corrientes i y h. A modo de ejemplo, tal conexión transversal puede permitir la adición de una determinada fracción de corriente h a la corriente i. Tampoco se muestran conductos que se emplean esencialmente para el arranque de una correspondiente planta. A modo de ejemplo, en una instalación de separación 200 puede estar previsto no añadir la corriente m en la cabeza del absorbedor C2 7 durante el arranque, sino conducir la misma a través del cuarto al primer intercambiador de calor 4 a 1, correspondientemente a la corriente i.

50 La instalación de separación 200 comprende además una columna de destilación 10, que se acciona con un evaporador de cola 11 no explicado más detalladamente, cuyo intercambiador de calor se acciona, a modo de ejemplo, con una corriente de propileno procedente de otras partes de la planta. La columna de destilación 10 comprende además un condensador de cabeza 12, cuyo funcionamiento se explica a continuación.

Debido al enfriamiento sucesivo de las corrientes a, c y e, los condensados obtenidos de modo correspondiente, que se obtienen en forma de las corrientes b, d y f, presentan diferentes contenidos en hidrocarburos con dos átomos de

carbono y metano. La corriente f presenta en especial un contenido en metano más elevado que la corriente d, y la corriente de presenta un contenido en metano más elevado que la corriente b.

Las corrientes b, d y f se alimentan, por lo tanto, a diferentes alturas en la columna de destilación 10, que presenta instalaciones de alimentación apropiadas a tal efecto entre los platos, representados de manera muy esquematizada en este caso.

De la cabeza de la columna de destilación 10 se extrae una corriente gaseosa k, y ésta se licúa en un espacio de condensación del condensador de cabeza 12. La corriente licuada se separa en una fase líquida y una fase gaseosa en una zona 13 en la cabeza de la columna de destilación 10. La fase gaseosa pasa al espacio gasométrico de la columna de destilación 10, y se reúne en la cabeza de la columna de destilación 10 con gas de cabeza adicional. De la zona 13 se puede extraer una corriente gaseosa l, y reunir con la corriente i explicada anteriormente con la corriente del cuarto intercambiador de calor 4. La corriente l contiene predominantemente metano.

Una correspondiente corriente líquida rica en metano m se puede extraer igualmente de la zona 13. La corriente m se alimenta, por medio de una bomba 9 (la denominada bomba fría), al extremo caliente del cuarto intercambiador de calor 4, y se enfría en el cuarto intercambiador de calor 4. A continuación, como se menciona anteriormente, ésta se alimenta en la cabeza del absorbedor C2 7. El condensador de cabeza 12 de la columna de destilación 10 se puede cargar con una corriente n como medio refrigerante a partir de otras partes de la planta. A modo de ejemplo, en este caso se trata de una corriente de etileno.

En la cola de la columna de destilación 10 se separa un condensado líquido, que está constituido esencialmente por hidrocarburos con dos átomos de carbono (por lo tanto, se trata de una denominada fracción C2). El condensado se extrae en forma de la corriente o, se calienta en el primer intercambiador de calor 1, y se alimenta, a modo de ejemplo a continuación, a una instalación de separación adicional. Como se ha mencionado inicialmente, las bombas para medios criogénicos son complicadas de manejar y requieren mayor atención en el funcionamiento. Esto se refiere a la instalación de separación 200 representada en la Figura 2, en especial la bomba de metano 9.

En la instalación de separación 200, que se representa en la figura 2, se efectúa una regulación de la cantidad de corriente m alimentada en la cabeza del absorbedor C2 en base a un nivel de llenado de un correspondiente condensado en la zona 13 de la columna de destilación 10. Una presión del medio refrigerante (corriente n) en el condensador de cabeza 12 se regula en base a una temperatura medida en la columna de destilación 10. La cantidad de medio refrigerante alimentado en forma de la corriente n se regula en base a un nivel de llenado en el condensador de cabeza 12.

La figura 3 muestra una instalación de separación 100 según una forma de realización de la invención. La instalación de separación 100 comprende los componentes esenciales de la instalación de separación 200 representada en la Figura 2. Éstos no se explican de nuevo.

No obstante, a diferencia de la instalación de separación 100 representada en la figura 2, en este caso se prescindió de la bomba 9. Además, la corriente m no se alimenta en la cabeza del absorbedor C2 7, sino que se reúne con la corriente i procedente de la cola del separador de metano 8 para dar una corriente p. La corriente p, en lugar de solo la corriente i, como anteriormente, se conduce en el orden explicado anteriormente a través del cuarto al primer intercambiador de calor 4 a 1.

No obstante, antes de la reunión con la corriente m, en especial se ramifica una corriente parcial r de la corriente i, que se alimenta en lugar de la corriente m (véase la instalación de separación 200 de la Figura 2) en la cabeza del absorbedor C2 7. En este caso, como se ilustra igualmente de manera esquemática en la Figura 3, si al menos el punto de alimentación para la corriente l se dispone en el absorbedor C2 7 por debajo de un punto de extracción para la corriente i a partir del separador de hidrógeno 8, el condensado producido en el separador de hidrógeno 8 se puede conducir bajo restricción al absorbedor C2 como reflujo, a través de una correspondiente válvula (sin caracterización), mediante acción de la gravedad. La cantidad de condensado del separador de hidrógeno 8, alimentado en la cabeza del absorbedor C2 en forma de la corriente f, corresponde ventajosamente a la cantidad de metano extraída de la columna de destilación 10 en forma de la corriente m, y se reemplaza por ésta para la refrigeración en el cuarto intercambiador de calor 4. Ya que apenas es necesario un nivel de presión reducido para la correspondiente alimentación del cuarto intercambiador de calor 4, se puede prescindir de la bomba de metano 9.

REIVINDICACIONES

- 1.- Procedimiento para la separación de una mezcla de hidrocarburos que contiene hidrógeno (C2menos), que, además de hidrógeno, contiene esencialmente hidrocarburos con dos átomos de carbono y metano, bajo empleo de una columna de destilación (10), en la que
- 5
- se enfría fluido (a, c, e) de la mezcla de hidrocarburos (C2menos) a un primer nivel de presión, gradualmente desde un primer nivel de temperatura, a través de dos o más niveles de temperatura intermedios, a un segundo nivel de temperatura, separándose en cada nivel de temperatura los primeros condensados (b, d), a partir del fluido (a, c, e),
- 10
- se alimenta fluido (e) de la mezcla de hidrocarburos (C2menos), que permanece en forma de gas en el segundo nivel de temperatura, al primer nivel de presión en un absorbedor C2 (7), al que se alimenta en la cabeza un reflujo líquido (r), extrayéndose de la cola del absorbedor C2 (7) un segundo condensado (f) y en la cabeza del absorbedor C2 (7) una corriente de cabeza (g) gaseosa, que contiene predominantemente metano e hidrógeno,
- 15
- se enfría fluido de la corriente de cabeza gaseosa (g) de la cabeza del absorbedor C2 (7) a un tercer nivel de temperatura, y se traslada al primer nivel de presión a un separador de hidrógeno (8), en el que, a partir del fluido de la corriente de cabeza gaseosa (g), permaneciendo una corriente gaseosa, rica en hidrógeno (h), se separa un tercer condensado rico en metano (i), y
- 20
- se descomprime fluido de los primeros condensados (b, d) y fluido del segundo condensado (f) del primer nivel de presión a un segundo nivel de presión por debajo del primer nivel de presión, y se alimenta el mismo a la columna de destilación (10), que se acciona al segundo nivel de presión, obteniéndose en la columna de destilación (10), y extrayéndose de la columna de destilación (10) al menos una corriente líquida (o), que está constituida esencialmente por hidrocarburos con dos átomos de carbono, y una corriente líquida (m), que está constituida esencialmente por metano,
- 25
- caracterizado por que el reflujo (r) alimentado en la cabeza del absorbedor C2 (7) se forma a partir del fluido del tercer condensado (i), que se separa en el separador de hidrógeno (8) a partir del fluido de la corriente de cabeza gaseosa (g) desde la cabeza del absorbedor C2 (7), y se traslada del separador de hidrógeno (8) al absorbedor C2 (7) exclusivamente mediante acción de la gravedad.
- 30
- 2.- Procedimiento según la reivindicación 1, en el que una cantidad de fluido del tercer condensado (i) empleado como reflujo (r) se ajusta de modo que corresponda a una cantidad de la corriente líquida (m) extraída a partir de la columna de destilación (10), que está constituida esencialmente por metano.
- 35
- 3.- Procedimiento según la reivindicación 1 o 2, en el que el fluido de la corriente líquida (m), que se extrae de la columna de destilación (10), se emplea al menos para el enfriamiento del fluido (a, c, e) de la mezcla de hidrocarburos (C2menos) del primer nivel de temperatura al segundo nivel de temperatura, a través de los niveles de temperatura intermedios.
- 40
- 4.- Procedimiento según una de las reivindicaciones precedentes, en el que el fluido de la corriente gaseosa, rica en hidrógeno (h) del separador de hidrógeno (8) se emplea para el enfriamiento del fluido (a, c, e) de la mezcla de hidrocarburos (C2menos) del primer nivel de temperatura al segundo nivel de temperatura, a través de los niveles de temperatura intermedios, y del fluido de la corriente de cabeza gaseosa (g) de la cabeza del absorbedor C2 (7) al tercer nivel de temperatura.
- 5.- Procedimiento según una de las reivindicaciones precedentes, que se emplea para la separación de una mezcla de hidrocarburos (C2menos), que se obtiene a partir de un gas de craqueo obtenido por medio de un proceso de craqueo por vapor (50).
- 45
- 6.- Instalación de separación (100), que está configurada para la separación de una mezcla de hidrocarburos que contiene hidrógeno (C2menos), que contiene, además de hidrógeno, esencialmente hidrocarburos con dos átomos de carbono y metano, y presenta al menos una columna de destilación (10), un absorbedor C2 (7), así como un separador de hidrógeno (8), así como medios que están configurados para
- 50
- enfriar el fluido (a, c, e) de la mezcla de hidrocarburos (C2menos) a un primer nivel de presión, gradualmente desde un primer nivel de temperatura, a través de dos o más niveles de temperatura intermedios, a un segundo nivel de temperatura, y separar en cada nivel de temperatura los primeros condensados (b, d), a partir del fluido (a, c, e),

- 5 - alimentar el fluido (e) de la mezcla de hidrocarburos (C2menos), que permanece en forma de gas en el segundo nivel de temperatura, al primer nivel de presión en un absorbedor C2 (7), al que se alimenta en la cabeza un reflujo líquido (r), y extraer de la cola del absorbedor C2 (7) un segundo condensado (f) y en la cabeza del absorbedor C2 (7) una corriente de cabeza (g) gaseosa, que contiene predominantemente metano e hidrógeno,
- enfriar el fluido de la corriente de cabeza gaseosa (g) de la cabeza del absorbedor C2 (7) a un tercer nivel de temperatura, y trasladar el mismo al primer nivel de presión en el separador de hidrógeno (8), y separar en éste, a partir del fluido de la corriente de cabeza gaseosa (g), un tercer condensado rico en metano (i), permaneciendo una corriente gaseosa rica en hidrógeno (h), y
- 10 - descomprimir el fluido de los primeros condensados (b, d) y el fluido del segundo condensado (f) del primer nivel de presión a un segundo nivel de presión por debajo del primer nivel de presión, y alimentar el mismo a la columna de destilación (10), accionar la columna de destilación al segundo nivel de presión, y obtener en la columna de destilación (10), y extraer de la columna de destilación (10) al menos una corriente líquida (o), que está constituida esencialmente por hidrocarburos con dos átomos de carbono, y una corriente líquida (m), que está constituida esencialmente por metano,

15 caracterizado por que están previstos medios que están configurados para formar el reflujo (r) alimentado en la cabeza del absorbedor C2 (7) a partir del fluido del tercer condensado (i), que se separa en el separador de hidrógeno (8) a partir del fluido de la corriente de cabeza gaseosa (g) desde la cabeza del absorbedor C2 (7), estando dispuesto el separador de hidrógeno a una altura geodésica por encima del absorbedor C2, de modo que el tercer condensado fluye del separador de hidrógeno al absorbedor C2 exclusivamente por medio de la acción de la gravedad.

20 7.- Instalación de separación (100) según la reivindicación 6, que está configurada para la puesta en práctica de un procedimiento según una de las reivindicaciones 1 a 5.

25 8.- Planta de olefinas, que está configurada para la puesta en práctica de un proceso de craqueo por vapor (50) bajo empleo de al menos un horno de craqueo (51-53), con medios que están configurados para obtener, a partir del fluido de un gas de craqueo (C) de al menos un proceso de craqueo por vapor (50), una mezcla de hidrocarburos (C2menos), que está constituida esencialmente por hidrocarburos con dos átomos de carbono, así como metano e hidrógeno, caracterizada por al menos una instalación de separación (100) según la reivindicación 6 o 7, que está configurada para la separación de la mezcla de hidrocarburos (C2menos).

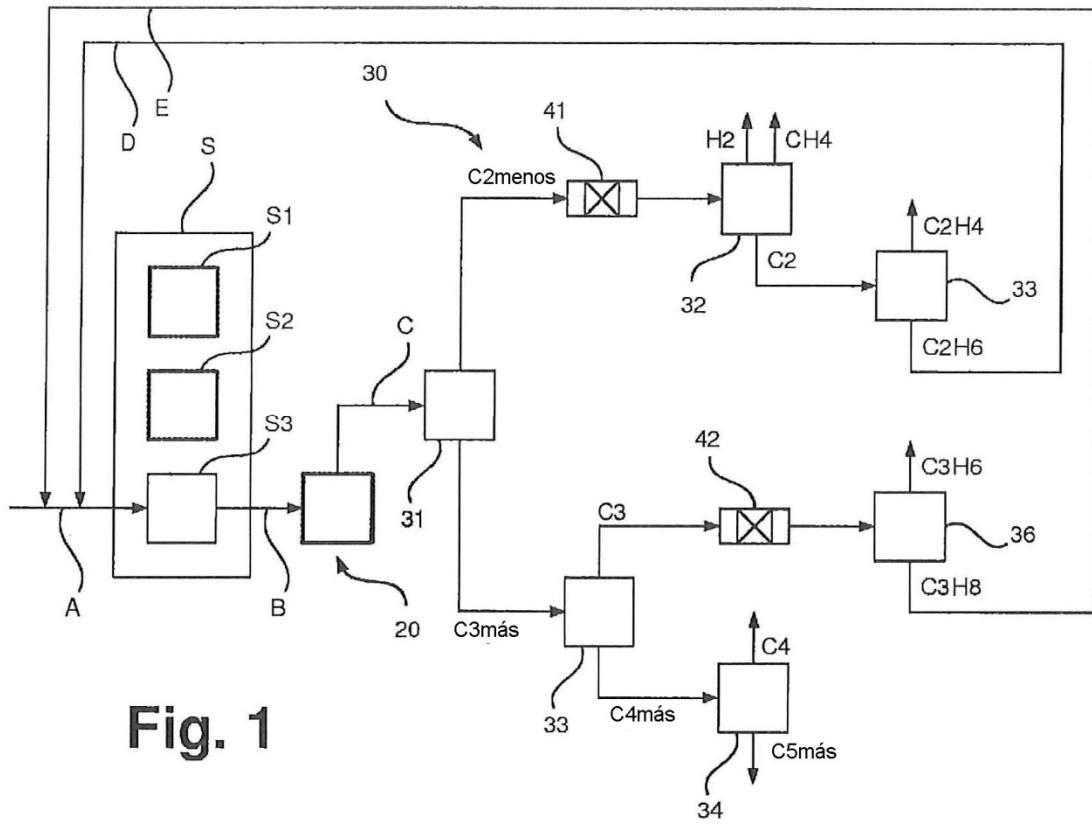


Fig. 1

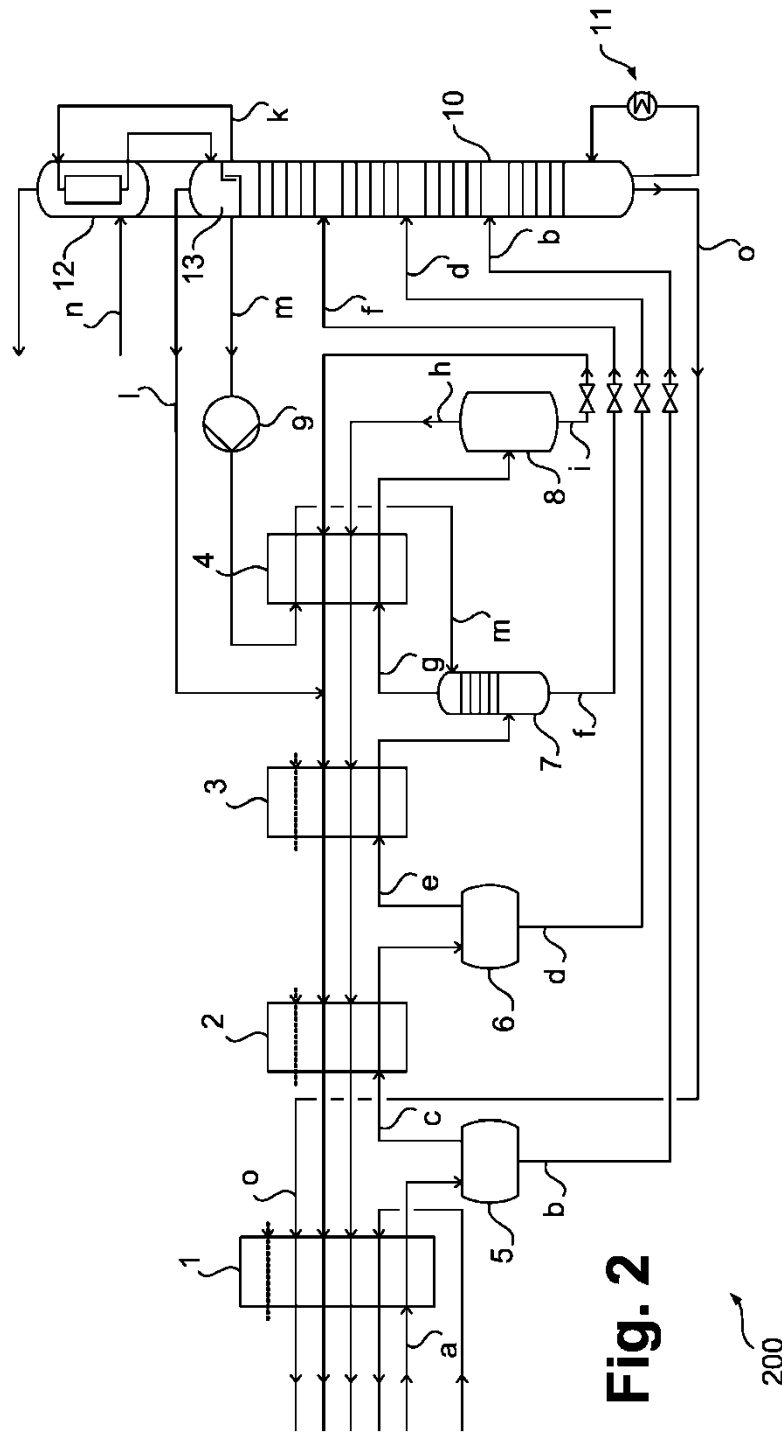


Fig. 2

200

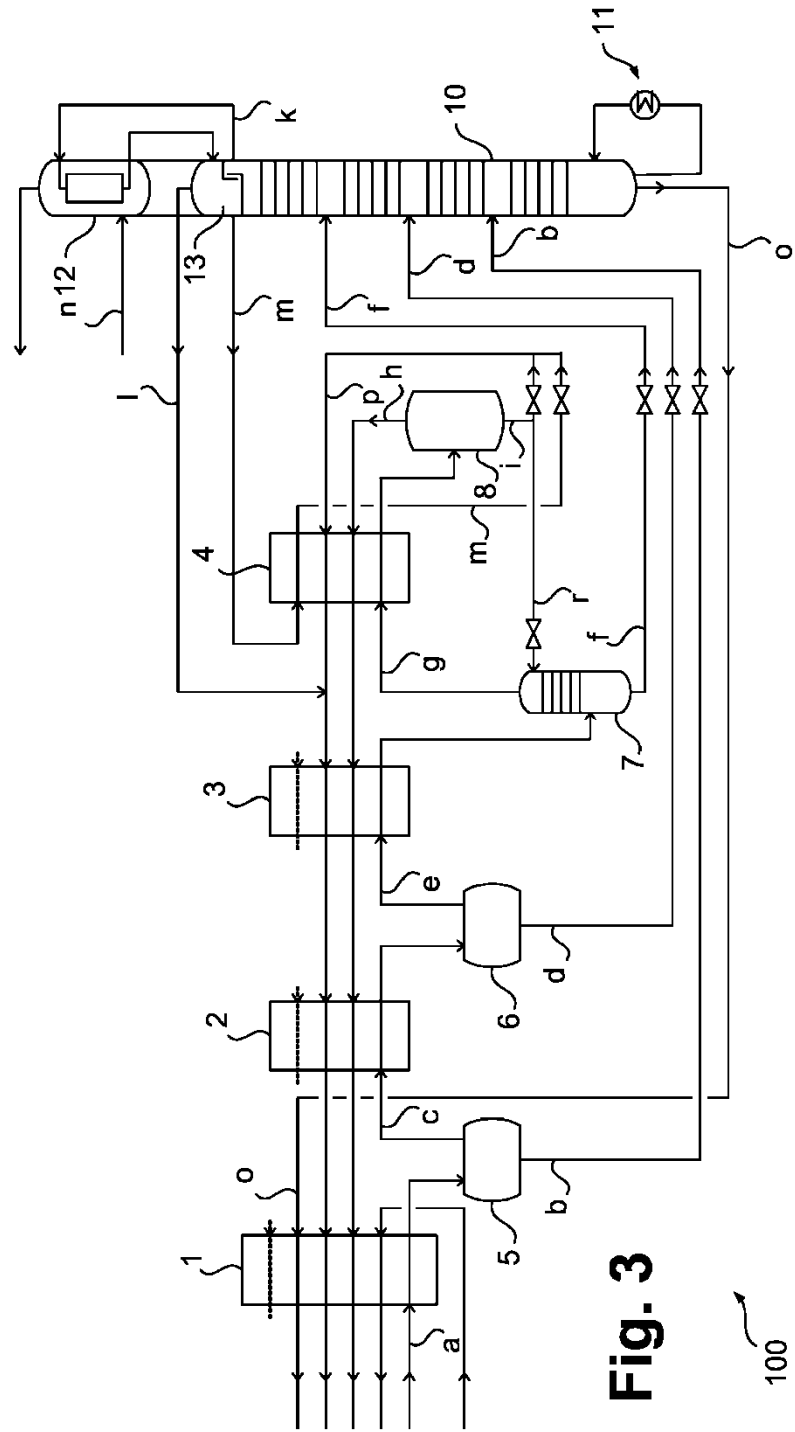


Fig. 3