

19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 812 823**

51 Int. Cl.:

**C07C 7/04** (2006.01)  
**C07C 7/09** (2006.01)  
**C07C 7/11** (2006.01)  
**C07C 11/04** (2006.01)  
**B01D 3/14** (2006.01)  
**B01D 53/00** (2006.01)  
**B01D 53/14** (2006.01)  
**F25J 3/02** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

- 86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **14.08.2017 PCT/EP2017/070568**  
 87 Fecha y número de publicación internacional: **15.02.2018 WO18029380**  
 96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **14.08.2017 E 17749737 (7)**  
 97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **03.06.2020 EP 3497391**

54 Título: **Método de obtención de un producto de separación que contiene predominantemente hidrocarburos de dos átomos de carbono**

30 Prioridad:

**12.08.2016 EP 16183935**

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

**18.03.2021**

73 Titular/es:

**LINDE GMBH (100.0%)  
 Dr.-Carl-von-Linde-Strasse 6-14  
 82049 Pullach, DE**

72 Inventor/es:

**PHAM DUC, TUAT;  
 SPINDELNDREHER, ANNE y  
 KURZ, BENEDIKT**

74 Agente/Representante:

**DEL VALLE VALIENTE, Sonia**

ES 2 812 823 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

Método de obtención de un producto de separación que contiene predominantemente hidrocarburos de dos átomos de carbono

5 La invención se refiere a un método y a un sistema para la obtención de un producto de separación que contiene predominantemente hidrocarburos de dos átomos de carbono según los preámbulos de las reivindicaciones independientes.

10 **Estado de la técnica**

En el estado de la técnica se conocen, en diferentes realizaciones, métodos y dispositivos para el craqueo con vapor (en inglés "steam cracking") y para el tratamiento de las mezclas de gases obtenidas mediante dichos procesos. Para obtener más detalles, consúltese la literatura especializada pertinente, por ejemplo, el artículo "Etileno" ("Ethylene") en la *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*, edición en línea, 2009, DOI 10.2002/14356007.a10\_045.pub3 o Falqi, F.: "*The Miracle of Petrochemicals. Olefins Industry: An In-Depth Look at Steam-Crackers*", Universal-Publishers 2009, ISBN 1-59942-915-2.

20 Los métodos de craqueo con vapor se llevan a cabo a escala comercial en reactores tubulares que, en principio, se pueden cargar con una variedad de hidrocarburos y mezclas de hidrocarburos que van desde el etano hasta el gasóleo, hasta un punto de ebullición típico de 600 °C (denominada corriente de alimento). Durante el craqueo con vapor se obtiene lo que se denomina un gas bruto al transformar la corriente de alimento, al menos de forma parcial, en el o en los reactores tubulares. El gas bruto puede someterse a una serie de etapas de postratamiento. Dichas etapas de postratamiento comprenden, por lo general, un tratamiento del gas bruto mediante enfriamiento y secado, con lo que se obtiene lo que se denomina un gas de craqueo. El gas bruto se denomina en ocasiones también gas de craqueo, y viceversa.

El gas de craqueo consiste en una mezcla de hidrocarburos de diferente longitud de cadena y estructura. Para obtener los productos deseados a partir del gas de craqueo, por lo tanto, es necesario efectuar la separación de dicho gas. Se conocen para ello diferentes métodos del estado de la técnica y se describen, por ejemplo, de forma detallada en el mencionado artículo "Etileno" ("Ethylene") de la *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*.

35 En una primera etapa de separación se obtienen de forma típica componentes de gasolina y oleosos, si están presentes en el gas de craqueo. Para ello se emplean, por lo general, lavados con agua y con aceite. A continuación, puede separarse del gas de craqueo, por ejemplo, una mezcla de gases, que comprende predominantemente metano, hidrógeno e hidrocarburos de dos átomos de carbono. Esto también se conoce como método con desetanizador inicial, en inglés "Deethanizer First", o desetanizador de extremo frontal, en inglés "Frontend Deethanizer". No obstante, en la literatura especializada se conocen también, por ejemplo, los procesos denominados con desmetanizador inicial, en inglés "Demethanizer First", y con despropanizador inicial, en inglés, "Depropanizer First".

40 Para la separación de los hidrocarburos de dos átomos de carbono de mezclas que contienen predominantemente metano, hidrógeno e hidrocarburos de dos átomos de carbono, y que se han formado a partir del gas de craqueo de un método de craqueo con vapor, se pueden emplear métodos de separación como los descritos en el documento EP 3 029 017 A1 con referencia a las Figuras 1 y 2. Asimismo, se muestra un método correspondiente en el documento WO 2015/104153A1. Sin embargo, dichos métodos convencionales son apropiados, sobre todo, para las mezclas de gases que se forman a partir de un gas de craqueo que se forma como corriente de alimento durante el craqueo con vapor de la nafta y/o de los hidrocarburos pesados, ya que solo en esos casos hay presente suficiente metano (al menos el 30 por ciento en mol). Por lo general, se necesitan cantidades de metano correspondientemente altas para proporcionar una corriente de reflujo hacia el desmetanizador y hacia el absorbedor de C2 (ver también las explicaciones referentes a la Figura 1).

50 Se conocen otros métodos para el tratamiento de gases de craqueo provenientes de los documentos EP 3 029 402 A1, WO 2007/045364 A2, DE 10 2010 014 155 A1 y WO 2017/001514 A1.

55 Sin embargo, si en el craqueo con vapor se utilizan corrientes de alimento mezcladas, es decir, además de nafta se someten a craqueo corrientes de alimento gaseosas, como etano, el gas de craqueo y, por lo tanto, también la mezcla de gases separada de este y que contiene predominantemente metano, hidrógeno e hidrocarburos de dos átomos de carbono, contiene relativamente poco metano. En consecuencia, el desmetanizador y el absorbedor de C2 no pueden utilizarse bien. En tal caso, en sistemas convencionales, una parte del metano debe recircular tras la separación del hidrógeno y de los hidrocarburos de dos átomos de carbono. Mediante una recirculación correspondiente, es posible realizar un enriquecimiento de metano en el circuito. Dependiendo de la proporción entre etano y nafta en la corriente de alimento, la recirculación puede comprender hasta un 15 por ciento en peso del gas de craqueo. Esto ocasiona que, todos los equipos del proceso de separación de la ruta del gas bruto o del gas de craqueo deban diseñarse con un mayor tamaño y la potencia de compresión consumida por el sistema sea consecuentemente mayor. Ambos aspectos suponen una desventaja.

65

Una solución propuesta en el documento EP 3 029 017 A1 consiste en el suministro externo de metano. Sin embargo, este debe estar disponible siempre en cantidad suficiente y en un estado de suministro adecuado.

De este modo, se presenta como objeto de la presente invención mejorar la obtención de productos de separación que contienen predominantemente hidrocarburos de dos átomos de carbono a partir de corrientes de alimento de separación que contienen predominantemente metano, hidrógeno e hidrocarburos de dos átomos de carbono formados a partir de gases de craqueo de los métodos de craqueo con vapor.

### Descripción de la invención

Dicho objeto se resuelve mediante un método y un sistema para la obtención de una corriente de alimento de separación que contiene predominantemente hidrocarburos de dos átomos de carbono con las características de las reivindicaciones independientes. Las reivindicaciones dependientes, así como la siguiente descripción, tienen por objeto diversas realizaciones.

Antes de explicar las características y ventajas de la presente invención, se explicarán sus principios y los términos utilizados.

Las mezclas de sustancias, fracciones y similares, líquidas y gaseosas, pueden ser, en la terminología utilizada en la presente descripción, pobres o ricas en uno o varios componentes, donde "rica(s)" puede significar aquí un contenido de, al menos, el 90 %, 95 %, 99 %, 99,5 %, 99,9 % o 99,99 %, y "pobre(s)" un contenido de, como máximo, el 10 %, 5 %, 1 %, 0,1 % o 0,01 % basado en moles, peso o volumen. Si en el presente documento se indica que las mezclas de sustancias, fracciones y similares comprenden "predominantemente" uno o varios componentes, por consiguiente, son "ricas" en el sentido anteriormente explicado. Por lo tanto, una mezcla de sustancias que es, por ejemplo, "rica" en metano e hidrógeno, contiene al menos un 90 %, 95 %, 99 %, 99,5 %, 99,9 % o 99,99 % de metano e hidrógeno y, solo en cualquier parte restante, otros componentes. Si, por ejemplo, se menciona aquí "metano" o "hidrógeno", se entenderá por ello un fluido que es rico en el respectivo componente, aunque no es necesario que esté constituido exclusivamente por tal componente.

Las mezclas de sustancias líquidas y gaseosas pueden, en la terminología utilizada en la presente descripción, estar además enriquecidas o empobrecidas en uno o varios componentes, donde dichos términos se refieren a un contenido correspondiente en una mezcla de partida de la cual se haya obtenido la mezcla de sustancias. En la terminología utilizada en la presente descripción, se considera que una mezcla de sustancias está "enriquecida" cuando contiene al menos 1,1; 1,5; 2; 5; 10; 100 o 1000 veces el contenido de un componente correspondiente, con respecto a la mezcla de partida, y en cambio está "empobrecida" cuando contiene como máximo 0,9; 0,5; 0,1; 0,01; o 0,001 veces dicho contenido.

En el ámbito de la presente invención se emplean columnas de rectificación y de absorción. Para obtener información acerca del diseño y la realización de los equipos correspondientes, pueden consultarse los libros de texto pertinentes (véase, por ejemplo, K. Sattler: *Thermische Trennverfahren. Grundlagen, Auslegung, Apparate*. Weinheim: Wiley-VCH, 3.<sup>a</sup> edición, 2001). De una columna de rectificación y una columna de absorción se pueden obtener siempre, por lo general, al menos una fracción líquida ("líquido de fondos") y una fracción gaseosa ("gas de cabeza") desde una zona inferior ("fondos") y desde una zona superior ("cabeza"), respectivamente.

Una "columna de rectificación", en la terminología utilizada en la presente descripción, consiste en una columna de separación equipada para separar, al menos parcialmente, una mezcla de sustancias proporcionada en forma gaseosa o líquida o en forma de una mezcla bifásica con componentes líquidos y gaseosos, en determinados casos, también en estado supercrítico; es decir, para obtener, a partir de la mezcla de sustancias, sustancias puras o mezclas de sustancias, que con respecto al menos a un componente en comparación con la mezcla de sustancias alimentada, están enriquecidas o empobrecidas, o son ricas o pobres en el sentido anteriormente explicado. Por lo general, las columnas de rectificación están configuradas como recipientes metálicos cilíndricos provistos de piezas montadas, por ejemplo, platos perforados o empaques ordenados o no ordenados. Una columna de rectificación se caracteriza, además, porque el producto de fondos se calienta mediante un evaporador de fondos, de modo que una parte se evapora de forma continua y asciende en forma de gas por la columna de rectificación. En general, una columna de rectificación está provista además, de lo que se denomina un condensador de cabeza, en el que al menos una parte del gas de cabeza se licua formando un condensado y se carga como reflujo líquido en la cabeza de la columna de rectificación. Una parte del gas de cabeza se puede utilizar también de otro modo, por ejemplo, como producto.

Por lo general, a diferencia de una columna de rectificación, una "columna de absorción" carece de un evaporador de fondos. Las columnas de absorción también se conocen generalmente en el ámbito de la ingeniería de separación. Las columnas de absorción se utilizan para la absorción a contracorriente de fases, por lo que también se denominan columnas de contracorriente. En la absorción a contracorriente, la fase gaseosa que se desprende fluye hacia arriba a través de una columna de absorción. La fase en solución que absorbe fluye, cargada desde arriba y retirada por abajo, en sentido opuesto a la fase gaseosa. La fase gaseosa se depura mediante "lavado" con la fase en solución. Por lo general, en una correspondiente columna de absorción están previstas igualmente piezas montadas que proporcionan un contacto gradual (platos, zonas de rociado, placas giratorias, etc.) o continuo (agitaciones aleatorias de cuerpos de carga, empaques, etc.) entre las fases. Por una zona superior se introduce

una corriente líquida, denominada aquí “líquido de absorción”, mediante la cual se lixivian los componentes procedentes de una corriente gaseosa que se introducen en una zona inferior de la columna de absorción.

5 En la presente solicitud, para la caracterización de presiones y temperaturas se utilizan los términos “nivel de presión” y “nivel de temperatura”, mediante los cuales se pretende indicar que en un determinado sistema no es necesario utilizar las presiones y temperaturas correspondientes en forma de valores exactos de presión y de temperatura para la realización del concepto según la invención. Sin embargo, dichas presiones y temperaturas oscilan, de forma típica, dentro de determinados intervalos que pueden estar situados en torno a, por ejemplo,  $\pm 1\%$ ,  $\pm 5\%$ ,  $\pm 10\%$ ,  $\pm 20\%$  o incluso  $\pm 50\%$  con respecto a un valor medio. Los niveles de presión y los niveles de temperatura correspondientes pueden estar comprendidos en tal caso en intervalos separados o bien, en intervalos superpuestos. En particular, en los niveles de presión, por ejemplo, se incluyen pérdidas de presión inevitables o previsibles debidas, por ejemplo, a efectos de enfriamiento. Lo mismo sucede con los niveles de temperatura. Los niveles de presión aquí expresados en bares corresponden a las presiones absolutas.

15 En el ámbito de la presente invención se emplea, además, etileno a diferentes niveles de presión como refrigerante. Este uso del etileno es bien conocido en el estado de la técnica. En circuitos refrigerantes conocidos en el estado de la técnica se proporciona etileno en tres niveles de presión: un nivel de presión de aprox. 7 a 9 bar (“etileno de presión alta”), un nivel de presión de aprox. 3 a 4 bar (“etileno de presión media”) y un nivel de presión de aprox. 1,15 a 1,4 bar (“etileno de presión baja”). Utilizando solamente etileno de presión alta se puede alcanzar un nivel de temperatura de aprox.  $-62$  a  $-55$  °C, utilizando solamente etileno de presión media, un nivel de temperatura de aprox.  $-83$  a  $-76$  °C y utilizando solamente etileno de presión baja un nivel de temperatura de aprox.  $-102$  a  $-98$  °C.

#### Ventajas de la invención

25 El método propuesto en el ámbito de la presente invención se fundamenta básicamente en los conceptos conocidos del estado de la técnica para la obtención de productos de separación que contienen predominantemente hidrocarburos de dos átomos de carbono a partir de corrientes de alimento de separación que contienen predominantemente metano, hidrógeno e hidrocarburos de dos átomos de carbono y que comprenden una condensación (parcial), una absorción a contracorriente y una rectificación.

30 Sin embargo, la presente invención se basa en el conocimiento de que es especialmente ventajoso para el propósito mencionado al comienzo, a saber, el tratamiento de mezclas correspondientes que contienen cantidades de metano comparativamente bajas, emplear en la rectificación a baja temperatura, tanto un enfriamiento modificado y específico de la corriente de alimento como un nivel de presión definido (concretamente, elevado con respecto al enfriamiento) al que opera la columna de rectificación (“desmetanizador”) empleada en un método correspondiente. Según una realización de la presente invención, para la absorción a contracorriente se emplea además una columna de absorción modificada.

35 En el ámbito de la presente invención, el contenido de metano de la corriente de alimento de separación es hasta del 30 % (en particular, en base molar) y la corriente de alimento de separación se proporciona en estado gaseoso. El contenido de metano puede ser, por ejemplo, del 20 al 25 o del 25 al 30 por ciento en mol. En el ámbito de la invención, la corriente de alimento de separación se condensa parcialmente en un primer nivel de presión mediante el enfriamiento desde un primer nivel de temperatura hasta un segundo nivel de temperatura, de modo que se obtiene exactamente una primera fracción líquida y exactamente una primera fracción gaseosa. Más adelante en la presente descripción, se proporcionan valores preferidos para los niveles de presión y de temperatura.

40 Si una correspondiente corriente de alimento de separación, como en la presente invención, no se enfría gradualmente y mediante la separación múltiple de condensados como se explica, por ejemplo, en el documento EP 3 029 017 A1 con referencia a las Figuras 1 y 2, sino en una sola etapa mediante una única separación de un condensado, la cantidad de metano que pasa a la fracción líquida separada, en este caso, por lo tanto, la “primera fracción líquida”, es mayor que en el caso del enfriamiento con separación intermedia de los condensados. Eso se debe a que la corriente de alimento de separación se enfría a una mayor presión parcial del metano hasta el nivel de temperatura más bajo. Esto es precisamente lo que se desea evitar en procesos convencionales en los que se dispone de cantidades de metano más altas, puesto que el metano, que ya se separa mediante la condensación, no se debe liberar durante la separación posterior.

45 Si una correspondiente corriente de alimento de separación, como en la presente invención, no se enfría gradualmente y mediante la separación múltiple de condensados como se explica, por ejemplo, en el documento EP 3 029 017 A1 con referencia a las Figuras 1 y 2, sino en una sola etapa mediante una única separación de un condensado, la cantidad de metano que pasa a la fracción líquida separada, en este caso, por lo tanto, la “primera fracción líquida”, es mayor que en el caso del enfriamiento con separación intermedia de los condensados. Eso se debe a que la corriente de alimento de separación se enfría a una mayor presión parcial del metano hasta el nivel de temperatura más bajo. Esto es precisamente lo que se desea evitar en procesos convencionales en los que se dispone de cantidades de metano más altas, puesto que el metano, que ya se separa mediante la condensación, no se debe liberar durante la separación posterior.

50 En comparación con la corriente de alimento de separación, la primera fracción líquida está enriquecida con hidrocarburos de dos átomos de carbono. Sin embargo, por los motivos expuestos, la primera fracción líquida contiene más metano que las fracciones líquidas correspondientes que se separan mediante una condensación parcial realizada en varias etapas en el estado de la técnica. Por el contrario, la primera fracción gaseosa contiene prácticamente todo el hidrógeno procedente de la corriente de alimento de separación y está empobrecida en comparación con esta en lo que respecta a los hidrocarburos de dos átomos de carbono y, por el contrario, enriquecida en lo relativo al metano. En lo sucesivo, el tratamiento adicional de la primera fracción gaseosa sirve esencialmente para la recuperación de los hidrocarburos de dos átomos de carbono.

55 En el ámbito de la presente invención, se somete para ello a una sola condensación parcial al menos una parte de la primera fracción gaseosa en el primer nivel de presión mediante un enfriamiento adicional hasta un tercer nivel de temperatura, de modo que se obtiene exactamente una segunda fracción líquida y exactamente una

segunda fracción gaseosa. De esta forma, se separa una parte adicional de los hidrocarburos de dos átomos de carbono de la primera fracción gaseosa pasando a la segunda fracción líquida. Sin embargo, la segunda fracción gaseosa aún contiene hidrocarburos de dos átomos de carbono.

5 Por lo tanto, al menos una parte de la segunda fracción gaseosa se somete al primer nivel de presión, de modo que se obtiene exactamente una tercera fracción líquida y exactamente una tercera fracción gaseosa de una absorción a contracorriente en la contracorriente con respecto a un líquido de absorción que contiene predominantemente metano. Los hidrocarburos de dos átomos de carbono se lixivian en gran parte de la segunda fracción gaseosa mediante el líquido de absorción que contiene predominantemente metano. Por consiguiente, se  
10 emplea lo que se denomina un absorbedor de C2.

La primera, la segunda y la tercera fracción líquida, que contienen metano e hidrocarburos de dos átomos de carbono, se someten entonces a una rectificación a baja temperatura que tiene lugar a un nivel de presión elevado. Para ello se combinan las fracciones líquidas primera, segunda y tercera, al menos parcialmente, y se someten, al  
15 menos parcialmente, a un segundo nivel de presión por encima del primer nivel de presión, de modo que se obtiene un líquido de fondos y un gas de cabeza de la rectificación a baja temperatura. El segundo nivel de presión elevado se emplea en el ámbito de la presente invención para poder garantizar que se puede condensar metano en la cabeza de la columna de rectificación (del desmetanizador) utilizada con etileno de presión baja y que no es necesario emplear refrigerantes más fríos, tales como metano en expansión. De este modo, también se puede  
20 abordar el problema de la menor cantidad de metano en la corriente de alimento de separación.

Para ello, en el ámbito de la presente invención, se condensa parcialmente, en particular una vez, al menos una parte del gas de cabeza al segundo nivel de presión mediante un enfriamiento adicional hasta un cuarto nivel de temperatura, de modo que se obtiene una cuarta fracción líquida y una cuarta fracción gaseosa, en particular,  
25 exactamente una cuarta fracción líquida y exactamente una cuarta fracción gaseosa. Por lo general, esto tiene lugar, en un condensador de cabeza de la columna de rectificación. El cuarto nivel de temperatura se alcanza de forma ventajosa con etileno de presión baja, como se ha explicado.

En el ámbito de la presente invención, el líquido de absorción que contiene predominantemente metano se forma mediante un enfriamiento adicional de, al menos, una parte de la cuarta fracción gaseosa a un quinto nivel de temperatura, en el que tiene lugar de forma ventajosa una condensación casi completa. El procedimiento utilizado para ello de forma ventajosa se explica a continuación.  
30

En el ámbito de la presente invención, el primer nivel de temperatura es de  $-20$  a  $-35$  °C, especialmente de  $-23$  a  $-32$  °C, y el segundo nivel de temperatura es de  $-75$  a  $-80$  °C, en particular, de  $-77$  a  $-79$  °C. El tercer nivel de temperatura es, de forma ventajosa, de  $-100$  a  $-105$  °C, en particular, de  $-100$  a  $-102$  °C y/o el cuarto nivel de temperatura es, de forma ventajosa, de  $-95$  a  $-101$  °C, en particular, de  $-97$  a  $-99$  °C. El quinto nivel de temperatura es, de forma ventajosa, de  $-140$  a  $-155$  °C, en particular, de  $-148$  a  $-152$  °C. Además, el primer nivel de presión es, de forma ventajosa, de 32 a 37 bar, en particular de 35 a 37 bar y/o el segundo nivel de presión es,  
40 de forma ventajosa, de 35 a 40 bar, en particular de 35 a 37 bar. Las ventajas de los niveles de presión y de temperatura utilizados de forma específica en el ámbito de la presente invención ya se han explicado. Mediante la referencia a la Figura 1 se explican ejemplos adicionales de niveles de presión y de temperatura.

Según una forma de realización especialmente preferida del método según la invención, para la absorción a contracorriente se utiliza una columna de absorción que presenta una zona de fondos y una zona de absorción separada de la zona de fondos mediante una barrera de retención de líquido que está situada por encima de la zona de fondos, donde la barrera de retención de líquido está configurada de modo que se permite la descarga en la zona de fondos del líquido que se acumula en una zona inferior de la zona de absorción en la barrera de retención de líquidos, y con ello, impide el ascenso de gas desde la zona de fondos hacia la zona de absorción. De este modo, se  
50 puede llevar a cabo la separación de fases de la primera fracción gaseosa con respecto a la primera fracción líquida, de la segunda fracción gaseosa con respecto a la segunda fracción líquida y la absorción a contracorriente para la formación de la tercera fracción gaseosa y de la tercera fracción líquida de forma especialmente ventajosa en un solo equipo de tecnología de separación. Este equipo se puede construir de forma especialmente eficiente desde el punto de vista económico y operar de forma ventajosa. La barrera de retención de líquido funciona en este caso a modo de sifón que permite la descarga del líquido, pero impide el ascenso de gas. Puede estar configurada a modo de un plato con sifón conocido del ámbito de la rectificación, en el que, no obstante, se prescinde de un paso de gas.  
55

Si se emplea una columna de absorción modificada de este tipo, se puede introducir la corriente de alimento de separación enfriada del primer nivel de temperatura al segundo nivel de temperatura como mezcla de bifásica a la zona de fondos, donde a continuación se separa la primera fracción líquida de la primera fracción gaseosa. Para ello, la fracción líquida no debe estar en forma de una fracción independiente, sino que se puede mezclar ya durante su formación con el líquido que se descarga de la zona de absorción a través de la barrera de retención de líquido.  
60

Si se emplea una columna de absorción modificada, la primera fracción gaseosa enfriada adicionalmente hasta el tercer nivel de temperatura, o su parte como mezcla bifásica se puede introducir además por la parte de los fondos en la zona de absorción, de modo que ahí se separa la segunda fracción líquida de la segunda fracción gaseosa. En este caso la  
65

segunda fracción líquida tampoco debe estar presente en forma de una fracción independiente, sino que se puede mezclar al formarse con líquido de lavado cargado y que escurre hacia abajo que, como se ha mencionado, en la presente descripción se denomina también tercera fracción líquida. En otras palabras, cuando se emplea una columna de absorción modificada de dicho modo, la tercera fracción líquida se puede combinar con la segunda fracción líquida durante su formación por encima de la barrera de retención de líquidos y descargarse a través de la barrera de retención de líquido hacia la zona de fondos, donde se combina con la primera fracción líquida durante su formación.

En el ámbito de la presente invención, se aumenta la presión de la primera, la segunda y la tercera fracción líquida, o de sus partes combinadas, de forma ventajosa, mediante una bomba de fondos y se transfieren a una columna de rectificación utilizada para la rectificación a temperatura baja. Debido a que se aumenta la presión de los condensados que se producen al llevarse a cabo el enfriamiento, se puede evitar un aumento de la presión de la totalidad de la corriente de alimento de separación, que supondría un alto gasto energético. Si bien es necesaria una bomba adecuada, por los motivos explicados se puede prescindir, por ejemplo, del uso de metano como refrigerante o de la descompresión de las corrientes correspondientes y una recompresión posterior.

En el ámbito de la presente invención es ventajoso que, como se ha mencionado, para la condensación parcial del gas de cabeza o de su parte se utilice un condensador de cabeza de la columna de rectificación, que se enfría utilizando etileno de presión baja. Debido a la mayor presión de trabajo en la columna de rectificación, es posible realizar una condensación con etileno de presión baja, de modo que, se puede prescindir de refrigerantes más fríos.

En el ámbito de la presente invención, se condensa parcialmente de forma ventajosa, en particular una vez, al menos una parte de la tercera fracción gaseosa al primer nivel de presión mediante enfriamiento hasta el quinto nivel de temperatura, de modo que se obtiene una quinta fracción líquida y una quinta fracción gaseosa, en especial exactamente una quinta fracción líquida y exactamente una quinta fracción gaseosa. De este modo, se puede efectuar una separación de modo que se obtiene una fracción enriquecida en metano o rica en metano (la quinta fracción líquida) y una fracción enriquecida en hidrógeno o rica en hidrógeno (la quinta fracción gaseosa). Las fracciones se pueden someter a tratamientos adicionales.

Es especialmente ventajoso utilizar para el enfriamiento de la tercera y la cuarta fracción gaseosa, o de sus partes, al menos un intercambiador de calor, que se enfría utilizando al menos una parte de la quinta fracción líquida y de la quinta fracción gaseosa. De este modo, para el enfriamiento de tales fracciones gaseosas, se pueden alcanzar temperaturas, a saber, el quinto nivel de temperatura, que no se podrían obtener utilizando etileno de presión baja.

En el ámbito de la presente invención, para el enfriamiento de la corriente de alimento de separación se emplea, de forma ventajosa, al menos un intercambiador de calor, que se enfría utilizando al menos una parte de la quinta fracción líquida y de la quinta fracción gaseosa, así como etileno de presión alta y media. De este modo, la temperatura de la corriente de alimento de separación se puede reducir lo suficiente sin tener que utilizar cantidades excesivas de refrigerante externo.

Por el contrario, para el enfriamiento de la primera fracción gaseosa, se emplea al menos un intercambiador de calor que se enfría con etileno de presión baja, en particular, junto con al menos una parte de la quinta fracción líquida y de la quinta fracción gaseosa. De este modo, se puede alcanzar el tercer nivel de temperatura.

Se puede emplear un sistema para la obtención de un producto de separación que contiene predominantemente hidrocarburos de dos átomos de carbono utilizando una corriente de alimento de separación que contiene predominantemente metano, hidrógeno e hidrocarburos de dos átomos de carbono, donde el contenido de metano de la corriente de alimento de separación es hasta del 20 % y la corriente de alimento de separación se proporciona en estado gaseoso.

Este sistema se caracteriza por medios que están equipados para condensar parcialmente una vez la corriente de alimento de separación a un primer nivel de presión mediante el enfriamiento desde un primer nivel de temperatura hasta un segundo nivel de temperatura, de modo que se obtiene exactamente una primera fracción líquida y exactamente una primera fracción gaseosa; condensar parcialmente una vez al menos una parte de la primera fracción gaseosa al primer nivel de presión mediante el enfriamiento adicional hasta un tercer nivel de temperatura, de modo que se obtiene una segunda fracción líquida y exactamente una segunda fracción gaseosa; someter al menos una parte de la segunda fracción gaseosa al primer nivel de presión, de modo que se obtiene exactamente una tercera fracción líquida y exactamente una tercera fracción gaseosa, a una absorción a contracorriente en la contracorriente con respecto a un líquido de absorción que contiene predominantemente metano; combinar la primera, la segunda y la tercera fracción líquida al menos parcialmente y someterlas al menos parcialmente a una rectificación a baja temperatura a un segundo nivel de presión por encima del primer nivel de presión, de modo que se obtiene un líquido de fondos y un gas de cabeza; condensar parcialmente una vez al menos una parte del gas de cabeza al segundo nivel de presión mediante enfriamiento adicional de hasta un cuarto nivel de temperatura, de modo que se obtiene una cuarta fracción líquida y una cuarta fracción gaseosa; y formar el líquido de absorción que contiene predominantemente metano mediante enfriamiento adicional de, al menos, una parte de la cuarta fracción líquida del tercero a un quinto nivel de temperatura.

En particular, un sistema de dichas características está equipado para la realización un método como el que se describió anteriormente. Por lo tanto, se puede hacer referencia en este punto a las características y ventajas mencionadas.

A continuación, la invención se explicará en mayor detalle haciendo referencia a las figuras anexas en las que se ilustra una forma de realización de la invención.

## 5 Breve descripción de las figuras

La Figura 1 ejemplifica un método según una realización de la invención.

## Descripción detallada de las figuras

10 En la Figura 1 se ilustra un método según una realización especialmente preferida de la invención en forma de un diagrama de flujo de proceso esquemático, y que se representa en su conjunto con el número 100. Las explicaciones referidas al método 100 sirven al mismo tiempo para un sistema correspondiente, de modo que, si se hace referencia a etapas del método, las correspondientes explicaciones se refieren igualmente a los componentes del sistema, y viceversa.

15 En el método 100 se proporciona como corriente de alimento de separación en forma de gas una mezcla de gases que contiene predominantemente metano, hidrógeno e hidrocarburos de dos átomos de carbono que se puede someter previamente, por ejemplo, a una hidrogenación para la conversión del acetileno previamente contenido y que se forma a partir del gas de craqueo de un método de craqueo con vapor no representado.

20 La corriente de alimento de separación se enfría en forma de una corriente a de material en un intercambiador 1 de calor contra una fracción de hidrógeno (corriente b de material), una fracción de metano (corriente c de material), etileno de presión alta (corriente d de material) y etileno de presión media (corriente e de material) a un nivel de presión de aprox. 34,9 bar (denominado aquí “primer nivel de presión”) a partir de un nivel de temperatura de aproximadamente – 23 °C (“primer nivel de temperatura”) hasta un nivel de temperatura de aprox. –78 °C (“segundo nivel de temperatura”), se condensa parcialmente una vez y, a continuación, se transfiere a la zona 21 de fondos de una columna 2 de absorción, es decir, del absorbedor de C2, a un nivel de presión de aprox. 34,7 bar (es decir, aún en el primer nivel de presión). El condensado que se produce (“primera fracción líquida”) se separa ahí de la fase f gaseosa (“primera fracción gaseosa”).

30 La primera fracción líquida está enriquecida en hidrocarburos de dos átomos de carbono. Debido a la condensación parcial en una sola etapa se separa una cantidad relativamente alta de metano procedente de la corriente de alimento de separación que pasa a la primera fracción líquida y que es mayor de la que se separaría en una condensación parcial de tipo convencional de varias etapas, como la ilustrada en el documento EP 3 029 017 A1 con referencia a las Figuras 1 y 2. La primera fracción gaseosa contiene sustancialmente todos los componentes de la corriente de alimento de separación, si bien está empobrecida, en particular, en hidrocarburos de dos átomos de carbono. En comparación con las condensaciones parciales en varias etapas convencionales, también retiene menos metano por los motivos mencionados.

40 La primera fracción gaseosa se retira por completo en forma de una corriente f de material en el ejemplo representado de la zona 21 de fondos de la columna 2 de absorción y se enfría adicionalmente en un intercambiador 3 de calor contra la mencionada fracción de hidrógeno y metano (corrientes b y c de material), así como contra etileno de presión baja (corriente g de material) hasta un nivel de temperatura de aprox. –103 °C (“tercer nivel de temperatura”) y se condensa a su vez parcialmente. Debido al uso de las corrientes b y c de material, el tercer nivel de temperaturas es más bajo de lo que se podría alcanzar solamente con etileno de presión baja. Posteriormente, esta corriente f de material se transfiere de nuevo a la columna 2 de absorción, todavía como mezcla bifásica, por encima de una barrera 22 de retención de líquido que separa la zona 21 de fondos de la columna 2 de absorción con respecto a una zona 23 de absorción situada por encima. La barrera 22 de retención de líquido permite una salida de líquido que se acumula en una zona inferior de la zona 23 de absorción e impide un ascenso de gas desde la zona 21 de fondos hacia la zona 23 de absorción.

50 Para superar la pérdida de presión en el intercambiador 3 de calor, este se coloca de forma geodésica por encima de la columna 2 de absorción. La columna 2 de absorción funciona a un nivel de presión de aprox. 34 a 35 bar, es decir, al igual que el repetidamente mencionado primer nivel de presión.

55 En la columna 2 de absorción, o bien en su zona de absorción, se produce una separación de fases de la corriente f de material, o bien de la correspondiente primera fracción gaseosa enfría. La fase líquida (“segunda fracción líquida”) se acumula por encima de la barrera 22 de retención de líquido y se combina ahí con el líquido de absorción cargado que gotea desde arriba (“tercera fracción líquida”). La parte que permanece en estado gaseoso en la separación de fases de la corriente f de material o bien de la correspondientemente primera fracción gaseosa enfría (“segunda fracción líquida”) asciende en la zona de absorción y se somete a una absorción a contracorriente en la contracorriente con respecto a un líquido de absorción que contiene predominantemente metano en forma de una corriente n de material.

60 En la absorción a contracorriente se forma una fracción líquida (la mencionada “tercera fracción líquida”) que se combina, como se ha mencionado, con la segunda fracción líquida. Las fracciones líquidas segunda y tercera fluyen combinadas a través de la barrera 22 de retención de líquidos hacia la zona 21 de fondos de la columna 2 de absorción, donde se combinan con la primera fracción líquida. La fracción que permanece en forma de gas en la absorción a contracorriente (“tercera fracción gaseosa”) asciende y se retira en forma de una corriente o de material de la columna 2 de absorción.

- Las fracciones líquidas primera, segunda y tercera combinadas se retiran de la zona 21 de fondos de la columna 2 de absorción mediante una bomba 4 de fondos a una temperatura de aprox.  $-79\text{ }^{\circ}\text{C}$  (es decir, todavía al primer nivel de temperatura) desde la columna 2 de absorción (dicho de forma más precisa, desde la zona 21 de fondos) y se bombean (corriente h de material) hacia una columna 5 de rectificación, el denominado desmetanizador. Debido al efecto de la bomba 4 de fondos se produce un aumento de presión hasta aprox. 38 bar. En la columna 5 de rectificación, los hidrocarburos de dos átomos de carbono, es decir, el repetidamente mencionado "producto de separación", se separan a un nivel de presión de aprox. 35 bar ("segundo nivel de presión") con respecto al metano y los componentes más ligeros, y salen de la columna 5 de rectificación a través de los fondos como líquido de fondos en forma de una corriente i de material. La columna 5 de rectificación funciona en general al segundo nivel de presión, en particular, a una presión de aprox. 35 a 36 bar, y sus fondos se calientan a ebullición en un evaporador 52 de fondos con propileno de alta presión. La corriente i de material, es decir, el producto de separación, se puede calentar en el intercambiador 1 de calor y transferir a una etapa de separación adicional para la separación respectiva de los hidrocarburos de dos átomos de carbono.
- El gas de cabeza de la columna 5 de rectificación se enfría en forma de una corriente k de material en un intercambiador 6 de calor utilizando etileno de presión baja que se halla a un nivel de temperatura de aprox.  $-101\text{ }^{\circ}\text{C}$  hasta un nivel de temperatura de aprox.  $-98\text{ }^{\circ}\text{C}$  ("cuarto nivel de temperatura") y se somete a condensación parcial. El intercambiador 6 de calor está integrado en la cabeza de la columna 5 de rectificación, de modo que el condensado resultante ("cuarta fracción líquida") fluye sin el uso de una bomba, debido únicamente a la gravedad, como reflujo en forma de una corriente l de material de vuelta hacia la columna 5 de rectificación. Puesto que en este caso se emplea solamente etileno de presión baja, el cuarto nivel de temperatura es superior al tercer nivel de temperatura proporcionado mediante el intercambiador 3 de calor. El gas restante ("cuarta fracción gaseosa") consiste predominantemente en metano y sale de la columna 5 de rectificación a través de la cabeza en forma de una corriente m de material. La mayor parte de dicha corriente m de material se enfría adicionalmente en forma de una corriente n de material en un intercambiador 7 de calor hasta un nivel de temperatura de aprox.  $-152\text{ }^{\circ}\text{C}$  ("quinto nivel de temperatura"), se condensa en su mayor parte durante dicho enfriamiento y, a continuación, como ya se ha mencionado, se alimenta como reflujo a la zona 23 de absorción de la columna 2 de absorción.
- El producto de cabeza de la zona 23 de absorción de la columna 2 de absorción (es decir, la tercera fracción gaseosa) se enfría asimismo en forma de una corriente o de material, la cual está a un nivel de presión de aprox. 34,4 bar (es decir, al primer nivel de presión) en el intercambiador 7 de calor hasta el quinto nivel de temperatura de aprox.  $-152\text{ }^{\circ}\text{C}$  y se somete a condensación parcial. En un recipiente 8 de separación, el condensado que se produce, la denominada fracción de metano ("quinta fracción líquida"), se separa de la fase gaseosa, la denominada fracción de hidrógeno ("quinta fracción gaseosa"). La fracción de metano, denominada aquí inicialmente todavía p, se descomprime en primer lugar hasta un nivel de presión adecuado, por ejemplo, de una red de gas de calentamiento, y se calienta a continuación en los intercambiadores 7, 3 y 1 de calor.
- Para el equilibrado en frío del intercambiador 7 de calor, se extrae metano líquido de la columna 5 de rectificación por encima de un plato 51 de líquido y se transfiere en forma de una corriente q de material a la fracción de metano de la corriente p después de haberla enfriado en el intercambiador 7 de calor hasta el quinto nivel de temperatura de aprox.  $-152\text{ }^{\circ}\text{C}$ . Igualmente, una pequeña parte de la corriente m de material se puede alimentar a la corriente p de material en forma de una corriente r de material. La corriente combinada formada por las corrientes p, q y r de material aún se denomina fracción de metano y se ilustra en forma de la ya mencionada corriente c de material.
- La fase gaseosa con un porcentaje molar de hidrógeno de aprox. el 90 % procedente del recipiente 8 de separación se calienta, como la fracción de metano de las corrientes p o c de material, en los intercambiadores 7, 3 y 1 de calor contra la corriente a de material caliente.

## REIVINDICACIONES

1. Método (100) de obtención de un producto de separación que contiene predominantemente hidrocarburos de dos átomos de carbono mediante el uso de una corriente de alimento de separación que contiene predominantemente metano, hidrógeno e hidrocarburos de dos átomos de carbono, donde el contenido de metano de la corriente de alimento de separación es de hasta el 30 % en base molar y la corriente de alimento de separación se proporciona en estado gaseoso, **caracterizado por que**
- la corriente de alimento de separación se somete una vez a condensación parcial a un primer nivel de presión mediante el enfriamiento desde un primer nivel de temperatura de  $-20$  a  $-35$  °C hasta un segundo nivel de temperatura de  $-75$  a  $-80$  °C, de modo que se obtiene exactamente una primera fracción líquida y exactamente una primera fracción gaseosa;
  - al menos una parte de la primera fracción gaseosa se somete una vez a condensación parcial al primer nivel de presión mediante enfriamiento adicional hasta un tercer nivel de temperatura, de modo que se obtiene exactamente una segunda fracción líquida y exactamente una segunda fracción gaseosa,
  - al menos una parte de la segunda fracción gaseosa se somete, al primer nivel de presión, de modo que se obtiene exactamente una tercera fracción líquida y exactamente una tercera fracción gaseosa, a una absorción a contracorriente en la contracorriente con respecto a un líquido de absorción que contiene predominantemente metano;
  - las fracciones líquidas primera, segunda y tercera se combinan al menos parcialmente y se someten al menos parcialmente a una rectificación a baja temperatura a un segundo nivel de presión por encima del primer nivel de presión, de modo que se obtiene un líquido de fondos y un gas de cabeza;
  - al menos una parte del gas de cabeza se somete una vez a condensación parcial al segundo nivel de presión mediante un enfriamiento adicional hasta un cuarto nivel de temperatura, de modo que se obtiene una cuarta fracción líquida y una cuarta fracción gaseosa; y
  - el líquido de absorción que contiene predominantemente metano se forma mediante enfriamiento adicional de, al menos, una parte de la cuarta fracción gaseosa hasta un quinto nivel de temperatura.
2. Método según la reivindicación 1, en el que el tercer nivel de temperatura es de  $-100$  a  $-105$  °C y/o el cuarto nivel de temperatura es de  $-95$  a  $-100$  °C y/o el quinto nivel de temperatura es de  $-140$  a  $-155$  °C.
3. Método según la reivindicación 1 o 2, en el que el primer nivel de presión es de 32 a 37 bar y/o el segundo nivel de presión es de 35 a 40 bar.
4. Método según una de las reivindicaciones anteriores, en el que para la absorción a contracorriente se utiliza una columna (2) de absorción que presenta una zona (21) de fondos y una zona (23) de absorción separada de la zona (21) de fondos mediante una barrera (22) de retención de líquido y que está situada por encima de la zona (21) de fondos, donde la barrera (22) de retención de líquido está configurada de modo que deja fluir hacia la zona (21) de fondos líquido que se acumula en una zona inferior de la zona (23) de absorción junto a la barrera (22) de retención de líquido, impidiendo el ascenso de gas desde la zona (21) de fondos hacia la zona (23) de absorción.
5. Método según la reivindicación 4, en el que la corriente de alimento de separación enfriada desde el primer nivel de temperatura hasta el segundo nivel de temperatura se introduce en la zona (21) de fondos como mezcla bifásica, donde la primera fracción líquida se separa de la primera fracción gaseosa en dicha zona.
6. Método según la reivindicación 5, en el que la primera fracción gaseosa enfriada adicionalmente hasta el tercer nivel de temperatura o su parte como mezcla bifásica se introduce por la parte de fondos en la zona (23) de absorción, donde la segunda fracción líquida se separa de la segunda fracción gaseosa en dicha zona.
7. Método según la reivindicación 6, en el que la tercera fracción líquida se combina con la segunda fracción líquida al formarse por encima de la válvula (22) de retención de líquido y se descargan a través de la barrera (22) de retención de líquido hacia la zona de fondos, donde al formarse se unifican con la primera fracción líquida.
8. Método según una de las reivindicaciones anteriores, en el que la primera, la segunda y la tercera fracción líquida o sus partes combinadas se someten a un aumento de presión mediante una bomba (4) de fondos y se transfieren a una columna (5) de rectificación utilizada para la rectificación a baja temperatura.
9. Método según la reivindicación 8, en el que para la condensación parcial del gas de cabeza o de su parte se utiliza un condensador (6) de cabeza de la columna (5) de rectificación, que se enfría utilizando etileno de presión baja.

10. Método según una de las reivindicaciones anteriores, en el que al menos una parte de la tercera fracción gaseosa se somete una vez a condensación parcial al primer nivel de presión mediante enfriamiento hasta el quinto nivel de temperatura, de modo que se obtiene exactamente una quinta fracción líquida y exactamente una quinta fracción gaseosa.
- 5
11. Método según la reivindicación 10, en el que para el enfriamiento de la tercera y de la cuarta fracción gaseosa o de sus partes se utiliza al menos un intercambiador (7) de calor, que se enfría utilizando al menos una parte de la quinta fracción líquida y de la quinta fracción gaseosa.
- 10
12. Método según la reivindicación 10 o 11, en el que para el enfriamiento de la corriente de alimento de separación se utiliza al menos un intercambiador (1) de calor que se enfría utilizando al menos una parte de la quinta fracción líquida y de la quinta fracción gaseosa, así como etileno de presión alta y media.
- 15
13. Método según una de las reivindicaciones anteriores, en el que para el enfriamiento de la primera fracción gaseosa se utiliza al menos un intercambiador (3) de calor que se enfría utilizando al menos una parte de la quinta fracción líquida y de la quinta fracción gaseosa, así como etileno de presión baja.

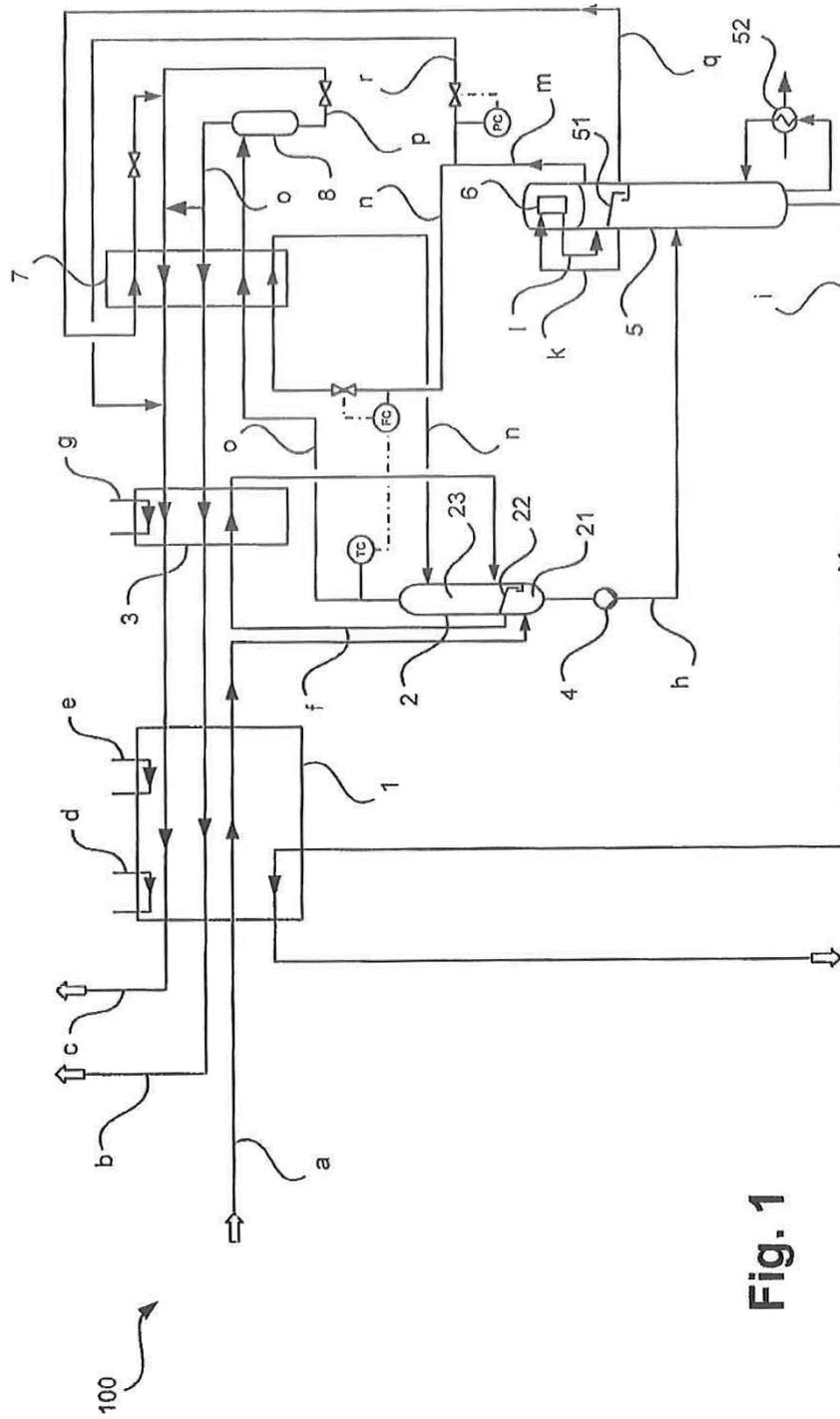


Fig. 1