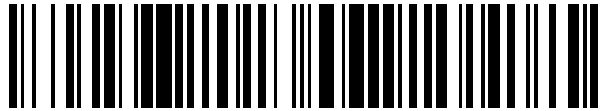


19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 561 808**

51 Int. Cl.:

**F25J 3/02** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **20.03.2006 E 06708800 (5)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **23.12.2015 EP 1861671**

54 Título: **Proceso y aparato para extraer líquidos de gas natural a partir de una corriente de gas natural licuado**

30 Prioridad:

**22.03.2005 EP 05102252**

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

**01.03.2016**

73 Titular/es:

**SHELL INTERNATIONALE RESEARCH  
MAATSCHAPPIJ B.V. (100.0%)  
CAREL VAN BYLANDTLAAN 30  
2596 HR DEN HAAG, NL**

72 Inventor/es:

**KUMAR, PARAMASIVAM SENTHIL**

74 Agente/Representante:

**UNGRÍA LÓPEZ, Javier**

**ES 2 561 808 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

Proceso y aparato para extraer líquidos de gas natural a partir de una corriente de gas natural licuado

### 5 Campo de la invención

La presente invención se refiere a un método y aparato para empobrecer una corriente de gas natural licuado (LNG) extrayendo un líquido de gas natural a partir de la corriente de gas natural licuado. La corriente resultante de gas natural licuado empobrecido puede estar en una fase líquida y/o de vapor, por ejemplo, utilizando una regasificación posterior.

El término empobrecer se usa en la presente memoria descriptiva y en las reivindicaciones como un término opuesto a enriquecer, y se entiende que incluye un significado de eliminar compuestos de hidrocarburos superiores que el metano, es decir, "despojar" o "hacer menos denso". La expresión líquido de gas natural se entiende que incluye compuestos de hidrocarburos superiores que el metano, incluyendo etano, etileno, propano, propileno, butano y variaciones isoméricas de los mismos, y butilenos y las variaciones isoméricas de los mismos.

### Antecedentes de la invención

Además de metano, un gas natural licuado contiene normalmente compuestos de hidrocarburos superiores, incluyendo etano, propano, y diversas formas isoméricas del butano. Estos compuestos adicionales tienen valores caloríficos más altos que el metano. Diferentes especificaciones de gas natural licuado, en particular, con respecto al valor de calentamiento, se exigen en los diferentes mercados.

Con el fin de cumplir con las especificaciones de tuberías que tienen un poder calorífico inferior, puede por lo tanto ser una necesidad empobrecer una corriente de gas natural licuado en una instalación de regasificación antes de enviar la corriente regasificada a la red. Una forma de empobrecimiento está formada por la recuperación de líquidos de gas natural a partir de la corriente de gas natural licuado.

La patente de Estados Unidos 6.604.380 divulga un procedimiento de este tipo para la recuperación de líquidos de gas natural. En el método divulgado, se divide una corriente de alimentación de gas natural licuado. Haciendo una referencia específica a la figura 2 de la patente de Estados Unidos mencionada, una parte de la corriente dividida se calienta en un intercambiador de calor con lo que se vaporiza parcialmente y a continuación se alimenta a un separador de alimentación. Una corriente inferior rica en líquido de gas natural se elimina del separador de alimentación y se enruta a un segundo método de separación que incluye un estabilizador. La otra parte de la corriente dividida deriva el intercambiador de calor y se alimenta a una temperatura muy baja de aproximadamente -157 °C (-250 °F) como un reflujo externo en el segundo método de separación. Las corrientes de vapor de suspensión ricas en metano se extraen del separador de alimentación y del estabilizador, y se combinan y dirigen a través del intercambiador de calor en el que se enfría frente a la parte de la corriente de alimentación dividida.

El documento WO 2004/109180 divulga un método de procesamiento de LNG en una planta en la que una fuente de calor vaporiza el LNG presurizado que se expande posteriormente para producir un trabajo en un ciclo de energía abierto.

Se ha descubierto que los métodos anteriormente descritos son innecesariamente ineficaces.

### Sumario de la invención

Es un objeto de la presente invención minimizar el problema anterior.

Es un objeto adicional de la presente invención proporcionar un método alternativo para empobrecer una corriente de gas natural licuado.

Uno o más de los objetos anteriores y otros pueden conseguirse de acuerdo con la presente invención proporcionando un método para empobrecer una corriente de gas natural licuado extrayendo un líquido de gas natural a partir de la corriente de gas natural licuado, comprendiendo el método al menos las etapas de:

- calentar una corriente de alimentación que contiene la corriente de gas natural licuado en una primera disposición de intercambiador de calor para formar una corriente de alimentación intermedia;
- dividir la corriente de alimentación intermedia en al menos una primera parte y una segunda parte;
- hacer pasar la primera parte a una columna de destilación y alimentarla a través de un primer punto de alimentación;
- hacer pasar la segunda parte a una segunda disposición de intercambiador de calor donde se calienta adicionalmente, y a continuación se suministra a la columna de destilación a través de un segundo punto de alimentación;

- extraer una corriente líquida que contiene el líquido de gas natural de una parte inferior de la columna de destilación;
  - extraer una corriente de vapor de suspensión de una parte superior de la columna de destilación;
  - hacer pasar la corriente de vapor de suspensión a la segunda disposición de intercambiador de calor en la que se enfría frente a la segunda parte de la corriente de alimentación intermedia para formar una corriente empobrecida intermedia de la que al menos una parte se hace pasar posteriormente a la primera disposición de intercambiador de calor y se enfría adicionalmente frente a la corriente de alimentación para formar una corriente de producto de gas natural empobrecido;
- donde durante el enfriamiento de la corriente de vapor de suspensión en la segunda disposición de intercambiador de calor ésta se condensa parcialmente para formar un condensado intermedio, del que al menos una parte se hace pasar a la columna de destilación a través de un tercer punto de alimentación, y un vapor intermedio que se hace pasar a la primera disposición de intercambiador de calor.

Una ventaja de la presente invención es que proporciona una mayor flexibilidad en la elección del perfil de temperatura en la columna de destilación, lo que facilita un control eficaz de las condiciones del método en la columna de destilación.

Además, se ha descubierto que el uso de la corriente intermedia empobrecida para generar una corriente de reflujo mejora la recuperación de los líquidos de gas natural de manera significativa. La corriente de vapor de suspensión de la columna de destilación se condensa parcialmente durante el enfriamiento en la segunda disposición de intercambiador de calor y la corriente empobrecida intermedia comprende un condensado intermedio que puede hacerse pasar a la columna de destilación a través del tercer punto de alimentación, y un vapor intermedio que puede hacerse pasar a la primera disposición de intercambiador de calor.

Una ventaja adicional es que el condensado intermedio está enriquecido en componentes más pesados, incluyendo los líquidos de gas natural. En lugar de enviar este condensado a la primera disposición de intercambiador de calor, se renvía a la columna de destilación como un reflujo interno. Por lo tanto, la recuperación del líquido de gas natural se mejora de manera significativa.

Eligiendo el enfriamiento relativo en las disposiciones de intercambiador de calor primera y segunda, puede elegirse una temperatura intermedia en la corriente empobrecida intermedia lo que permite adaptar la composición del condensado.

Otra ventaja de la invención es que el calentamiento y la refrigeración aguas arriba, aguas abajo respectivamente de la columna de destilación se realiza en al menos dos etapas. Las corrientes intermedias resultantes entre las al menos dos fases están por lo tanto disponibles para su uso en el método, además de las corrientes completamente calentadas y enfriadas respectivamente.

Una manera de utilizar la corriente de alimentación intermedia es como un reflujo externo que tiene una temperatura que es más baja que la de la parte que está alimentando a la columna de destilación a través del segundo punto de alimentación, pero no tan baja como la de la corriente de alimentación inicial.

Se ha descubierto que una corriente de reflujo externa que tiene una temperatura tan baja como la del gas natural licuado (aproximadamente de unos  $-157^{\circ}\text{C}$ , o más baja que  $-140^{\circ}\text{C}$ ) no se requiere, en general, para una separación eficiente de los componentes líquidos de gas natural a partir del gas natural licuado. Una ventaja de la invención es que la temperatura del reflujo externo puede elegirse mayor que la temperatura de la corriente de alimentación, por ejemplo superior a  $-140^{\circ}\text{C}$ . Como consecuencia, el equipo tal como la columna de destilación o un cambiador de calor (de existir), puede ser de menor tamaño y se necesita menos energía a disiparse en un cambiador de calor. Por lo tanto, el frío de alta calidad en la corriente de alimentación está disponible plenamente para recondensar el gas natural empobrecido.

En función de la cantidad de calor aplicada en la primera disposición de intercambiador de calor y la presión de la corriente de alimentación, la corriente de alimentación intermedia puede, o estar totalmente líquida o parcialmente vaporizada.

Cuando el calentamiento de la corriente de alimentación en la primera disposición de intercambiador de calor comprende vaporizar parcialmente la corriente de alimentación con lo que la corriente de alimentación intermedia comprende una mezcla de una fracción de alimentación intermedia de líquido y una fracción de alimentación intermedia de vapor, es ventajoso dividir al menos la fracción de alimentación intermedia de líquido en al menos la primera y segunda partes. La fracción de alimentación intermedia de vapor, a causa de la temperatura relativamente baja en comparación con la temperatura después del segundo calentamiento, es ya relativamente menos densa a partir de los líquidos de gas natural y no tiene además que destilarse. Puede mezclarse con una corriente de producto final.

En un aspecto adicional, la presente invención proporciona una corriente de gas natural empobrecido obtenido por el método de acuerdo con la presente invención, así como un aparato adecuado para realizar el método de acuerdo

con la presente invención.

Las realizaciones preferidas para el aparato se derivan de las realizaciones preferidas del método y/o a partir de la descripción detallada de realizaciones expuestas a continuación.

5 Las características descritas anteriormente y otras características de la presente invención se ilustrarán adicionalmente a modo de ejemplo y con referencia al dibujo adjunto no limitativo.

**Breve descripción del dibujo**

10 En el dibujo adjunto:

Las figuras 1 y 2 muestran de manera esquemática unos esquemas de flujo de proceso y unos aparatos que no contienen todas las características de la presente invención, pero incorporados con fines de ilustración;

15 La figura 3 muestra de manera esquemática un esquema de flujo de proceso y un aparato de acuerdo con la presente invención; y

La figura 4 muestra de manera esquemática una realización preferida de la presente invención donde el esquema de proceso de la figura 2 está combinado con el esquema de proceso de la figura 3.

20 Para los fines de esta descripción, los números de referencia similares corresponden a partes similares. Los números de referencia correspondientes a las líneas también se utilizan para referirse a las corrientes respectivas transportadas en estas líneas.

**Descripción detallada de los dibujos**

25 La figura 1 muestra de manera esquemática un aparato para empobrecer una corriente de gas natural licuado extrayendo un líquido de gas natural a partir de la corriente de gas natural licuado. Una línea de alimentación 1 puede conectarse a una fuente de gas natural licuado. Una bomba opcional 3 se proporciona en la línea de alimentación 1, de la que la salida de alta presión está en comunicación de fluidos con una primera disposición de intercambiador de calor 5 a través de la línea 2.

Una línea de alimentación intermedia 7 se conecta de manera fluida a una primera salida 6 de la primera disposición de intercambiador de calor 5 con un distribuidor 14. El distribuidor 14 tiene dos salidas conectadas a las líneas 17 y 19. Si se desea, el distribuidor 14 puede tener más de dos salidas. La línea 17 se conecta a una columna de destilación 21 a través de una primera válvula de control opcional 23 y a un primer punto de alimentación 25 proporcionado en una parte superior de la columna de destilación 21. La otra línea, la línea 19, se conecta también a la columna de destilación 21, pero a través de una segunda disposición de intercambiador de calor 26, la línea 20, que puede estar opcionalmente provista de una segunda válvula de control 27, y de un segundo punto de alimentación 29. De esta manera, la primera salida 6 de la primera disposición de intercambiador de calor 5 está en comunicación de fluidos con la segunda disposición de intercambiador de calor 26. La línea 17 deriva la segunda disposición de intercambiador de calor 26. El segundo punto de alimentación 29 de la columna de destilación 21 está localizado preferentemente gravitacionalmente más bajo que el primer punto de alimentación 25.

45 La columna de destilación 21 tiene una parte inferior provista de una abertura de descarga 31 para extraer una corriente líquida 35 de la columna de destilación 21. Un cambiador de calor opcional 33 puede proporcionarse en la línea 35 que se conecta a la abertura de descarga 31. Una línea de retorno de cambiador de calor 37 realimenta desde el cambiador de calor 33 en la parte inferior de la columna de destilación 21. El intercambiador de calor opcional 33 puede estar integrado con la columna de destilación 21 en lugar de en la disposición externa mostrada. Una línea 38 se conecta a la línea 35 o al cambiador de calor opcional 33 para descargar el líquido de gas natural.

50 La columna de destilación 21 tiene también una parte superior provista de una salida de vapor de suspensión 39. La salida de vapor de suspensión 39 está en comunicación de fluidos con la primera disposición de intercambiador de calor 5 a través de la segunda disposición de intercambiador de calor 26. La línea 40 se extiende entre la salida de vapor de suspensión 39 y la segunda disposición de intercambiador de calor 26, y está conectada a la línea 48 que se extiende entre la segunda disposición de intercambiador de calor 26 y la primera disposición de intercambiador de calor 5, y está conectada a la línea 55 aguas abajo de la primera disposición de intercambiador de calor 5 a través de una segunda salida 41 de la primera disposición de intercambiador de calor 5.

60 Una bomba opcional 65 puede incluirse en la línea 55, la cual descarga en la línea 67, para aumentar la presión para producir una corriente de gas natural licuado empobrecida a una presión de acuerdo con una especificación local. La línea 67 puede conectarse a cualquier tipo de sistema de regasificación, incluyendo los sistemas conocidos a partir de un artículo "Innovative gas processing with various LNG sources" de Joseph Cho et al., publicado en el Diario de LNG de enero/febrero de 2005, páginas 23-27.

65 El aparato descrito anteriormente es capaz de empobrecer una corriente de gas natural licuado extrayendo un líquido de gas natural a partir de la corriente de gas natural licuado. Una línea de derivación opcional 59 puede

5 proporcionarse para conectar de manera fluida la línea 1 o la salida de alta presión de la bomba 3 aguas arriba de la primera disposición de intercambiador de calor 5 con la línea 55 aguas abajo de la primera disposición de intercambiador de calor 5. La línea de derivación opcional 59 puede estar provista de una válvula de control 61. Con la línea de derivación 59, la disposición de empobrecimiento puede derivarse y evitarse la extracción del líquido de gas natural.

10 En funcionamiento, el aparato de la figura 1 funciona de la siguiente manera. Una corriente de alimentación que contiene la corriente de gas natural licuado se suministra a través de línea de alimentación 1 y se calienta en la primera disposición de intercambiador de calor 5 frente a una corriente de empobrecimiento intermedia en la línea 48 para formar una corriente de alimentación intermedia 7. Antes de suministrar la corriente de alimentación 1 a la primera disposición de intercambiador de calor, puede presurizarse o aumentarse su presión usando la bomba opcional 3. Esto es específicamente útil cuando el gas natural licuado se suministra a la presión atmosférica o cerca de la presión atmosférica.

15 La corriente de alimentación intermedia 7 se divide en el distribuidor 14 en al menos una primera parte 17 y en una segunda parte 19. La primera parte 17 se hace pasar a la columna de destilación 21 y se introduce en la misma a través del primer punto de alimentación 25. La presión y la temperatura pueden controlarse utilizando la válvula de control 23.

20 La segunda parte 19 de la corriente de alimentación intermedia 7 se hace pasar a la segunda disposición de intercambiador de calor 26 donde se calienta adicionalmente, frente a una corriente de suspensión en la línea 40. La corriente calentada adicionalmente resultante se suministra a continuación a la columna de destilación 21 a través de la línea 20 y del segundo punto de alimentación 29. La presión puede controlarse empleando la válvula de control 27.

25 Durante el calentamiento adicional en la segunda disposición de intercambiador de calor 26, la segunda parte 19 de la corriente de alimentación intermedia 7 está al menos parcialmente vaporizada. En general, se recomienda vaporizar una fracción molar de al menos un 60 %.

30 Como la temperatura de la primera parte 17 puede ser más baja que la de la segunda parte 19, la primera parte 17 actúa como una corriente de reflujo externa en el proceso de destilación. Esto ayuda a la depuración del líquido de gas natural a partir del vapor generado de la segunda parte 19, así como en el cambiador de calor opcional 33. La depuración se ve facilitada por la preferencia de que el primer punto de alimentación 25 está localizado gravitacionalmente más alto que el segundo punto de alimentación 29.

35 Una corriente líquida que contiene el líquido de gas natural se retira a continuación de una parte inferior de la columna de destilación 21 a través de la abertura de descarga 31 en la línea 35. Opcionalmente, la corriente líquida se calienta y en parte se realimenta a través de la línea 37 a la parte inferior de la columna de destilación 21 para permitir que algo de vapor forme una corriente que contiene moléculas relativamente más ligeras. El resto se descarga como un líquido de gas natural en la línea 38.

40 En el otro lado de la columna de destilación 21, se extrae una corriente de vapor de suspensión 40 desde una parte superior de la columna de destilación 21. La corriente de vapor de suspensión 40 es una corriente empobrecida que contiene principalmente metano y a veces también otros componentes tales como, por ejemplo, etano y un resto de propano.

45 La corriente de vapor de suspensión 40 se hace pasar a la segunda disposición de intercambiador de calor 26 en la que se enfría frente a la corriente de alimentación intermedia para formar una corriente empobrecida intermedia 48 de la que al menos una parte se hace pasar posteriormente a la primera disposición de intercambiador de calor 5 y aún enfriada frente a la corriente de alimentación 1 para formar una corriente de producto 55 de gas natural empobrecido. La corriente de producto 55 puede recondensarse completamente.

50 Opcionalmente, la corriente de producto 55 se combina con una corriente de derivación extraída de la corriente de alimentación 2 a través de la línea 59. A continuación, la presión de la corriente de producto en la línea 55 puede elevarse a un nivel de presión deseado por medio de la bomba opcional 65, que, en general, es más eficiente energéticamente que la corriente en la línea 55 que en general tiende a condensarse totalmente. La corriente de producto se descarga a través del conducto 67 después de lo cual puede procesarse adicionalmente (no mostrado), por ejemplo, incluyendo la regasificación calentándola para convertirla en una corriente gaseosa. Se describen diversos métodos de regasificación posibles en el artículo del Diario de LNG de enero/febrero de 2005 ya dado a conocer.

60 Aunque no es estrictamente necesario, puede proporcionarse un compresor opcional (no mostrado) en la línea 40 para que sea capaz de generar un margen de comodidad en la presión para garantizar que la corriente de producto en la línea 55 que deja la primera disposición de intercambiador de calor 5 en la salida 41 no solo se recondensa totalmente sino que también se subenfria a un grado suficiente. Esto es de menor importancia cuando se permite que una cantidad sustancial de la corriente de alimentación 2 se derive a través de la línea 59, como en el caso en el

que la corriente de producto que sale de la primera disposición de intercambiador de calor 5 se somete a un intercambio de calor directo.

5 Una ventaja de tener dos disposiciones de intercambiador de calor 5, 26 es que las corrientes intermedias 7 y/o 48  
están ahora disponibles para su uso en el proceso. En el proceso de la figura 1, una parte (primera parte 17) de la  
corriente intermedia 7 se utiliza como un reflujo externo que tiene una temperatura que es más baja que la de la  
parte (segunda parte 19) que está alimentando a la columna de destilación 21 a través del segundo punto de  
alimentación 29, pero no tan baja como la corriente de alimentación 1. Para un equilibrio adecuado de la capacidad  
10 de calentamiento en la primera disposición de intercambiador de calor 5 en comparación con la segunda disposición  
de intercambiador de calor 26, se logra el control de temperatura aumentada a través de la corriente de reflujo 17 y  
la corriente de alimentación calentada adicionalmente 20, en comparación con lo que es posible en el proceso como  
se describe en la patente de Estados Unidos 6.604.380. Esta flexibilidad aumentada permite un control eficaz de las  
condiciones de proceso en la columna de destilación 21, para lograr la separación deseada entre la corriente de  
suspensión 40 y la corriente inferior 38 de un componente líquido de gas natural seleccionado.

15 La figura 2 se basa en el proceso como se ha mostrado y se ha explicado anteriormente con referencia a la figura 1  
y muestra un separador de gas/líquido 9 (denominado en las reivindicaciones como "segundo separador de  
gas/líquido") que está dispuesto en la conexión entre la primera salida 6 de la primera disposición de intercambiador  
de calor 5 y el distribuidor 14. El separador de gas/líquido se proporciona en el presente documento en la forma de  
20 un recipiente de separación de alimentación 9. La primera salida 6 de la primera disposición de intercambiador de  
calor 5 está conectada con el recipiente de separación de alimentación 9. El recipiente de separación de  
alimentación 9 tiene una salida inferior 11 y una salida de suspensión 13. La salida inferior 11 está conectada al  
distribuidor 14 a través de la línea 15. La salida de suspensión 13 está conectada de manera fluida a la línea 48 a  
través de la línea 57 aguas arriba de la primera disposición de intercambiador de calor 5.

25 El proceso de la figura 2 funciona de la siguiente manera. A medida que la corriente de alimentación se calienta en  
la primera disposición de intercambiador de calor 5, puede vaporizarse parcialmente. El vapor se extrae de la salida  
de suspensión 13 y se combina con la corriente empobrecida intermedia en la línea 48. A continuación, las  
corrientes combinadas se enfrían adicionalmente y se recondensan juntas en la primera disposición de  
30 intercambiador de calor 5 frente a la corriente de alimentación 2.

35 Cuando la temperatura es aun relativamente baja, el vapor contendrá de manera predominante los componentes  
menos densos tal como el metano. Los componentes con valores caloríficos más altos, tales como el propano  
seguirán estando en esencia completamente en la fase líquida junto con el etano y el metano. La fracción  
vaporizada no tiene que destilarse adicionalmente y puede mezclarse con la corriente destilada en la línea 48 para  
recondensarse en la primera disposición de intercambiador de calor 5.

40 Por lo general, la fracción molar del vapor puede estar entre un 1 y un 90 %. Cuanto mayor sea la fracción molar del  
vapor, menor será la carga de masa en el aparato de extracción aguas abajo. En este sentido, para una composición  
normal de gas natural licuado se prefiere que al menos un 50 mol. % esté en la fase de vapor. Por otro lado, cuanto  
mayor sea la fracción molar del vapor menor será la recuperación de los líquidos de gas natural ya que la separación  
de masa en el recipiente no es tan alta como en la columna de destilación 21. A este respecto, se prefiere que la  
fracción molar de vapor no sea más de un 80 %.

45 El líquido que se extrae de la salida inferior 11 del separador 9 se conduce al distribuidor 14, en el que parte del  
mismo se envía a la columna de destilación 21 a través de la línea 17 como un reflujo externo derivando de este  
modo a la segunda disposición de intercambiador de calor 26.

50 Una ventaja de este proceso es que el reflujo externo es totalmente líquido de manera que puede ser totalmente  
eficaz como medio de depuración. La temperatura del reflujo externo es más baja que la de la parte que está  
alimentando a la columna de destilación a través del segundo punto de alimentación 29, pero no tan baja como la de  
la corriente de alimentación inicial 1. La temperatura puede controlarse eligiendo la cantidad de intercambio de calor  
en el primer intercambiador de calor 5, opcionalmente en co-dependencia para controlar la cantidad de expansión en  
la válvula de control 23.

55 Una ventaja de las válvulas de control opcionales 23 y 27 es que la columna de destilación 21 se hace funcionar a  
una presión más baja que el separador de alimentación 9, lo que mejora la eficiencia de separación de los  
componentes líquidos de gas natural en la columna 21.

60 Todavía haciendo referencia a la figura 2, puede proporcionarse un compresor de suspensión opcional 63 entre la  
salida de vapor de suspensión 39 de la columna de destilación 21 y la segunda disposición de intercambiador de  
calor 26. Con esto puede compensarse la caída de presión opcional en las válvulas 23 y 27 con lo que la presión en  
la línea 48 puede llevarse al nivel de presión de acuerdo con lo establecido por la corriente de alimentación en la  
línea 7.

65

Se prefiere disponer el compresor 63 aguas arriba de la segunda disposición de intercambiador de calor 26, debido a que la corriente de suspensión 40 está siempre, en virtud de la columna de destilación 21, totalmente en forma de vapor mientras que aguas abajo de la segunda disposición de intercambiador de calor 26 la corriente de producto puede ser de una naturaleza multi-fase.

5 Como alternativa, puede proporcionarse un dispositivo de expansión en la línea 57, tal como una válvula de Joule-Thompson (no mostrada) para bajar la presión en la línea 57 a la de la línea 48. Ahora teniendo los esquemas de proceso de las figuras 1 y 2 explicados, la figura 3 muestra una realización de acuerdo con la presente invención que se basa en la realización como se ha mostrado y se ha explicado anteriormente con referencia a la figura 1, donde se proporciona un sistema de reflujo interno en la línea de conexión 48 entre la salida de vapor de suspensión de la columna de destilación 39 y la primera disposición de intercambiador de calor 5. El sistema de reflujo mostrado en el presente documento comprende un separador de gas/líquido (denominado en las reivindicaciones como "primer separador de gas/líquido") proporcionado en este caso en la forma de un recipiente de separación de reflujo 43. El recipiente de separación de reflujo 43 está dispuesto aguas abajo de la segunda disposición de intercambiador de calor 26 en la línea 48 y conectado a la segunda disposición de intercambiador de calor 26 a través de la línea 42. El separador 43 tiene una salida inferior 45 y una salida de suspensión 47. La salida inferior 45 está conectada a la columna de destilación 21 a través de la línea 49 y de un tercer punto de alimentación 51 para proporcionar una corriente de reflujo. Puede proporcionarse una válvula de control opcional 53 en la línea 49. El tercer punto de alimentación 51 está mejor dispuesto gravitacionalmente más alto que el segundo punto de alimentación 29, ya que la temperatura de la corriente de reflujo 49 es en general más baja que la de la corriente de alimentación calentada adicionalmente 20, y gravitacionalmente más baja que el primer punto de alimentación 25.

La salida de suspensión 47 del recipiente de separación de reflujo 43 está conectada de manera fluida con la primera disposición de intercambiador de calor 5 a través de la línea 48.

25 En funcionamiento, cuando una corriente de alimentación que contiene metano, etano y propano de un gas natural licuado se alimenta en el proceso, la mayoría del propano se recupera en la columna de destilación 21. La recuperación selectiva del propano puede aumentarse permitiendo que los componentes residuales de propano puedan estar presentes en la corriente de vapor de suspensión 40 para condensarse en la segunda disposición de intercambiador de calor 26. El condensado intermedio 49 se extrae del recipiente de separación de reflujo 43 y se realimenta en la columna de destilación 21 como una corriente de reflujo fría. El propano tiene otra oportunidad de dejar el proceso a través de la salida 31.

35 Ya que la segunda disposición de intercambiador de calor 26 trae la corriente empobrecida intermedia solo a una temperatura intermedia, la masa de la corriente de reflujo puede adaptarse de manera selectiva mediante la elección de dicha temperatura, y también de manera opcional la caída de presión en la válvula opcional 53. Con esto puede evitarse que el metano o el etano se hagan circular de manera innecesaria a través de la columna consumiendo de este modo simplemente energía pero no aumentando la producción de gas natural empobrecido que deje el proceso a través de la línea 55.

40 Al comparar el esquema de proceso de la figura 1 (que no contiene todas las características de la presente invención) y el esquema de proceso de la figura 3 (de acuerdo con la presente invención), los cálculos que predicen la recuperación de propano han demostrado que el esquema de proceso de figura 1 bajo unas condiciones de proceso dadas da como resultado una recuperación de propano del 69 %, mientras que bajo las mismas condiciones de proceso dadas el esquema de proceso de la figura 3 da como resultado una recuperación de propano del 90 %.

50 Por lo general, la fracción molar del vapor puede estar entre el 50 y el 95 %. Cuanto mayor es la fracción molar de vapor, mejor es la menor de la cantidad de componentes menos densos que han circulado en el circuito de reflujo. A este respecto, se prefiere que al menos el 60 mol. % esté en la fase de vapor. Por otro lado, cuanto mayor es la fracción molar de vapor menor es la recuperación de los líquidos de gas natural ya que se han recondensado menos de los componentes líquidos de gas natural y se realimentan en la columna de destilación 21. En este sentido, para las composiciones de gas natural licuado más normales, se prefiere que la fracción molar de vapor no sea más del 90 %.

55 La figura 4 muestra una realización preferida de acuerdo con la presente invención, donde se combinan los procesos y los aparatos como se ilustran en las figuras 2 y 3. Para una descripción de los detalles, se hace referencia a las descripciones anteriores de las figuras 1, 2 y 3.

60 La siguiente Tabla I muestra los límites inferior y superior recomendados de temperaturas y presiones de las corrientes a través de varias líneas en el proceso, así como un valor normal de temperatura y presión en un ejemplo específico de funcionamiento.

Tabla I

Línea	T-baja (°C)	T-alta (°C)	T (°C)	P-baja (bar)	P-alta (bar)	P (bar)
1	-162	-120	-161	1,0	1,5	1,1
2	-162	-120	-161	5	50	33
7, 15, 17, 57	-140	-50	-81	5	50	33
20	-70	-20	-37	5	50	33
38	-10	150	90	2	45	29
40	-90	-10	-28	2	45	29
42, 48, 49	-60	-30	-49	5	50	33
55	-110	-162	-128	5	50	33
66	-40	0	-19	5	50	33
67	-110	-162	-140	20	140	70

5 En el ejemplo al que se refiere la Tabla I, la fracción molar del vapor en la línea 7 fue del 66 %, y en la línea 42 fue del 69 %. La fracción molar de vapor en la línea 20 fue del 75 %. Se ha predicho sobre la base de los cálculos de balance-masa que el aparato y el procedimiento de la figura 4 proporcionan un medio eficaz para la recuperación de los componentes líquidos de gas natural a partir de la corriente de alimentación de gas natural licuado en exceso del 90 %.

10 En el contexto de la presente memoria descriptiva, las disposiciones de intercambiador de calor pueden comprender un intercambiador de calor, o una pluralidad de intercambiadores de calor en paralelo y/o en serie.



## REIVINDICACIONES

1. Método para empobrecer una corriente de gas natural licuado (1) extrayendo un líquido de gas natural (35) de la corriente de gas natural licuado, comprendiendo el método al menos las etapas de:

- 5
- calentar una corriente de alimentación (1) que contiene la corriente de gas natural licuado en una primera disposición de intercambiador de calor (5) para formar una corriente de alimentación intermedia (7);
  - dividir la corriente de alimentación intermedia (7) en al menos una primera parte (17) y una segunda parte (19);
  - 10 - hacer pasar la primera parte (17) a una columna de destilación (21) y alimentarla (17) a través de un primer punto de alimentación (25);
  - hacer pasar la segunda parte (19) a una segunda disposición de intercambiador de calor (26) donde se calienta adicionalmente, y a continuación se suministra (20) a la columna de destilación (21) a través de un segundo punto de alimentación (29);
  - 15 - extraer una corriente líquida (35) que contiene el líquido de gas natural de una parte inferior de la columna de destilación (21);
  - extraer una corriente de vapor de suspensión (40) de una parte superior de la columna de destilación (21);
  - hacer pasar la corriente de vapor de suspensión (40) a la segunda disposición de intercambiador de calor (26) en la que se enfría frente a la segunda parte (19) de la corriente de alimentación intermedia (7) para formar una corriente empobrecida intermedia (48) de la que al menos una parte se hace pasar posteriormente a la primera
  - 20 disposición de intercambiador de calor (5) y se enfría adicionalmente frente a la corriente de alimentación (1) para formar una corriente de producto de gas natural empobrecido (55); **caracterizado por que** durante el enfriamiento de la corriente de vapor de suspensión (40) en la segunda disposición de intercambiador de calor (26) ésta se condensa parcialmente para formar un condensado intermedio, del que al menos una parte (49) se hace pasar a la columna de destilación (21) a través de un tercer punto de alimentación (51), y un vapor intermedio que se hace pasar a la primera disposición de intercambiador de calor (5).

2. Método de la reivindicación 1, donde dicho calentamiento de la corriente de alimentación en la primera disposición de intercambiador de calor (5) comprende vaporizar parcialmente la corriente de alimentación con lo que la corriente de alimentación intermedia (7) comprende una mezcla de una fracción de alimentación intermedia de líquido y una

30 fracción de alimentación intermedia de vapor; y donde al menos la fracción de alimentación intermedia de líquido (15) se divide al menos en la primera y segunda partes (17, 19).

3. Método de la reivindicación 2, donde la mezcla se hace pasar a un recipiente de separación de alimentación (9) desde el que la fracción de alimentación intermedia de líquido (15) y la fracción de alimentación intermedia de vapor (57) se extraen respectivamente antes de dividir las al menos en la primera y segunda partes (17, 19).

35

4. Método de una o más de las reivindicaciones anteriores, donde el segundo punto de alimentación (29) está localizado gravitacionalmente más bajo que el primer punto de alimentación (25).

5. Método de una o más de las reivindicaciones anteriores, donde el tercer punto de alimentación (51) está gravitacionalmente más bajo que el primer punto de alimentación (25).

40

6. Método de una o más de las reivindicaciones anteriores, donde el tercer punto de alimentación (51) está gravitacionalmente más alto que el segundo punto de alimentación (29).

45

7. Método de una o más de las reivindicaciones anteriores, donde la corriente de vapor de suspensión (40) se comprime antes de hacerla pasar a la segunda disposición de intercambiador de calor (26).

8. Método de una o más de las reivindicaciones anteriores, donde la corriente de producto de gas natural empobrecida se regasifica posteriormente.

50

9. Aparato para empobrecer una corriente de gas natural licuado (1) extrayendo un líquido de gas natural (35) de la corriente de gas natural licuado, comprendiendo el aparato al menos:

- 55
- una primera disposición de intercambiador de calor (5) dispuesta para recibir una corriente de alimentación (1) que contiene la corriente de gas natural licuado y provista de una salida (6) para descargar una corriente de alimentación intermedia (7);
  - una segunda disposición de intercambiador de calor (26) en comunicación de fluidos con la salida (6) de la primera disposición de intercambiador de calor (5);
  - 60 - una columna de destilación (21) que tiene al menos unos puntos de alimentación primero, segundo y tercero (25, 29, 51), una parte inferior provista de una abertura de descarga (31) para extraer una corriente líquida (35) que contiene el líquido de gas natural, y una parte superior provista de una salida de vapor de suspensión (39) en comunicación de fluidos con la primera disposición de intercambiador de calor (5) a través de al menos la segunda disposición de intercambiador de calor (26); y
  - 65 - un distribuidor (14) conectado a la salida (6) de la primera disposición de intercambiador de calor (5), teniendo el distribuidor (14) una primera salida (6) que está conectada al primer punto de alimentación (25) de la columna

de destilación (21), y una segunda salida que está conectada al segundo punto de alimentación (29) de la columna de destilación (21) a través de la segunda disposición de intercambiador de calor (26); **caracterizado por que** el aparato comprende además:

- 5 - un primer separador de gas/líquido (43) aguas abajo de la salida de vapor de suspensión (39) y entre la segunda disposición de intercambiador de calor (26) y la primera disposición de intercambiador de calor (5), teniendo el primer separador (43) una salida (45) conectada al tercer punto de alimentación (51) de la columna de destilación (21) y a una salida (47) en comunicación de fluidos con la primera disposición de intercambiador de calor (5).
- 10 10. Aparato de acuerdo con la reivindicación 9, que comprende además un segundo separador de gas/líquido (9) que tiene una entrada conectada a la salida (6) del primer intercambiador de calor (5) y una salida inferior (11) conectada al distribuidor (14).
- 15 11. Aparato de acuerdo con la reivindicación 9 o 10, que comprende además un compresor (63) entre la salida (39) de la columna de destilación (21) y la segunda disposición de intercambiador de calor (26).
12. Método de extracción de un líquido de gas natural (35) mediante el método de la reivindicación 1.
- 20 13. Método de la reivindicación 12, donde dicho calentamiento de la corriente de alimentación en la primera disposición de intercambiador de calor (5) comprende vaporizar parcialmente la corriente de alimentación con lo que la corriente de alimentación intermedia (7) comprende una mezcla de una fracción de alimentación intermedia de líquido y una fracción de alimentación intermedia de vapor; y donde al menos la fracción de alimentación intermedia de líquido (15) se divide en al menos la primera y segunda partes (17, 19) y donde la mezcla se hace pasar a un recipiente de separación de alimentación (9) desde el que la fracción de alimentación intermedia de líquido (15) y la fracción de alimentación intermedia de vapor (57) se extraen respectivamente antes de dividir las al menos en la primera y segunda partes (17, 19).
- 25 14. Método de una o más de las reivindicaciones 12-13, donde el segundo punto de alimentación (29) está localizado gravitacionalmente más bajo que el primer punto de alimentación (25) y/o donde el tercer punto de alimentación (51) está gravitacionalmente más bajo que el primer punto de alimentación (25) y/o donde el tercer punto de alimentación (51) está gravitacionalmente más alto que el segundo punto de alimentación (29).
- 30 15. Método de una o más de las reivindicaciones 12-14, donde la corriente de vapor de suspensión (40) se comprime antes de hacerla pasar a la segunda disposición de intercambiador de calor (26).
- 35

Fig.1.

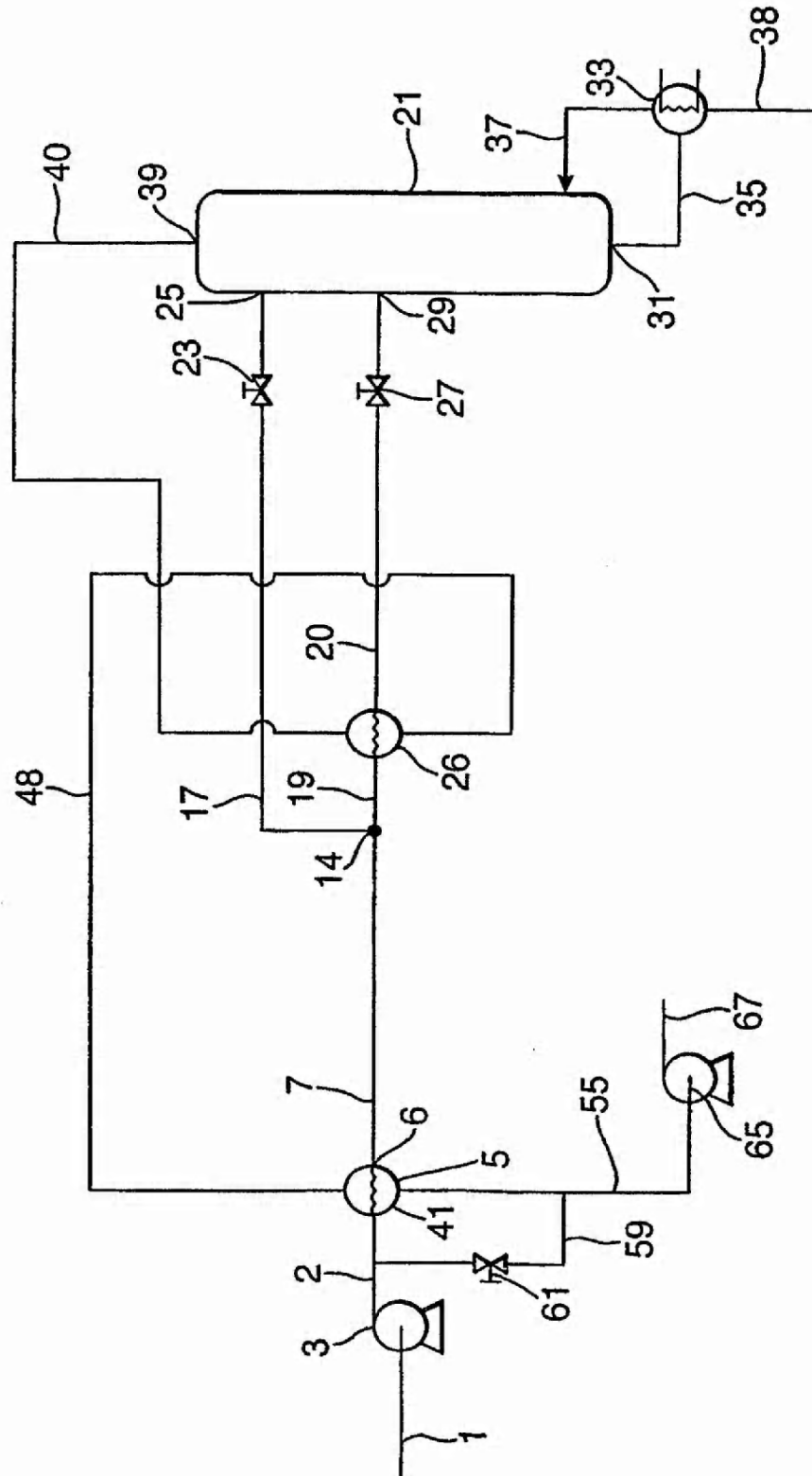


Fig.2.

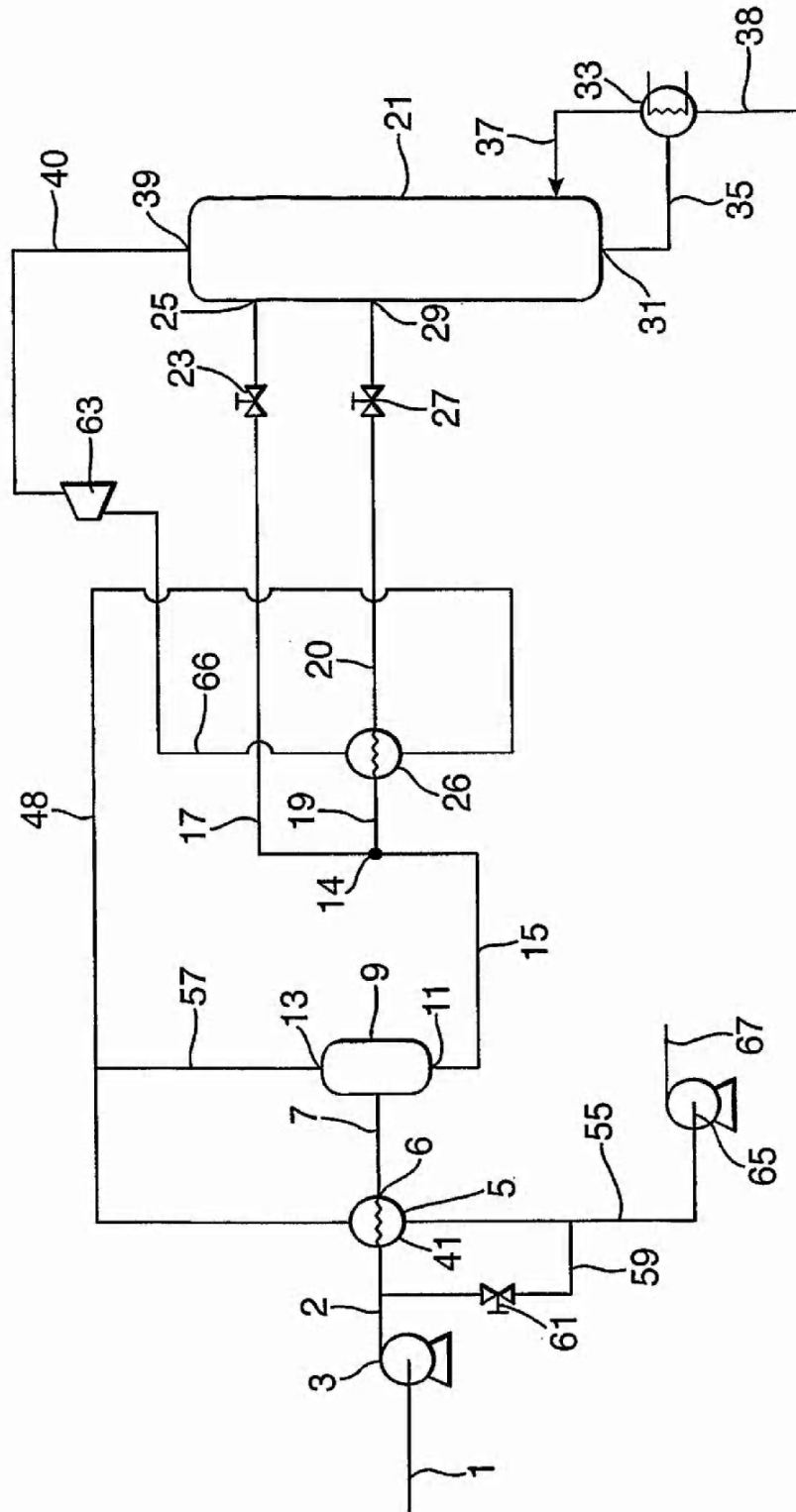


Fig.3.

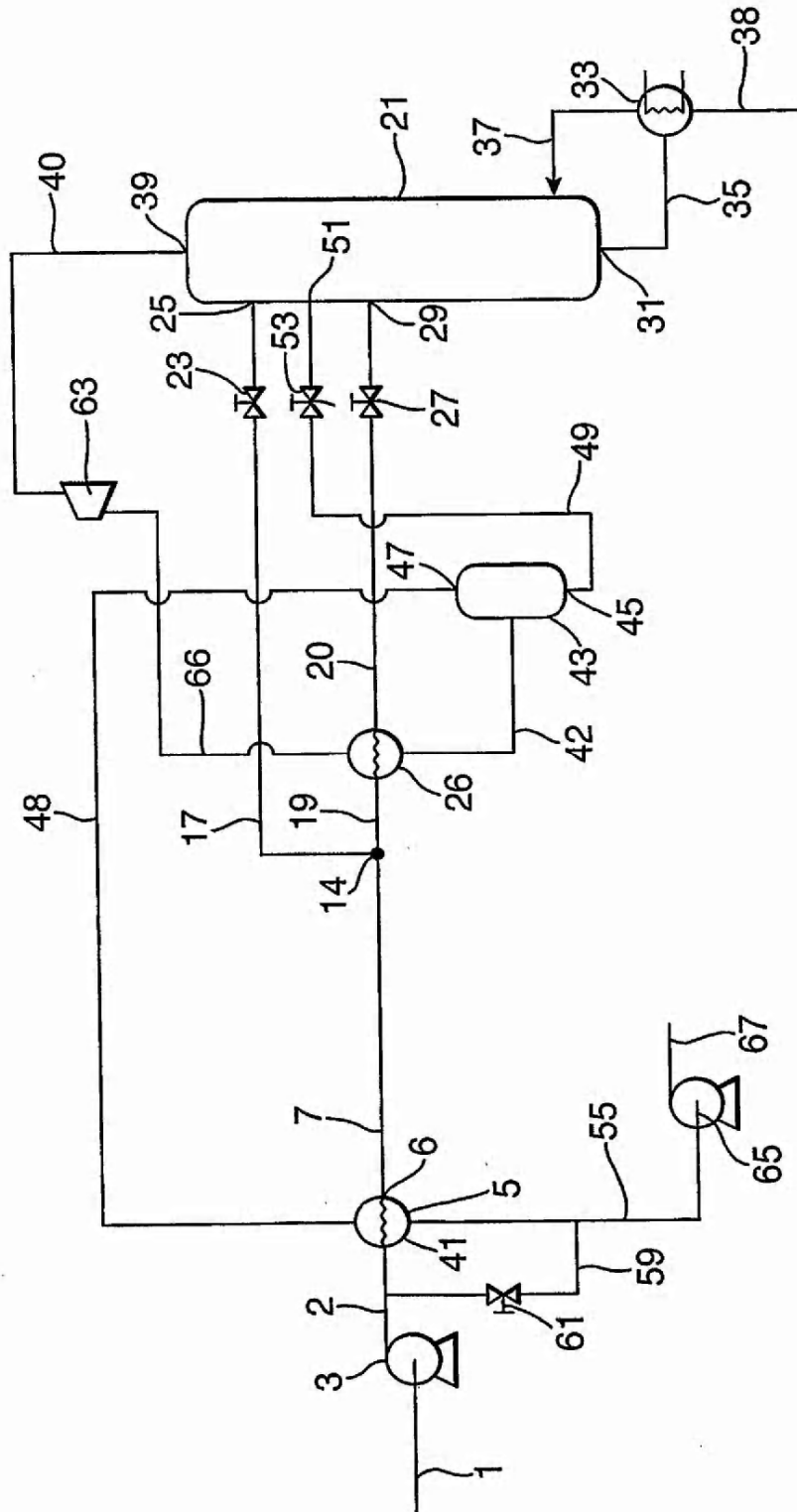


Fig.4.

