

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 838 498**

51 Int. Cl.:

F25J 1/00 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **26.12.2014 PCT/JP2014/006501**

87 Fecha y número de publicación internacional: **02.07.2015 WO15098124**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **26.12.2014 E 14873799 (2)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **02.12.2020 EP 3091319**

54 Título: **Sistema de licuefacción de gas natural y método de licuefacción**

30 Prioridad:

26.12.2013 JP 2013270011
13.03.2014 JP 2014050786

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
02.07.2021

73 Titular/es:

CHIYODA CORPORATION (100.0%)
4-6-2 Minatomirai, Nishi-ku, Yokohama-shi
Kanagawa 220-8765, JP

72 Inventor/es:

KIKKAWA, YOSHITSUGI y
SAKAI, KOICHIRO

74 Agente/Representante:

ISERN JARA, Jorge

ES 2 838 498 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

Sistema de licuefacción de gas natural y método de licuefacción

5 Campo técnico

La presente invención se refiere a un sistema y a un método para la licuefacción de gas natural para producir gas natural licuado mediante el enfriamiento de gas natural.

10 Antecedentes de la técnica

El gas natural obtenido de los campos de gas se licua en una planta de licuefacción para que el gas pueda almacenarse y transportarse en forma líquida. Cuando se enfría a aproximadamente 162 grados Celsius, el gas natural líquido tiene un volumen significativamente reducido en comparación con el gas natural gaseoso y no es necesario almacenarlo a alta presión. Al mismo tiempo, el proceso de licuefacción de gas natural elimina impurezas como agua, gases ácidos y mercurio que pueda haber contenidas en el gas natural extraído y, después de eliminar componentes más pesados que tienen puntos de congelación relativamente altos (hidrocarburos C5+ como el benceno, el pentano y otros hidrocarburos más pesados), el gas natural se licua.

20 Se han desarrollado diversas tecnologías para licuar gas natural, incluidas las que se basan en procesos de expansión que utilizan válvulas de expansión y turbinas, así como los procesos de intercambio de calor que utilizan refrigerantes de bajo punto de ebullición (como hidrocarburos ligeros tales como el metano, el etano y el propano). Por ejemplo, un determinado sistema de licuefacción de gas natural conocido (véase el documento US 4.065.278) comprende una unidad de enfriamiento para enfriar el gas natural del que se eliminan las impurezas, una unidad de expansión para expandir isentrópicamente el gas natural enfriado, una unidad de destilación para destilar el gas natural despresurizado por la unidad de expansión a una presión inferior a las presiones críticas de metano y contenidos más pesados, un compresor para comprimir el gas destilado de la unidad de destilación usando la salida del eje del expansor y una unidad de licuefacción para licuar el gas destilado comprimido por el compresor intercambiando calor con un refrigerante mixto.

30 Adicionalmente, la figura 4 del documento WO 2007/148122 divulga un sistema para la licuefacción de gas natural que enfría el gas natural para producir gas natural licuado, que comprende: una unidad de eliminación de agua para eliminar el agua del gas material que se suministra como gas natural a presión; un primer expansor (8) para generar potencia mediante la expansión del gas material; una primera unidad de enfriamiento (10) colocada directamente en el lado aguas abajo del primer expansor y para enfriar el gas material despresurizado por expansión en el primer expansor; una unidad de destilación (12) para reducir o eliminar un componente pesado en el gas material destilando el gas material enfriado por la primera unidad de enfriamiento; un primer compresor (200) para comprimir el gas material del que la unidad de destilación redujo o eliminó el componente pesado utilizando la potencia generada en el primer expansor (8); y una unidad de licuefacción (22-> 24-> 26-> 32-> 300) para licuar el gas material comprimido por el primer compresor intercambiando calor con un refrigerante.

Sumario de la invención

45 Tarea que debe cumplir la invención

En los sistemas de licuefacción convencionales de gas natural, tal como el que se describe en el documento US 4.065.278, se desea que la presión de salida del compresor (o la presión del gas de materia prima que se va a introducir en la unidad de licuefacción) sea lo más alta posible para reducir la carga en la unidad de licuefacción (en particular, su intercambiador de calor principal) y maximizar la eficiencia del proceso de licuefacción.

50 Para aumentar la presión de salida del compresor, se requiere una potencia correspondientemente grande. Sin embargo, en la disposición convencional donde el gas de materia prima enfriado por una unidad de enfriamiento es expandido por un expansor, la potencia producida por el expansor es limitada y es inadecuada para aumentar la presión de salida del compresor al nivel deseado.

55 En la disposición convencional, debido a que se requiere que el gas de materia prima se enfríe antes de expandirse en el expansor, se requiere una capacidad relativamente grande para la unidad de enfriamiento, y esto aumenta los costes iniciales y los costes de funcionamiento de la unidad de enfriamiento.

60 En la disposición convencional, debido a que el enfriamiento del gas de materia prima hará que se produzcan condensados, es necesario proporcionar un separador gas-líquido para separar (eliminar) los condensados del gas de materia prima antes de introducir el gas de materia prima desde la unidad de enfriamiento al expansor. Adicionalmente, debido a que la temperatura del gas de materia prima en el extremo de salida del compresor es alta, surge una diferencia de temperatura significativa entre el punto de entrada intermedio de la unidad de licuado y el refrigerante, de modo que se requiere una capacidad correspondientemente alta para la unidad de enfriamiento.

65

En vista de estos problemas de la técnica anterior, un objeto principal de la presente invención consiste en proporcionar un sistema y un método para la licuefacción de gas natural que pueda aumentar la presión en el extremo de salida del compresor utilizando la potencia generada en el expansor por la expansión del gas de materia prima, y minimizar la capacidad de enfriamiento que se requiere para la unidad de enfriamiento.

5 Medios para cumplir la tarea

10 Un primer aspecto de la presente invención proporciona un sistema (1) para la licuefacción de gas natural que enfría el gas natural para producir gas natural licuado, que comprende: una unidad de eliminación de agua (2) para eliminar el agua del gas material que se suministra como gas natural a presión; un primer expansor (3) para generar potencia expandiendo gas natural bajo presión como gas material; una primera unidad de enfriamiento (11, 12) para enfriar, usando un refrigerante de propano, el gas material despresurizado por expansión en el primer expansor; una unidad de destilación (15) para reducir o eliminar un componente pesado en el gas material destilando el gas material enfriado por la primera unidad de enfriamiento; un primer recipiente de separación gas-líquido (23) para recibir una fracción superior de la unidad de destilación y para separar la fracción superior en un componente de fase gaseosa y un componente de fase líquida, recirculando el primer recipiente de separación gas-líquido el componente de fase líquida de la fracción superior a la unidad de destilación; un primer compresor (4) para comprimir el gas material del que la unidad de destilación redujo o eliminó el componente pesado utilizando la potencia generada en el primer expansor; y una unidad de licuefacción (21) para licuar el gas material comprimido por el primer compresor intercambiando calor con un refrigerante.

20 De acuerdo con el primer aspecto de la presente invención, el sistema de licuefacción de gas natural permite aumentar la presión de salida del primer compresor y reducir la capacidad de enfriamiento requerida para la primera unidad de enfriamiento aprovechando la potencia generada por el primer expansor debido a la expansión del gas material antes de ser enfriado por la primera unidad de enfriamiento.

25 Un segundo aspecto de la presente invención comprende además una segunda unidad de enfriamiento (85) colocada entre el primer compresor y la unidad de licuefacción para enfriar el gas material comprimido por el primer compresor.

30 De acuerdo con el segundo aspecto de la presente invención, al aumentar la presión del gas material que se introduce en la unidad de licuefacción, incluso cuando el nivel de temperatura del gas material debe sobrepasar un intervalo apropiado, debido a la refrigeración en la segunda unidad de enfriamiento, el nivel de temperatura del gas material se puede ajustar a un nivel cercano al nivel de temperatura en el punto de introducción en la unidad de licuefacción, de modo que se pueda reducir la carga en la unidad de licuefacción y se pueda aumentar la eficiencia del proceso de licuefacción.

35 Un tercer aspecto de la presente invención proporciona un sistema para la licuefacción de gas natural, en donde la unidad de licuefacción comprende un intercambiador de calor bobinado, y el gas material expulsado del primer compresor se introduce en una región caliente (Z1) del intercambiador de calor bobinado ubicado en un lado caliente del intercambiador de calor bobinado.

40 De acuerdo con el tercer aspecto de la presente invención, si la temperatura del gas material aumentara debido al aumento de la presión de salida del primer compresor, al introducir el gas material desde el lado de la región caliente (Z1) del intercambiador de calor bobinado para acercar el nivel de temperatura del gas material a la temperatura en la unidad de licuefacción, se puede reducir la carga en la unidad de licuefacción y se puede aumentar la eficiencia del proceso de licuefacción.

45 Un cuarto aspecto de la presente invención proporciona un sistema para la licuefacción de gas natural, que comprende, además, un segundo compresor (75) colocado entre el primer compresor y la unidad de licuefacción para comprimir el gas material expulsado del primer compresor.

50 De acuerdo con el cuarto aspecto de la presente invención, la presión del gas material que se introduce en la unidad de licuefacción se puede aumentar aún más, de modo que se puede aumentar la eficacia del proceso de licuefacción realizado en la unidad de licuefacción.

55 Un quinto aspecto de la presente invención proporciona un sistema para la licuefacción de gas natural, que comprende, además, un primer motor eléctrico (81) alimentado por una potencia eléctrica externa y controlado en dependencia de un valor de presión del gas material introducido en la unidad de licuefacción, y el segundo compresor es accionado por el primer motor eléctrico.

60 De acuerdo con el quinto aspecto de la presente invención, la presión del gas material que se introduce en la unidad de licuefacción se puede aumentar de manera estable, de modo que la temperatura del gas material se pueda mantener dentro de un intervalo apropiado y el proceso de licuefacción se pueda realizar en la unidad de licuefacción de una manera eficiente y de manera estable.

65 Un sexto aspecto de la presente invención proporciona un sistema para la licuefacción de gas natural, que comprende,

además, una segunda unidad de enfriamiento (85) colocada entre el segundo compresor y la unidad de licuefacción para enfriar el gas material.

5 De acuerdo con el sexto aspecto de la presente invención, al aumentar la presión del gas material que se introduce en la unidad de licuefacción, incluso cuando el nivel de temperatura del gas material debe sobrepasar un intervalo apropiado, debido a la refrigeración en la segunda unidad de enfriamiento, el nivel de temperatura del gas material se puede ajustar a un nivel cercano al nivel de temperatura en el punto de introducción en la unidad de licuefacción, de modo que se pueda reducir la carga en la unidad de licuefacción y se pueda aumentar la eficiencia del proceso de licuefacción.

10 Un séptimo aspecto de la presente invención proporciona un sistema para la licuefacción de gas natural, que comprende, además, una unidad de generador eléctrico (87) para convertir la potencia generada por el primer expansor en potencia eléctrica y un segundo motor eléctrico (84) para accionar el primer compresor, estando alimentado el segundo motor eléctrico por potencia eléctrica generada por la unidad de generador eléctrico.

15 De acuerdo con el séptimo aspecto de la presente invención, el primer expansor y el primer compresor están conectados eléctricamente entre sí, de modo que la presión de salida del primer compresor puede aumentarse haciendo uso de la potencia generada por el primer expansor. Al mismo tiempo, la libertad en el modo de funcionamiento del sistema puede aumentarse en comparación con el caso en el que el primer expansor y el primer compresor están conectados mecánicamente entre sí.

20 Un octavo aspecto de la presente invención proporciona un sistema para la licuefacción de gas natural, que comprende, además, un segundo motor eléctrico (84) que acopla mecánicamente el primer expansor y el primer compresor entre sí y se alimenta mediante potencia eléctrica externa, en donde el primer compresor está configurado para comprimir el gas material utilizando la potencia generada por el primer expansor y la potencia generada por el segundo motor eléctrico.

25 De acuerdo con el octavo aspecto de la presente invención, la potencia proporcionada por el segundo motor eléctrico se puede utilizar para aumentar la potencia proporcionada por el primer expansor al accionar el primer compresor, de modo que la presión de salida del primer compresor pueda aumentarse de una manera tanto eficiente como estable.

30 Un noveno aspecto de la presente invención proporciona un sistema para la licuefacción de gas natural, en donde el gas material del que se reduce o elimina el componente pesado por la unidad de destilación se introduce directamente en el primer compresor, y el sistema comprende, además, un primer recipiente de separación gas-líquido (23) para recibir el gas material comprimido por el primer compresor a través de la unidad de licuefacción; y en donde un componente en fase gaseosa del gas material separado en el primer recipiente de separación gas-líquido se introduce una vez más en la unidad de licuefacción, y un componente en fase líquida del gas material se recircula en la unidad de destilación.

35 De acuerdo con el noveno aspecto de la presente invención, se puede eliminar la necesidad de una bomba para recircular el gas material desde el primer recipiente de separación gas-líquido hasta la unidad de destilación, y esto contribuye a la simplificación del sistema.

40 Un décimo aspecto de la presente invención proporciona un sistema para la licuefacción de gas natural, que comprende, además, una segunda unidad de enfriamiento (85) colocada entre el primer compresor y el primer recipiente de separación gas-líquido para enfriar el gas material.

45 De acuerdo con el décimo aspecto de la presente invención, incluso cuando el nivel de temperatura del gas material que es comprimido por el primer compresor sobrepasa un intervalo apropiado, debido a la refrigeración en la segunda unidad de enfriamiento, el nivel de temperatura del gas material se puede ajustar a un nivel cercano al nivel de temperatura en el punto de introducción en la unidad de licuefacción, de modo que se pueda reducir la carga en la unidad de licuefacción y se pueda aumentar la eficiencia del proceso de licuefacción.

50 Un undécimo aspecto de la presente invención proporciona un sistema para la licuefacción de gas natural, que comprende, además, un segundo expansor (3b) colocado entre el primer expansor (3a) y la unidad de destilación para generar potencia expandiendo el gas material, y un tercer compresor (4b) colocado entre la unidad de destilación y el primer compresor (4a) para comprimir el gas material destilado por la unidad de destilación utilizando la potencia generada por el segundo expansor.

55 De acuerdo con el undécimo aspecto de la presente invención, al expandir ventajosamente el gas material en el primer y segundo expansor, la capacidad de enfriamiento requerida para la primera unidad de enfriamiento se puede reducir y, al utilizar los compresores primero y tercero que hacen uso de la potencia generada por los expansores primero y segundo, la presión del gas material que se introduce en la unidad de licuefacción puede aumentarse de forma eficaz.

60 Un duodécimo aspecto de la presente invención proporciona un sistema para la licuefacción de gas natural, que comprende, además, un segundo expansor (3b) colocado en paralelo con el primer expansor (3a) para generar

potencia expandiendo el gas del material, y un tercer compresor (4b) colocado entre la unidad de destilación y el primer compresor (4a) para comprimir el gas material destilado por la unidad de destilación utilizando la potencia generada por el segundo expansor.

5 De acuerdo con el duodécimo aspecto de la presente invención, incluso cuando el volumen del gas material introducido en el sistema de licuefacción debería aumentar, el proceso de licuefacción en la unidad de licuefacción se puede realizar de manera estable.

10 Un decimotercer aspecto de la presente invención proporciona un sistema para la licuefacción de gas natural, en donde la unidad de licuefacción comprende un intercambiador de calor de placas y aletas.

15 De acuerdo con el decimotercer aspecto de la presente invención, incluso cuando el nivel de temperatura del gas material que es comprimido por el primer compresor aumente con el aumento de la presión del mismo, el punto de introducción en la unidad de licuefacción (el nivel de temperatura en el lado de la unidad de licuefacción) se puede cambiar en respuesta al aumento de la temperatura del gas material con facilidad.

Un decimocuarto aspecto de la presente invención proporciona un sistema para la licuefacción de gas natural, en donde el gas material comprimido por el primer compresor tiene una presión superior a 5171 kPaA.

20 Un decimoquinto aspecto de la presente invención proporciona un sistema para la licuefacción de gas natural, en donde el gas material comprimido por el segundo expansor tiene una presión superior a 5171 kPaA.

25 De acuerdo con el decimocuarto o decimoquinto aspecto de la presente invención, al elevar la presión del gas material que se introduce en la unidad de licuefacción a un valor apropiado, se puede aumentar la eficiencia del proceso de licuefacción en la unidad de licuefacción.

30 Un decimosexto aspecto de la presente invención proporciona un sistema para la licuefacción de gas natural, que comprende, además, una tercera unidad de enfriamiento (86) colocada entre la unidad de destilación y el primer recipiente de separación gas-líquido para enfriar la fracción superior de la unidad de destilación.

De acuerdo con el decimosexto aspecto de la presente invención, se elimina la necesidad de enfriar el gas material que se va a introducir en el primer recipiente de separación gas-líquido utilizando la unidad de licuefacción, de modo que se reduce la carga en la unidad de licuefacción.

35 Un decimoséptimo aspecto de la presente invención proporciona un método para la licuefacción de gas natural mediante el enfriamiento del gas natural para producir gas natural licuado, que comprende: una etapa de eliminación de agua para eliminar el agua del gas material que se suministra como gas natural a presión; una primera etapa de expansión para generar potencia usando gas natural a presión como gas material; una primera etapa de enfriamiento para enfriar, usando un refrigerante de propano, el gas material despresurizado por expansión en la primera etapa de expansión; una etapa de destilación para reducir o eliminar un componente pesado en el gas material destilando el gas material enfriado en la primera etapa de enfriamiento; una primera etapa de separación gas-líquido para recibir una fracción superior de la etapa de destilación y para separar la fracción superior en un componente de fase gaseosa y un componente de fase líquida, recirculando la primera etapa de separación gas-líquido el componente de fase líquida de la fracción superior a la etapa de destilación; una primera etapa de compresión para comprimir el gas material del que se redujo o eliminó el componente pesado en la etapa de destilación utilizando la potencia generada en la primera etapa de expansión; y una etapa de licuefacción para licuar el gas material comprimido en la primera etapa de compresión intercambiando calor con un refrigerante.

50 Efecto de la invención

Como puede apreciarse a partir de lo expuesto anteriormente, el sistema de licuefacción para la licuefacción de gas natural de acuerdo con la presente invención permite aumentar la presión de salida del compresor utilizando la potencia generada por el expansor debido a la expansión del gas material, y la capacidad de enfriamiento que se requiere para la unidad de enfriamiento que se va a reducir.

55 Breve descripción de los dibujos

60 La figura 1 es un diagrama que muestra el flujo de un proceso de licuefacción en un sistema para la licuefacción de gas natural dado como una primera realización de la presente invención;
 la figura 2 es un diagrama que muestra el flujo de un proceso de licuefacción en un sistema convencional para la licuefacción de gas natural dado como un primer ejemplo de comparación;
 la figura 3 es un diagrama que muestra el flujo de un proceso de licuefacción en un sistema convencional para la licuefacción de gas natural dado como un segundo ejemplo a modo de comparación;
 la figura 4 es un diagrama que muestra el flujo de un proceso de licuefacción en un sistema para la licuefacción de gas natural dado como una primera modificación de la primera realización;
 65 la figura 5 es un diagrama que muestra el flujo de un proceso de licuefacción en un sistema para la licuefacción de

gas natural dado como una segunda modificación de la primera realización;

la figura 6 es un diagrama que muestra el flujo de un proceso de licuefacción en un sistema para la licuefacción de gas natural dado como una tercera modificación de la primera realización;

la figura 7 es un diagrama que muestra el flujo de un proceso de licuefacción en un sistema para la licuefacción de gas natural dado como una segunda realización de la presente invención;

la figura 8 es un diagrama que muestra el flujo de un proceso de licuefacción en un sistema para la licuefacción de gas natural dado como una tercera realización de la presente invención;

la figura 9 es un diagrama que muestra el flujo de un proceso de licuefacción en un sistema para la licuefacción de gas natural dado como una modificación de la tercera realización;

la figura 10 es un diagrama que muestra el flujo de un proceso de licuefacción en un sistema para la licuefacción de gas natural dado como una cuarta realización de la presente invención;

la figura 11 es un diagrama que muestra el flujo de un proceso de licuefacción en un sistema para la licuefacción de gas natural dado como una quinta realización de la presente invención; y

la figura 12 es un diagrama que muestra el flujo de un proceso de licuefacción en un sistema para la licuefacción de gas natural dado como una sexta realización de la presente invención.

Descripción de las una o más realizaciones preferentes

Las realizaciones preferentes de la presente invención se describen a continuación con referencia a los dibujos adjuntos.

(Primera realización)

La figura 1 es un diagrama que muestra el flujo de un proceso de licuefacción en un sistema para la licuefacción de gas natural dado como una primera realización de la presente invención. En la Tabla 1 que se mostrará a continuación, se enumeran los resultados de una simulación del proceso de licuefacción en el sistema de licuefacción de gas natural. Lo mismo ocurre de manera similar con las Tablas 2 a 12. La Tabla 1 muestra la temperatura, la presión, el caudal y la composición molar del gas natural que se va a licuar en cada uno de los diversos puntos del sistema de licuefacción de la primera realización. En la Tabla 1, las columnas (i) a (ix) muestran los valores en los puntos respectivos del sistema de licuefacción 1 indicados con los números romanos correspondientes (i) a (ix) en la figura 1.

Se utiliza gas natural que contiene aproximadamente de 80 a 98 mol% de metano como gas material o gas de materia prima. El gas material también contiene al menos hidrocarburos C5+ en al menos 0,1 mol% o BTX (benceno, tolueno, xileno) en al menos 1 ppm mol como contenido más pesado. El contenido del gas material distinto del metano se muestra en la columna (i) de la Tabla 1. La expresión "gas material", según se utiliza en esta memoria descriptiva, no tiene por qué estar en forma gaseosa, sino que también puede estar en forma líquida de acuerdo con varias etapas de licuefacción.

En este sistema de licuefacción 1, el gas material se suministra a una unidad de eliminación de agua 2 a través de una línea L1 y se libera de la humedad para evitar problemas debidos a la formación de hielo. El gas material suministrado a la unidad de eliminación de agua 2 tiene una temperatura de aproximadamente 20 grados Celsius, una presión de aproximadamente 5830 kPaA y un caudal de aproximadamente 720 000 kg/h. La unidad de eliminación de agua 2 puede constar de torres llenas de desecante (como un tamiz molecular) y puede reducir el contenido de agua del gas material a menos de 0,1 ppm mol. La unidad de eliminación de agua 2 puede consistir en cualquier otra unidad conocida que sea capaz de eliminar el agua del gas material por debajo de un nivel deseado.

Aunque en el presente documento se omite un análisis detallado, el sistema de licuefacción 1 puede emplear instalaciones adicionales conocidas para realizar las etapas preliminares del proceso que preceden a la etapa del proceso en la unidad de eliminación de agua 2, como una unidad de separación para eliminar el condensado de gas natural, una unidad de eliminación de gases ácidos para eliminar gases ácidos como el dióxido de carbono y el sulfuro de hidrógeno y una unidad de eliminación de mercurio para eliminar el mercurio. Normalmente, la unidad de eliminación de agua 2 recibe gas material del que se eliminan las impurezas utilizando dichas instalaciones. El gas material que se suministra a la unidad de eliminación de agua 2 se procesa previamente de modo que el contenido de dióxido de carbono (CO₂) es inferior a 50 ppm mol, el contenido de sulfuro de hidrógeno (H₂S) es inferior a 4 ppm mol, el contenido de azufre es inferior a 20 mg/Nm³ y el contenido de mercurio es inferior a 10 mg/Nm³.

La fuente del gas material no puede limitarse a ninguna fuente en particular, sino que se puede obtener, aunque no exclusivamente, del gas de esquisto, del gas de arena compacta y metano de carbón en un estado presurizado. El gas material se puede suministrar no solo desde la fuente, como un campo de gas, a través de tuberías, sino también desde tanques de almacenamiento.

El gas material del que se elimina el agua en la unidad de eliminación de agua 2 se envía a un primer expansor 3 a través de una línea L2. El primer expansor 3 consiste en una turbina para reducir la presión del gas natural que se le suministra y obtener potencia (o energía) de la expansión del gas natural en condiciones isentrópicas. Debido a la etapa de expansión (primera etapa de expansión) en el primer expansor 3, la presión y la temperatura del material se reducen. El primer expansor 3 está provisto de un eje común 5 a un primer compresor 4 (que se analizará más

adelante), de modo que la potencia generada por el primer expansor 3 pueda usarse para alimentar el primer compresor 4. Si la velocidad de rotación del primer expansor 3 es menor que la del primer compresor 4, se puede colocar un engranaje multiplicador adecuado entre el primer expansor 3 y el primer compresor 4. El primer expansor 3 reduce la temperatura y la presión del gas material a aproximadamente 8,3 grados Celsius, una presión de aproximadamente 4850 kPaA, respectivamente. Normalmente, la presión del gas material expulsado del primer expansor 3 se encuentra en el intervalo entre 3000 kPaA y 5500 kPaA (entre 30 barA y 55 barA) o, más preferentemente, en el intervalo entre 3500 kPaA y 5000 kPaA (entre 35 barA y 50 barA).

El gas material del primer expansor 3 se envía a un enfriador 11 a través de una línea L3. Se forma una unidad de enfriamiento (primera unidad de enfriamiento) conectando otro enfriador 12 al extremo aguas abajo del enfriador 11. El gas material se enfría intercambiando calor con refrigerantes (primera etapa de enfriamiento) en la primera unidad de enfriamiento 11, 12 en fases. La temperatura del gas material que ha sido enfriado por la primera unidad de enfriamiento 11, 12 se encuentra en el intervalo entre -20 y -50 grados Celsius o, más preferentemente, en el intervalo entre -25 y -35 grados Celsius. Si el gas material introducido en el sistema de licuefacción 1 es relativamente alto (superior a 100 barA, por ejemplo), la primera unidad de enfriamiento 11, 12 puede omitirse, ya que la temperatura del gas material en la salida del primer expansor 3 es relativamente baja (-30 grados Celsius, por ejemplo). La posibilidad de omitir la unidad de enfriamiento en el lado aguas arriba de la unidad de destilación 15 se aplica igualmente a las realizaciones ilustradas en las figuras 4 a 18 y 20, que se analizarán más adelante.

En la presente realización, se utiliza el sistema C3-MR (refrigerante mixto de propano (C3) preenfriado). El gas material se enfría previamente en la primera unidad de enfriamiento 11, 12 usando propano como refrigerante, y luego se sobreenfría a una temperatura extremadamente baja para la licuefacción del gas material en un ciclo de refrigeración usando refrigerantes mixtos, como se analizará a continuación. Los refrigerantes de propano (C3R) para presión media (MP) y baja presión (LP) se utilizan para enfriar el gas material en una pluralidad de fases (en dos fases en la realización ilustrada) en la primera unidad de enfriamiento 11, 12. Aunque no se muestra en los dibujos, la primera unidad de enfriamiento 11, 12 forma parte de un ciclo de refrigeración conocido como tal y que incluye compresores y condensadores para los refrigerantes de propano.

No es necesario que el sistema de licuefacción 1 esté basado en el sistema C3-MR, sino que puede utilizar un sistema en cascada en el que se forman una pluralidad de ciclos de refrigeración individuales mediante el uso de refrigerantes correspondientes (como metano, etano y propano) con diferentes puntos de ebullición, un sistema DMR (refrigerante de mezcla doble) que utiliza un medio mixto como una mezcla de etano y propano para un proceso de enfriamiento preliminar y un sistema MFC (sistema de cascada de fluido mixto) que utiliza diferentes refrigerantes mezclados por separado para los ciclos individuales de enfriamiento preliminar, licuefacción y superenfriamiento, entre otras posibilidades.

El gas material del enfriador 12 se envía a la unidad de destilación 15 a través de una línea L4. La presión del gas material en este punto debe estar por debajo de las presiones críticas de metano y componentes más pesados por medio de la expansión en el primer expansor 3 y otros procesos opcionales. La unidad de destilación 15 consiste esencialmente en una torre de destilación provista internamente de una pluralidad de estantes para eliminar los contenidos más pesados en el gas material (etapa de destilación). El líquido que consiste en el contenido más pesado se expulsa a través de una línea L5 conectada al extremo inferior de la torre de destilación de la unidad de destilación 15. El líquido que consiste en el contenido más pesado que se expulsa de la unidad de destilación 15 a través de la línea L5 tiene una temperatura de aproximadamente 177 grados Celsius y un caudal de aproximadamente 20 000 kg/h. La expresión "contenidos más pesados" se refiere a componentes tales como benceno que tienen puntos de congelación altos y componentes que tienen puntos de ebullición más bajos tales como hidrocarburos C5+. La línea L5 incluye una unidad de recirculación que incluye un hervidor 16 para calentar una parte del líquido expulsado del fondo de la torre de destilación de la unidad 15 de destilación intercambiando calor con vapor (o aceite) suministrado al hervidor 16 desde el exterior, y recirculando el líquido calentado de vuelta a la unidad de destilación 15.

La fracción superior de la unidad de destilación 15 que consiste en los componentes más ligeros del gas material consiste principalmente en metano que tiene un punto de ebullición bajo, y este gas material se introduce en la unidad de licuefacción 21 a través de la línea L6 para ser enfriado en los sistemas de tuberías 22a y 22b. El gas material enviado a la línea L5 tiene una temperatura de aproximadamente -45,6 grados Celsius y una presión de aproximadamente 4700 kPaA. El gas material liberado de los componentes más pesados en la unidad de destilación 15 contiene menos de 0,1 mol% de C5+ y menos de 1 ppm mol de BTX (benceno, tolueno y xileno). Al fluir a través de los sistemas de tuberías 22a y 22b, el gas material se enfría a aproximadamente -65,2 grados Celsius y luego se envía desde la unidad 21 de licuefacción hasta un primer recipiente de separación gas-líquido 23 a través de una línea L7.

Como se analizará más adelante, la unidad de licuefacción 21 consiste esencialmente en un intercambiador de calor principal en el sistema de licuefacción 1, y este intercambiador de calor consiste en un intercambiador de calor del tipo bobinado que incluye una carcasa y serpentines de tubos de transferencia de calor para conducir el gas material y el refrigerante. La unidad de licuefacción 21 define una región caliente Z1 situada en la parte inferior de la misma para recibir el refrigerante mixto y que tiene una temperatura (intervalo) más alta, una región intermedia Z2 situada en su

parte intermedia y que tiene una temperatura más baja que la región caliente Z1 y una región fría situada en la parte superior de la misma para expulsar el gas del material licuado y que tiene una temperatura más baja. En la primera realización, la región caliente Z1 consiste en una región caliente más alta Z1a en un lado de temperatura más alta y una región caliente más baja Z1b en un lado de temperatura más baja. Los sistemas de tuberías 22a y 22b, así como los sistemas de tuberías 42a, 51a, 42b y 51b a través de los cuales se conduce el refrigerante mixto, están formados por los haces de tubos provistos en la región caliente superior Z1a y la región caliente inferior Z1b, respectivamente. En la realización ilustrada, la temperatura de la región caliente superior Z1a es de aproximadamente -35 grados Celsius en el lado aguas arriba (lado de entrada) del gas material que se va a enfriar, y de aproximadamente -50 grados Celsius en el lado aguas abajo (lado de salida) del gas material. La temperatura de la región caliente inferior Z1b es de aproximadamente -50 grados Celsius en el lado aguas arriba del gas material y de aproximadamente -135 grados Celsius en el lado aguas abajo del gas material. La temperatura de la región intermedia Z2 es de aproximadamente -65 grados Celsius en el lado aguas arriba del gas material y aproximadamente de -135 grados Celsius en el lado aguas abajo del gas material. La temperatura de la región fría Z3 es de aproximadamente -135 grados Celsius en el lado aguas arriba del gas material y de aproximadamente -155 grados Celsius en el lado aguas abajo del gas material. Las temperaturas en el lado aguas arriba y aguas abajo de cada región no se limitan a los valores mencionados en el presente documento, y la temperatura en cada una de estas partes puede variar dentro de un intervalo prescrito (± 5 grados Celsius, por ejemplo).

El primer recipiente de separación gas-líquido 23 separa el componente de fase líquida (condensado) del gas material, y este líquido que consiste esencialmente en hidrocarburos se recircula de nuevo a la unidad de destilación 15 mediante una bomba de recirculación 24 provista en una línea L8. El componente en fase gaseosa del gas material obtenido en el primer recipiente de separación gas-líquido 23 y que consiste principalmente en metano se envía a un primer compresor 4 a través de una línea L9. El gas material pasa a través de la línea L8 a un caudal de aproximadamente 83 500 kg/h, y pasa a través de la línea L6 a un caudal de aproximadamente 780 000 kg/h. El primer recipiente de separación gas-líquido 23 también puede enfriarse usando un refrigerante mixto o un refrigerante de etileno.

El primer compresor 4 consiste en un compresor centrífugo de una fase que tiene álabes de turbina para comprimir el gas material, montados en un árbol 5 común al primer expansor 3. El gas material comprimido por el primer compresor 4 (primera etapa de compresión) se introduce en la unidad de licuefacción 21 a través de una línea L10. El gas material que sale por el primer compresor 4 a la línea L10 tiene una temperatura de aproximadamente -51 grados Celsius y una presión de aproximadamente 5500 kPaA. El gas material introducido en la unidad de licuefacción 21 es comprimido por el primer compresor 4 preferentemente a una presión que sobrepasa al menos 5171 kPaA.

Una línea L10 está conectada a un sistema de tuberías 30 ubicado en la región caliente Z1b de la unidad de licuefacción 21, y el extremo aguas arriba de este sistema de tuberías 30 está conectado a un sistema de tuberías 31 en la región intermedia Z2, y luego a un sistema de tuberías 32 colocado en la región fría Z3. Después de licuarse y superenfriarse fluyendo a través de los sistemas de tuberías 31 y 32, el gas natural se envía a un tanque de GNL con fines de almacenamiento que no se muestra en los dibujos a través de una válvula de expansión 33 provista en una línea L11. El gas material sometido a la etapa de licuefacción adquiere una temperatura de -162 grados Celsius y una presión de aproximadamente 120 kPaA en el extremo aguas abajo de la válvula de expansión 33.

El gas material que fluye a través de la unidad 21 de licuefacción se enfría mediante un ciclo de refrigeración que utiliza refrigerantes mixtos. En la realización ilustrada, cada uno de los refrigerantes mixtos puede contener nitrógeno además de una mezcla de hidrocarburos, incluido el metano, etano y propano, pero también pueden tener otras composiciones conocidas como tal siempre que se pueda lograr la capacidad de enfriamiento requerida.

En la unidad de licuefacción 21, un refrigerante mixto (MR) de alta presión (HP) se suministra a un separador de refrigerante 41 a través de una línea L12. El refrigerante mixto que constituye el componente de fase líquida en el separador de refrigerante 41 se introduce en la unidad de licuefacción 21 a través de una línea L13, y luego fluye hacia arriba en la unidad de licuefacción 21 a través de los sistemas de tuberías 42a y 42b colocados en las regiones calientes Z1a y Z1b, respectivamente, y el sistema de tuberías 43 colocado en la región intermedia Z2. El refrigerante mixto se expande luego en una válvula de expansión 44 provista en una línea L14, y se vaporiza parcialmente.

Después de pasar por la válvula de expansión 44, el refrigerante mixto se expulsa hacia abajo (para oponerse al flujo del gas material en la unidad de licuefacción 21) desde un cabezal de pulverización 45 dispuesto en una parte superior de la región intermedia Z2. El refrigerante mixto expulsado del cabezal de pulverización 45 fluye hacia abajo mientras intercambia calor con un haz de tubos intermedios formado por los sistemas de tuberías 31, 43 y 52 (el último sistema de tuberías se analizará a continuación) colocado en la región intermedia Z2, y un haz de tubos inferior formado por los sistemas de tuberías 22a, 22b, 30, 42a, 42b, 51a y 51b (los dos últimos sistemas de tuberías se analizarán más adelante) colocados en la región caliente Z1.

El refrigerante mixto que constituye la fase gaseosa del separador de refrigerante 41 se introduce en la unidad de licuefacción 21 a través de una línea L15, y luego fluye hacia arriba en la unidad de licuefacción 21 fluyendo a través de los sistemas de tuberías 51a y 51b colocados en las regiones calientes Z1a y Z1b, el sistema de tuberías 52 en la región intermedia Z2 y el sistema de tuberías 53 colocado en la región fría Z3. El refrigerante mixto se expande luego

en una válvula de expansión 54 provista en una línea L16, y se vaporiza parcialmente.

5 El refrigerante mixto que ha pasado a través de la válvula de expansión 54 ya está enfriado a una temperatura por debajo del punto de ebullición del metano (aproximadamente -167 grados Celsius en este caso), y es expulsado hacia abajo desde un cabezal de pulverización 55 ubicado en una parte superior de la región fría Z3 (o fluye en dirección opuesta al flujo del gas material en la unidad de licuefacción 21). El refrigerante mixto expulsado del cabezal de pulverización 55 fluye hacia abajo mientras intercambia calor con un haz de tubos superior formado por los sistemas de tuberías 32 y 53 colocados en la región fría Z3, y después de mezclarse con el refrigerante mixto expulsado del cabezal de pulverización 45 ubicado debajo, fluye hacia abajo mientras intercambia calor con el haz de tubos intermedio formado por los sistemas de tuberías 31, 43 y 52 colocados en la región intermedia Z2, y el haz de tubos inferior formado por los sistemas de tuberías 22a, 22b, 30, 42a, 42b, 51a y 51b colocados en la región caliente Z1.

10 El refrigerante mixto expulsado de los cabezales de pulverización 45 y 55 se expulsa finalmente a través de una línea L17 conectada al extremo inferior de la unidad de licuefacción 21 como gas refrigerante mixto (MP) de baja presión (LP). Las instalaciones para el refrigerante mixto proporcionadas en la unidad de licuefacción 21 (como el separador de refrigerante 41) forman parte de un ciclo de refrigeración conocido como tal para el refrigerante mixto, y el refrigerante mixto que sale a la línea L17 se recircula al refrigerante separador 41 a través de la línea L12 después de pasar por compresores y condensadores.

15 Tal y como se ha expuesto anteriormente, el gas material introducido en el sistema de licuefacción 1 se licua efectivamente después de ser procesado en la etapa de expansión, la etapa de enfriamiento, la etapa de destilación, la etapa de compresión y la etapa de licuefacción. Este sistema de licuefacción se puede aplicar, por ejemplo, a una planta de licuefacción de carga base para la producción de gas natural licuado (GNL) que consiste principalmente en metano a partir del gas material extraído de un campo de gas.

Tabla 1

N.º	(i)	(ii)	(iii)	(iv)	(v)	(vi)	(vii)	(viii)	(ix)
fracción de fase de vapor	1,00	1,00	1,00	0,00	0,93	0,00	1,00	1,00	0,00
temperatura [C]	2008	8,32	-42,58	177,19	-65,24	-65,24	-6524	-50,99	-161,55
presión [kPa]	5830,00	4850,00	4700,00	4705,00	4400,00	4400,00	4400,00	5483,00	120,00
caudal molar [kgmol/h]	42 000	42 000	45 020	313	45 020	3334	41 686	41 686	41 700
caudal másico [kg/h]	719 619	719 619	783 504	19 764	783 504	83 548	699 948	699 948	698 733
fracción molar									
nitrógeno	0,008199590			0,000033626					0,008260844
metano	0,949952502			0,043508871					0,956667221
etano	0,024998750			0,032339550					0,024931118
propano	0,009999500			0,143654595					0,009076200
butano	0,001999900			0,165149865					0,000793571
n-butano	0,001999900			0,232835468					0,000268518
i-pentano	0,000499975			0,066891831					0,000001710
n-pentano	0,000499975			0,067093928					0,000000817
n-hexano	0,000599970			0,080591893					0,000000000
benceno	0,000499975			0,067159786					0,000000000
tolueno	0,000099995			0,013432078					0,000000000
p-xileno	0,000049998			0,006716040					0,000000000
n-heptano	0,000499975			0,067160391					0,000000000
n-octano	0,000099995			0,013432079					0,000000000

(Ejemplos primero y segundo para comparación)

5 Las figuras 2 y 3 son diagramas que muestran los flujos del proceso de licuefacción en sistemas convencionales para la licuefacción de gas natural que se dan como primer y segundo ejemplo para realizar una comparación con la primera realización de la presente invención. En los sistemas de licuefacción convencionales 101 y 201 para gas natural, las partes correspondientes a las del sistema de licuefacción de la primera realización se indican con números similares. Las Tablas 2 y 3 muestran la temperatura, la presión, el caudal y las fracciones molares del gas material en los sistemas de licuefacción de los ejemplos primero y segundo para comparación, respectivamente. Cabe señalar que el sistema de licuefacción 201 del segundo ejemplo para comparación se basa en la técnica anterior descrita en el documento US 4.065.278.

15 Tal y como se muestra en la figura 2, el sistema de licuefacción 101 del primer ejemplo para comparación no está provisto del primer expansor 3 y el primer compresor 4 usados en el sistema de licuefacción 1 de la primera realización, y el gas material expulsado de la unidad de eliminación de agua 2 se envía a un enfriador 110 a través de la línea L101. Una unidad de enfriamiento se forma conectando un enfriador 11 y un enfriador 12 al extremo aguas abajo del enfriador 110 en una conexión en serie, de modo que el gas material se enfría secuencialmente intercambiando calor en los tres enfriadores 110, 11 y 12 que usan una alta presión (HP), un refrigerante de propano de presión media (MP) y de baja presión (LP), respectivamente. El gas material expulsado del enfriador 12 en el extremo aguas abajo tiene una temperatura de aproximadamente -34,5 grados Celsius y una presión de aproximadamente 5680 kPaA. A continuación, el gas material se despresuriza mediante una expansión en una válvula de expansión 113 en una línea L4, y luego se introduce en una unidad de destilación 15.

25 En el sistema de licuefacción 101, el gas material que forma un componente de fase gaseosa en el primer recipiente de separación gas-líquido 23 y que consiste esencialmente en metano se introduce en el sistema de tuberías 31 colocado en la región intermedia Z2 de la unidad de licuefacción 21 a través de una línea L102. El gas material que sale del primer recipiente 23 de separación gas-líquido a una línea L12 tiene una temperatura de aproximadamente -65,3 grados Celsius y una presión de aproximadamente 4400 kPaA.

Tabla 2

N.º	(i)	(ii)	(iii)	(iv)	(v)	(vi)	(vii)	(viii)
fracción de fase de vapor	1,00	0,99	1,00	0,00	0,93	0,00	1,00	0,00
temperatura [C]	20,08	-34,50	-42,58	176,73	-65,25	-65,25	-65,25	-161,56
presión [kPa]	5830,00	5680,00	4700,00	4705,00	4400,00	4400,00	4400,00	120,00
caudal molar [kgmol/h]	42 000	42 000	45 020	314	45 020	3334	41 686	41 700
caudal másico [kg/h]	719 619	719 619	783 488	19 624	783 454	83 495	699 951	696 348
fracción molar								
nitrógeno	0,008199590			0,000072318				0,008260784
metano	0,949952502			0,064051796				0,956622861
etano	0,024998750			0,031841875				0,024947225
propano	0,009999500			0,129428030				0,009100267
butano	0,0019999010			0,161816482				0,000796567
n-butano	0,001999900			0,231738008				0,000270095
i-pentano	0,000499975			0,066667173				0,000001771
n-pentano	0,000499975			0,066846201				0,000000423
n-hexano	0,000599970			0,080282498				0,000000003
benceno	0,000499975			0,066901980				0,000000003
tolueno	0,000099995			0,013380485				0,000000000
p-xileno	0,000049998			0,006690243				0,000000000
n-heptano	0,000499975			0,066902427				0,000000000
n-octano	0,000099995			0,013380486				0,000000000

5 Tal y como se muestra en la figura 3, el sistema de licuefacción 201 del segundo ejemplo para comparación es una mejora del sistema de licuefacción 101 del primer ejemplo para comparación, y está provisto de un primer expansor 3 y un primer compresor 4. Sin embargo, a diferencia del primer expansor 3 utilizado en el sistema de licuefacción 1 de la primera realización, el expansor 3 se coloca en el lado aguas abajo de la unidad de enfriamiento (que consta de los tres refrigeradores 110, 11 y 12 en este caso). En el sistema de licuefacción 201, el gas material expulsado del enfriador 12 se envía a un separador 213 para ser separado en componentes gaseosos y líquidos. El gas material que forma el componente de fase gaseosa en el separador 213 se envía al expansor 3 para expandirse en el mismo, y luego se envía a la unidad de destilación 15 a través de una línea L204. La parte del gas material que forma el componente líquido en el separador 213 se envía a una línea L205 provista de una válvula de expansión 214. El líquido que se ha expandido en la válvula de expansión 214 se envía luego a la unidad de destilación 15 a través de la línea L204 junto con el gas material del expansor 3.

10 El sistema de licuefacción 201 es similar al de la primera realización en lo que se refiere a la parte del mismo aguas abajo de la unidad de destilación 15, y el gas material que ha sido expulsado a la línea L10 por el compresor 4 tiene una temperatura de aproximadamente -54,7 grados Celsius y una presión de aproximadamente 5120 kPaA.

15

Tabla 3

N.º	(i)	(ii)	(iii)	(iv)	(v)	(vi)	(vii)	(viii)	(ix)
fracción de fase de vapor	1,00	1,00	1,00	0,00	0,94	0,00	1,00	1,00	0,00
temperatura [C]	20,08	-45,36	-44,83	208,13	-64,56	-64,56	-64,56	-54,74	-161,59
presión [kPa]	5830,00	4705,00	4700,00	4705,00	4400,00	4400,00	4400,00	5120,00	120,00
caudal molar [kg]	42 000	41 783	44 200	302	44 200	2500	41 700	41 700	41 700
caudal másico [kg/h]	719 619	709 009	764 342	19 107	764 342	63 861	700 471	700 471	694 674
fracción molar									
nitrógeno	0,008199590			0,000051871					0,008259333
metano	0,949952502			0,053398407					0,956509212
etano	0,024998750			0,032075932					0,024927984
propano	0,009999500			0,133750785					0,009066826
butano	0,001999900			0,153843084					0,000893180
n-butano	0,001999900			0,230805233					0,000340430
i-pentano	0,000499975			0,069219794					0,000002448
n-pentano	0,000499975			0,069480324					0,000000589
n-hexano	0,000599970			0,083472642					0,000000000
benceno	0,000499975			0,069560398					0,000000000
tolueno	0,000099995			0,013912204					0,000000000
p-xileno	0,000049998			0,006956102					0,000000000
n-heptano	0,000499975			0,069561020					0,000000000
n-octano	0,000099995			0,013912205					0,000000000

Como se puede apreciar comparando los ejemplos primero y segundo para comparación con la presente invención, el sistema de licuefacción 1 de acuerdo con la presente invención permite que se produzca una mayor potencia expandiendo gas material de mayor temperatura y mayor presión porque el primer expansor 3 está posicionado en el lado aguas arriba de la primera unidad de enfriamiento 11, 12, en comparación con el sistema de licuefacción 201 del segundo ejemplo que tiene el expansor 3 colocado en el lado aguas abajo de la unidad de enfriamiento 110, 11, 12. Como resultado, el primer compresor 4 se puede accionar con una potencia aumentada (o se puede aumentar la presión de salida del primer compresor 4) de modo que se pueda aumentar la presión del gas material introducido en la unidad de licuefacción 21, y la eficiencia del proceso de licuefacción en la unidad de licuefacción 21 se puede incrementar ventajosamente.

El sistema de licuefacción 1 de la realización ilustrada proporciona una ventaja adicional de reducir la capacidad de enfriamiento requerida de la unidad de enfriamiento (permitiendo así que se omita el enfriador 110 en el segundo ejemplo para comparación) porque la temperatura del gas material se reduce por la expansión del gas material en el primer expansor 3 debido al posicionamiento del primer expansor 3 en el lado aguas arriba de la primera unidad de enfriamiento 11, 12. En el sistema de licuefacción 1 de la realización ilustrada, el recipiente de separación gas-líquido (separador 213) para eliminar el condensado del gas material colocado entre la unidad de enfriamiento y el expansor 3 puede omitirse.

(Primera modificación de la primera realización)

La figura 4 es un diagrama que muestra el flujo de un proceso de licuefacción en un sistema para la licuefacción de gas natural dado como una primera modificación de la primera realización. En el sistema de licuefacción ilustrado en la figura 4, las partes correspondientes a las del sistema de licuefacción 1 de la primera realización se indican con números similares y se omiten en el siguiente análisis, excepto por las cuestiones que se tratarán a continuación.

En el sistema de licuefacción de la primera realización, se emplea un sistema de refrigeración en cascada que utiliza metano y etileno como refrigerantes. El intercambiador de calor principal está formado por un intercambiador de calor de metano 21a y un intercambiador de calor de etileno 21b, cada uno de los cuales consiste en un intercambiador de calor de tipo de placas y aletas, en lugar del intercambiador de calor bobinado (unidad de licuefacción 21) de la primera realización.

El intercambiador de calor de metano 21a define una región caliente que tiene una primera unidad de transferencia de calor 61 que recibe un refrigerante de metano de alta presión (HP) (C1R), una región intermedia que tiene una segunda unidad 62 de transferencia de calor que recibe un refrigerante de metano de presión media (MP) y una región fría que tiene una tercera unidad de transferencia de calor 63 que recibe un refrigerante de metano de baja presión (LP).

El intercambiador de calor de etileno 21b define una región caliente que tiene una cuarta unidad de transferencia de calor 64 que recibe un refrigerante de etileno (C2R) de alta presión (HP), una región intermedia que tiene una quinta unidad 65 de transferencia de calor que recibe un refrigerante de etileno de presión media (MP) y una región fría que tiene una sexta unidad 66 de transferencia de calor que recibe un refrigerante de etileno de baja presión (LP).

El gas material que se separa como fracción superior en la unidad de destilación 15 se introduce en la unidad de licuefacción 21 a través de la línea L6, y se enfría mediante una séptima unidad de transferencia de calor 22 colocada sobre la región caliente y la región intermedia en el intercambiador de calor de etileno 21b. El gas material comprimido por el primer compresor 4 se envía al intercambiador de calor de etileno 21b a través de la línea L10. El gas material que fluye por la línea L10 se introduce en una octava unidad de transferencia de calor 67 colocada sobre la región intermedia y la región fría del intercambiador de calor de etileno 21b en dos fases. El gas material expulsado del intercambiador de calor de etileno 21b se introduce en una novena unidad de transferencia de calor 68 que se extiende desde la región caliente hasta la región fría del intercambiador de calor de etano 21a para enfriarse en la región caliente, la región intermedia y la región fría en tres fases.

En el sistema de licuefacción 1 de la primera modificación de la primera realización de la presente invención, se puede obtener una ventaja en la facilidad de cambiar el punto de conexión de la línea L10 al intercambiador de calor principal (el punto de introducir el gas material en el intercambiador de calor de etileno 21b) debido al uso del intercambiador de calor de placas y aletas como intercambiador de calor principal. Por lo tanto, incluso cuando el nivel de temperatura del gas material que fluye a través de la línea L10 aumenta junto con la presión del mismo, cambiando el punto de introducción del gas material en el intercambiador de calor en función del nivel de temperatura del gas material (o haciendo que la temperatura del material se acerque a la temperatura en el punto de introducción en el intercambiador de calor), se puede reducir la carga térmica en el intercambiador de calor y se puede aumentar la eficiencia del proceso de licuefacción.

(Segunda modificación de la primera realización)

La figura 5 es un diagrama que muestra el flujo de un proceso de licuefacción en un sistema para la licuefacción de gas natural dado como una segunda modificación de la primera realización de la presente invención. La Tabla 4 muestra la temperatura, la presión, el caudal y la composición molar del gas natural que se va a licuar en cada uno de

5 los distintos puntos del sistema de licuefacción de la sexta modificación a modo de ejemplo. La Tabla 5 muestra la temperatura, la presión, el caudal y la composición del refrigerante en el ciclo de refrigeración del refrigerante mixto utilizado en el sistema de licuefacción a modo de ejemplo. En el sistema de licuefacción ilustrado en la figura 5, las partes correspondientes a las del sistema de licuefacción 1 de la primera realización (incluidas las modificaciones de la misma) se indican con números similares y se omiten en el siguiente análisis, excepto por los asuntos que se tratarán a continuación.

10 Tal y como se muestra en la figura 5, la línea L10 en este caso está conectada al sistema de tuberías 31 colocado en la región intermedia Z2 de la unidad de licuefacción 21. La figura 5 también muestra la estructura de un sistema de ciclo de refrigeración 70 que utiliza refrigerantes mixtos proporcionados en el sistema de licuefacción 1. El gas material en este caso consiste en gas natural (gas rico) que tiene niveles relativamente altos de contenidos más pesados (hidrocarburos más altos) como se muestra en la Tabla 4. Al ajustar adecuadamente la expansión del gas material en el primer expansor 3, la fracción superior de la unidad de destilación 15 tiene una presión relativamente baja (aproximadamente 3300 kPaA) en comparación con la primera realización. Como resultado, en comparación con el proceso de licuefacción del gas pobre como el que se analiza junto con la primera realización, el líquido de gas natural se puede recuperar con una eficiencia relativamente alta (aproximadamente el 89 % de propano y aproximadamente el 100 % de butano, por ejemplo) a través de la línea L5 conectada al extremo inferior de la unidad de destilación 15.

20 En el sistema de ciclo de refrigeración 70, el refrigerante mixto de una presión relativamente baja (aproximadamente 320 kPaA) expulsado de la unidad de licuefacción 21 a través de la línea L17 es comprimido (primera fase) por un primer compresor de refrigerante 17, enfriado por un primer interenfriador 27, comprimido (segunda fase) por un segundo compresor de refrigerante 18, enfriado por un segundo interenfriador 28, comprimido (tercera fase) por un tercer compresor de refrigerante 19 y enfriado por un tercer interenfriador 29. A continuación, el refrigerante mixto se enfría aún más mediante una serie de refrigeradores que incluyen refrigerantes primero a cuarto 34 a 37, y se introduce en un separador de refrigerante 41 a través de la línea L12. Los enfriadores de refrigerante primero a cuarto 34 a 37 enfrían el refrigerante mezclado por fases intercambiando calor con los refrigerantes de propano de presión superalta (HHP), alta presión (HP), media presión (MP) y baja presión (LP).

30 Tal y como se ha expuesto anteriormente, el sistema de ciclo de refrigeración 70 está provisto de instalaciones de preenfriamiento de propano (no mostradas en los dibujos) para enfriar el gas material antes de ser introducido en la unidad de licuefacción 21, y se usa un refrigerante de propano para este propósito. Un sistema de ciclo de refrigeración 70 de este tipo también se puede aplicar a las otras realizaciones (incluidas las modificaciones de las mismas).

Tabla 4

N.º	(i)	(ii)	(iii)	(iv)	(v)	(vi)	(vii)	(viii)	(ix)
fracción de fase de vapor	1,00	0,97	1,00	0,00	0,86	0,00	1,00	1,00	0,00
temperatura [C]	20,0	-15,2	-49,3	101,7	-71,6	-71,6	-71,6	-27,1	-159,0
presión [kPa]	7000	3470	3300	3310	3000	3000	3000	5752	120
caudal molar [kgmol/h]	42 000	42 000	45 704	2601	45 704	6306	39 399	39 399	39 399
caudal másico [kg/h]	803 679	803 679	822 638	134 105	822 638	153 064	669 574	669 574	669 574
fracción molar									
nitrógeno	0,001000	0,001000	0,000940	0,000000	0,000940	0,000152	0,001066	0,001066	0,001066
metano	0,877900	0,877900	0,880344	0,001278	0,880344	0,533997	0,935775	0,935775	0,935775
etano	0,060900	0,060900	0,098820	0,084051	0,098820	0,345301	0,059372	0,059372	0,059372
propano	0,033600	0,033600	0,019856	0,485204	0,019856	0,120269	0,003785	0,003785	0,003785
butano	0,006500	0,006500	0,000034	0,104921	0,000034	0,000231	0,000002	0,000002	0,000002
n-butano	0,011500	0,011500	0,000007	0,185684	0,000007	0,000051	0,000000	0,000000	0,000000
i-pentano	0,003400	0,003400	0,000000	0,054899	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
n-pentano	0,002100	0,002100	0,000000	0,033908	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
n-hexano	0,003100	0,003100	0,000000	0,050055	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
benceno	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
tolueno	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
p-xileno	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
n-lieptano	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
n-octano	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000

Tabla 5

N.º	(xi)	(xii)	(xiii)	(xiv)	(xv)	(xvi)	(xvii)	(xviii)
fracción de fase de vapor	0,29	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00
temperatura [C]	-34,5	-34,5	-34,5	-135,0	-139,5	-160,9	-167,0	-37,0
presión [kPa]	5950	5950	5950	5020	365	4570	375	320
caudal molar [kgmol/h]	64 912	18 845	46 067	46 067	46 067	18 845	18 845	64 912
caudal másico [kg/h]	1 688 828	400 927	1 287 901	1 287 901	1 287 901	400 927	400 927	1 688 828
fracción molar								
nitrógeno	0,095000	0,208834	0,048433					0,095000
metano	0,445000	0,625994	0,370959					0,445000
etano	0,290000	0,135564	0,353177					0,290000
propano	0,170000	0,029607	0,227432					0,170000
butano	0,000000	0,000000	0,000000					0,000000
n-butano	0,000000	0,000000	0,000000					0,000000
i-pentano	0,000000	0,000000	0,000000					0,000000
n-pentano	0,000000	0,000000	0,000000					0,000000
n-hexano	0,000000	0,000000	0,000000					0,000000
benceno	0,000000	0,000000	0,000000					0,000000
tolueno	0,000000	0,000000	0,000000					0,000000
p-xileno	0,000000	0,000000	0,000000					0,000000
n-heptano	0,000000	0,000000	0,000000					0,000000
n-octano	0,000000	0,000000	0,000000					0,000000

(Tercera modificación de la primera realización)

- 5 La figura 6 es un diagrama que muestra el flujo de un proceso de licuefacción en un sistema para la licuefacción de gas natural dado como una tercera modificación de la primera realización de la presente invención. La Tabla 6 muestra la temperatura, la presión, el caudal y la composición molar del gas natural que se va a licuar en cada uno de los diversos puntos del sistema de licuefacción de la séptima modificación a modo de ejemplo. En el sistema de licuefacción ilustrado en la figura 6, las partes correspondientes a las del sistema de licuefacción 1 de la primera
- 10 realización (incluidas las modificaciones de la misma) se indican con números similares y se omiten en el siguiente análisis, excepto por los asuntos que se tratarán a continuación.

En la tercera modificación, se usa gas rico como gas material de manera similar a como en la segunda modificación, y esta modificación es ventajosa cuando el gas material está compuesto de manera que su presión crítica es relativamente alta. En el sistema de licuefacción 1, un tercer enfriador 86 que usa un refrigerante de propano de baja presión (LP) (C3R) se proporciona en una línea L6 que conecta la unidad de destilación 15 al primer recipiente de separación de gas-líquido 23, y un segundo enfriador 85 que usa un refrigerante de propano de baja presión similar es proporcionado en una línea L10 que conecta el primer compresor 4 a la unidad 21 de licuefacción. De este modo, el gas material expulsado de la unidad de destilación 15 a la línea L6 es enfriado por el tercer enfriador 86 y se introduce en el primer recipiente de separación gas-líquido 23. Por lo tanto, en la tercera modificación, el gas material que se va a introducir en el primer recipiente 23 de separación gas-líquido no necesita ser enfriado por la unidad de licuefacción 21 (sistema de tuberías 22) a diferencia de las otras modificaciones, como la segunda modificación, de modo que la carga en el proceso de licuefacción de la unidad de licuefacción 21 se puede reducir.

25 El gas material que se expulsa del primer compresor 4 a la línea L10 es enfriado por el segundo enfriador 85 y luego se introduce en la unidad 21 de licuefacción. En este caso, el extremo de aguas abajo de la línea L10 está conectado al sistema de tuberías 30 que está colocado en la región caliente Z1 o la parte más caliente de la unidad de licuefacción 21. De este modo, en la séptima modificación, incluso cuando el nivel de temperatura del gas material sobrepasa un intervalo apropiado debido a la compresión del gas material, el enfriamiento en el segundo enfriador 85 puede acercar la temperatura del gas material al nivel de temperatura de la región caliente Z1 de la unidad de licuefacción 21, de

30

modo que la carga térmica (tensiones térmicas) en la unidad de licuefacción 21 pueda reducirse.

Tabla 6

N.º	(i)	(ii)	(iii)	(iv)	(v)	(vi)	(vii)	(viii)	(ix)
fracción de fase de vapor	1,00	1,00	1,00	0,00	0,96	0,00	1,00	1,00	0,00
temperatura [C]	20,0	10,3	-19,6	79,8	-19,6	-32,6	-32,6	-34,5	-160,9
presión [kPa]	8000	6830	6670	6680	6670	6600	6600	7601	120
caudal molar [kgmol/h]	42 000	42 000	41 945	1822	41 945	1767	40 178	40 178	40 178
caudal másico [kg/h]	807 998	807 998	775 992	83 599	775 992	51 592	724 400	724 400	724 400
fracción molar									
nitrógeno	0,007000	0,007000	0,007086	0,000025	0,007086	0,001845	0,007316	0,007316	0,007316
metano	0,871400	0,871400	0,886689	0,208770	0,886689	0,551125	0,901446	0,901446	0,901446
etano	0,060900	0,060900	0,060265	0,147847	0,060265	0,135468	0,056958	0,056958	0,056958
propano	0,033600	0,033600	0,030817	0,220181	0,030817	0,159919	0,025140	0,025140	0,025140
butano	0,006500	0,006500	0,005176	0,073071	0,005176	0,043703	0,003481	0,003481	0,003481
n-butano	0,011500	0,011500	0,008181	0,156499	0,008181	0,082213	0,004925	0,004925	0,004925
i-pentano	0,003400	0,003400	0,001290	0,066143	0,001290	0,018010	0,000555	0,000555	0,000555
n-pentano	0,002100	0,002100	0,000472	0,044574	0,000472	0,007251	0,000174	0,000174	0,000174
n-hexano	0,003100	0,003100	0,000021	0,071376	0,000021	0,000412	0,000004	0,000004	0,000004
benceno	0,000500	0,000500	0,000003	0,011515	0,000003	0,000054	0,000001	0,000001	0,000001
tolueno	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
p-xileno	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
n-heptano	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
n-octano	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000

5 (Segunda realización)

La figura 7 es un diagrama que muestra el flujo de un proceso de licuefacción en un sistema para la licuefacción de gas natural dado como una segunda realización de la presente invención. La Tabla 7 muestra la temperatura, la presión, el caudal y la composición molar del gas natural que se va a licuar en cada uno de los diversos puntos del sistema de licuefacción de la segunda realización a modo de ejemplo. En el sistema de licuefacción ilustrado en la figura 7, las partes correspondientes a las del sistema de licuefacción 1 de la primera realización se indican con números similares y se omiten en el siguiente análisis, excepto por las cuestiones que se tratarán a continuación.

El sistema de licuefacción 1 de la segunda realización incluye además un cuarto compresor 71 para el suministro de gas y un cuarto enfriador 72 en el extremo aguas arriba de la línea L1 para suministrar el gas material a la unidad de eliminación de agua 2. En este sistema de licuefacción 1, el gas material suministrado desde una línea L18 es comprimido por el cuarto compresor 71 para el suministro de gas, y enfriado por el cuarto enfriador 72 conectado al extremo aguas abajo del mismo antes de ser suministrado a la unidad de eliminación de agua 2.

En este sistema de licuefacción 1 de la segunda realización, incluso cuando la presión del gas material que se suministra al sistema de licuefacción 1 es relativamente baja, el gas material se puede comprimir a una presión deseada por el cuarto compresor 71 para el suministro de gas, de modo que el gas material que se suministra desde el primer compresor 4 a la unidad de licuefacción 21 se pueda mantener a un nivel de presión relativamente alto (aproximadamente 6800 kPaA en este caso). Este sistema de licuefacción 1 es particularmente adecuado para procesar gas material procedente de una fuente de presión relativamente baja, tal como gas de esquisto.

De igual manera, debido a que el sistema de licuefacción 1 de la segunda realización puede mantener la temperatura del gas material que se suministra desde el primer compresor 4 a la unidad de licuefacción 21 a un nivel relativamente alto, debido a la presencia del cuarto compresor 71 para el suministro de gas, la línea L10 puede estar conectada al

sistema de tuberías 30 colocado en una parte caliente o la región caliente Z1 de la unidad de licuefacción 21 (el punto de introducción del refrigerante mixto tiene sustancialmente el mismo nivel de temperatura que el gas material que se introduce en la licuefacción unidad 21). Después de esto, se hace que el gas material fluya desde el sistema de tuberías 30 al sistema de tuberías 31 situado en la región intermedia Z2 y de allí al sistema de tuberías 32 situado en la región fría Z3 para licuarse y superenfriarse.

De este modo, en el sistema de licuefacción 1 de la segunda realización, incluso cuando la temperatura del gas material que se introduce en la unidad de licuefacción 21 debe aumentar, debido a que el gas material se introduce en la región caliente Z1 (lado de alta temperatura) de la unidad de licuefacción 21 que tiene un nivel de temperatura similar, la carga térmica (tensiones térmicas) en la unidad de licuefacción 21 puede reducirse y la eficiencia del proceso de licuefacción puede aumentarse. El sistema de licuefacción 1 se puede configurar de manera que el gas material se introduzca en la región caliente Z1 de la unidad de licuefacción 21, sin tener en cuenta la presencia del cuarto compresor 71 para el suministro de gas, dependiendo del nivel de presión del gas material. Si la presión del gas material es tan alta que la temperatura del gas material es más alta que la región caliente Z1 (lado de alta temperatura) de la unidad de licuefacción 21, la carga en la unidad 21 de licuefacción se puede reducir proporcionando el segundo enfriador 85 de manera similar a la realización ilustrada en la Figura 6.

Tabla 7

N.º	(i)	(ii)	(iii)	(iv)	(v)	(vi)	(vii)	(viii)	(ix)
fracción de fase de vapor	1,00	0,99926814	0,99999155	0,00	0,926255	0,00	1,00	1,00	0,00
temperatura [C]	20,14	-4,64	-42,58	175,78	-65,19	-65,19	-65,19	-38,31	-161,55
presión [kPa]	7180,00	4850,00	4700,00	4705,00	4400,00	4400,00	4400,00	6799,08	120,00
caudal molar [kgmol/h]	42 000	42 000	45 020	312,584899	45 020	3320	41 700	41 700	41 700
caudal másico [kg/h]	719 619	719 619	783 495	19 781	783 495	83 262	700 225	698 733	698 733
fracción molar									
nitrógeno	0,008199590			0,000031631					0,008252582
metano	0,949952502			0,041864778					0,956625333
etano	0,024998750			0,032036256					0,024955530
propano	0,009999500			0,144339655					0,009098899
butano	0,001999900			0,165884716					0,000795603
n-butano	0,001999900			0,233258825					0,000269470
i-pentano	0,000499975			0,066912683					0,000001763
n-pentano	0,000499975			0,067112604					0,000000820
n-hexano	0,000599970			0,080613490					0,000000000
benceno	0,000499975			0,067177784					0,000000000
tolueno	0,000099995			0,013435677					0,000000000
p-xileno	0,000049998			0,006717839					0,000000000
n-heptano	0,000499975			0,067178385					0,000000000
n-octano	0,000099995			0,013435678					0,000000000

20 (Tercera realización)

La figura 8 es un diagrama que muestra el flujo de un proceso de licuefacción en un sistema para la licuefacción de gas natural dado como una tercera realización de la presente invención. La Tabla 8 muestra la temperatura, la presión, el caudal y la composición molar del gas natural que se va a licuar en cada uno de los diversos puntos del sistema de licuefacción de la tercera realización a modo de ejemplo. En el sistema de licuefacción ilustrado en la figura 8, las partes correspondientes a las de los sistemas de licuefacción 1 de las realizaciones primera y segunda se indican con números similares y se omiten en el siguiente análisis, excepto por las cuestiones que se tratarán a continuación.

25

- El sistema de licuefacción 1 de la tercera realización incluye además un segundo compresor 75 para compresión adicional conectado al extremo aguas abajo del primer compresor 4, de modo que el gas material que ha sido comprimido por el primer compresor 4 se reenvía al segundo compresor 75 a través de una línea L10a y, después de comprimirse aún más (hasta aproximadamente 7000 kPaA en este caso) en el segundo compresor 75, se introduce en la unidad de licuefacción 21 a través de una línea L10b. La estructura interna de la unidad de licuefacción 21 es similar a la de la segunda realización, y la línea L10b está conectada a un sistema de tuberías 30 colocado en la región Z1 caliente de la unidad de licuefacción 21.
- 5
- 10 En el sistema de licuefacción 1 de la tercera realización, debido a que el segundo compresor 75 se agrega al extremo aguas abajo del primer compresor 4, la presión del gas material que se envía desde el segundo compresor 75 a la unidad de licuefacción 21 a través de la línea L10b se puede aumentar aún más (hasta 7000 a 10 000 kPaA, por ejemplo) para que la eficacia del proceso de licuefacción se pueda incrementar aún más.

Tabla 8

N.º	(i)	(ii)	(iii)	(iv)	(v)	(vi)	(vii)	(viii)	(ix)
fracción de fase de vapor	1,00	1,00	0,99998949	0,00	0,925944	0,00	1,00	1,00	0,00
temperatura [C]	20,08	8,32	42,58	177,19	-6524	-6524	-65,24	-34,55	-161,55
presión [kPa]	5830,00	4850,00	4700,00	4705,00	4400,00	4400,00	4400,00	7000,00	120,00
caudal molar [kgmol/h]	42 000	42 000	45 020	312,6666486	45 020	3334	41 686	41 686	41 700
caudal másico [kg/h]	719 619	719 619	783 504	19 764	783 504	83 548	699 948	699 948	698 733
fracción molar									
nitrógeno	0,008199590			0,000033626					0,008260844
metano	0,949952502			0,043508871					0,956667221
etano	0,024998750			0,032339550					0,024931118
propano	0,009999500			0,143654595					0,009076200
butano	0,001999900			0,165149865					0,000793571
n-butano	0,001999900			0,232835468					0,000268518
i-pentano	0,000499975			0,066891831					0,000001710
n-pentano	0,000499975			0,067093928					0,000000817
n-hexano	0,000599970			0,080591893					0,000000000
benceno	0,000499975			0,067159796					0,000000000
tolueno	0,000099995			0,013432078					0,000000000
p-xileno	0,000049998			0,006716040					0,000000000
n-heptano	0,000499975			0,067160391					0,000000000
n-octano	0,000099995			0,013432079					0,000000000

(Modificación de la tercera realización)

5 La figura 9 es un diagrama que muestra el flujo de un proceso de licuefacción en un sistema para la licuefacción de gas natural dado como una modificación de la tercera realización de la presente invención. En el sistema de licuefacción ilustrado en la figura 9, las partes correspondientes a las del sistema de licuefacción 1 de la primera a la tercera realizaciones se indican con números similares y se omiten en el siguiente análisis excepto por los asuntos que se tratarán a continuación.

10 En el sistema de licuefacción de esta modificación, el segundo compresor 75 es accionado por un motor eléctrico (primer motor eléctrico) 81 y la velocidad del motor eléctrico 81 es controlada por un controlador 82 diseñado para un accionamiento de frecuencia variable. El motor eléctrico 81 recibe un suministro externo de potencia eléctrica. La velocidad del motor eléctrico 81 (o el funcionamiento del segundo compresor 75) se controla de acuerdo con el valor de presión detectado por un manómetro 83 provisto en la línea L10b de modo que la presión del gas material que se introduce en la unidad de licuefacción 21 se mantenga en un valor fijo (o dentro de un intervalo fijo). Como resultado, la presión del gas material que se introduce en la unidad de licuefacción 21 puede aumentarse mediante el segundo compresor 75 de manera estable de modo que la temperatura del gas material también se mantenga dentro de un intervalo apropiado, y el proceso de licuefacción en la unidad de licuefacción 21 se puede llevar a cabo de manera eficiente y estable.

20 (Cuarta realización)

25 La figura 10 es un diagrama que muestra el flujo de un proceso de licuefacción en un sistema para la licuefacción de gas natural dado como una cuarta realización de la presente invención. La Tabla 9 muestra la temperatura, la presión, el caudal y la composición molar del gas natural que se va a licuar en cada uno de los diversos puntos del sistema de licuefacción de la cuarta realización a modo de ejemplo. En el sistema de licuefacción ilustrado en la figura 10, las partes correspondientes a las del sistema de licuefacción 1 de la primera a la tercera realización se indican con los mismos números y se omiten en el siguiente análisis, excepto por los asuntos que se tratarán a continuación.

30 El sistema de licuefacción 1 de la cuarta realización incluye además un segundo enfriador 85 que usa un refrigerante de propano de baja presión (LP) (C3R) provisto en el extremo aguas abajo del segundo compresor 75 de la tercera realización mostrada en la figura 8. El gas material que se expulsa del primer compresor 4 a la línea L10a es comprimido por el segundo compresor 75, enviado al segundo enfriador 85 para ser enfriado por el mismo, e introducido en la unidad de licuefacción 21 a través de una línea L10c. La estructura interna de la unidad de licuefacción 21 es similar a la de la tercera realización, y la línea L10c está conectada a un sistema de tuberías 30 colocado en la región caliente Z1 de la unidad de licuefacción 21.

35 En el sistema de licuefacción 1 de la cuarta realización, debido a la compresión del gas material por el segundo compresor 75, incluso cuando la temperatura del gas material debe sobrepasar un intervalo apropiado, enfriando el gas material en el segundo enfriador 85 proporcionado aguas abajo del segundo compresor 75 usando un refrigerante de propano de baja presión, la temperatura del gas material se puede acercar al nivel de temperatura de la región caliente Z1 de la unidad de licuefacción 21, de modo que la carga térmica en la unidad de licuefacción 21 pueda reducirse y la eficiencia del proceso de licuefacción se pueda incrementar. Si el segundo enfriador 85 (que usa un refrigerante de propano que demuestra una capacidad de enfriamiento más alta que el agua o el aire) se usa para enfriar el gas material en la operación de reciclado en el momento de la puesta en marcha del primer compresor 4, se puede lograr un rendimiento de enfriamiento mejorado (por debajo de 0 grados Celsius).

Tabla 9

N.º	(i)	(ii)	(iii)	(iv)	(v)	(vi)	(vii)	(viii)	(ix)
fracción de fase de vapor	1,00	1,00	0,99998949	0,00	0,925944	0,00	1,00	1,00	0,00
temperatura [C]	20,08	8,32	-42,58	177,19	-6524	-65,24	-65,24	-34,50	-161,55
presión [kPa]	5830,00	4850,00	4700,00	4705,00	4400,00	4400,00	4400,00	8000,00	120,00
caudal molar [kgmol/h]	42 000	42 000	45 020	312,6696486	45 020	3334	41 686	41 686	41 700
caudal másico [kg/h]	719 619	719 619	783 504	19 764	783 504	83 548	699 948	699 948	698 733
fracción molar									
nitrógeno	0,008199590			0,000033626					0,008260844
metano	0,949952502			0,043508871					0,956667221
etano	0,024998750			0,032339550					0,024931118
propano	0,009999500			0,143654595					0,009076200
butano	0,001999900			0,165149565					0,000793571
n-butano	0,001999900			0,232835468					0,000268518
i-pentano	0,000499975			0,066891831					0,000001710
n-pentano	0,000499975			0,067093928					0,000000817
n-hexano	0,000599970			0,080591893					0,000000000
benceno	0,000499975			0,067159786					0,000000000
tolueno	0,000099995			0,013432078					0,000000000
p-xileno	0,000049998			0,006716040					0,000000000
n-heptano	0,000499975			0,067160391					0,000000000
n-octano	0,000099995			0,013432079					0,000000000

La Tabla 10 compara los requisitos de potencia de los diversos compresores en las realizaciones primera a cuarta, y los ejemplos primero y segundo para comparación. Tal y como se muestra en la Tabla 10, los requisitos de potencia total y las potencias específicas de las realizaciones primera a cuarta son menores que los de los ejemplos primero y segundo para comparación (técnica anterior).

5

Tabla 10

	Ejemplo 1 para comparación	Ejemplo 2 para comparación	1. ^a realización	2. ^a realización	3. ^a realización	4. ^a realización
1. ^{er} compresor [kW]		2493	3616	7267	3616	3616
2. ^o compresor [kW]					4402	7099
4. ^o compresor [kW]				7561		
Compresor de refrigerante mixto [kW]	161 680	155 260	153 620	150 350	148 940	143 590
Compresor de propano [kW]	76 651	74 827	72 247	68 689	70 756	72 769
Total [kW]	238 331	233 057	225 867	226 600	224 098	223 458
GNL [t/h]	698,8	694,7	698,8	698,8	698,8	698,8
Potencia específica [kW/t]	341	335	323	324	321	320

(Quinta realización)

- 10 La figura 11 es un diagrama que muestra el flujo de un proceso de licuefacción en un sistema para la licuefacción de gas natural dado como una quinta realización de la presente invención. En el sistema de licuefacción ilustrado en la figura 11, las partes correspondientes a las del sistema de licuefacción 1 de la primera a la cuarta realización se indican con números similares y se omiten en el siguiente análisis, excepto por los asuntos que se tratarán a continuación.
- 15 En el sistema de licuefacción 1 de la quinta realización, dos expansores (primer expansor 3a y segundo expansor 3b) están conectados al extremo aguas abajo de la unidad 2 de eliminación de agua en paralelo entre sí. En la quinta realización, el primer expansor 3a y el segundo expansor 3b están conectados a un par de compresores (primer compresor 4a y tercer compresor 4b), respectivamente, a través de árboles comunes 5a, 5b en cada caso.
- 20 Tal y como se muestra en la figura 11, el gas material expulsado de la unidad de eliminación de agua 2 se envía a los expansores primero y segundo 3a y 3b a través de las líneas respectivas L2a y L2b. El gas material expulsado de los expansores primero y segundo 3a y 3b se envía al enfriador 12 a través de las líneas L3a, L3b y L3. En este caso, debido a que se puede reducir la capacidad de refrigeración requerida de la unidad de enfriamiento, solo se proporciona un enfriador 12 que utiliza un refrigerante de propano (C3R) de baja presión (LP).
- 25 El gas material separado como fracción superior de la unidad de destilación 15 se envía al tercer compresor 4b a través de una línea L19 para ser comprimido. A continuación, el gas material se envía desde el tercer compresor 4b a un sistema de tuberías 22 situado en la región caliente Z1 para ser enfriado en el mismo a través de la línea L20, y luego se introduce en el primer recipiente de separación de gas-líquido 23 a través de una línea L21.
- 30 El primer recipiente de separación de gas-líquido 23 separa el componente de fase líquida (condensado) del gas material, y el componente de fase líquida que está formado por hidrocarburos en forma líquida se recircula a la unidad de destilación 15 a través de una válvula de expansión 89 provista en una línea L22. Entre tanto, el gas material que forma el componente de fase gaseosa separado en el primer recipiente de separación gas-líquido 23 se envía al primer compresor 4a a través de una línea L24 para ser comprimido, y el gas material expulsado del primer compresor 4a se introduce en un sistema de tuberías 30 colocado en la región caliente Z1 de la unidad de licuefacción 21 a través de una línea L25.
- 35

De acuerdo con la disposición de la quinta realización, al utilizar un par de expansores 3a y 3b y un par de compresores 4a y 4b, incluso cuando el gas material suministrado al sistema de licuefacción 1 tiene una presión relativamente alta y una presión crítica baja, el gas material se puede comprimir de una manera apropiada (sin hacer que el gas material que se introduce en la unidad de destilación 15 se comprima más allá de la presión crítica) utilizando una pluralidad de compresores 4a y 4b.

(Sexta realización)

La figura 12 es un diagrama que muestra el flujo de un proceso de licuefacción en un sistema para la licuefacción de gas natural dado como una sexta realización de la presente invención. En el sistema de licuefacción ilustrado en la figura 12, las partes correspondientes a las del sistema de licuefacción 1 de las realizaciones primera a quinta se indican con números similares y se omiten del siguiente análisis excepto por los asuntos que se tratarán a continuación.

El sistema de licuefacción 1 de la sexta realización es similar al de la quinta realización, pero difiere del mismo en que los dos primeros expansores 3a y 3b están conectados en serie, y un separador 91 está colocado entre los dos primeros expansores 3a y 3b.

Tal y como se muestra en la figura 12, el gas material expulsado de la unidad de eliminación de agua 2 se envía al primer expansor 3a a través de una línea L2 para expandirse en el mismo, y se introduce en el separador 91 a través de una línea L3. El gas material que se separa como componente de fase gaseosa en el separador 91 se envía al segundo expansor 3b a través de una línea L26 para expandirse en el mismo, y se envía a un enfriador 12 a través de una línea L27. Entre tanto, el componente en fase líquida (condensado) del gas material se envía al enfriador 12 a través de una válvula de expansión 92 provista en una línea L28.

De acuerdo con la sexta realización, de manera similar a la quinta realización analizada anteriormente, incluso cuando el gas material suministrado al sistema de licuefacción tiene una presión relativamente alta y una presión crítica baja, el gas material se puede comprimir de una manera apropiada usando una pluralidad de compresores 4a y 4b.

La presente invención se ha descrito en términos de realizaciones específicas, pero estas realizaciones son solo ejemplos y no limitan la presente invención de ninguna manera. Los diversos componentes de los sistemas de licuefacción y los métodos de licuefacción para la licuefacción del gas natural de acuerdo con la presente invención no son necesariamente del todo indispensables, sino que pueden sustituirse y omitirse de forma adecuada sin apartarse del alcance de la presente invención.

35 GLOSARIO

1	sistema de licuefacción
2	unidad de eliminación de agua
3, 3a	primer expansor
3b	segundo expansor
4, 4a	primer compresor
4b	tercer compresor
5	árbol
10, 11, 12	primer enfriador
15	unidad de destilación
21	unidad de licuefacción
23	primer recipiente de separación gas-líquido
33	válvula de expansión
41	separador de refrigerante
44	válvula de expansión
45	cabezal de pulverización
54	válvula de expansión
55	cabezal de pulverización
71	cuarto compresor
72	cuarto enfriador
75	segundo compresor
81	motor eléctrico (primer motor eléctrico)
82	controlador
83	manómetro
84	motor eléctrico (segundo motor eléctrico)
85	segundo enfriador
86	tercer enfriador
87	generador eléctrico
89	válvula de expansión
91	separador
92	válvula de expansión

Z1	región caliente
Z2	región intermedia
Z3	región fría

REIVINDICACIONES

1. Un sistema (1) para la licuefacción de gas natural que enfría el gas natural para producir gas natural licuado, que comprende:
- 5 una unidad de eliminación de agua (2) para eliminar el agua del gas material que se suministra como gas natural a presión;
un primer expansor (3) para expandir el gas material del que se elimina el agua en la unidad de eliminación de agua y para generar potencia expandiendo el gas material;
10 una primera unidad de enfriamiento (11, 12) para enfriar, usando un refrigerante de propano, el gas material despresurizado por expansión en el primer expansor;
una unidad de destilación (15) para reducir o eliminar un componente pesado en el gas material destilando el gas material enfriado por la primera unidad de enfriamiento;
15 un primer recipiente de separación gas-líquido (23) para recibir una fracción superior de la unidad de destilación y para separar la fracción superior en un componente de fase gaseosa y un componente de fase líquida, recirculando el primer recipiente de separación gas-líquido el componente de fase líquida de la fracción superior a la unidad de destilación;
un primer compresor (4) para comprimir el componente de fase gaseosa de la fracción superior usando la potencia generada en el primer expansor; y
20 una unidad de licuefacción (21) para licuar el gas material comprimido por el primer compresor mediante el intercambio de calor con un refrigerante para producir gas material licuado como gas natural licuado.
2. El sistema para la licuefacción de gas natural de acuerdo con la reivindicación 1, que comprende, además, una segunda unidad de enfriamiento (85) colocada entre el primer compresor y la unidad de licuefacción para enfriar el gas material comprimido por el primer compresor.
3. El sistema para la licuefacción de gas natural de acuerdo con la reivindicación 1 o 2, en donde la unidad de licuefacción comprende un intercambiador de calor bobinado, y el gas material expulsado del primer compresor se introduce en una región caliente (Z1) del intercambiador de calor enrollado en bobina ubicado en un lado caliente del intercambiador de calor bobinado.
4. El sistema para la licuefacción de gas natural de acuerdo con la reivindicación 1, que comprende, además, un segundo compresor (75) colocado entre el primer compresor y la unidad de licuefacción para comprimir el gas material expulsado del primer compresor.
5. El sistema para la licuefacción de gas natural de acuerdo con la reivindicación 4, que comprende, además, una segunda unidad de enfriamiento (85) colocada entre el segundo compresor y la unidad de licuefacción para enfriar el gas material.
6. El sistema para la licuefacción de gas natural de acuerdo con la reivindicación 1, que comprende, además, un segundo expansor (3b) colocado entre el primer expansor (3a) y la unidad de destilación para generar potencia expandiendo el gas del material, y un tercer compresor (4b) colocado entre la unidad de destilación y el primer compresor (4a) para comprimir el gas material destilado por la unidad de destilación utilizando la potencia generada por el segundo expansor.
7. El sistema para la licuefacción de gas natural de acuerdo con la reivindicación 1, en donde el gas material comprimido por el primer expansor tiene una presión superior a 5171 kPaA.
8. El sistema para la licuefacción de gas natural de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 7, que comprende, además, una tercera unidad de enfriamiento (86) colocada entre la unidad de destilación y el primer recipiente de separación gas-líquido para enfriar la fracción superior de la unidad de destilación.
9. Un método para la licuefacción de gas natural mediante el enfriamiento del gas natural para producir gas natural licuado, que comprende:
- 55 una etapa de eliminación de agua para eliminar el agua del gas material que se suministra como gas natural a presión;
una primera etapa de expansión para expandir el gas material del que se elimina el agua en la etapa de eliminación de agua y para generar potencia expandiendo el gas material;
60 una primera etapa de enfriamiento para enfriar, usando un refrigerante de propano, el gas material despresurizado por expansión en la primera etapa de expansión;
una etapa de destilación para reducir o eliminar un componente pesado en el gas material destilando el gas material enfriado en la primera etapa de enfriamiento;
65 una primera etapa de separación gas-líquido para recibir una fracción superior de la etapa de destilación y para separar la fracción superior en un componente de fase gaseosa y un componente de fase líquida, recirculando la primera etapa de separación gas-líquido el componente de fase líquida de la fracción superior a la etapa de

destilación;

una primera etapa de compresión para comprimir el componente en fase gaseosa de la fracción superior separada en la primera etapa de separación gas-líquido usando la potencia generada en la primera etapa de expansión; y

una etapa de licuefacción para licuar el gas material comprimido en la primera etapa de expansión intercambiando calor con un refrigerante para producir gas material licuado como gas natural licuado.

5

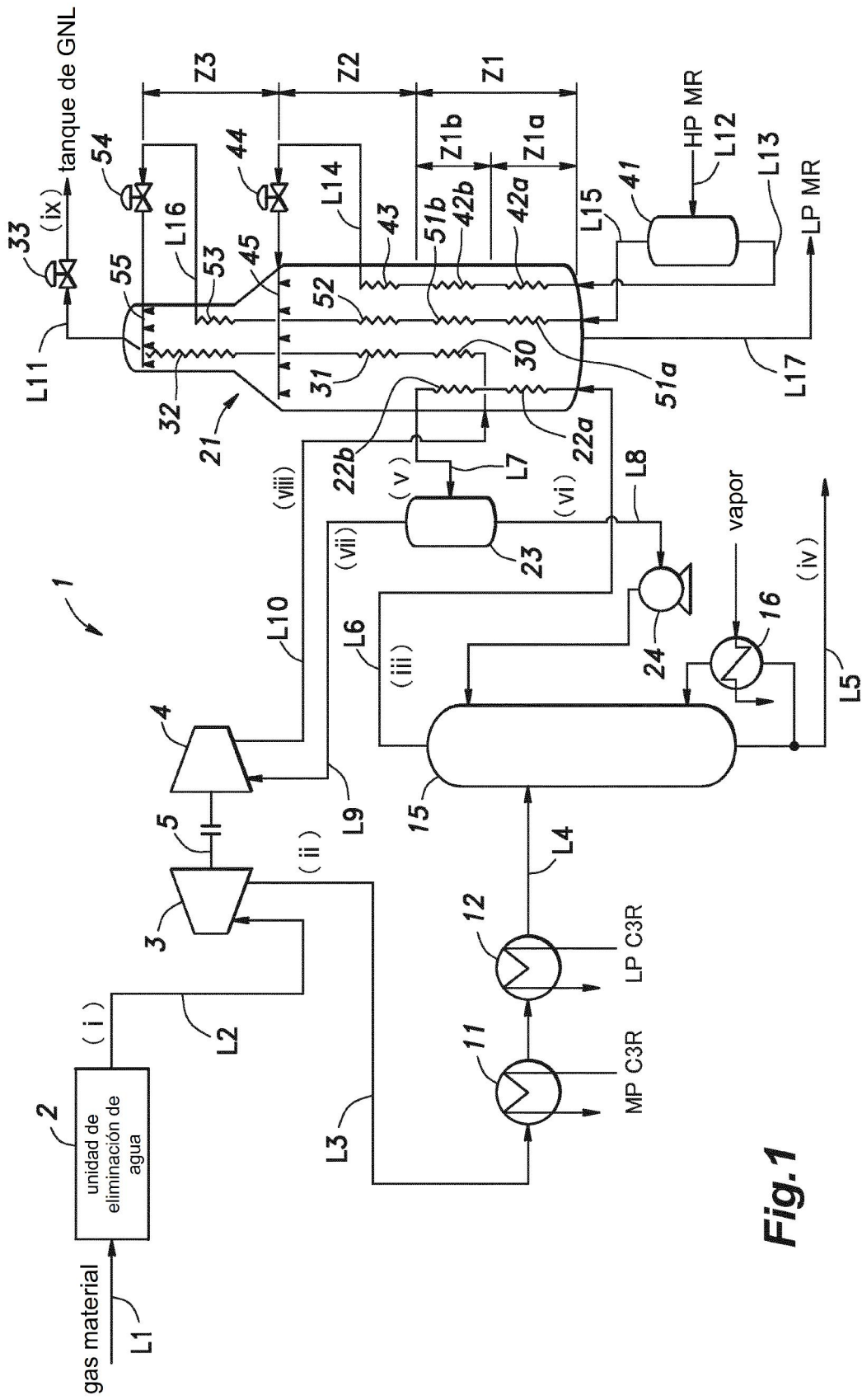


Fig.1

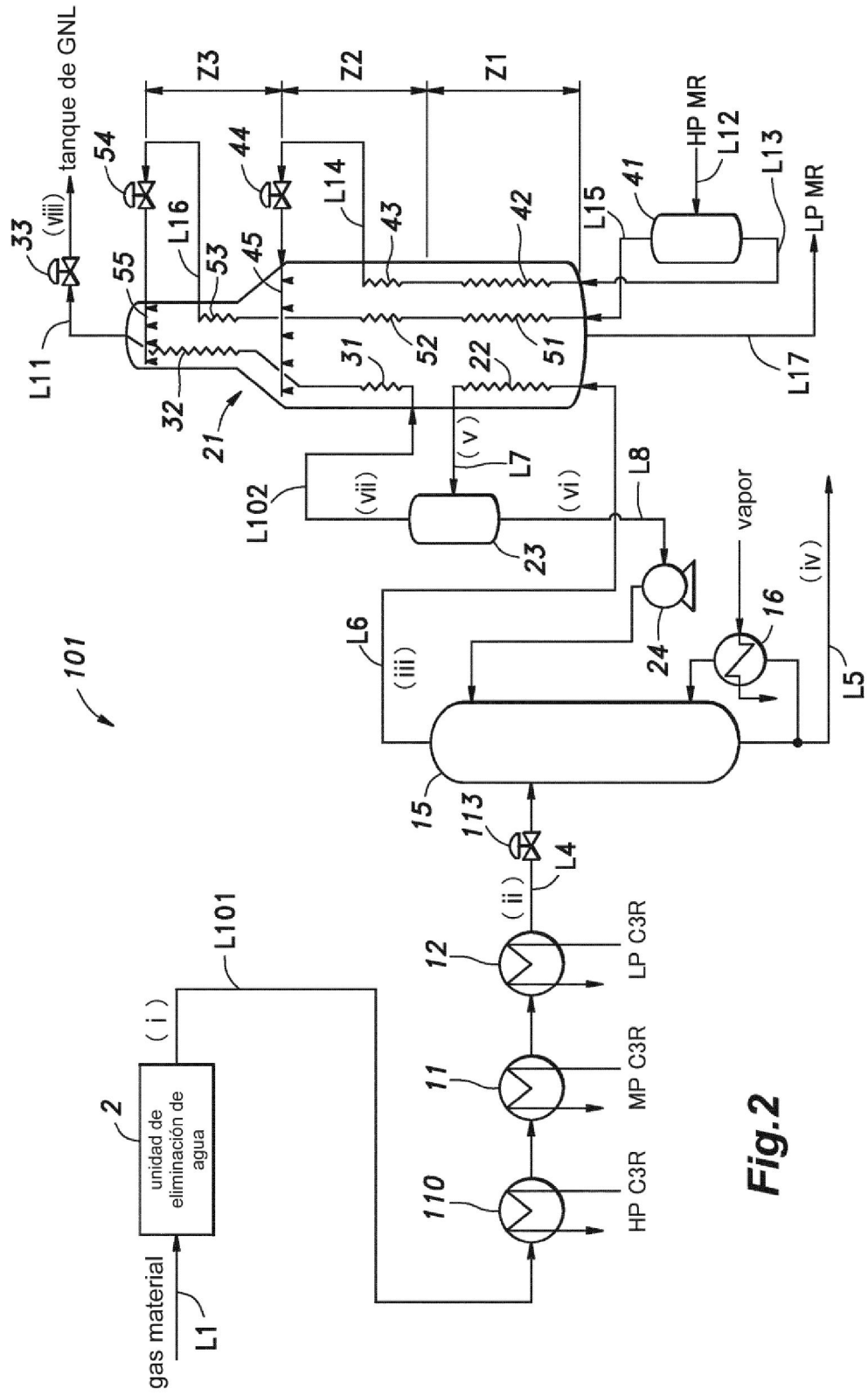


Fig.2

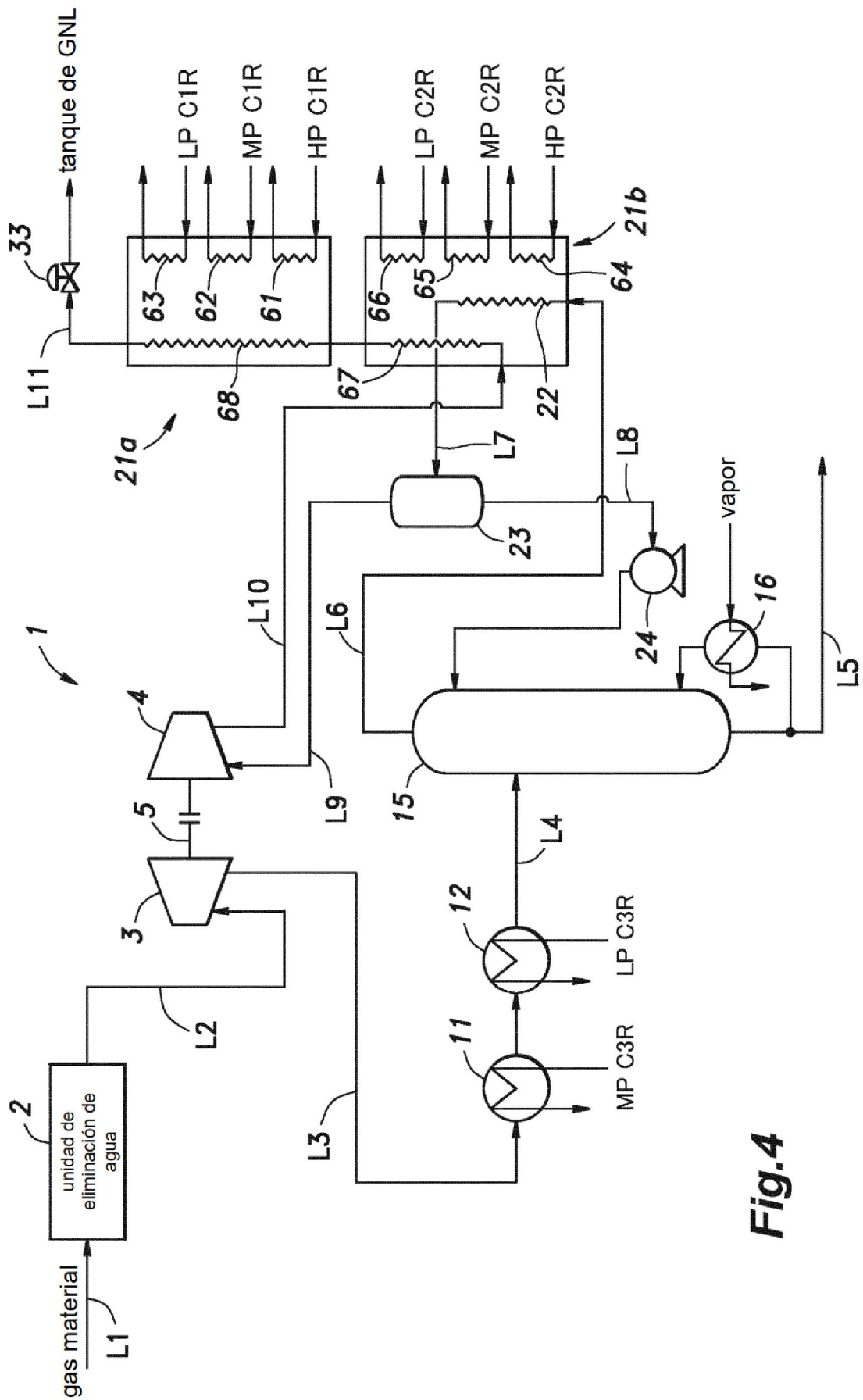


Fig.4

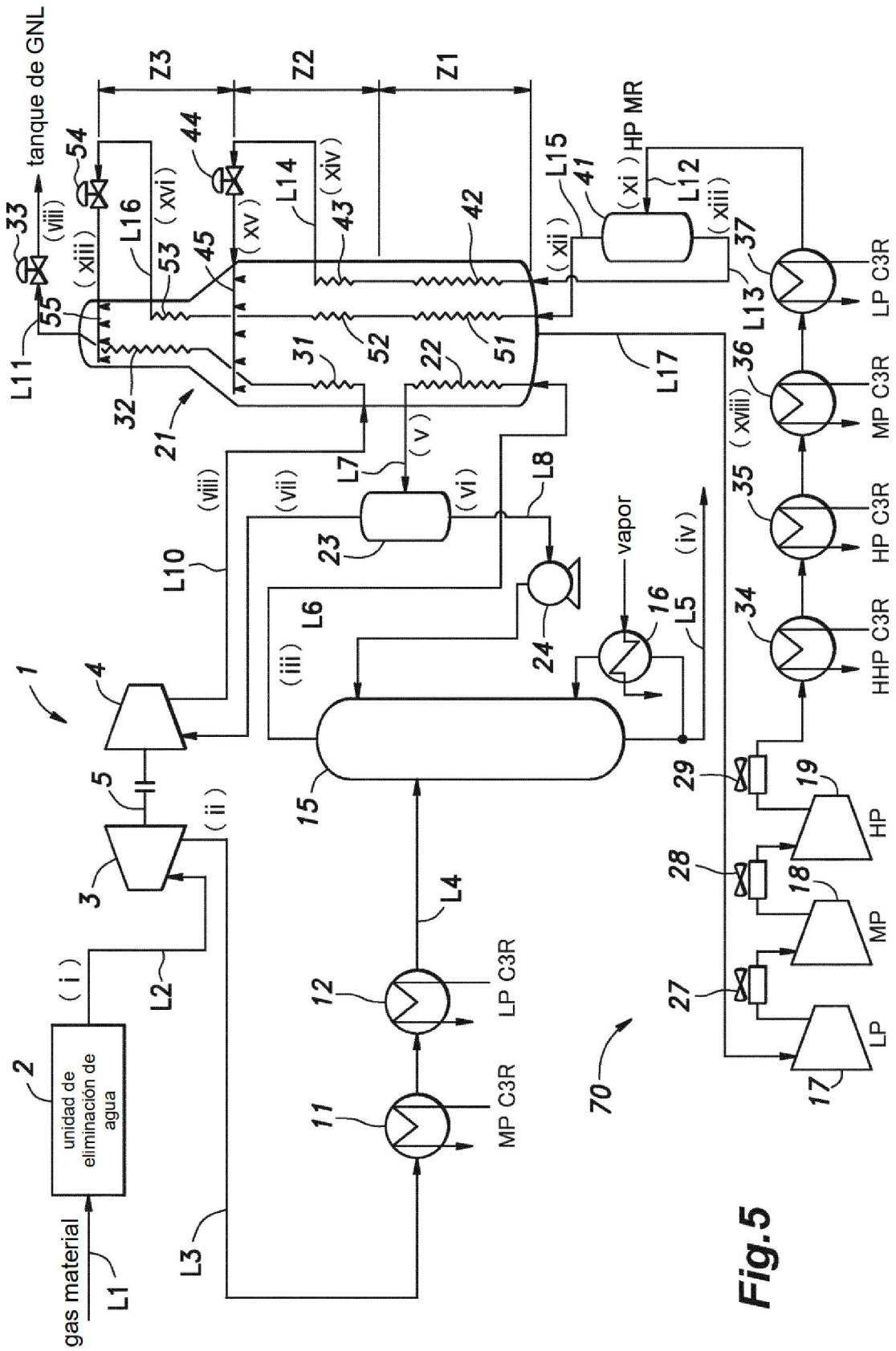


Fig.5

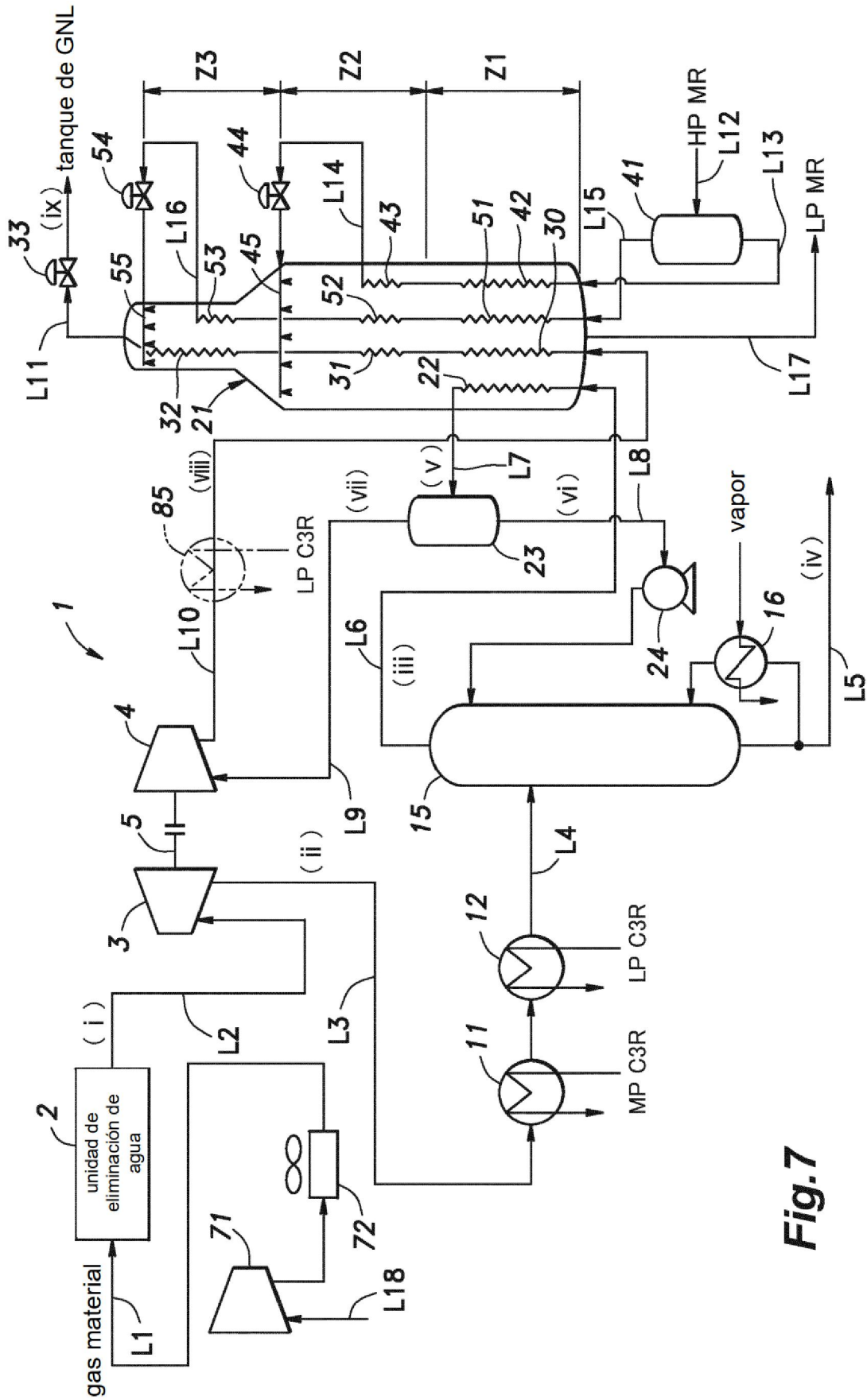


Fig. 7

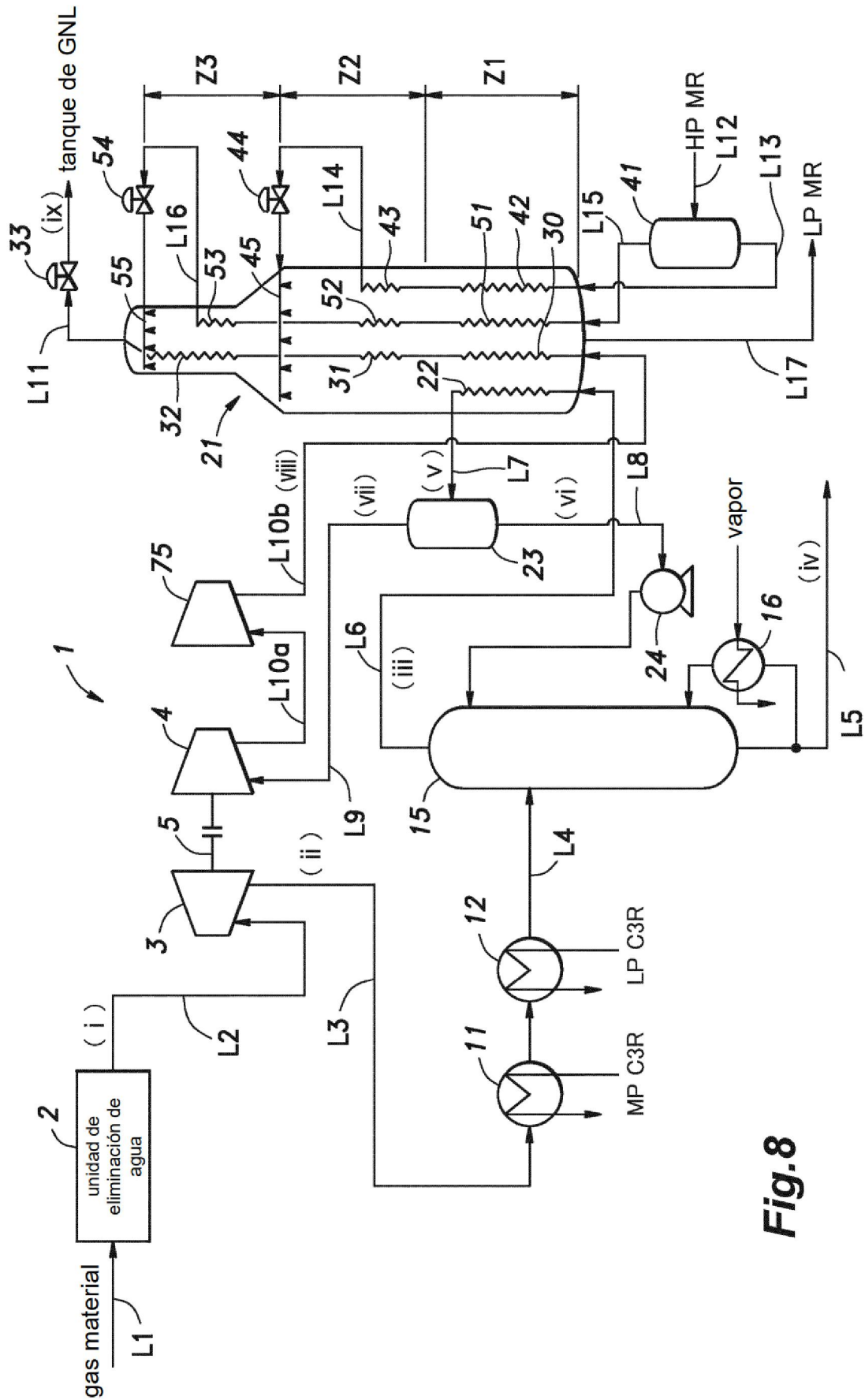


Fig.8

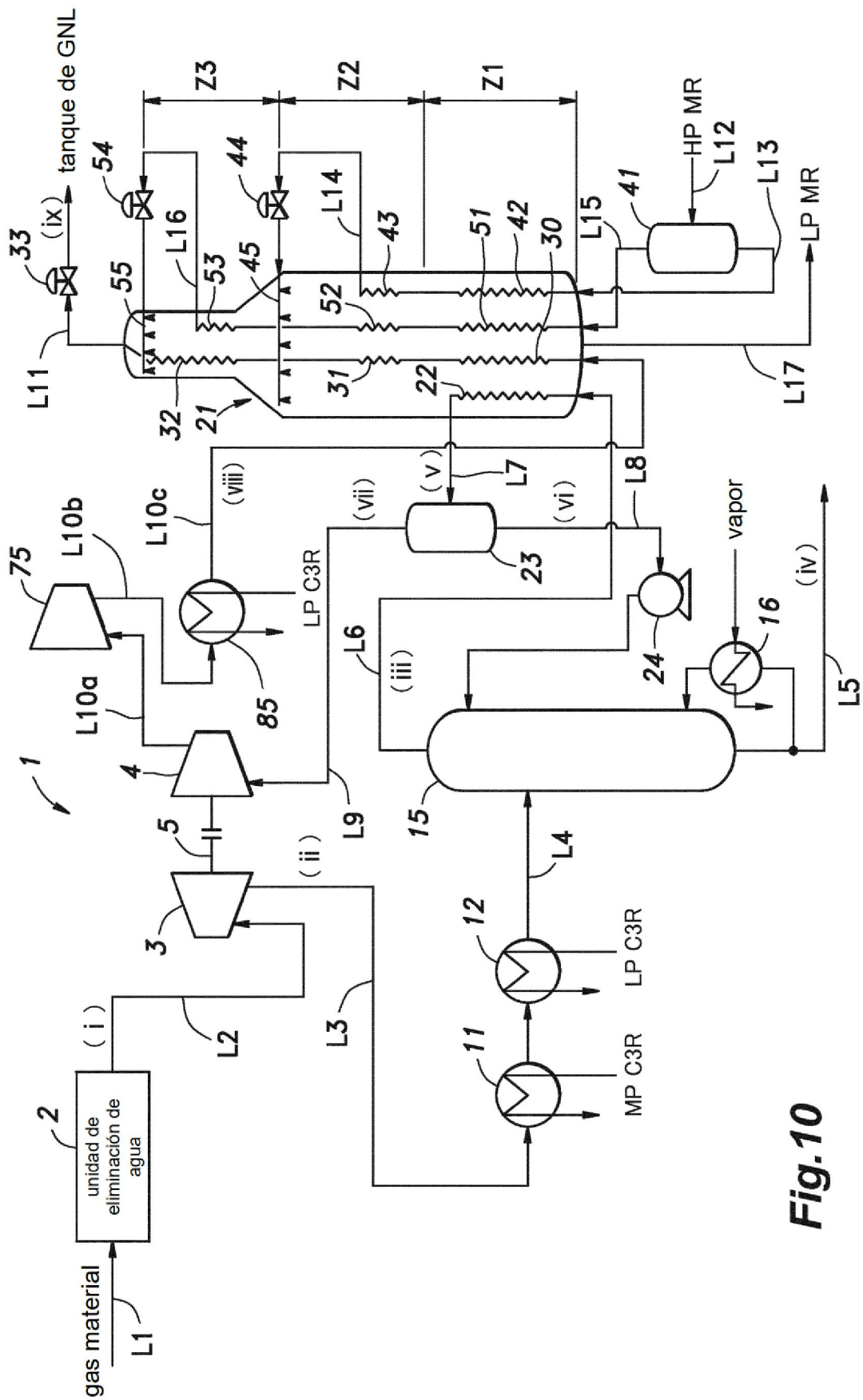


Fig.10

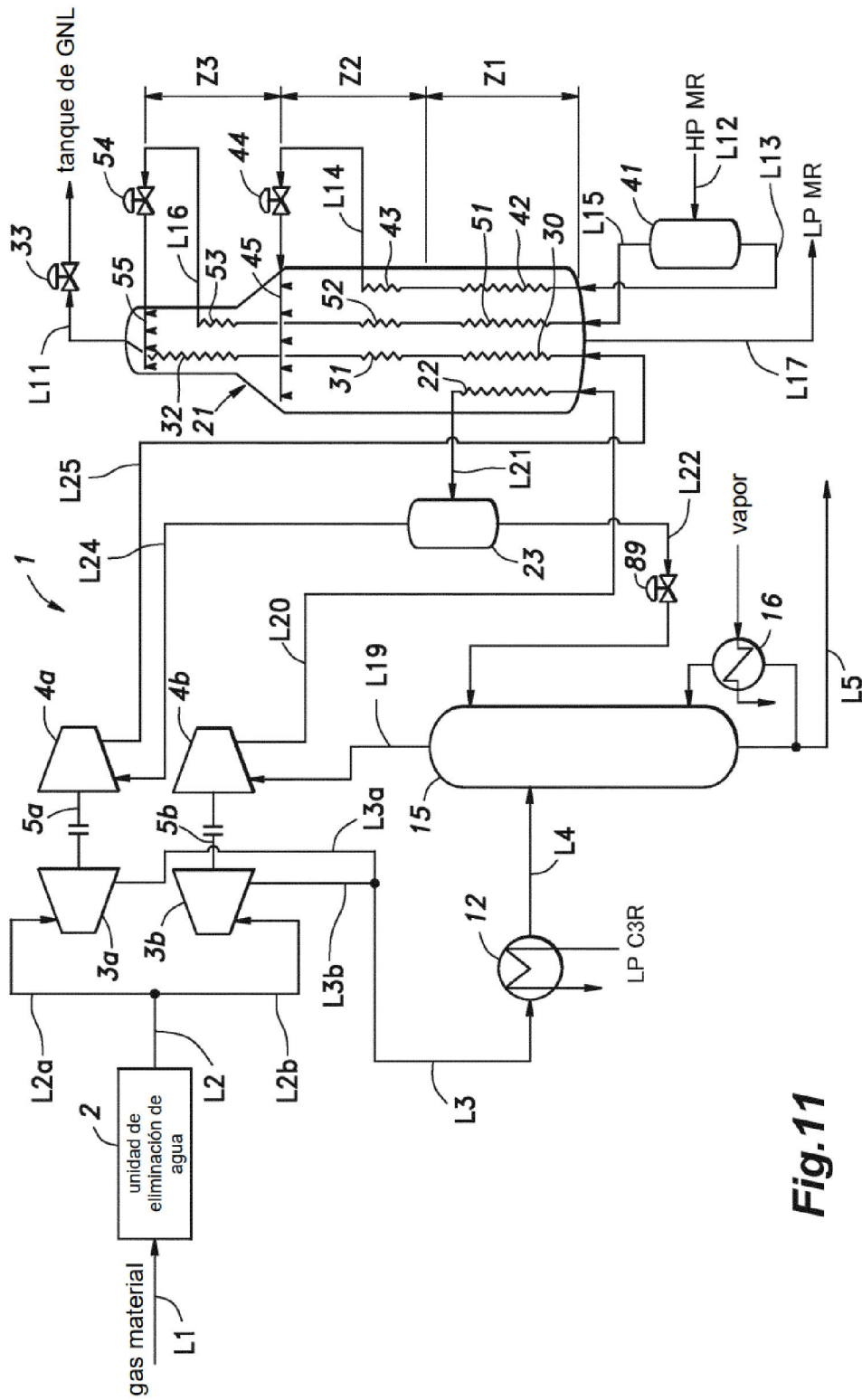


Fig.11

