

19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 949 322**

21 Número de solicitud: 202330626

51 Int. Cl.:

**F25J 1/00** (2006.01)

**F25J 1/02** (2006.01)

12

PATENTE DE INVENCION CON EXAMEN

B2

22 Fecha de presentación:

**21.07.2023**

43 Fecha de publicación de la solicitud:

**27.09.2023**

Fecha de concesión:

**01.02.2024**

45 Fecha de publicación de la concesión:

**08.02.2024**

73 Titular/es:

**UNIVERSIDAD POLITÉCNICA DE MADRID  
(100.0%)**

**Avda. Ramiro de Maeztu 7  
28040 28040 (Madrid) ES**

72 Inventor/es:

**ARNAIZ DEL POZO, Carlos**

74 Agente/Representante:

**ELZABURU, S.L.P**

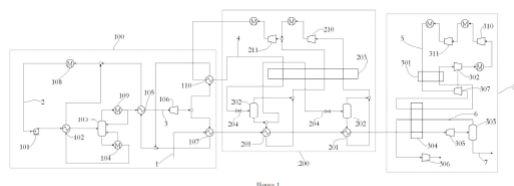
54 Título: **Sistema y método de producción de gas natural licuado GNL**

57 Resumen:

Sistema y método de producción de gas natural licuado GNL, que comprende los siguientes medios:

- medios para una etapa de preenfriamiento (100) de la corriente de gas natural (1),
- medios para una etapa de licuación (200) de la corriente de gas natural (1), y
- medios para una etapa de subenfriamiento (300) de la corriente de gas natural (1), donde los medios de la etapa de preenfriamiento (100) comprenden:

- unos medios para el preenfriamiento de la corriente de gas natural (1) para la circulación de una mezcla de refrigerante amoníaco NH<sub>3</sub> y agua (2), y
- unos medios para la producción de refrigerante amoníaco NH<sub>3</sub> alimentados por una línea para la circulación de vapor a baja presión generado por el calor de los gases de escape de al menos una turbina (401, 402) de gas acoplada a la etapa de licuación (200) y/o de subenfriamiento (300).



ES 2 949 322 B2

Aviso: Se puede realizar consulta prevista por el art. 41 LP 24/2015. Dentro de los seis meses siguientes a la publicación de la concesión en el Boletín Oficial de la Propiedad Industrial cualquier persona podrá oponerse a la concesión. La oposición deberá dirigirse a la OEPM en escrito motivado y previo pago de la tasa correspondiente (art. 43 LP 24/2015).

## DESCRIPCIÓN

Sistema y método de producción de gas natural licuado GNL

### Sector de la técnica

5

La presente invención pertenece al sector de la técnica relativo a los sistemas de producción de gas natural licuado GNL.

### Antecedentes de la invención

10

El gas natural licuado GNL es gas natural que ha sido procesado para su transporte en estado líquido. El gas natural es transportado en dicho estado líquido a presión atmosférica y en un rango de temperatura de aproximadamente entre -150 °C y -170 °C.

15

Para convertir el gas natural en líquido, se enfría el gas tratado hasta aproximadamente -162°C, que es la temperatura a la cual el metano, su componente principal, cambia de fase a estado líquido a presión atmosférica.

20

En el proceso de licuación se comprimen gases refrigerantes produciendo líquidos fríos, tales como propano, etano / etileno, metano, nitrógeno o mezclas de ellos, que luego se evaporan a medida que intercambian calor con la corriente de gas natural. De este modo, el gas natural se enfría hasta el punto en que se convierte en líquido. Una vez que el gas ha sido licuado se somete a una expansión para poder almacenarlo a presión atmosférica. El gas natural licuado GNL producido se almacena en tanques especiales para ser luego transferido a buques tanques especiales de transporte.

25

Los sistemas de licuación conocidos se basan en su mayoría en turbinas industriales o aeroderivadas de fabricantes como General Electric (GE) operando a potencias nominales de decenas de megavatios. Los nodos o etapas conocidos de licuación y subenfriamiento están basados en tecnologías de gran escala como ConocoPhillips Optimized Cascade Process (OCP) (etileno y ciclo abierto de metano) y Air Products AP-X (refrigerante mixto y ciclo de expansión de nitrógeno).

30

Es también conocido en la industria de la alimentación el empleo de un esquema de refrigeración con un ciclo de absorción con amoníaco.

**Explicación de la invención**

Es objeto de la invención un sistema y un método de producción de gas natural licuado GNL de gran escala mediante el uso de refrigerantes en varias etapas: preenfriamiento, licuación y subenfriamiento. En el sistema y método objeto de la invención se emplean distintos ciclos de refrigeración para disminuir la temperatura de una corriente de gas natural.

La invención consiste en un sistema y un método de producción de gas natural licuado GNL, que comprende una corriente adaptada para la circulación de gas natural, estando el sistema adaptado para el enfriamiento y/o expansión de la corriente de gas natural a bajas temperaturas de  $-140\text{ }^{\circ}\text{C}$  a  $-170\text{ }^{\circ}\text{C}$  en etapas de enfriamiento y/o expansión para producir gas natural licuado GNL a presión atmosférica. El sistema objeto de la invención comprende los siguientes medios:

- medios para una etapa de preenfriamiento de la corriente de gas natural,
- medios para una etapa de licuación de la corriente de gas natural localizada a continuación de la etapa de preenfriamiento, y
- medios para una etapa de subenfriamiento de la corriente de gas natural localizada a continuación de la etapa de licuación,

donde los medios para la etapa de preenfriamiento comprenden:

- unos medios para el preenfriamiento de la corriente de gas natural adaptados para la circulación de una mezcla de refrigerante amoníaco  $\text{NH}_3$  y agua, y
- unos medios para la producción de refrigerante amoníaco  $\text{NH}_3$  alimentados por una línea adaptada para la circulación de vapor a baja presión, entre 1 y 6 bar, generado por el calor de escape de al menos una turbina de gas acoplada a la etapa de licuación y/o de subenfriamiento.

Se entiende por la expresión “a continuación” que dichos medios o equipos están localizados aguas abajo de los anteriores.

Es conocido realizar la etapa de preenfriamiento utilizando como refrigerante propano o un refrigerante mixto. Es también conocido que el refrigerante de la etapa de subenfriamiento, habitualmente un refrigerante mixto, requiera ser refrigerado en la etapa de preenfriamiento.

El sistema y método objeto de la invención presenta varias ventajas según la disposición de las etapas o nodos de preenfriamiento, licuación y subenfriamiento.

En un ejemplo de realización, la invención también presenta ventajas en el sistema de acoplamiento de los compresores a las turbinas de gas industriales. Las etapas de  
5 licuación y subenfriamiento comprenden al menos dos compresores, que pueden ser idénticos, acoplados de forma alterna a dos turbinas de gas, de modo que la disposición alterna de los compresores de refrigeración a cada turbina de gas permite redundancia de equipos para maximizar la disponibilidad. Las turbinas de gas están alimentadas con combustible procedente de la fracción vaporizada de la corriente de gas natural  
10 tras su expansión.

La demanda térmica de la planta es por un lado el combustible que precisan las turbinas para generar la potencia eléctrica, y la demanda de vapor de la etapa de preenfriamiento. El esquema de acoplamiento de los compresores a los sistemas de accionamiento podría ser el planteado u otro.

15 El sistema y método objeto de la invención permite obtener producciones de gas natural licuado GNL potencialmente superiores a 12 millones de toneladas año y emisiones específicas de CO<sub>2</sub> inferiores a 0.15 ton CO<sub>2</sub>/ton GNL para plantas con rechazo de calor a 20 °C mediante el uso de sólo dos turbinas industriales de gran tamaño, del orden de cientos de megavatios, con integración de calor residual para  
20 proporcionar la potencia térmica mediante vapor de baja presión al ciclo de preenfriamiento sin requerir combustión adicional de gas natural.

Esta tecnología de preenfriamiento, es decir, de amoníaco y agua permite además eliminar un compresor y una turbina de gas asociadas a la etapa de preenfriamiento, al no requerir potencia eléctrica como fuerza motriz para la refrigeración, sino calor en  
25 forma de vapor de baja presión procedente de los intercambiadores de recuperación de calor de los gases de escape de las turbinas de gas. Como se ha indicado, convencionalmente se utiliza propano para el ciclo de preenfriamiento y se emplea un compresor y una turbina de gas. Es decir, en el sistema de la invención, el ciclo de preenfriamiento permite integrar el calor residual de los gases de escape de las  
30 turbinas de gas de los otros nodos, permitiendo un mejor aprovechamiento del combustible y reduciendo el número total de turbinas de gas y compresores necesarios con respecto a otras tecnologías.

Aunque la invención permite alcanzar producciones superiores a 12 millones de toneladas año, la planta podría diseñarse para producciones menores utilizando

turbinas de menor potencia.

Es objeto de la invención un método de producción de gas natural licuado GNL, que comprende una corriente adaptada para la circulación de gas natural, estando el método adaptado para el enfriamiento y/o expansión de la corriente de gas natural a  
5 bajas temperaturas de  $-140\text{ }^{\circ}\text{C}$  a  $-170\text{ }^{\circ}\text{C}$  en etapas de enfriamiento y/o expansión para producir gas natural licuado a presión atmosférica. El método comprende las siguientes etapas:

- una etapa de preenfriamiento de la corriente de gas natural,
- 10 - una etapa de licuación de la corriente de gas natural localizada a continuación de la etapa de preenfriamiento, y
- una etapa de subenfriamiento de la corriente de gas natural localizada a continuación de la etapa de licuación,

15 donde la etapa de preenfriamiento comprende:

- el preenfriamiento de la corriente de gas natural mediante la circulación de un refrigerante mezcla de amoníaco  $\text{NH}_3$  y agua, y
- el preenfriamiento para la producción de amoníaco  $\text{NH}_3$  está alimentado por  
20 una línea para la circulación de vapor a baja presión generado por el calor de escape de al menos una turbina de gas acoplada a la etapa de licuación y/o de subenfriamiento.

Según lo anterior, la invención se refiere a un método y a un sistema por el que una corriente de gas natural tratado que contiene hidrocarburos ligeros, por ejemplo,  
25 metano, etano, propano, butano y pequeñas cantidades de nitrógeno  $\text{N}_2$  en condiciones de presión de 30 bar a 80 bar se enfría a bajas temperaturas, por ejemplo, desde  $-150\text{ }^{\circ}\text{C}$  a  $-165\text{ }^{\circ}\text{C}$ , en una serie de etapas de enfriamiento y/o expansión para producir un producto licuado a presión atmosférica.

En un ejemplo de realización, primeramente, se lleva a cabo un preenfriamiento inicial  
30 hasta aproximadamente  $-30\text{ }^{\circ}\text{C}$  mediante un sistema de absorción de refrigerante amoníaco  $\text{NH}_3$ -agua que incluye diversos intercambiadores de calor. En un ejemplo de realización, el ciclo de la mezcla de refrigerante amoníaco  $\text{NH}_3$ -agua opera a presiones por encima de la atmosférica para evitar el ingreso de aire al ciclo en condiciones de vacío.

Según lo comentado anteriormente, el calor para la producción, por ejemplo, en una columna de refrigerante amoníaco  $\text{NH}_3$  puro, se proporciona mediante vapor de baja presión generado con el calor de los gases de escape de las turbinas de gas, que se utilizan para accionar los compresores de refrigerante de las etapas de licuación y subenfriamiento posteriores. Puesto gran parte del calor residual de los gases de escape se suministra a la etapa de preenfriamiento en forma de vapor de baja presión, se requiere un rechazo de calor específico, por tonelada de producción de GNL, al ambiente en la unidad de licuación que resulta, según el ejemplo de realización, entre un 40% y 80% superior a un esquema que emplea propano como fluido de trabajo en el preenfriamiento, para una temperatura de proceso tras el rechazo de calor de 20°C.

En el método y sistema objeto de la invención, en la etapa de preenfriamiento también se realiza el enfriamiento y la condensación del fluido de trabajo de la etapa de licuación.

La invención propuesta presenta ventajas en términos de economías de escala ya que presenta un consumo eléctrico específico muy bajo permitiendo alcanzar potencialmente producciones superiores a 12 mtpa por tren de licuación con turbinas de gas de potencias nominales del orden de cientos de megavatios. Por lo tanto, el sistema y método objeto de la invención sería competitivo frente a tecnologías de gran escala que utilizan propano o refrigerante mixto para el preenfriamiento y refrigerantes mixtos/componentes puros para la licuación y subenfriamiento, que presentan un mayor número de equipos rotativos.

### **Breve descripción de los dibujos**

Para complementar la descripción que se está realizando y con objeto de ayudar a una mejor comprensión de las características de la invención, se acompaña como parte integrante de dicha descripción un dibujo en donde, con carácter ilustrativo y no limitativo, se ha representado lo siguiente:

Figura 1. Muestra un esquema de un primer ejemplo de realización del sistema de producción de gas natural licuado objeto de la invención.

Figura 2. Muestra un esquema de un segundo ejemplo de realización del sistema de producción de gas natural licuado objeto de la invención.

Figura 3. Muestra un esquema de un tercer ejemplo de realización del sistema de

producción de gas natural licuado objeto de la invención.

Figura 4. Muestra un esquema de un ejemplo de realización del acoplamiento de los compresores de refrigeración a las turbinas de gas y los esquemas de recuperación de calor para generar vapor suministrado a la etapa de preenfriamiento.

5

### **Ejemplos de realización de la invención**

La invención propone tres ejemplos de realización para llevar a cabo las etapas de licuación y de subenfriamiento de la corriente preenfriada empleando diferentes  
10 elementos tecnológicos y fluidos de trabajo o refrigerantes. Por lo tanto, se plantean tres sistemas de licuación con tecnología de preenfriamiento común y ciclos de licuación y subenfriamiento distintos, que presentan diferentes ventajas.

En los ejemplos de realización correspondientes a las figuras 1 y 2 los medios para el preenfriamiento de la corriente de gas natural (1) están desacoplados térmicamente  
15 de la etapa de subenfriamiento (300).

El problema técnico que resuelven dichos ejemplos de realización es disminuir la carga térmica en la etapa o nodo de preenfriamiento (100), reduciendo a su vez sus  
dimensiones. Con el sistema y método del objeto de la invención se produce un cambio en la fuerza motriz de refrigeración en la etapa de preenfriamiento: a través de vapor  
20 de agua, potencia térmica, en lugar de la compresión de un refrigerante, potencia eléctrica.

Que los medios para el enfriamiento de la corriente de gas natural (1) de la etapa de preenfriamiento (100) estén desacoplados térmicamente de la etapa de  
subenfriamiento (300) significa que la etapa de preenfriamiento (100) es independiente  
25 de la etapa de subenfriamiento (300), o lo que es lo mismo, que la etapa de preenfriamiento (100) es una etapa autónoma térmicamente respecto de la etapa de subenfriamiento (300).

De esta forma se minimizan los requisitos de refrigeración y por tanto la demanda térmica en dicha etapa de preenfriamiento (100) y su tamaño, permitiendo satisfacer  
30 la demanda térmica del sistema mediante calor residual presente en la planta de licuación en una cantidad superior al 90% de la misma.

En referencia a un primer ejemplo de realización según la figura 1, una corriente de gas natural (1) que contiene, en un ejemplo, hidrocarburos ligeros y nitrógeno, se

somete a una etapa de preenfriamiento (100), licuación (200) y subenfriamiento (300).

La etapa de preenfriamiento (100) comprende un sistema de refrigeración por absorción de una mezcla de refrigerante amoníaco  $\text{NH}_3$  y agua (2), según lo indicado anteriormente.

5 Se bombea una solución de refrigerante amoníaco  $\text{NH}_3$  y agua (2) a una presión en la que puede condensarse amoníaco  $\text{NH}_3$  puro (3) a temperatura ambiente tras un primer condensador (109). La concentración de refrigerante amoníaco  $\text{NH}_3$  en la mezcla de refrigerante amoníaco  $\text{NH}_3$  y agua (2) depende de la temperatura alcanzada después de un segundo condensador (108) coincidente con la alcanzada en el primer  
10 condensador (109).

Más específicamente, la concentración depende sólo de la temperatura alcanzada en el segundo condensador (108). La presión tras una bomba (101) depende de la temperatura alcanzada por el refrigerante  $\text{NH}_3$  puro (3) en el primer condensador (109), que es la misma que la alcanzada por la mezcla refrigerante  $\text{NH}_3$  y agua (2) en el  
15 segundo condensador (108).

Los medios de la etapa de preenfriamiento (100) comprenden:

- una bomba (101) para el bombeo de una mezcla de refrigerante amoníaco  $\text{NH}_3$  y agua (2),
- un intercambiador de calor (102) alimentado por la bomba (101),
- 20 - una columna de separación (103) alimentada por el intercambiador de calor (102),
- un condensador (109) para la condensación de refrigerante amoníaco  $\text{NH}_3$  puro (3) a temperatura ambiente,
- un hervidor (104) alimentado por vapor a baja presión,
- 25 - un intercambiador de calor (105) para el subenfriamiento del refrigerante amoníaco  $\text{NH}_3$ ,
- un expansor bifásico de amoníaco (106) que alimenta a un intercambiador de calor (107) para el pre-enfriamiento de la corriente de gas natural (1) y a otro intercambiador de calor (110) para el enfriamiento y condensación del fluido refrigerante de la etapa de licuación (200),
- 30 - un condensador (108) para la condensación de la mezcla refrigerante amoníaco  $\text{NH}_3$ -agua (2).



Adicionalmente, puede emplearse una turbina líquida para expandir la solución empobrecida de refrigerante amoniaco  $\text{NH}_3$  y agua tras el intercambiador de calor (102) para aprovechar el salto de presión (no mostrado en las figuras).

5 En un ejemplo de realización, la salida del expansor bifásico de amoniaco (106) puede estar parcialmente vaporizada.

Las bajas temperaturas de proceso tras el rechazo de calor son deseables para obtener altos rendimientos de refrigeración. En la etapa de preenfriamiento (100) el servicio térmico se proporciona en forma de vapor de baja presión, aproximadamente a 3 bar, en el hervidor (104) de la columna. El calor se recupera eficazmente en el  
10 intercambiador de calor (102) para minimizar los requisitos de servicio, mientras que el subenfriamiento del refrigerante amoniaco  $\text{NH}_3$  líquido puro (3) se realiza en el intercambiador de calor (105) para minimizar la formación de vapor durante la expansión en el expansor bifásico de amoniaco (106) líquido. El expansor bifásico de amoniaco (106) líquido permite minimizar la fracción vaporizada aumentando la  
15 fracción líquida tras la expansión, comparado con una válvula, y, por lo tanto, mejorar la eficiencia de refrigeración. En la etapa de preenfriamiento (100) la fracción de amoniaco que se vaporiza tras la expansión se desaprovecha ya que el preenfriamiento se lleva a cabo con el calor latente de cambio de fase de líquido a vapor, y no con el calor sensible del vapor.

20 Según lo comentado anteriormente, los diseños reflejados en los ejemplos de realización de las figuras 1 y 2 permiten desacoplar la etapa de subenfriamiento (300) del preenfriamiento (100), reduciendo así los requisitos térmicos del hervidor (104) de columna, de forma que la demanda de vapor del hervidor (104) puede satisfacerse prácticamente con el calor residual de los gases de escape de las turbinas de gas (401,  
25 402) disponibles, evitando casi por completo la combustión de combustible en calderas para su producción, que conduciría a una reducción de la eficiencia térmica de la planta y a un aumento de las emisiones de  $\text{CO}_2$ .

Como se ha mencionado, esta tecnología de preenfriamiento permite además eliminar un compresor y una turbina de gas necesarios en sistemas de preenfriamiento  
30 habituales con propano, ya que la fuerza motriz para la refrigeración se suministra en forma de vapor de baja presión haciendo innecesario el compresor y la turbina para esta etapa de preenfriamiento (100).

En un ejemplo de realización, la corriente de gas natural (1) se preenfriaba hasta aproximadamente  $-30^\circ\text{C}$  en el intercambiador de calor (107).

Según lo indicado en la figura 4, los medios para la producción de amoníaco  $\text{NH}_3$  están alimentados por una línea adaptada para la circulación de vapor a baja presión (17), entre 1 y 6 bar, generado por el calor de los gases de escape (16) de al menos una turbina (401, 402) de gas acoplada a la etapa de licuación (200) y/o de subenfriamiento (300), en los intercambiadores de calor (405, 406).

En el ejemplo de realización mostrado en la figura 1, en la etapa de licuación (200) el fluido refrigerante es etileno puro (4) y se emplean al menos dos niveles o etapas de presión para la licuación de la corriente de gas natural (1). El fluido de trabajo de la etapa de licuación (200) podría ser alternativamente etano puro.

Los medios de la etapa de preenfriamiento (100) comprenden medios para el enfriamiento y la condensación del fluido refrigerante de la etapa de licuación (200), sea este el refrigerante de cualquiera de los ejemplos de realización mostrados en las figuras 1 a 3.

En los ejemplos de realización mostrados, la corriente de refrigerante de la segunda etapa de licuación (200) se condensa en el intercambiador de calor (110).

Según lo indicado, en el primer ejemplo de realización, representado en la figura 1, se utiliza un refrigerante puro, por ejemplo, etileno, a diferentes niveles de presión, al menos dos niveles de presión, para licuar la corriente de gas natural (1) hasta alcanzar una temperatura de aproximadamente  $-100\text{ }^\circ\text{C}$ . Son posibles dos o tres etapas o niveles de presión, utilizando un recuperador (203) para subenfriar los flujos de etileno condensado entrantes antes de su expansión.

La etapa de licuación (200) comprende entonces dos intercambiadores de calor (201) con la corriente de gas natural (1), sendos recipientes de separación (202) a diferentes presiones y el recuperador (203).

La corriente de gas natural (1) se licúa en los intercambiadores de calor (201) contra la corriente de refrigerante etileno (4) en ebullición.

La licuación se lleva a cabo a al menos dos niveles o etapas de presión, aunque podrían ser tres niveles. Esto es debido a que al tratarse de un componente puro ebulle a temperatura constante y para reducir las pérdidas se requiere que la temperatura de enfriamiento de la corriente de gas natural (1) y calentamiento de la corriente de refrigerante etileno (4) estén lo más próximas posible, de forma que se lleva a cabo secuencialmente en varios niveles de presión.

Los vapores de etileno tras la recuperación de frío se comprimen en un compresor

(210, 211) con enfriamiento entre etapas que puede duplicarse por redundancia. En caso necesario, puede instalarse una unidad de separación para la recuperación de líquidos de gas natural (LGN) e hidrocarburos pesados entre las secciones de preenfriamiento y licuación.

5 Según lo comentado anteriormente, en el ejemplo de realización mostrado en la figura 1, la corriente de refrigerante etileno (4) se condensa en el intercambiador de calor (110) de la etapa de preenfriamiento (100). El etileno se subenfía aún más en un recuperador (203) de gas, para minimizar la fracción vaporizada al expandirse en las válvulas (204).

10 La etapa de subenfriamiento (300) de la corriente de gas natural licuado (1) hasta, por ejemplo, aproximadamente  $-155^{\circ}\text{C}$  se realiza con un ciclo de expansión de gas con nitrógeno puro (4) como fluido. Alternativamente el refrigerante puede ser un gas noble como el argón puro.

15 El ejemplo de realización de la figura 1 comprende un recuperador (301) del fluido refrigerante que se sitúa previamente a una expansión del refrigerante (4) en un expansor (307) para el subenfriamiento de la corriente de gas natural (1) en un intercambiador de calor (304).

20 Según lo comentado, dicha etapa de subenfriamiento (300) es independiente de la etapa de preenfriamiento (100). Adicionalmente, la etapa de subenfriamiento (300) también es independiente, es decir, está desacoplada térmicamente, de la etapa de licuación (200). Esto evita una carga térmica adicional en la etapa de preenfriamiento (100) y minimiza los requisitos de vapor, de modo que la demanda puede satisfacerse prácticamente con el calor de escape de las turbinas de accionamiento (401, 402) de los compresores (210, 211, 310, 311) y, si es necesario, adicionalmente con los gases de escape de las turbinas de una central eléctrica auxiliar a la planta de licuación.

25 Según lo comentado, la etapa de subenfriamiento (300) correspondiente al ejemplo de realización de la figura 1 comprende un expansor de nitrógeno (307). Dicho expansor (307) puede acoplarse mecánicamente a una primera etapa de compresión previa (302) al compresor (310, 311) de nitrógeno que consta de dos etapas con enfriamiento intermedio.

30 La etapa de subenfriamiento (300) puede comprender un recipiente de gas natural licuado (303). En caso de que la planta sea ligeramente deficitaria en vapor, pueden tomarse pequeñas cantidades de gas combustible para la generación adicional de

vapor del recipiente de gas natural licuado (303), aumentando convenientemente la temperatura del gas natural antes de la expansión en un intercambiador de calor (304) o expansor bifásico, con un aumento mínimo de las emisiones específicas. Dicho vapor adicional puede generarse en los intercambiadores de calor (405, 406) llevando a cabo la combustión del combustible con los gases de escape (16) de las turbinas mediante los quemadores (403, 404).

La corriente de gas natural (1) después del segundo intercambiador de calor (201) se encuentra a aproximadamente  $-100^{\circ}\text{C}$ , tras lo cual se lleva a cabo la etapa de subenfriamiento (300), mediante el ciclo de expansión de gas que utiliza nitrógeno (5) como fluido de trabajo. En particular, el intervalo de temperaturas de funcionamiento del ciclo de expansión se amplía a un mayor rango de temperaturas porque se utiliza etileno como componente puro para la licuación, con respecto a esquemas que usan refrigerante mixto, que permiten alcanzar temperaturas inferiores a  $-100^{\circ}\text{C}$ . Sin embargo, dado el intercambio de calor sensible a capacidades caloríficas relativamente constantes, el flujo de nitrógeno y la temperatura en el intercambiador de calor (304) pueden ajustarse convenientemente para lograr aproximaciones de temperatura muy bajas entre las curvas fría y caliente. La corriente de gas natural (1) se subenfía a una temperatura tal que al expandirse en el expansor (305) hasta la presión ambiente, se genera suficiente cantidad de combustible (6) en fase vapor para satisfacer la demanda térmica de la planta. El frío de la corriente de combustible (6) se recupera en el intercambiador (304) y potencialmente también en el recuperador de etileno (203). Se requiere un compresor (306) de gas combustible (6) para alcanzar la relación de presión de funcionamiento de la turbina (401, 402) de gas.

El producto de gas natural licuado (7) procedente del del recipiente de gas natural licuado (303) se encamina al almacenamiento.

En un ejemplo de realización, después de la etapa de preenfriamiento (100) puede integrarse una unidad de lavado para eliminar los hidrocarburos pesados de la corriente de gas natural (1). Estas fracciones se deben eliminar antes de enfriar a temperaturas más bajas. Se emplea un expansor bifásico de amoníaco (106) en la etapa de expansión de amoníaco  $\text{NH}_3$  líquido y un intercambiador de calor (105), por ejemplo, un subenfriador gas-líquido para maximizar el rendimiento, lo que conduce a eficiencias de refrigeración térmica superiores al 50% para el preenfriamiento.

Las ventajas de este primer ejemplo de realización son la simplicidad, la facilidad de funcionamiento, operabilidad y controlabilidad de la planta además de la reducción del

almacenamiento ya que se evitan las mezclas de hidrocarburos refrigerantes y la optimización de su composición. Además, potencialmente pueden emplearse intercambiadores de circuitos impresos y/o intercambiadores de calor de placas y aletas, propios de refrigerantes puros, en lugar de cambiadores de serpentín y bobinado, más pesados y con menor disponibilidad en su fabricación. El compresor (310, 311) de nitrógeno requiere aproximadamente  $2/3$  del consumo eléctrico total, con lo que se reducen los costes en comparación con los compresores de hidrocarburos pesados y se mejora la seguridad al ser un fluido inerte. Además, según lo comentado con anterioridad, el uso del preenfriamiento por absorción evita un compresor de refrigerante y el sistema de accionamiento asociado, una turbina de gas, propios de una etapa de preenfriamiento con propano. Por otro lado, se requieren bajas temperaturas de rechazo de calor, preferencialmente refrigeración por agua, con las que se alcance una temperatura de proceso bajas, que permitan alcanzar eficiencias de refrigeración competitivas en el bucle de preenfriamiento y bajas demandas térmicas de vapor, que pueden satisfacerse con el calor residual disponible.

Adicionalmente, emplear un esquema redundante para los compresores (210, 211, 310, 311) de refrigeración accionados por turbinas (401, 402) industriales permite flexibilizar las condiciones de operación en los ciclos, seleccionando libremente el reparto de potencia entre las etapas de licuación (200) y subenfriamiento (300), en base a las temperaturas de corte de cada etapa. Esta ventaja es también inherente al resto de ejemplos de realización mostrados en las figuras 1 a 3.

De este modo, se duplican los compresores (210, 211, 310, 311) de cada etapa, por lo tanto, se dispone de los siguientes elementos según se muestran en las figuras 1 a 3:

- dos compresores (210, 211) de etileno, que son idénticos.
- dos compresores (310, 311) de nitrógeno, que son idénticos.

Según se puede ver en la figura 4, cada turbina (401, 402) de gas acciona un compresor de etileno (210, 211) y uno de nitrógeno (310, 311). De esta forma la planta puede funcionar con una sola turbina (401, 402) operando a mitad de capacidad.

En las plantas diseñadas con tecnologías convencionales (Conoco Phillips Optimized Cascade), las condiciones de operación no se pueden seleccionar libremente, sino que hay restricciones por el hecho de que cada compresor tiene que tener una potencia fija dada por el tamaño de la turbina de gas acoplada.

Con el esquema de dos turbinas que mueven dos pares alternos de compresores duplicados, no es el caso. Sólo la suma de las potencias de los dos compresores tiene que ser igual a lo que proporciona la turbina, siendo el reparto entre los compresores más flexible, permitiendo seleccionar las condiciones de operación.

- 5 Según lo comentado, la etapa de subenfriamiento (300) en ambos ejemplos de realización correspondientes a las figuras 1 y 2 operan independientemente de la etapa de preenfriamiento (100), de forma que se reduce la potencia de preenfriamiento requerida, permitiendo prácticamente satisfacer el balance de vapor del hervidor de columna (104) con el calor disponible de los gases de salida de las turbinas (401, 402).
- 10 Si la etapa de preenfriamiento (100) tuviese que preenfriar más cantidad de otros bucles (por ejemplo, más refrigerante mixto, etc.) podría no disponerse de suficiente vapor generado por las turbinas (401, 402) para satisfacer la demanda.

En el esquema de realización con etileno y nitrógeno, se sugiere que si la demanda de vapor no se satisface totalmente con el calor residual de las turbinas, se puede llevar a cabo produciéndolo mediante una mayor generación de vapor combustible en el recipiente de gas natural licuado (303), pero esto supondría una cantidad relativamente pequeña.

15

En el segundo ejemplo de realización, incluido en la figura 2, se emplea un refrigerante mixto (8) que comprende metano, etileno, propano y butano para llevar a cabo la licuación de gas natural. Este ejemplo de realización permite seleccionar la temperatura de corte de la corriente (9) de gas natural y reciclo de metano de la etapa de subenfriamiento (300) a partir de la cual se lleva a cabo el subenfriamiento mediante la expansión progresiva del gas natural operando con ciclo abierto de metano de forma que se obtenga una primera fracción vaporizada (10) rica en nitrógeno y a elevada presión en la primera expansión para su uso como combustible, correspondiente con la demanda térmica de la planta de licuación, evitando una elevada concentración de nitrógeno en el bucle al evitar la recirculación de esta corriente, y eliminando potencialmente la necesidad de sistemas de rechazo de nitrógeno en la etapa de separación del gas natural licuado GNL a baja presión y mejorando la eficiencia termodinámica de la licuación, al disminuir la cantidad recirculada de este componente volátil y consecuentemente la potencia de los compresores de metano. Evitar la unidad de rechazo de nitrógeno supone una reducción de coste importante y se sobrepone a un problema inherente en tecnologías de licuación que emplean un bucle de metano en ciclo abierto. Al purgar el nitrógeno en la primera expansión se consigue una menor

20

25

30

acumulación en el bucle.

Según lo anterior, esta posibilidad se debe a que mediante el refrigerante mixto se puede seleccionar la temperatura a partir de la cual comienza la expansión. Esto no es posible mediante refrigerante como el etileno, al ser un componente puro, puesto  
5 que dicha temperatura está limitada por la temperatura de saturación a presión cercana a la atmosférica, para no operar a vacío.

Refiriéndose al segundo ejemplo de realización de la figura 2, la etapa de subenfriamiento (300) comprende una corriente de retorno de vapor de la expansión de la corriente licuada configurada para el subenfriamiento de la corriente de gas  
10 natural en la etapa de subenfriamiento (300) y para la alimentación en un intercambiador de calor (220) de la etapa de licuación (200), donde la temperatura de salida de la etapa de licuación (200) de la corriente (9) de gas natural y de la corriente de retorno de vapor está comprendida entre  $-110\text{ }^{\circ}\text{C}$  y  $-130\text{ }^{\circ}\text{C}$  y la presión tras la expansión en un expansor (320) de la corriente (9) en la etapa de subenfriamiento  
15 (300) está comprendida entre 10 y 20 bar y porque el sistema comprende además la extracción de una corriente de vapor (10) en el expansor (320) como combustible del sistema.

20 Es decir, se utiliza un refrigerante mixto (8) condensado y subenfriado en el condensador (110) compuesto de metano, etileno, propano y butano para llevar a cabo la licuación a una temperatura de salida de la corriente de gas natural (9) que se selecciona cuidadosamente entre, por ejemplo,  $-110^{\circ}\text{C}$  y  $-130^{\circ}\text{C}$ , de forma que, tras la expansión en un expansor (320) de la etapa de subenfriamiento (300) de la corriente  
25 de gas natural (1) y de la corriente de retorno de vapor, se produce una cantidad adecuada de vapor combustible (10) en un recipiente bifásico (321) para satisfacer la demanda térmica de la planta. La presión de salida del expansor (320) se selecciona, entre 10 y 20 bar, coincidiendo con la relación de presiones de las turbinas (401, 402) de gas en funcionamiento. En caso necesario, puede emplearse un pequeño  
30 compresor de refuerzo para alcanzar presiones de funcionamiento más elevadas. La corriente líquida del recipiente bifásico (321) se expande secuencialmente en dos etapas, con recuperación de gas frío en los intercambiadores de calor (322, 323) para producir un producto de gas natural licuado GNL (11) a presión cercana a la ambiente. Las corrientes de retorno de vapor se emplean para subenfriar el gas natural antes de

su alimentación a unos expansores (320, 324) en los intercambiadores de calor (322, 323), por ejemplo, recuperadores, respectivamente. Adicionalmente, el frío remanente se emplea para pre-enfriar la descarga de un compresor de metano (310, 311, 312). Esta corriente también se dirige al intercambiador de calor (220) para su posterior enfriamiento y licuación.

5

Por lo tanto, con la presente disposición, se consigue la eliminación de gran parte del nitrógeno contenido en la corriente de gas natural (1) de alimentación evitando la necesidad de costosas unidades de rechazo de nitrógeno (NRU), obteniéndose un producto GNL según especificaciones, para concentraciones comparativamente más elevadas de N<sub>2</sub> en la corriente de gas natural (1). Además de la ventaja de evitar potencialmente las unidades de rechazo de nitrógeno (NRU), este proceso de licuación es termodinámicamente más eficiente, logrando mayores tasas de producción.

10

Al igual que en el primer ejemplo de realización, el circuito de metano es independiente de la etapa de preenfriamiento (100), lo que permite satisfacer la demanda de vapor con el calor residual disponible de las turbinas (401, 402) de gas, sin necesidad de calderas adicionales y sin aumentar las emisiones. Sin embargo, la etapa de subenfriamiento (300) no está desacoplada completamente de la etapa de licuación (200), al existir una recirculación de metano del recuperador (322) al intercambiador de calor (220). Esto supone un mayor caudal de refrigerante mixto (8) que repercute en una mayor demanda térmica en (110). Debido a la elevada eficiencia termodinámica del bucle empleando refrigerante mixto (8) y a la minimización del caudal recirculado de metano a causa de las bajas temperaturas alcanzadas en la corriente (9) mediante dicho refrigerante mixto (8), alcanzado una elevada fracción líquida tras la expansión en el (320), esto no conlleva a que el vapor de baja presión requerido en el hervidor (104) sobrepase al que es generado con el calor residual de los gases de escape de las turbinas de gas (401, 402).

15

20

25

Mediante el recuperador (301, 322, 323) de nitrógeno o metano, según el ejemplo de realización, previo a la expansión se consigue desacoplar la etapa de preenfriamiento (100) del subenfriamiento (300) de gas natural. No supone un consumo de vapor porque para generar el refrigerante no se requiere aporte térmico externo. Lo que conlleva a una reducción de carga térmica en la etapa de preenfriamiento (100) debido a la configuración de la etapa de subenfriamiento (300), lo que no es posible en otros esquemas de licuación de gas natural, por ejemplo, en aquéllos en los que se emplee un solo refrigerante mixto para llevar a cabo la licuación y el subenfriamiento de la

30



corriente de gas natural, o varios refrigerantes mixtos en cascada.

Las ventajas del esquema de refrigerante mixto y metano en bucle abierto son una eficiencia termodinámica ligeramente superior y una demanda de vapor comparativamente menor, lo que se traduce en una producción de gas natural licuado GNL comparativamente mayor y unas emisiones específicas de CO<sub>2</sub> menores. La potencia recuperada de los pasos de expansión de bucle abierto puede añadirse a los compresores de refrigerante mediante motores auxiliares. Aproximadamente 2/3 del trabajo total se requiere en el compresor de refrigerante mixto. Los trenes de compresores de refrigerante mixto/metano pueden duplicarse para aumentar la redundancia y la disponibilidad.

En el ejemplo de realización correspondiente a la figura 3, los medios para el preenfriamiento de la corriente de gas natural (1) están acoplados térmicamente con la etapa de subenfriamiento (300).

Más concretamente en el ejemplo mostrado, en la etapa de licuación (200) el fluido refrigerante es etileno puro (4) y se emplean al menos dos etapas de presión para la licuación de la corriente de gas natural (1). El fluido de trabajo en la etapa de licuación (200) podría ser alternativamente etano puro.

El fluido de trabajo en la etapa de subenfriamiento (300) es un refrigerante mixto (12) que comprende etileno, metano y nitrógeno, o bien, nitrógeno, metano y etano. Adicionalmente el refrigerante mixto (12) es condensado en la etapa de licuación (200) de la corriente de gas natural (1).

En la etapa de preenfriamiento (100) se condensa el refrigerante empleado en la etapa subsecuente de licuación (200), por ejemplo, etileno puro (4), en la cual se emplean dos o tres niveles de presión. El etileno condensa el refrigerante mixto (12) y el gas natural (1) en unos cambiadores de calor (231) de la etapa de licuación (200). Dicho refrigerante mixto (12) lleva a cabo el subenfriamiento del gas natural (1) desde aproximadamente -100°C hasta una temperatura comprendida entre -140°C y -160°C en un intercambiador criogénico (331). Para ello, el refrigerante mixto se subenfía en el mismo intercambiador criogénico (331) y posteriormente se expande en un expansor (332), cuya salida se recircula al intercambiador criogénico (331), vaporizándose el refrigerante mixto (12) a medida que absorbe calor de las corrientes entrantes. La salida del refrigerante mixto a aproximadamente -100°C en condiciones de vapor ligeramente sobrecalentado se dirige al recuperador (233) permitiendo subenfriar aún más las corrientes de refrigerante etileno puro (4), minimizando la fracción

vaporizada del mismo tras su expansión en las válvulas (204). El refrigerante mixto recalentado saliente del recuperador (233) se redirige al compresor (310, 311) que consta de dos etapas con refrigeración intermedia. Al llevar a cabo el subenfriamiento de la corriente de gas natural mediante intercambio de calor latente del refrigerante mixto, en contraposición a calor sensible, se consigue una reducción del caudal recirculado en la etapa de subenfriamiento (300).

Por otra parte, el gas natural a la salida del intercambiador (331) se expande en un expansor bifásico (334) hasta presión atmosférica y se alimenta a un separador (333) produciendo el gas natural licuado GNL (15) y una fracción vaporizada que se emplea como combustible, previa recuperación de frío en los intercambiadores (331, 233). Esta corriente de combustible se bifurca en una fracción (13) empleada para la generación de vapor de baja presión suministrado al ciclo de preenfriamiento (100) y otra fracción (14) que se comprime en un compresor (335) y se suministra a las turbinas de gas (401, 402) que accionan los compresores (211, 210, 311, 310) de los refrigerantes de las etapas de subenfriamiento (300) y licuación (200). La temperatura de salida del gas natural tras el intercambiador (331) se selecciona para generar la fracción vaporizada tras la expansión que satisface la demanda térmica tanto de las turbinas de gas como del ciclo de preenfriamiento (100).

En este ejemplo de realización la etapa de subenfriamiento (300) no es independiente, es decir, no está desacoplada térmicamente de la etapa de preenfriamiento (100), requiriendo el preenfriamiento del refrigerante mixto en un intercambiador de calor (111), previo a su condensación en la etapa de licuación (200). Esto, además supone un aumento del flujo de etileno (4) requerido, que a su vez implica una mayor demanda térmica en el condensador (110) de la etapa de preenfriamiento (100). Por lo tanto, el calor residual de los gases de escape (16) de las turbinas de gas (401, 402) por sí sólo no basta para generar suficiente vapor que satisfaga la demanda térmica del hervidor (104) de la etapa de preenfriamiento (100), lo que requiere una generación adicional de vapor. En la presente configuración, se estima que dicho calor residual de las turbinas de gas (401, 402) cubre aproximadamente un 50% de la demanda térmica del hervidor (104). La generación de vapor (17) adicional puede llevarse a cabo mediante quemadores (403, 404) en la caldera de generación de vapor (405, 406) acoplada a la salida de las turbinas de gas (401, 402). Es decir, se emplea el propio gas de escape (16) como agente oxidante del combustible (13). Esta disposición para generación adicional de vapor también puede integrarse en los ejemplos de realización anteriores, aunque no se muestre en las figuras.

Esto supone un aumento de las emisiones de CO<sub>2</sub>. Sin embargo, el ciclo de subenfriamiento (300) que hace uso de un refrigerante mixto presenta una elevada eficiencia termodinámica. Puesto que el intercambio de calor se da mediante calor latente, vaporización del refrigerante mixto, en contraposición al calor sensible, por ejemplo, el ciclo de expansión con nitrógeno en el primer ejemplo de realización de la figura 1, la relación refrigerante/gas natural es mucho menor, lo que conlleva un menor trabajo de compresión. Adicionalmente, para un caudal volumétrico y ratio de presión equivalente, el refrigerante mixto requiere una menor potencia de compresión que un componente como el nitrógeno. Por tanto, el consumo eléctrico específico en el ejemplo de realización de la figura 3 para temperaturas de rechazo de calor de 20°C es tan sólo de aproximadamente 145 kWh/ton de GNL, mientras que la demanda de vapor específica de la planta de licuación es de aproximadamente 430 kWh/ton GNL. Para el primer ejemplo de realización de la figura 1 el consumo eléctrico y de vapor específico son aproximadamente 200 kWh/ton y 315 kWh/ton, respectivamente. El segundo ejemplo de realización en la figura 2, presenta a su vez un consumo eléctrico específico algo menor, de en torno a 190 kWh/ton, y un consumo de vapor de 245 kWh/ton. Un aspecto adicional que contribuye a una mayor eficiencia en cuanto al consumo eléctrico en el proceso de producción de GNL es que al requerir una mayor cantidad de combustible para la generación de vapor, la temperatura de subenfriamiento del gas natural que se precisa a la salida del intercambiador (331) es más elevada, lo que disminuye la potencia de refrigeración en este bucle. Por último, este ejemplo de realización también puede adoptar el sistema de accionamiento de los compresores descrito en la figura 4 u otro.

El ejemplo de realización de la figura 3 presenta una mejora de eficiencia relativamente mayor cuando se emplean tres niveles de presión en la etapa de licuación (200) con etileno puro (4), puesto que en esta etapa también se lleva a cabo la condensación del refrigerante mixto (12), teniendo lugar un mayor intercambio de calor a bajas temperaturas. Mediante esta configuración con tres niveles de presión, no mostrada en las figuras, se alcanza un consumo eléctrico específico de aproximadamente 130 kWh/ton GNL, mientras que la demanda de vapor se mantiene en alrededor de 430 kWh/ton GNL.

En todos los ejemplos de realización se alcanzan emisiones específicas de CO<sub>2</sub> (debidas a la licuación) inferiores a 0.15 ton/ton, empleando turbinas industriales con eficiencias térmicas comprendidas entre 33-38%.

Mediante el tercer ejemplo de realización se consigue por tanto disminuir el consumo eléctrico a costa de aumentar la demanda térmica de vapor, conlleva a un aumento del tamaño de los equipos de la etapa de preenfriamiento (100). A efectos prácticos, para una potencia disponible determinada por el tamaño de las turbinas de gas, el ejemplo de realización de la figura 3 permite procesar una mayor cantidad de gas natural, produciendo más GNL, de forma que las emisiones específicas (en ton de CO<sub>2</sub>/ton GNL) no se incrementan drásticamente.

Las ventajas del tercer ejemplo de realización son principalmente una mayor producción de gas natural licuado GNL, comparativamente con los ejemplos anteriores y frente a otras tecnologías establecidas, a equivalente potencia suministrada por las turbinas de gas. Pese a utilizar un refrigerante mixto, la operación de la planta presenta mayor simplicidad en comparación con tecnologías que emplean varios refrigerantes mixtos (DMR. Dual Mixed Refrigerant, MFC: Mixed Fluid Cascade e incluso C3MR) ya que éste sólo consta de tres componentes: etileno o etano (refrigerante utilizado en la etapa de licuación, estando este último además disponible en el gas natural), metano y nitrógeno (también disponibles en el gas natural), evitando los hidrocarburos más pesados como propano y butano. Su optimización por tanto es menos compleja. Este ejemplo de realización presenta un compromiso entre eficiencia y simplicidad al emplear el sistema más eficiente (refrigerante mixto) para la etapa de subenfriamiento (300) a las temperaturas más bajas, y esquemas más sencillos para el preenfriamiento (100) y licuación (200) con bucles de refrigeración con componentes puros.

El ejemplo de realización incluido en la figura 4 proporciona el acoplamiento de los compresores (210, 211, 310, 311, 312) de refrigeración a las turbinas (401, 402) de gas y los intercambiadores de recuperación de calor (405, 406) para generar vapor suministrado a la etapa de preenfriamiento (100).

Específicamente, en las turbinas (401, 402) se genera vapor de baja presión (17) mediante el calor residual de los gases de escape (16) de las turbinas (401, 402) en los intercambiadores de calor (405, 406). Este vapor es suministrado en el hervidor (104) para purificar la mezcla de amoníaco NH<sub>3</sub> y agua de la etapa de preenfriamiento (100). El amoníaco purificado se utiliza como fluido refrigerante de dicha etapa de preenfriamiento (100), según lo ya comentado.

Si es el caso, la potencia excedente de una central eléctrica auxiliar puede acoplarse a las turbinas (401, 402) de gas de licuación mediante motores auxiliares.

La redundancia del compresor de cada etapa es aconsejable en primer lugar debido a

las grandes potencias alcanzadas con una sola unidad, permitiendo además seleccionar las condiciones de funcionamiento del diseño para utilizar plenamente la capacidad de refrigeración de refrigerante, ya que la carga relativa de los compresores no está limitada por los tamaños fijos de una sola turbina. Además, esta característica  
5 aumenta la disponibilidad, ya que la planta puede mantener una producción superior al 50% mientras se mantiene una de las turbinas (401, 402) de gas.

En un ejemplo de realización se utilizan dos turbinas de gas industriales como impulsoras de los compresores, con potencias del orden de hasta cientos de megavatios, eficiencias térmicas de entre el 30-40% con relaciones de presión de 10-  
10 20, y rechazo de calor hasta 20°C, permite capacidades de tren único superiores a 12 mtpa, con emisiones específicas (debidas a la licuefacción y al consumo auxiliar) inferiores a 0,15 toneladas de CO<sub>2</sub>/tonelada de gas natural licuado GNL. La demanda térmica en forma de vapor de baja presión del sistema de preenfriamiento (100) permite una red simplificada de recuperación de calor de los gases de escape de las  
15 turbinas de gas en forma de caldera de vapor de baja presión (405, 406). Los quemadores auxiliares (403, 404) permiten generar vapor adicional en caso de ser requerido empleando los gases de escape (16) de las turbinas como corriente oxidante. Esta disposición permite concentrar las emisiones de CO<sub>2</sub> en los gases de escape, lo cual puede resultar beneficioso en caso de que se implementen sistemas  
20 de captura y secuestro de CO<sub>2</sub> aguas abajo.

La configuración anterior podría implementarse con turbinas más pequeñas e igualmente la configuración de los compresores y las turbinas podría llegar a ser distinta a la anterior en otro ejemplo de realización.

## REIVINDICACIONES

1.- Sistema de producción de gas natural licuado GNL, que comprende una corriente adaptada para la circulación de gas natural (1), estando el sistema adaptado para el enfriamiento y/o expansión de la corriente de gas natural (1) a bajas temperaturas de -140 °C a -170°C en etapas de enfriamiento y/o expansión para producir gas natural licuado GNL a presión atmosférica, donde el sistema comprende los siguientes medios:

- 10 - medios para una etapa de preenfriamiento (100) de la corriente de gas natural (1),
- medios para una etapa de licuación (200) de la corriente de gas natural (1) localizada a continuación de la etapa de preenfriamiento (100), y
- 15 - medios para una etapa de subenfriamiento (300) de la corriente de gas natural (1) localizada a continuación de la etapa de licuación (200),

donde los medios de la etapa de preenfriamiento (100) comprenden:

- 20 • unos medios para el preenfriamiento de la corriente de gas natural (1) adaptados para la circulación de una mezcla de refrigerante amoníaco  $\text{NH}_3$  y agua (2), y
- unos medios para la producción de refrigerante amoníaco  $\text{NH}_3$  alimentados por una línea adaptada para la circulación de vapor a baja presión generado por el calor de los gases de escape de al menos una turbina (401, 402) de gas
- 25 acoplada a la etapa de licuación (200) y/o de subenfriamiento (300).

2.- Sistema de producción de gas natural licuado GNL, según la reivindicación 1, caracterizado por que los medios de la etapa de licuación (200) y los medios de la etapa de subenfriamiento (300) comprenden al menos dos compresores (210, 211, 30 310, 311, 312) acoplados de forma alterna a dos turbinas (401, 402) de gas.

3.- Sistema de producción de gas natural licuado GNL, según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado por que los medios de la etapa de preenfriamiento (100) comprenden medios para el enfriamiento y la condensación de un fluido refrigerante de la etapa de licuación (200).

35

4.- Sistema de producción de gas natural licuado GNL, según la reivindicación 3, caracterizado por que los medios de la etapa de preenfriamiento (100) comprenden:

- 5
- una bomba (101) para el bombeo de una mezcla de refrigerante amoníaco  $\text{NH}_3$ -agua (2),
  - un intercambiador de calor (102) alimentado por la bomba (101),
  - una columna de separación (103) alimentada por el intercambiador de calor (102),
- 10
- un condensador (109) para la condensación de refrigerante amoníaco  $\text{NH}_3$  puro a temperatura ambiente,
  - un hervidor (104) alimentado por vapor a baja presión,
  - un intercambiador de calor (105) para el subenfriamiento del refrigerante amoníaco  $\text{NH}_3$  (3),
- 15
- un expansor bifásico de amoníaco (106) que alimenta a un intercambiador de calor (107) para el pre-enfriamiento de la corriente de gas natural (1) y a otro intercambiador de calor (110) para el enfriamiento y condensación del fluido refrigerante de la etapa de licuación (200),
  - un condensador (108) para la condensación de la mezcla refrigerante amoníaco  $\text{NH}_3$ -agua (2).
- 20

5.- Sistema de producción de gas natural licuado GNL, según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado por que los medios para el preenfriamiento de la corriente de gas natural (1) están desacoplados térmicamente de la etapa de subenfriamiento (300).

25

6.- Sistema de producción de gas natural licuado GNL, según la reivindicación 5, caracterizado por que los medios de la etapa de subenfriamiento (300) comprenden un recuperador (301, 322, 323) de un fluido refrigerante.

30

7.- Sistema de producción de gas natural licuado GNL, según una cualquiera de las reivindicaciones 5 a 6, caracterizado por que en la etapa de licuación (200) el fluido refrigerante es etileno o etano puro y se emplean al menos dos etapas de presión para la licuación de la corriente de gas natural (1).

35

- 8.- Sistema de producción de gas natural licuado GNL, según la reivindicación 7, caracterizado por que los medios de la etapa de subenfriamiento (300) comprenden un ciclo de expansión de gas con refrigerante nitrógeno o argón puro.
- 5 9.- Sistema de producción de gas natural licuado GNL, según una cualquiera de las reivindicaciones 5 a 6, caracterizado por que el fluido de trabajo en la etapa de licuación (200) es un refrigerante mixto que comprende metano, etileno, propano y butano.
- 10 10.- Sistema de producción de gas natural licuado GNL, según la reivindicación 9, caracterizado por que la etapa de subenfriamiento (300) comprende una corriente de retorno de vapor de la expansión de la corriente licuada configurada para el subenfriamiento de la corriente de gas natural en la etapa de subenfriamiento (300) y para la alimentación en un intercambiador de calor (220) de la etapa de licuación (200),  
15 donde la temperatura de salida de la etapa de licuación (200) de la corriente (9) de gas natural y de la corriente de retorno de vapor está comprendida entre -110 °C y -130 °C y la presión tras la expansión en un expansor (320) de la corriente (9) en la etapa de subenfriamiento (300) está comprendida entre 10 y 20 bar y porque el sistema comprende además la extracción de una corriente de vapor (10) en el expansor (320)  
20 como combustible del sistema.
- 11.- Sistema de producción de gas natural licuado GNL, según una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 4, caracterizado por que los medios para el preenfriamiento de la corriente de gas natural (1) están acoplados térmicamente con la etapa de  
25 subenfriamiento (300).
- 12.- Sistema de producción de gas natural licuado GNL, según la reivindicación 11, caracterizado por que en la etapa de licuación (200) el fluido refrigerante es etileno o etano puro y se emplean al menos dos etapas de presión para la licuación de la  
30 corriente de gas natural (1).
- 13.- Sistema de producción de gas natural licuado GNL, según la reivindicación 12, caracterizado por que el fluido de trabajo en la etapa de subenfriamiento (300) es un refrigerante mixto que comprende etileno, metano y nitrógeno o etano, metano y  
35 nitrógeno.



14.- Sistema de producción de gas natural licuado GNL, según la reivindicación 13, caracterizado por que la etapa de subenfriamiento (300) comprende una salida del refrigerante mixto a un recuperador (233) de la etapa de licuación (200) para subenfriar el refrigerante etileno o etano puro.

15.- Método de producción de gas natural licuado GNL, que comprende una corriente adaptada para la circulación de gas natural (1), estando el método adaptado para el enfriamiento y/o expansión de la corriente de gas natural (1) a bajas temperaturas de -140 °C a -170°C en etapas de enfriamiento y/o expansión para producir gas natural licuado a presión atmosférica, donde el método comprende las siguientes etapas:

- una etapa de preenfriamiento (100) de la corriente de gas natural (1),
- una etapa de licuación (200) de la corriente de gas natural (1) localizada a continuación de la etapa de preenfriamiento (100), y
- una etapa de subenfriamiento (300) de la corriente de gas natural (1) localizada a continuación de la etapa de licuación (200),

donde la etapa de preenfriamiento (100) comprende:

- el preenfriamiento de la corriente de gas natural (1) mediante la circulación de una mezcla de refrigerante amoniacó  $\text{NH}_3$  y agua (2), y
- el preenfriamiento para la producción de refrigerante amoniacó  $\text{NH}_3$  (3) está alimentado por una línea para la circulación de vapor a baja presión generado por el calor de escape de al menos una turbina (401, 402) de gas acoplada a la etapa de licuación (200) y/o de subenfriamiento (300).

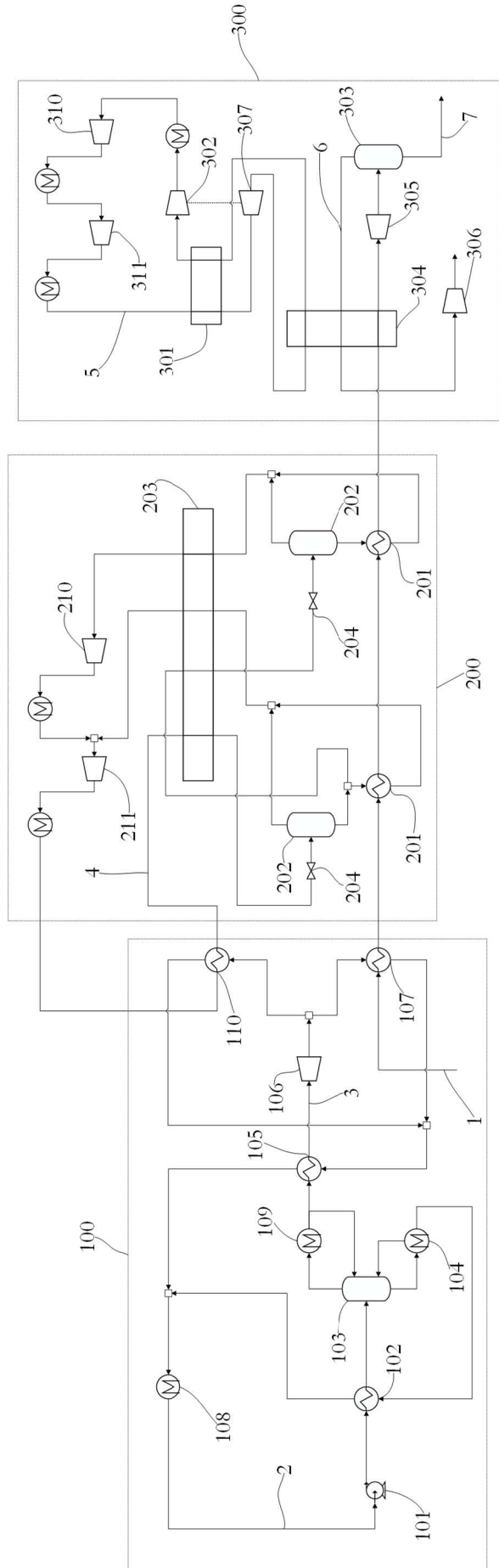


Figura 1

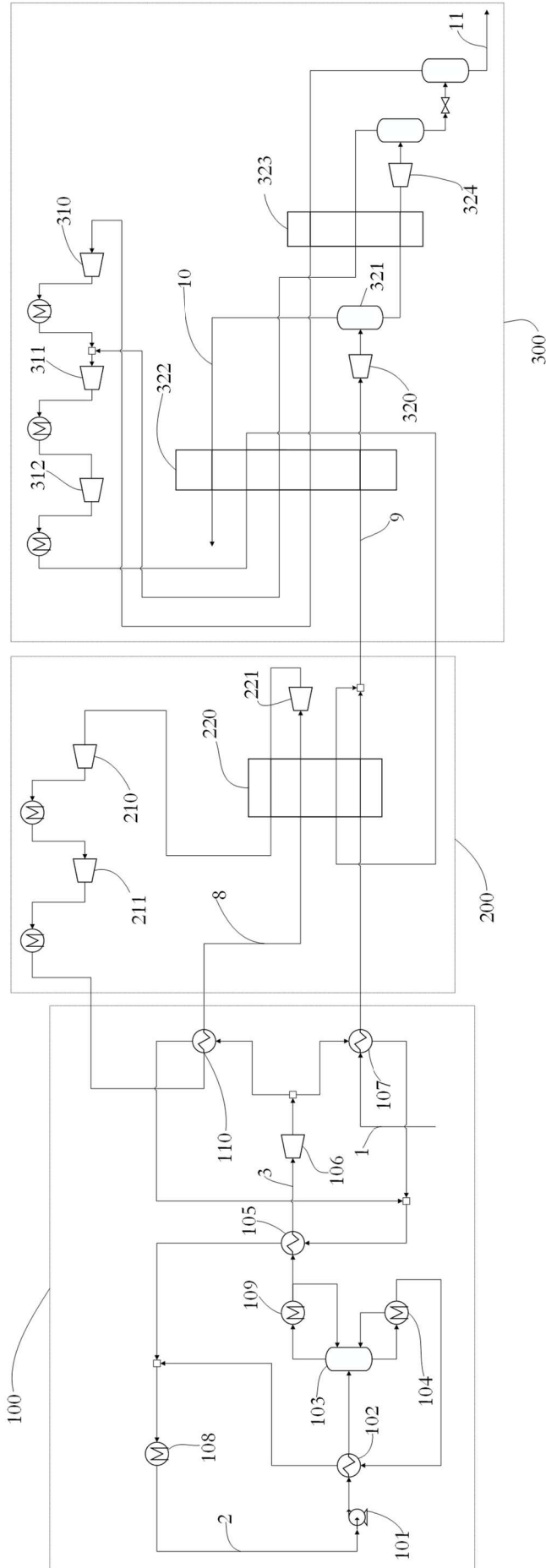


Figura 2

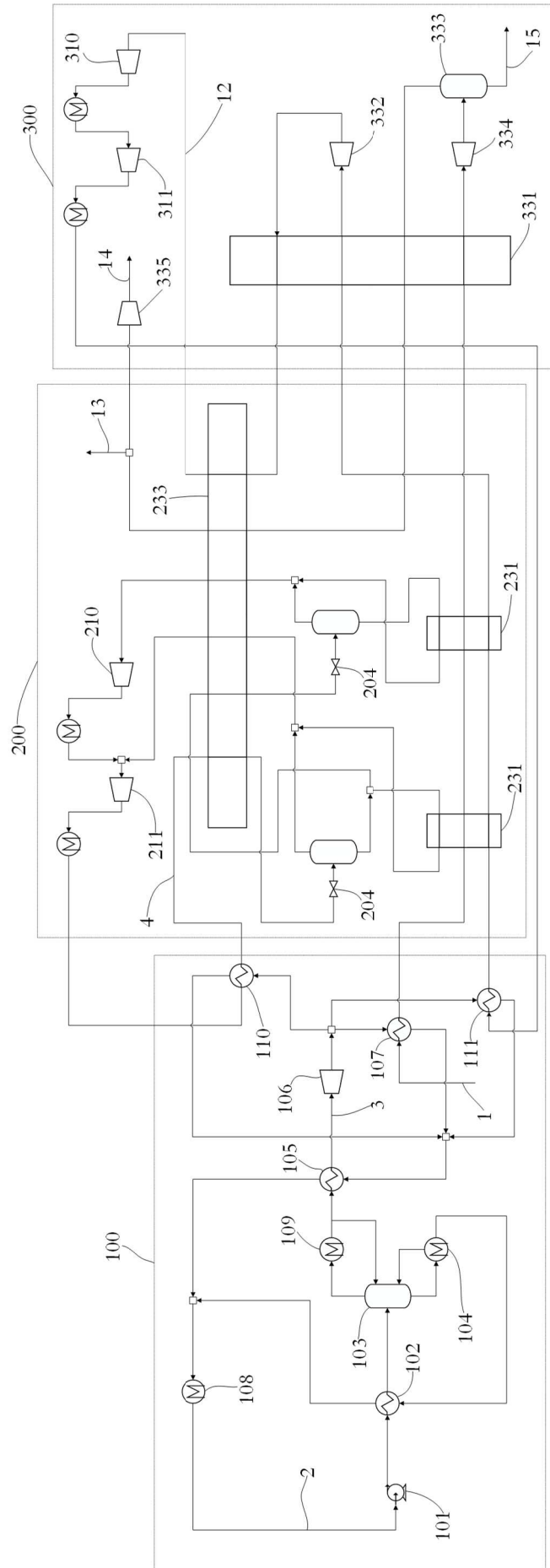


Figura 3

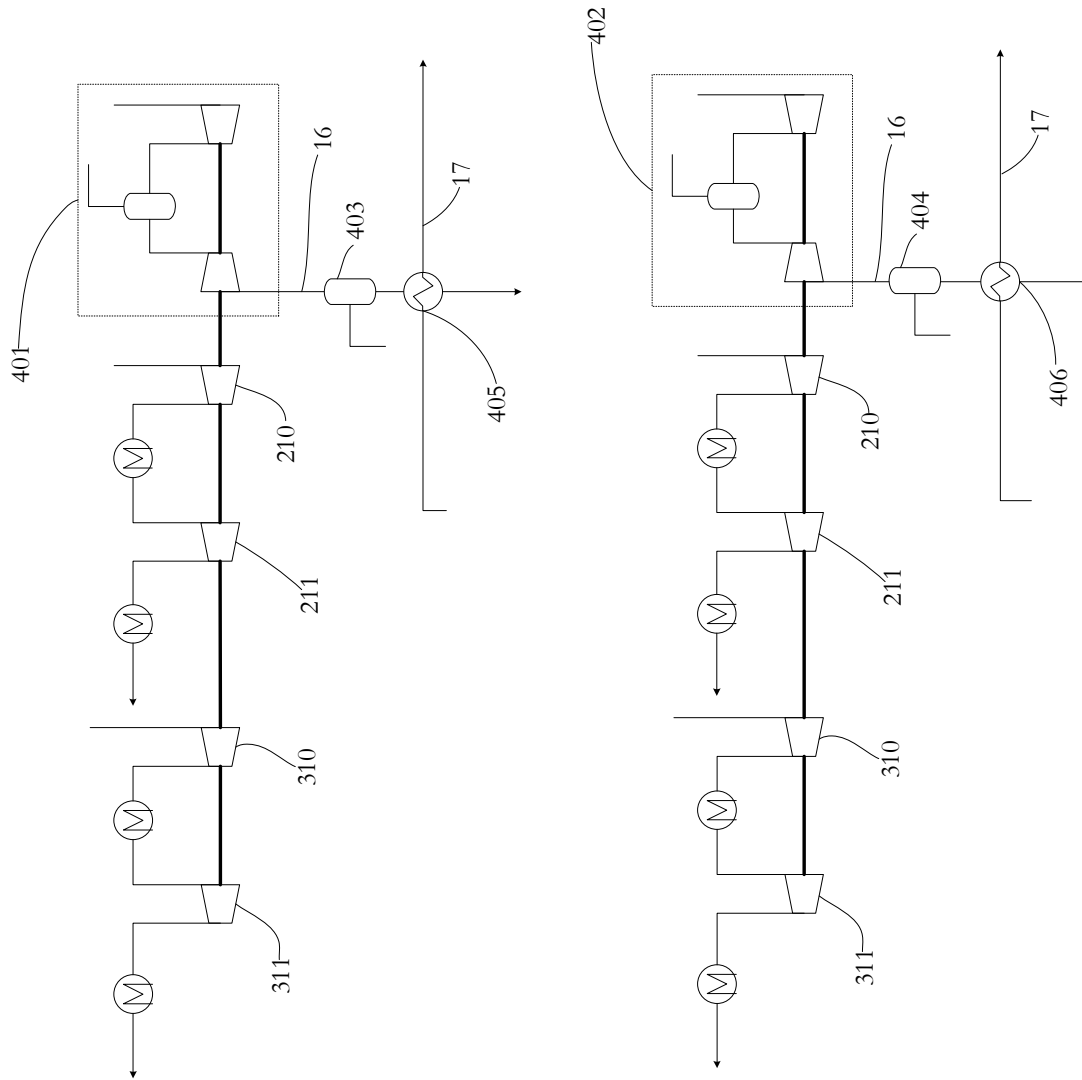


Figura 4