

(19)



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS
ESPAÑA



(11) Número de publicación: **2 386 144**

(51) Int. Cl.:

F17C 9/02 (2006.01)

F25J 3/02 (2006.01)

F17C 9/04 (2006.01)

(12)

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

(96) Número de solicitud europea: **04798684 .9**

(96) Fecha de presentación: **25.11.2004**

(97) Número de publicación de la solicitud: **1700071**

(97) Fecha de publicación de la solicitud: **13.09.2006**

(54) Título: **Procedimiento para el acondicionamiento de gas natural licuado**

(30) Prioridad:

18.12.2003 GB 0329343

(73) Titular/es:

**BP EXPLORATION OPERATING COMPANY
LIMITED
CHERTSEY ROAD
SUNBURY-ON-THAMES TW16 7BP, GB**

(45) Fecha de publicación de la mención BOPI:

10.08.2012

(72) Inventor/es:

**HARWOOD, David Andrew y
WINSTANLEY, Michael John**

(45) Fecha de la publicación del folleto de la patente:

10.08.2012

(74) Agente/Representante:

Carvajal y Urquijo, Isabel

ES 2 386 144 T3

Aviso: En el plazo de nueve meses a contar desde la fecha de publicación en el Boletín europeo de patentes, de la mención de concesión de la patente europea, cualquier persona podrá oponerse ante la Oficina Europea de Patentes a la patente concedida. La oposición deberá formularse por escrito y estar motivada; sólo se considerará como formulada una vez que se haya realizado el pago de la tasa de oposición (art. 99.1 del Convenio sobre concesión de Patentes Europeas).

DESCRIPCIÓN

Procedimiento para el acondicionamiento de gas natural licuado

- 5 Esta invención se refiere a un procedimiento para acondicionar gas natural licuado.

El gas natural licuado (GNL) necesita vaporizarse antes de alimentarse al interior de un conducto para su distribución. En un procedimiento de vaporización típico, el GNL se alimenta al interior de un tanque. Esto inevitablemente da como resultado alguna pérdida de vapor de gas; normalmente este gas de descarga se comprime y a continuación se hace pasar a un condensador por evaporación en el que se condensa, por ejemplo haciendo pasar una cantidad de GNL desde el tanque al condensador por evaporación en el que el gas de evaporación, a una presión aumentada, se combina con la corriente de GNL para producir una corriente de sólo líquido que puede hacerse pasar de nuevo al tanque o combinarse con una corriente de flujo de salida del tanque. El GNL se hace pasar entonces desde el tanque hasta una bomba que descarga el GNL, a una presión adecuada, en un conducto, por medio de uno o más intercambiadores de calor que vaporizan el GNL.

Sin embargo, en muchos casos, el GNL no cumple las especificaciones requeridas del producto o conducto debido a la presencia de cantidades en exceso de hidrocarburos que contienen dos o más átomos de carbono, y se requieren diversas etapas de procesamiento adicionales.

20 El documento GB 1.185.053 da a conocer un procedimiento a alta presión para obtener un fluido rico en metano a partir de GNL. Las altas presiones usadas conducen a costes de ingeniería y funcionamiento altos. La figura 1 muestra una columna que se alimenta mediante una bomba que somete la corriente de alimentación a la columna a una presión de 25 bares absolutos, lo que significa que la columna debe modificarse mediante ingeniería para funcionar a una presión próxima a 25 bares absolutos.

25 El documento US 6.604.380 es también un procedimiento a alta presión, elevando una bomba la presión del GNL hasta 100-500 psig, preferiblemente al intervalo de procedimiento de 300-350 psi (1 psi = 0,0689 bar). El esquema es complejo, dividiendo inicialmente la corriente de alimentación en al menos dos partes, usándose al menos una parte como corriente de reflujo en una columna de relleno.

30 El documento US 2003/0158458A1 da a conocer un esquema para separar componentes ricos en metano y ricos en etano de una corriente de GNL, que incluye un separador y una columna. La figura 1 muestra la corriente de alimentación que se hace pasar directamente a la columna 28, que se hace funcionar usando un reflujo bombeado desde el separador 24. En efecto, el separador actúa para reciclar la corriente de gas procedente de la columna, y por tanto sólo parte del GNL alimentado está sometida a esa separación.

35 El documento US 6.564.579 describe un procedimiento para la eliminación de líquidos de gas natural, normalmente hidrocarburos que contienen dos o más átomos de carbono, a partir de GNL, para proporcionar un producto con un valor de calentamiento reducido que cumple con las especificaciones del conducto u otras especificaciones comerciales. Este procedimiento, que es de un tipo que puede denominarse en lo sucesivo acondicionamiento, incluye las siguientes etapas: vaporizar al menos una parte principal de una corriente del gas natural licuado para producir una corriente de gas natural al menos parcialmente vaporizado; fraccionar la corriente de gas natural al menos parcialmente vaporizado para producir una corriente de gas y una corriente de líquidos de gas natural; comprimir la corriente de gas para aumentar la presión de la corriente de gas en de aproximadamente 50 a aproximadamente 150 psi para producir una corriente de gas comprimido y enfriar la corriente de gas comprimido mediante intercambio de calor con la corriente de gas natural licuado para producir una corriente de gas comprimido líquido; bombear la corriente de gas comprimido líquido para producir una corriente de líquido a alta presión a una presión de desde aproximadamente 800 hasta aproximadamente 1200 psig; vaporizar la corriente de líquido a alta presión para producir un gas natural acondicionado adecuado para suministrarlo a un conducto o para uso comercial; y recuperar los líquidos de gas natural.

40 El procedimiento del documento US 6.564.579 proporciona varias ventajas. Sin embargo, el procedimiento tiene por sí mismo varias desventajas significativas. En particular, una realización preferida del procedimiento tal como se muestra en la figura 5 del documento US 6.564.579 requiere el uso de un recipiente de destilación a alta presión (38 en la figura 5); por tanto, según la columna 7, líneas 15-30: "El gas de cabeza del recipiente 86 de separación se hace pasar por medio de una tubería 94 a compresión en un compresor 50 en el que la presión se aumenta en de aproximadamente 50 a 150 psi. La presión en la tubería 54 tras la compresión en el compresor 50 es normalmente desde aproximadamente 100 hasta aproximadamente 300 psig. Esto permite el retorno del gas desde el tanque 86 por medio de la tubería 54 hasta el intercambiador 34 de calor para la liofificación. Los líquidos recuperados del separador 86 se hacen pasar por medio de una tubería 88 a una bomba 90 desde la que se hacen pasar por medio de una tubería 92 al recipiente 38 de destilación. El recipiente 38 de destilación funciona tal como se describió anteriormente para separar los GNL, que se recuperan a través de una tubería 46, y para producir una corriente de gas de cabeza, que comprende principalmente metano. Esta corriente gaseosa se recupera a través de una tubería 48 y se hace pasar a combinación con la corriente de gas en la tubería 54. Las corrientes combinadas se licuan entonces en el intercambiador 34 de calor." Debido a que la presión en la tubería 48 debe ser la misma que la

presión en la tubería 53, la columna 38 debe hacerse funcionar con una presión de salida gaseosa de 100 a aproximadamente 300 psig. Esto significa que la corriente de líquido procedente de 86 debe bombarse (por medio de la bomba 90) a la columna 38.

5 El documento US 3837821, que da a conocer las características del preámbulo de la reivindicación 1, da a conocer un método de producción bajo alta presión de un gas rico en metano, al que se le añade una fracción gaseosa volátil en el que el gas natural se lleva hasta una presión intermedia y una fracción gaseosa volátil se añade al gas natural a dicha presión intermedia, añadiéndose la fracción gaseosa volátil al gas natural en el estado líquido, después de lo cual, la mezcla obtenida se lleva hasta la presión del sistema de distribución recalentado y vaporizado.

10 Ahora se ha encontrado un procedimiento simplificado para el acondicionamiento de GNL que puede hacerse funcionar de manera más eficaz y barata que los procedimientos de la técnica anterior.

15 Por consiguiente, la presente invención proporciona un procedimiento para el acondicionamiento de gas natural licuado, que comprende aplicar las siguientes etapas a una corriente de alimentación de gas natural licuado:

i. vaporizar al menos una parte principal de la corriente de alimentación de gas natural licuado para producir una corriente de gas natural al menos parcialmente vaporizado;

20 ii. separar la corriente de gas natural al menos parcialmente vaporizado para producir una primera corriente que es rica en metano y una segunda corriente que es rica en hidrocarburos que tienen dos o más átomos de carbono;

25 iii. si se requiere, comprimir la primera corriente procedente de la etapa (ii) para aumentar la presión y producir una corriente de gas comprimido;

30 iv. enfriar la primera corriente procedente de la etapa (ii) o la corriente de gas comprimido procedente de la etapa (iii) mediante intercambio de calor con al menos parte de la corriente de alimentación de gas natural licuado para producir una corriente de gas comprimido líquido;

35 v. hacer pasar la segunda corriente procedente de la etapa (ii) sin bombear a un recipiente de destilación para producir una corriente de líquidos de gas natural y una corriente adicional rica en metano, siendo la presión de funcionamiento del recipiente de destilación tal que la corriente adicional rica en metano sale del recipiente de destilación a una presión en el intervalo de desde 2 hasta 6 barg;

40 vi. enfriar la corriente adicional rica en metano procedente de la etapa (v) mediante intercambio de calor con al menos parte de la corriente de alimentación de gas natural licuado y posteriormente bombear para producir una corriente de gas comprimido líquido;

vii. combinar opcionalmente las corrientes de gas comprimido líquido procedentes de las etapas (iv) y (vi);

45 viii. vaporizar las corrientes de gas comprimido líquido procedentes de las etapas (iv), (vi) y/o (vii) para producir un gas natural acondicionado; y

ix. recuperar los líquidos de gas natural

50 caracterizado porque al menos la parte principal de la corriente de alimentación de gas natural licuado se vaporiza en la etapa (i) mediante intercambiador de calor de al menos parte de la corriente de alimentación de gas natural licuado con la primera corriente procedente de la etapa (ii) o la corriente de gas comprimido procedente de la etapa (iii) y con la corriente adicional rica en metano procedente de la etapa (v).

55 El procedimiento según la invención produce un gas natural acondicionado que es adecuado para suministrarlo a un conducto, o para otro uso comercial, junto con líquidos de gas natural. En general, los líquidos de gas natural comprenden hidrocarburos que tienen 2 o más átomos de carbono. Si se desea, el producto de líquidos de gas natural inicial obtenido mediante el procedimiento de la invención puede procesarse adicionalmente, por ejemplo mediante la eliminación de etano en una columna desetanizadora.

60 Preferiblemente más del 90% o el 95% de la corriente de alimentación para el procedimiento, preferiblemente toda la corriente de alimentación, se alimenta a la etapa (i) del procedimiento. Si se desea, una pequeña cantidad de la corriente de alimentación puede usarse para realizar ciertas funciones dentro del procedimiento, por ejemplo enfriar un compresor. Sin embargo, es una ventaja del procedimiento según la invención que no se requiera nada de la corriente de alimentación para actuar como reflujo en las columnas usadas en el procedimiento, a diferencia del procedimiento del documento US 6.604.380, en el que parte de el GNL frío entrante se desvía al intercambiador de calor por vaporización y se usa como reflujo en la columna 22 y posiblemente en el separador 20.

65 Preferiblemente, la separación de la etapa (ii) se lleva a cabo usando un separador que contiene un mínimo de estructura interna. No son necesarias corrientes de reflujo, y por tanto no se requieren materiales de relleno ni

bandejas de separación de gas-líquido, aunque si se desea el separador puede contener una o más estructuras de malla de punto para ayudar en la eliminación de líquidos arrastrados.

La salida de la etapa (ii) comprende dos corrientes separadas, una corriente de gas y una corriente de líquidos. La corriente de gas se comprime si es necesario en la etapa opcional (iii) (que esto sea necesario dependerá de la presión de funcionamiento de la etapa de fraccionamiento (ii)) y se envía a un intercambiador de calor en el que, en la etapa (iv), se enfriá contra la corriente de alimentación de GNL. La corriente de líquidos se separa en una corriente de líquidos de gas natural y una corriente de gas en el recipiente de destilación de la etapa (v), recipiente que contiene relleno o bandejas de separación de gas-líquido para proporcionar contacto de vapor-líquido. Dicho recipiente no requiere la presencia de una corriente de reflujo; específicamente, no requiere la presencia de una corriente de reflujo de GNL frío obtenida a partir de la corriente de alimentación para el procedimiento.

La corriente de gas que resulta de la etapa (v) se envía a un intercambiador de calor en el que se enfriá contra la corriente de alimentación de GNL (etapa (vi)). Es una característica importante del procedimiento de la invención que las corrientes de gas procedentes de las etapas (ii)/(iii) y (v) estén a diferentes presiones entre sí y por tanto se enfríen en corrientes separadas. El intercambio de calor en estas dos corrientes puede llevarse a cabo usando intercambiadores de calor diferentes, o puede llevarse a cabo usando a intercambiador de calor de múltiples corrientes. Preferiblemente, el/los intercambiador(es) de calor usado(s) es/son un/unos intercambiador(es) de placas-aletas; éstos son muy compactos, y son posibles enfoques de temperatura más ajustada.

Tras el intercambio de calor de las etapas (iv) y (vi), la corriente de gas que se origina a partir de la etapa (v) puede comprimirse para igualar su presión con la de la corriente de presión más alta que se origina a partir de la etapa (ii)/(iii), y las dos corrientes pueden combinarse antes de bombear para aumentar adicionalmente la presión, seguido de vaporización para producir el gas natural acondicionado deseado.

El procedimiento de la presente invención proporciona varias ventajas con respecto al procedimiento descrito en la figura 5 del documento US 6.564.579. Debido a que no hay requisito de fusionar dos corrientes de gas separadas antes del intercambio de calor, el recipiente de destilación usado en la etapa (iv) funciona a una presión relativamente baja, la corriente de salida rica en metano que está a una presión en el intervalo de desde 2 hasta 6 barg, preferiblemente desde 3 hasta 5 barg (a diferencia de la columna de la figura 5 del documento US 6.564.579 que funciona a una presión relativamente alta, estando la corriente de salida a de 100 a 300 psig, equivalente a de 6,9 a 20,7 barg). La corriente de líquido procedente de la etapa (ii) puede disminuirse por tanto en el recipiente de destilación: no se requiere ninguna bomba para transferir la corriente de líquidos de gas natural procedente de la etapa (ii) al recipiente de destilación, y el procedimiento se simplifica de este modo. El compresor usado para comprimir la corriente de gas que sale del recipiente de destilación en la etapa (ii) puede usarse a un diferencial de presión inferior. Y lo que es más importante, el recipiente de destilación puede sobrecalentarse usando agua de mar en vez del vapor que se requiere para el sobrecalentamiento de recipientes de alta presión, aunque puede usarse vapor si se desea. Y finalmente, mantener las corrientes de gas procedentes de las etapas (ii)/(iii) y (v) separadas en vez de combinarlas antes del intercambio de calor puede mejorar la eficacia de recuperación de calor, especialmente si se usa(n) un/unos intercambiador(es) de calor de placas-aletas.

El procedimiento de la invención puede integrarse con instalaciones de manipulación de GNL existentes. El procedimiento puede formar parte también de un sistema de recuperación de energía integrada tal como se describe en el documento US 6.564.579.

La invención se ilustra adicionalmente en el dibujo adjunto, que el que la figura ilustra un esquema de flujos que representa el procedimiento según la invención.

Un tanque 1 contiene GNL que constituye la alimentación al procedimiento. El tanque 1 es normalmente un tanque criogénico. Una bomba 2 dentro del tanque bombea el GNL desde el tanque 1 por medio de una bomba 3 que aumenta la presión normalmente hasta aproximadamente de 9 a 13 barg. Desde la bomba 3, el GNL se hace pasar a un intercambiador 4 de calor de múltiples canales, preferiblemente del tipo de placas-aletas. Una tubería 5 lleva el GNL a un recipiente 6 de separación que tiene dos tuberías de salida y un mínimo de estructura interna. La tubería 7 de salida lleva una corriente de gas desde el recipiente 6 de separación hasta un compresor 8 en el que la presión se aumenta normalmente en desde 2 hasta 5 bar, por ejemplo aproximadamente 3 bar. Una tubería 9 alimenta la corriente de gas comprimido resultante de nuevo a un canal 30 del intercambiador 4 de calor de múltiples canales. La tubería 10 de salida lleva una corriente de líquido desde el recipiente de separación hasta un recipiente 11 de destilación que contiene relleno o bandejas de separación de gas-líquido para proporcionar contacto de vapor-líquido, que separa la corriente de entrada en una corriente de líquido que comprende líquidos de gas natural que se eliminan por medio de la tubería 12, y una corriente de gas que se elimina por medio de la tubería 13 y se alimenta de nuevo al intercambiador 4 de calor de múltiples canales que usa un canal 31 separado del usado por la tubería 9. La caída de presión a través del recipiente 11 de destilación es tal que la presión de la corriente de gas eliminada por medio de la tubería 13 está en el intervalo de desde 2 hasta 6 barg.

El recipiente 11 de destilación está dotado de un hervidor 20 que comprende un intercambiador 21 de calor y una tubería 22 que forma un bucle cerrado de nuevo hacia el recipiente 11 de destilación.

5 La corriente que sale del canal 30 se lleva mediante una tubería 14 normalmente a una presión de desde 12 hasta 16 barg al punto 15 de mezclado. La corriente que sale del canal 31 se lleva a una bomba 16 en la que su presión se iguala a la de la corriente que sale del canal 30 antes de llevarse al punto 15 de mezclado, donde se combina con la corriente que sale del canal 30. Las corrientes combinadas se hacen pasar entonces a una bomba 17 y posteriormente se vaporizan en el intercambiador 18 de calor antes de descargarse en un conducto.

10 El procedimiento entero se lleva a cabo a temperaturas criogénicas normales, por ejemplo, la corriente de alimentación de GNL está normalmente a una temperatura de aproximadamente -170 a -150°C, dependiendo la temperatura en cada punto del procedimiento de la presión.

15 Las temperaturas y presiones exactas usadas dependerán naturalmente de los detalles de configuración exactos del procedimiento. Asimismo, son posibles diversas modificaciones del esquema de flujos mostrado en la figura. Por ejemplo, la bomba 3 puede omitirse si la corriente de GNL de alimentación está a una presión inicial lo suficientemente alta. Puede añadirse una bomba adicional a la tubería 5 si se desea accionar el sistema a una presión más alta. El intercambiador 4 de calor de múltiples canales puede sustituirse por dos intercambiadores de calor separados, una reorganización correspondiente de la corriente de alimentación de GNL.

REIVINDICACIONES

1. Procedimiento para el acondicionamiento de gas natural licuado, que comprende aplicar las siguientes etapas a una corriente de alimentación de gas natural licuado:
- 5 i. vaporizar al menos una parte principal de la corriente de alimentación de gas natural licuado para producir una corriente de gas natural al menos parcialmente vaporizado;
- 10 ii. separar la corriente de gas natural al menos parcialmente vaporizado para producir una primera corriente que es rica en metano y una segunda corriente que es rica en hidrocarburos que tienen dos o más átomos de carbono;
- 15 iii. si se requiere, comprimir la primera corriente procedente de la etapa (ii) para aumentar la presión y producir una corriente de gas comprimido;
- 20 iv. enfriar la primera corriente procedente de la etapa (ii) o la corriente de gas comprimido procedente de la etapa (iii) mediante intercambio de calor con al menos parte de la corriente de alimentación de gas natural licuado para producir una corriente de gas comprimido líquido;
- 25 v. hacer pasar la segunda corriente procedente de la etapa (ii) sin bombear a un recipiente (11) de destilación para producir una corriente de líquidos de gas natural y una corriente adicional rica en metano, siendo la presión de funcionamiento del recipiente (11) de destilación tal que la corriente adicional rica en metano sale del recipiente (11) de destilación a una presión en el intervalo de desde 2 hasta 6 barg;
- 30 vi. enfriar la corriente adicional rica en metano procedente de la etapa (v) mediante intercambio de calor con al menos parte de la corriente de alimentación de gas natural licuado y posteriormente bombear para producir una corriente de gas comprimido líquido;
- 35 vii. combinar opcionalmente las corrientes de gas comprimido líquido procedentes de las etapas (iv) y (vi);
- 40 viii. vaporizar las corrientes de gas comprimido líquido procedentes de las etapas (iv), (vi) y/o (vii) para producir un gas natural acondicionado; y
- 45 ix. recuperar los líquidos de gas natural
- 50 caracterizado porque al menos la parte principal de la corriente de alimentación de gas natural licuado se vaporiza en la etapa (i) mediante intercambio de calor de al menos parte de la corriente de alimentación de gas natural licuado con la primera corriente procedente de la etapa (ii) o la corriente de gas comprimido procedente de la etapa (iii) y con la corriente adicional rica en metano procedente de la etapa (v).
- 55 2. Procedimiento según la reivindicación 1, en el que en la etapa (v) la corriente adicional rica en metano sale del recipiente (11) de destilación a una presión en el intervalo de desde 3 hasta 5 barg.
- 60 3. Procedimiento según cualquiera de la reivindicación 1 o reivindicación 2, en el que la separación de la etapa (ii) se lleva a cabo usando un separador (6) sin corrientes de reflujo y sin contener materiales de relleno ni bandejas de separación de gas-líquido.
- 65 4. Procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 3, en el que la columna (11) de destilación usada en la etapa (v) contiene relleno o bandejas de separación de gas-líquido y se hace funcionar sin la presencia de una corriente de reflujo.
- 70 5. Procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 4, en el que más del 90% de la corriente de alimentación para el procedimiento se procesa en la etapa (i), no usándose nada de dicha corriente de alimentación para actuar como reflujo en cualquier columna usada en el procedimiento.
- 75 6. Procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 5, en el que la corriente adicional rica en metano procedente de la etapa (v) se enfriá mediante intercambio de calor con al menos parte de la corriente de alimentación de gas natural licuado y se bombea posteriormente para igualar su presión con la de la corriente de gas comprimido líquido producida en la etapa (iv), y se combinan las dos corrientes.
- 80 7. Procedimiento según la reivindicación 6, en el que dicha corriente combinada se bombea para aumentar la presión y vaporizarse posteriormente.
- 85 8. Procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 7, en el que el recipiente (11) de destilación en la etapa (ii) está dotado de un hervidor (20) que usa agua de mar como refrigerante.

9. Procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 8, en el que la presión de entrada de la corriente de gas natural al menos parcialmente vaporizado en la etapa (ii) está en el intervalo de desde 9 hasta 13 barg.
- 5 10. Procedimiento según la reivindicación 9, en el que la presión de la corriente de gas comprimido producida en la etapa (iii) se aumenta de desde 2 hasta 5 bar.
- 10 11. Procedimiento según las reivindicaciones 9 ó 10, en el que la corriente de gas comprimido líquido procedente de la etapa (iv) está a una presión de desde 12 hasta 16 barg.
12. Procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 11, en el que la temperatura de la corriente de alimentación de gas natural licuado está en el intervalo de desde -170 hasta -150°C.
- 15 13. Procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 12, en el que el/los intercambiador(es) (4) de calor usado(s) en las etapas (ii)/(iii) y (v) es/son un/unos intercambiador(es) de placas-aletas.

