

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 736 424**

51 Int. Cl.:

F25J 1/00 (2006.01)

F25J 1/02 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **23.06.2016 PCT/GB2016/000127**

87 Fecha y número de publicación internacional: **02.03.2017 WO17032960**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **23.06.2016 E 16738486 (6)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **01.05.2019 EP 3338043**

54 Título: **Proceso para la producción de gas natural licuado**

30 Prioridad:

21.08.2015 GB 201514932

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

30.12.2019

73 Titular/es:

**GASCONSULT LIMITED (100.0%)
5 Leicester Court, 24 Clevedon Road
Twickenham, Middlesex TW1 2TB, GB**

72 Inventor/es:

**SKINNER, GEOFFREY , FREDERICK y
MAUNDER, ANTHONY, DWIGHT**

74 Agente/Representante:

ISERN JARA, Jorge

ES 2 736 424 T3

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

DESCRIPCIÓN

Proceso para la producción de gas natural licuado

5 Campo de la invención

La presente invención se relaciona con un método para licuar un gas rico en metano que contiene hidrocarburos superiores.

10 Antecedentes

15 En la producción de gas líquido rico en metano, como el gas natural líquido (LNG), generalmente se desea reducir su contenido de hidrocarburos C₅₊ a aproximadamente 0.1% en moles y de compuestos aromáticos a menos de 1 mol ppm para evitar que tales materiales se solidifiquen en los intercambiadores de calor del proceso de licuefacción. El contenido de tales hidrocarburos superiores se reduce normalmente por medios tales como enfriar el gas de alimentación y eliminar el líquido condensado, o lavando el gas de alimentación con un líquido de hidrocarburo adecuado en la llamada "columna de lavado", o mediante el uso de un adsorbente sólido.

20 Sin embargo, cuando la presión del gas de alimentación es mucho mayor que 50 bar, las técnicas mencionadas anteriormente pueden ser insuficientes para lograr los niveles deseados de hidrocarburos superiores residuales. En tales casos, se puede prever que la presión del gas de alimentación se reduzca significativamente, típicamente en un expansor de operación, su alto contenido de hidrocarburos luego se reduce por condensación o lavado, y el gas de alimentación agotado se recomprime hasta cerca de su presión original corriente arriba para el paso de licuefacción.

25 Resumen de la invención

De acuerdo con la invención, se proporciona un proceso para licuar un gas rico en metano de acuerdo con la reivindicación 1.

30 La invención comprende una adaptación de los procesos de LNG con base en expansor de metano, y particularmente del proceso de expansor de metano dual descrito en el documento WO 2012/172281, por lo que el gas de alimentación se suministra a dicho expansor y se separa la cantidad deseada de hidrocarburos pesados condensados de la corriente de salida del expansor. El documento US 5651269 divulga otro proceso de expansión de metano dual. En el documento US 5651269, las porciones de una corriente de gas de alimentación y una corriente de reciclaje se expanden en los dos expansores de metano.

35 La invención es aplicable particularmente a la producción de LNG flotante, debido al potencial para reducir el peso y el área de la cubierta, y a la producción de LNG en tierra a pequeña escala a partir de gases naturales de presión más alta.

40 La presión del gas rico en metano de alimentación es preferiblemente de 50 a 100 bar, en cuyo caso el gas de reciclaje también se presuriza preferiblemente a 50 a 100 bar. La presión de salida del expansor de gas es preferiblemente de 5 a 30 bar.

45 Opcionalmente, la mezcla de gas de alimentación y parte del gas de reciclaje se enfría en un intercambiador de calor antes de la admisión al expansor de gas. Opcionalmente, la corriente de salida del expansor de gas puede calentarse o enfriarse para variar la cantidad de hidrocarburos superiores en el líquido.

50 Descripción de la realización preferida

La invención se describirá adicionalmente con referencia a los dibujos adjuntos en los que la Figura 1 representa un diagrama de flujo que ilustra un proceso de acuerdo con la invención.

55 La hoja de flujo exacto dependerá de la especificación del gas de alimentación, pero generalmente contendrá estos elementos básicos. Donde las presiones se indican en cualquier lugar de esta solicitud como "bar", estas están en bares absolutos.

60 El gas (1) natural de alimentación se pasa a través de una etapa A de pretratamiento en la que componentes como los gases ácidos, vapor de agua y mercurio se pueden eliminar para producir un gas (2) pretratado.

65 El gas pretratado se mezcla con una primera parte (4) de un gas (3) de reciclaje, que se describe a continuación, que comprende típicamente del 30% al 60% del flujo total de gas de reciclaje en una base molar. En la mezcla resultante, la proporción del flujo molar del gas de reciclaje al flujo molar de gas de alimentación está típicamente en el intervalo de 0.5 a 2. La mezcla (5) resultante, después de enfriar opcionalmente (6) en el enfriador B, fluye a una máquina C expansora de gas a una presión de entre 40 y 120 bar, más típicamente entre 50 y 100 bar.

En la salida del expansor C, la corriente (7) tiene una presión de entre 3 bar y 50 bar, y más típicamente entre 5 bar y 30 bar puede contener un condensado que comprende C_{5+} y/o compuestos aromáticos. La corriente (7) se puede enfriar opcionalmente en el enfriador D (corriente 8) para aumentar la cantidad de condensado formado.

5 La corriente (7 u 8) parcialmente condensada se separa en un líquido (9) y un vapor (10) en el separador E. Típicamente, la corriente 9 contiene hidrocarburos más ligeros además de los hidrocarburos pesados condensados mencionados anteriormente. Esta corriente típicamente se eliminará del proceso para su uso como combustible, o se puede separar en fracciones más ligeras y más pesadas, con la fracción más ligera opcionalmente reciclada. En una opción adicional, el separador E puede formar la parte superior de una columna de eliminación de metano. Todas estas opciones para la separación y el procesamiento posterior de la corriente 9 no forman parte de la invención.

10 El vapor (10) del separador E se recalienta típicamente en un primer paso frío del intercambiador F de calor y la corriente (11) se comprime en el compresor G a una presión de 40 a 120 bar (corriente 12) y luego se enfría en un enfriador H para formar un primer constituyente del gas (3) de reciclaje mencionado anteriormente.

15 Una segunda parte (corriente 13) del gas (3) de reciclaje se enfría (14) en un pasaje caliente del intercambiador F de calor y luego se pasa a una unidad N de licuefacción que se muestra en un contorno de puntos. Los productos de la unidad de licuefacción son metano licuado (LNG) y una corriente (23) de vapor. En la unidad de licuefacción la corriente (14) está dividida. Una primera parte (15), que típicamente comprende del 25% al 35% de la corriente 14, se enfría adicionalmente en un paso caliente del intercambiador I de calor, para formar un condensado rico en metano o una fase densa (16), que puede ser despresurizada en una válvula o turbina J (corriente 17) para producir un producto de LNG.

20 Si bien el ejemplo se basa en una unidad N de licuefacción generalmente de acuerdo con el documento WO 2012/172281, podrían sustituirse otros tipos de unidades de licuefacción. En particular, podría emplearse una unidad de licuefacción que lograra la licuefacción completa de dicha segunda parte del gas (14) de reciclaje, de manera que la segunda corriente (23) de vapor sea cero.

25 Para proporcionar la mayor parte del enfriamiento necesario en el intercambiador I de calor, una segunda parte (18) se expande en un segundo expansor K de gas. Cualquier líquido en la salida (19) del expansor se separa (20) en el separador L y se despresuriza a través de la válvula o turbina M para producir un producto (21) de LNG adicional.

30 El vapor del separador L (22) se recalienta en un paso frío del intercambiador I de calor y la corriente (23) se recalienta en un segundo paso frío del intercambiador F de calor. La corriente (24) se comprime luego en el compresor G a una presión de 40 a 120 bar para formar un segundo constituyente del gas de reciclaje mencionado anteriormente (corriente 3).

35 De acuerdo con la invención, la presión de la corriente (24) puede ser mayor o menor que la presión de la corriente (11).

40 Un ejemplo de la eliminación de hidrocarburos pesados y material aromático se proporciona en la Tabla 1 (página 8). La concentración de benceno de la alimentación (2) de 1000 moles ppm se reduce a 1 mol ppm en la corriente (10). La corriente (10) tiene una composición cercana a la composición del producto de LNG.

Tabla 1

	2	4	5	6	7	8	9	10
No. de coeficientes								
fracción de mol								
CO2	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
N2	0.010399	0.017629	0.015034	0.015034	0.015034	0.015034	0.000567	0.015644
CH4	0.806366	0.935888	0.889394	0.889394	0.889394	0.889394	0.206702	0.918189
C2H6	0.101516	0.038661	0.061224	0.061224	0.061224	0.061224	0.215712	0.054708
C3H8	0.052817	0.007219	0.023588	0.023588	0.023588	0.023588	0.332095	0.010575
i-C4H10	0.006795	0.000283	0.002621	0.002621	0.002621	0.002621	0.054901	0.000416
n-C4H10	0.012252	0.000290	0.004584	0.004584	0.004584	0.004584	0.103162	0.000426
i-C5H12	0.002574	0.000016	0.000934	0.000934	0.000934	0.000934	0.022530	0.000023
n-C5H12	0.002986	0.000011	0.001079	0.001079	0.001079	0.001079	0.026281	0.000016
n-C6H14	0.001544	0.000001	0.000555	0.000555	0.000555	0.000555	0.013681	0.000001
n-niclopentano	0.000412	0.000000	0.000148	0.000148	0.000148	0.000148	0.003648	0.000000
Benceno	0.001000	0.000001	0.000359	0.000359	0.000359	0.000359	0.008853	0.000001
ciclohexano	0.000206	0.000000	0.000074	0.000074	0.000074	0.000074	0.001824	0.000000
n-C7H16	0.000515	0.000000	0.000185	0.000185	0.000185	0.000185	0.004565	0.000000
n-niclohexano	0.000206	0.000000	0.000074	0.000074	0.000074	0.000074	0.001826	0.000000
tolueno	0.000103	0.000000	0.000037	0.000037	0.000037	0.000037	0.000913	0.000000
n-C8H18	0.000206	0.000000	0.000074	0.000074	0.000074	0.000074	0.001826	0.000000
n-C9H20	0.000103	0.000000	0.000037	0.000037	0.000037	0.000037	0.000913	0.000000
H2O	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
°C	30.0	30.0	29.5	10.0	-63.3	-63.3	-68.3	-68.3
bar abs	55.0	64.9	64.9	54.8	14.0	13.9	13.9	13.9
kmol/h	5480	9786	15266	15266	15266	15266	618	14648
fracción de vapor	1	1	1	1	0.963	0.960	0	1
fracción de mol	0.009854							0.000042
aromático	0.001102							0.000001

REIVINDICACIONES

1. Un proceso para licuar gases ricos en metano que comprende
- 5 - proporcionar una corriente (2) de gas rico en metano de alimentación que contiene hidrocarburos superiores a una presión de 40 a 120 bar;
- proporcionar una corriente (3) de gas de reciclaje rico en metano a una presión de 40 a 120 bar;
- 10 - dividir el gas de reciclaje en las partes primera (4) y segunda (13);
- mezclar el gas de alimentación con la primera parte (4) del gas de reciclaje;
- 15 - pasar la mezcla (5) resultante a un primer expansor (C) de gas, donde la primera salida del expansor tiene una presión de entre 3 bar y 50 bar para formar una mezcla de vapor y donde un líquido condensado contiene hidrocarburos superiores, es decir, hidrocarburos C5+ y/o compuestos aromáticos;
- separar la corriente de salida del expansor en una corriente (9) de líquido y una corriente (10) de vapor;
- 20 - eliminar la corriente (9) de líquido separada del proceso;
- recalentar la corriente (10) de vapor en un primer paso frío de un primer intercambiador (F) de calor;
- 25 - comprimir dicha corriente (11) de vapor después de dicho calentamiento a una presión de 40 a 120 bar para formar un primer constituyente del gas (3) de reciclaje mencionado anteriormente;
- pasar la segunda parte (13) del gas de reciclaje a dicho primer intercambiador (F) de calor y enfriar la segunda parte del gas de reciclaje en un paso caliente del primer intercambiador (F) de calor, a una temperatura más alta que la temperatura de salida de dicho primer expansor;
- 30 - pasar dicha segunda parte enfriada del gas (14) de reciclaje a una unidad (N) de licuefacción donde se divide en las partes de corriente primera (15) y segunda (18);
- 35 - enfriar en un paso caliente de un segundo intercambiador (I) de calor, dicha primera corriente (15) para formar un condensado rico en metano que se despresuriza para formar un producto (17) de LNG;
- pasar dicha segunda corriente (18) a un segundo expansor (K) de gas para formar una mezcla de líquido y vapor;
- 40 - separar la corriente (19) de salida del segundo expansor (K) de gas en un separador (L) para formar una corriente (20) de líquido y una segunda corriente (22) de vapor;
- despresurizar dicha corriente de líquido a través de una válvula o turbina (M) para formar un producto (21) de LNG adicional;
- 45 - recalentar dicha segunda corriente (22) de vapor en un paso frío en dicho segundo intercambiador (I) de calor y un segundo paso frío en el primer intercambiador (F) de calor; y luego
- 50 - comprimir dicha segunda corriente (24) de vapor recalentada a una presión de 40 a 120 bar para formar un segundo constituyente del gas (3) de reciclaje mencionado anteriormente.
2. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 1, en el que la mezcla (5) de gas de alimentación y la primera parte del gas de reciclaje se enfrían en un intercambiador (B) de calor antes de la admisión al primer expansor (C).
3. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 1 o la reivindicación 2, en el que la primera corriente (7) de salida del expansor se calienta o se enfría en un intercambiador (D) de calor antes de la separación para modificar la cantidad de hidrocarburos superiores en el líquido.
- 55 4. Un proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que el gas de alimentación rico en metano y el gas de reciclaje rico en metano están a una presión de 50 a 100 bar.
- 60 5. Un proceso como se reivindicó en cualquier reivindicación precedente en el que la salida (7) del expansor está a una presión de 5 a 30 bar.
- 65 6. Un proceso como se reivindicó en cualquier reivindicación precedente, en el que dicha segunda parte enfriada del gas (15) de reciclaje está completamente o sustancialmente licuada y dicha segunda corriente (22) de vapor es cero o insignificante.

7. Un proceso como se reivindicó en cualquier reivindicación precedente en el que el gas rico en metano es gas natural.

Figura 1

