



(19)



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA

(11) Número de publicación: **2 286 670**

(51) Int. Cl.:
C10L 3/10 (2006.01)

(12)

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

(86) Número de solicitud europea: **04767210 .0**

(86) Fecha de presentación : **28.05.2004**

(87) Número de publicación de la solicitud: **1639062**

(87) Fecha de publicación de la solicitud: **29.03.2006**

(54) Título: **Procedimiento para la producción simultánea de un gas natural apto para ser licuado y de un conjunto de líquidos de gas natural a partir de un gas natural inicial.**

(30) Prioridad: **02.06.2003 FR 03 06632**

(45) Fecha de publicación de la mención BOPI:
01.12.2007

(45) Fecha de la publicación del folleto de la patente:
01.12.2007

(73) Titular/es: **Technip France S.A.**
6-8, Allée de l'Arche
Faubourg de l'Arche, ZAC Danton
92400 Courbevoie, FR
Total S.A.

(72) Inventor/es: **Paradowski, Henri**

(74) Agente: **Morgades Manonelles, Juan Antonio**

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 la producción simultánea de un gas natural apto para ser licuado y de un conjunto de líquidos de gas natural a partir de un gas natural inicial.

La presente invención hace referencia a un procedimiento para la producción simultánea de un gas natural apto para ser licuado y de un conjunto de líquidos de gas natural (LGN) a partir de un gas natural inicial que comprende nitrógeno, metano, hidrocarburos de C_2 a C_5 , e hidrocarburos pesados de C_6+ , del tipo que comprende las siguientes etapas:

- (a) se pretrata el indicado gas natural para obtener un gas natural pretratado;
- (b) se enfría el gas natural pretratado procedente de la etapa (a) hasta una temperatura próxima a su punto de condensación;
- (c) se expande el gas natural pretratado y enfriado procedente de la etapa (b) y se introduce el gas natural expandido en una unidad de recuperación de los LGN que comprende al menos una columna de destilación principal, de manera que se produzca, por una parte, en la cabeza de la columna, un gas natural purificado y, por otra parte, el indicado conjunto de los LGN; y
- (d) se forma el referido gas natural apto para ser licuado a partir del gas natural purificado procedente de la etapa (c).

El procedimiento que constituye objeto de la presente invención se aplica a las instalaciones dedicadas a la producción, partir de un gas natural extraído del subsuelo, de gas natural licuado (que se designa por "GNL") a título de producto principal y de un volumen de líquidos del gas natural (que se designará por "LGN") a título de producto secundario.

En la presente invención, se entiende por LGN los hidrocarburos de C_2+ a C_3+ que pueden ser extraídos del gas natural. A título de ejemplo, estos LGN pueden comprender el etano, el propano, el butano, y los hidrocarburos de C_3+ .

El GNL producido después de la extracción de los LGN posee un poder calorífico reducido con respecto a un GNL producido sin extracción de los LGN.

Las instalaciones conocidas de licuación del gas natural comportan sucesivamente una unidad de producción de un gas apto para ser licuado, una unidad de licuación propiamente dicha y una unidad de desnitrógenación del GNL. La unidad de producción de un gas apto para ser licuado comprende necesariamente unos medios para la eliminación de hidrocarburos pesados de C_6+ que pueden cristalizar cuando se lleva a cabo la licuación.

Para producir simultáneamente gas natural apto para ser licuado y LGN, puede, por ejemplo, utilizarse un procedimiento del tipo precitado, tal como el que aparece descrito en la solicitud FR-A-2 817 766.

Un procedimiento del expresado tipo posee un rendimiento termodinámico optimizado para la producción de un gas natural a la temperatura ambiente y para la extracción de LGN.

Por lo demás, este procedimiento no resulta totalmente satisfactorio en el supuesto de que el gas natural obtenido deba ser licuado. En efecto, el gasto energético necesario para la licuación del gas natural obtenido resulta relativamente elevado.

La invención tiene que objetivo principal subsanar el indicado inconveniente, es decir disponer de un procedimiento para la producción simultánea de GNL y de un volumen de LGN más económico y más flexible que los procedimientos existentes.

A este efecto, la invención tiene por objeto un procedimiento del tipo precitado, caracterizado porque la etapa (a) comprende las siguientes subetapas:

- (a1) se enfría el gas natural de salida hasta una temperatura próxima a su punto de rocío;
- (a2) se introduce el referido gas natural de salida refrigerado procedente de la etapa (a1) en una columna de destilación auxiliar que produce en su cabeza el referido gas natural pretratado, cuyo gas natural pretratado no contiene ya prácticamente hidrocarburos de C_6+ , produciendo además esta columna de destilación auxiliar un conjunto de hidrocarburos pesados esencialmente de C_6+ .

ES 2 286 670 T3

El procedimiento que constituye objeto de la invención puede comportar una o varias de las siguientes características, consideradas aisladamente o según todas las combinaciones posibles:

- la etapa (d) comprende las siguientes subetapas:

(d1) se comprime a una presión de licuación el gas natural purificado extraído de la cabeza de la referida columna principal en al menos un primer compresor,

(d2) se enfría el gas natural purificado y comprimido procedente de la etapa (d1), por intercambio de calor con el referido gas natural purificado extraído del cabezal de la columna principal, en un primer intercambiador de calor, para producir el gas natural apto para ser licuado;

- la etapa (b) comprende la siguiente subetapa:

(b1) se enfría el gas natural pretratado procedente de la etapa (a) por intercambio de calor con el gas natural purificado extraído de la segunda columna principal en un segundo intercambiador de calor;

- la etapa (c) comprende las siguientes subetapas:

(c1) se introduce el gas natural pretratado enfriado procedente de la etapa (b) en un matraz separador para obtener un flujo líquido y un flujo gaseoso;

(c2) se expande el flujo gaseoso procedente de (c1) en una turbina acoplada al primer compresor;

(c3) se introduce el flujo procedente de la etapa (c2) en la columna principal a un nivel N3 intermedio;

(c4) se expande el flujo líquido procedente de la etapa (c1) y se introduce este flujo líquido expandido en la columna principal a un nivel N2 inferior al nivel N3;

- en la etapa (d1), se comprime el gas natural purificado comprimido a la salida del primer compresor en un segundo compresor alimentado por una fuente de energía externa para alcanzar la indicada presión de licuación;

- la presión de la columna de destilación principal es superior a 35 bars;

- el gas natural adecuado para ser licuado comprende además una parte de gas natural pretratado directamente procedente de la etapa (a);

- el procedimiento comprende una fase inicial en la que el gas natural adecuado para ser licuado se halla mayoritariamente o totalmente constituido por el gas natural pretratado directamente procedente de la etapa (a), estando este gas natural adecuado para ser licuado relativamente enriquecido en hidrocarburos de C_2 a C_5 , y el procedimiento comprende una fase ulterior de producción en la que la parte de gas natural pretratado directamente procedente de la etapa (a) en el gas natural apto para ser licuado queda ajustada en función del contenido en hidrocarburos de C_2 a C_5 que se desee que forme parte del gas natural apto para ser licuado; y

- un líquido producido por la columna auxiliar es expandido e introducido en la columna principal.

Por otra parte, la invención tiene por objeto una instalación para la producción simultánea de un gas natural apto para ser licuado y de un conjunto de líquidos de gas natural (LGN) a partir de un gas natural inicial que comprende el nitrógeno, el metano, unos hidrocarburos de C_2 a C_5 , y unos hidrocarburos pesados de C_6+ del tipo que comprende:

(a) una unidad de pretratamiento del referido gas natural de salida para obtener un gas natural pretratado;

(b) medios de refrigeración del gas natural pretratado hasta una temperatura próxima a su punto de rocío;

(c) una unidad de recuperación de los LGN comprendiendo unos medios para la expansión del gas natural pretratado enfriado y comprendiendo al menos una columna principal de destilación que produce, por una parte, en la cabeza de la columna, un gas natural purificado y, por otra parte, el referido volumen de LGN;

(d) unos medios de conducción del gas natural purificado procedente de la etapa (c) hacia un conducto de gas natural adecuado para ser licuado;

caracterizado porque la unidad de pretratamiento comprende:

(a1) unos medios de enfriamiento del gas natural de salida hasta una temperatura próxima a su punto de rocío;

ES 2 286 670 T3

- (a2) una columna de destilación auxiliar del gas natural de salida enfriado que produce en su cabeza el referido gas natural pretratado, el cual no contiene ya prácticamente hidrocarburos de C_6+ , produciendo además esta columna auxiliar un conjunto de hidrocarburos pesados esencialmente de C_6+ .

5 La instalación que constituye objeto de la invención puede comportar una o varias de las siguientes características, consideradas aisladamente o según la totalidad de combinaciones posibles:

- los medios de formación del gas natural apto para ser licuado comprenden:

10 (d1) medios de compresión del gas natural purificado extraído de la cabeza de la columna principal a una presión de licuación, comportando al menos un primer compresor;

15 (d2) un primer intercambiador de calor que sitúa al gas natural purificado comprimido procedente de los referidos medios de compresión en una relación de intercambio térmico con el indicado gas natural purificado extraído de la cabeza de la columna principal, siendo enfriado dicho gas natural purificado comprimido en este primer intercambiador para producir el gas natural apto para ser licuado;

20 - los medios de enfriamiento del gas natural pretratado comprenden un segundo intercambiador de calor que sitúa a este gas en una relación de intercambio térmico con el referido gas natural purificado extraído de la columna principal;

- la unidad de recuperación de las LNG comprende:

25 (c1) un matraz separador del gas natural pretratado enfriado que produce un flujo líquido y un flujo gaseoso;

(c2) una primera turbina de expansión del referido flujo gaseoso acoplada al referido primer compresor;

30 (c3) unos medios para la introducción del flujo gaseoso expandido en la columna principal a un nivel intermedio N3;

35 (c4) unos medios de expansión del referido flujo líquido y unos medios para la introducción del flujo líquido expandido en la columna principal a un nivel N2 inferior a N3;

- los medios de compresión del gas natural purificado extraído de la cabeza de la columna principal comprenden además un segundo compresor arrastrado por una fuente de energía externa y destinado a aumentar la presión del gas natural purificado comprimido hasta la presión de licuación; y

40 - los medios de formación del gas natural purificado comprenden unos medios de introducción selectiva de una parte regulable del gas natural pretratado directamente procedente de la unidad de pretratamiento en una conducción de gas natural adecuado para ser licuado.

45 Se describirá ahora un ejemplo de puesta en práctica de la invención haciendo referencia a la Figura única anexa, en la que se ha representado un esquema sinóptico funcional de una instalación de acuerdo con la invención.

50 La instalación que se ha representado en la indicada Figura se refiere a la producción simultánea, a partir de una fuente 11 de gas natural de salida descarbonatado, desulfurado y seco, de GNL 13 como producto principal y de un volumen de LGN 15 como producto secundario. Esta instalación comprende una unidad 17 de eliminación de hidrocarburos pesados de C_6+ , una unidad 19 de recuperación de los LGN, y una unidad 21 de licuación.

En todo cuanto sigue, se designará con una misma referencia un flujo de líquido y el conducto a lo largo del que el mismo circula, y las presiones consideradas son presiones absolutas.

55 La unidad 17 de eliminación de hidrocarburos pesados comprende sucesivamente, a partir de la fuente 11, unos primero, segundo y tercero refrigerantes 25, 27, 29 y una primera columna de destilación auxiliar 31 equipada con un condensador de cabeza. Este condensador comprende, entre la cabeza de la primera columna 31 y un primer matraz separador 33, un cuarto refrigerante 35, por una parte, y una bomba de reflujo 37, por otra parte.

60 La unidad 19 de recuperación de los LGN comprende un primero, un segundo y un tercero intercambiador de calor 41, 43, 45, un segundo matraz separador 47, y una segunda columna de destilación, o columna de destilación principal 49, una primera turbina 51 acoplada al primer compresor 53, un segundo compresor 55 accionado por una fuente de energía externa 56, un quinto refrigerante 57 y una bomba 59 de extracción de los LGN.

65 La unidad 21 de licuación de gas natural comprende un cuarto y un quinto intercambiador de calor 66, 67 refrigerados por un ciclo frigorífico 69.

ES 2 286 670 T3

Este ciclo 69 comprende un compresor 73 de tres pisos 73A, 73B, 73C, provisto de un primero y un segundo refrigerante intermedio 75A y 75B, cuatro refrigerantes 77A a 77D en serie, un tercer matraz separador 79 y una primera y una segunda turbina hidráulica 81 y 83.

- 5 Se describirá a continuación un ejemplo de puesta en práctica del procedimiento que constituye objeto de la invención.

La composición molar inicial del flujo 101 de gas natural de salida descarbonatado, desulfurado y seco comprende un 3,90% de nitrógeno, un 87,03% de metano, un 5,50% de etano, un 2,00% de propano, un 0,34% de iso butano, un 10 0,54% de n-butano, un 0,18% de iso pentano, un 0,15% de n-pentano, un 0,31% de hidrocarburos de C_6 , un 0,03% de hidrocarburos de C_7 y un 0,02% de hidrocarburos de C_8 .

Este gas 101 es sucesivamente enfriado en el primero, segundo y tercero refrigerante 25, 27, 29 para constituir el gas natural de salida enfriado 103. Este gas 103 es seguidamente introducido en la columna de destilación 31.

15 Esta columna 31 produce en su base un volumen 105 de hidrocarburos pesados de C_6+ . Este volumen 105 es expandido en una válvula de expansión 106 para producir un flujo 107 de hidrocarburos pesados expandidos, que es introducido en la segunda columna de destilación 49 a un nivel inferior N1.

20 Por otra parte, la primera columna 31 produce en su cabeza un flujo 109 de gas pretratado. Este flujo 109 es enfriado y parcialmente condensado en el cuadro refrigerante 35 y es después introducido en el primer matraz separador 33, en el que se efectúa la separación entre una fase gaseosa que constituye el gas natural pretratado 111 y una fase líquida que constituye un líquido de reflujo 112, que es convertido en reflujo en la columna de purificación por la bomba de re flujo 37.

25 La composición molar del flujo de gas pretratado 111 comprende un 3,9783% de nitrógeno, un 88,2056% de metano, un 5,3622% de etano, un 1,7550% de propano, un 0,2488 de iso butano, un 0,3465% de n-butano, un 0,0612% de iso pentano, un 0,0384% de n-pentano, un 0,0057 de hidrocarburos de C_6 .

30 En el indicado flujo 111, los hidrocarburos de C_6+ son sensiblemente eliminados.

Seguidamente, el flujo de gas natural pretratado 111 es dividido en una corriente 113 de alimentación de la unidad 19 de recuperación de LNG y una corriente 115 de alimentación de la unidad 21 de licuación de gas. La distribución entre estas dos corrientes se elige a través del gobierno de dos respectivas válvulas de regulación 114 y 116.

35 La corriente 113 introducida en la unidad 19 de recuperación es enfriada en el segundo intercambiador de calor 43 para proporcionar un flujo difásico 117 de gas natural pretratado enfriado. Este flujo 117 es introducido en el segundo matraz separador 47, que produce un flujo de vapor 119 y un flujo de líquido 121. El flujo de líquido 121 es expandido en una válvula de expansión 123 y es después introducido en la columna 49 a un nivel N2 superior al nivel N1.

40 El flujo de vapor 119 es separado en una fracción mayoritaria 125 y una fracción minoritaria 127.

La fracción mayoritaria 125 es expandida en la turbina 51 para proporcionar una fracción principal expandida 129, que es introducida a un nivel N3 superior al nivel N2 en la columna 49.

45 La fracción minoritaria 127 es enfriada en el tercer intercambiador de calor 45, expandida en una válvula de expansión 131 y es después introducida a un nivel N4 superior de la columna de destilación 49. El nivel N4 es superior al nivel N3.

50 Por otra parte, la columna 49 se halla equipada con un agitador intermedio 141. A un nivel N1a, inferior al nivel N2 y superior al N1, se extrae de esta columna una corriente de agitación 143. Esta corriente es calentada en el segundo intercambiador de calor 43 y se reintroduce en la segunda columna 49 a un nivel N1b comprendido entre el nivel N1a y el nivel N1.

55 La porción 15 de LGN es extraída de la cuba de la columna de destilación 49 por la bomba 59. Por otra parte, sobre la columna 49 se halla montado un rehervidor de cuba 145 para ajustar la proporción molar de hidrocarburos de C_1 con respecto a los hidrocarburos de C_2 de la porción de LGN 15. Esta proporción deberá ser preferentemente inferior a 0,02.

60 En las indicadas condiciones, el referido volumen de LGN 15 comprende un 0,3688% de metano, un 36,8810% de etano, un 33,8344% de propano de C_6 , un 0,5564% de hidrocarburos de C_7 , y un 0,3710% de hidrocarburos de C_8 .

Los respectivos porcentajes de extracción del etano, el propano y los hidrocarburos de C_4+ son de un 36,15%, un 91,21% y un 99,3%. De esta manera, a través del procedimiento que constituye objeto de la invención, el porcentaje de recuperación de etano es superior al 30%. El porcentaje de recuperación de propano es superior al 80%, siendo preferentemente superior a un 90%. El porcentaje de recuperación de los hidrocarburos de C_4+ es superior al 90%, siendo preferentemente superior a un 95%.

ES 2 286 670 T3

En la cabeza de la columna 49 se extrae un flujo 151 de gas natural purificado. Este flujo 151 es recalentado sucesivamente en el intercambiador de calor 45, en el intercambiador de calor 43 y después en el intercambiador de calor 41. Debe destacarse que no resulta necesaria ninguna fuente de frío exterior para el funcionamiento de la unidad 19 de recuperación de las LNG.

El flujo gaseoso recalentado procedente del intercambiador 41 es entonces sucesivamente comprimido en el primer compresor 51 y después en el segundo compresor 55 para producir un flujo gaseoso 155 a la presión de licuación.

El indicado flujo 155 es enfriado en el quinto refrigerante 57 y después en el primer intercambiados de calor 41 para proporcionar un flujo 157 de gas purificado enfriado. Este flujo 157 es mezclado con la corriente de alimentación 115 de la unidad de licuación de gas, extraída de la unidad 17 de eliminación de los hidrocarburos pesados de C₆+. Este flujo 157 y esta corriente 115 presentan temperaturas y presiones sensiblemente iguales y forman el flujo 161 de gas natural apto para ser licuado.

La composición molar del expresado flujo 161 de gas natural apto para ser licuado comprende un 4,1221% de nitrógeno, un 91,9886% de metano, un 3,7118% de propano, un 0,0063% de iso butano, un 0,0051% de n-butano y un 0,0003% de hidrocarburos de C₅+

Seguidamente, el flujo 161 de gas natural apto para ser licuado es sucesivamente enfriado en el cuarto y en el quinto intercambiador de calor 65, 67 para producir el flujo de GNL 13. Este flujo GNL 13 experimenta seguidamente una desnitrogenación en una unidad 165.

La refrigeración en el cuarto y en el quinto intercambiador de calor 65, 67 es proporcionada por un flujo 201 de mezcla refrigeradora. Este flujo 201, parcialmente licuado en el cuarto refrigerador 77D, es introducido en el matraz separador 71 el cual separa una fase vapor 201 y una fase líquida 203.

Las composiciones molares del indicado flujo 201 y de sus fases líquida y vapor 203 y 205 son las siguientes:

	flujo 201 (%)	flujo 203 (%)	Flujo 205 (%)
N2	4,0	10,18	1,94
C1	42,4	67,90	33,90
C2	42,6	20,18	50,07
C3	11,0	1,74	14,09

La fase vapor 203 es licuada en el intercambiador de calor 65 para proporcionar un flujo líquido que seguidamente es subenfriado en el quinto intercambiador de calor 67 para proporcionar un flujo líquido 207 subenfriado.

Este flujo líquido subenfriado 207 es expandido en la primera turbina hidráulica 81 y después en una válvula de expansión 208 para proporcionar un primer flujo de refrigeración 209. Este flujo 209 se vaporiza en el intercambiador de calor 67 y permite licuar el gas 161.

La fase líquida 205 es subenfriada en el intercambiador 65 para proporcionar un flujo subenfriado que, a su vez, es expandido en la segunda turbina hidráulica 83 y después en una válvula de expansión 210, para proporcionar un segundo flujo de refrigerante 211. Se mezclan los flujos 200 y 211 para obtener un flujo combinado 213 que es vaporizado en el intercambiador 65. Esta vaporización enfría el flujo 161 y condensa la fase vapor 203 del flujo de mezcla refrigeradora 201. El flujo de mezcla 213 es seguidamente comprimido en el compresor 77, cuyas características se dan en el cuadro que se inserta a continuación, para obtener un flujo de mezcla comprimida 215.

Compresor		73A	73B	73C
Temperatura de aspiración	(°C)	37,44	34	34
Temperatura de compresión	(°C)	67,25	68,70	68,15
Presión de aspiración	(bars)	3,65	18,30	29,70
Presión de compresión	(bars)	18,70	30,00	47,61
Rendimiento politrópico	(%)	82	82	82
Potencia	(kW)	74109	24396	21882

Este flujo de mezcla comprimida 215 es entonces sucesivamente enfriado en los cuatro refrigerantes en serie 81 para constituir el flujo 201.

ES 2 286 670 T3

El primero, el segundo, el tercero y el cuarto refrigerantes 25, 27, 29, 35 de enfriamiento del gas natural de salida, por una parte, y los cuatro refrigerantes 77A a 77D de enfriamiento del flujo de mezcla 201, por otra parte, utilizan el mismo ciclo frigorífico a base de propano (que no ha sido representado). Este ciclo comprende las cuatro siguientes fases de vaporización: 6,7°C y 7,92 bars, 0°C y 4,76 bars, -20°C y 2,44 bars, 36°C y 1,30 bars.

A título de ejemplo, una modelización de las temperaturas, presiones y caudales de la instalación en funcionamiento que ha sido representada en la figura a la que se está refiriendo la explicación consta en el cuadro que se inserta a continuación.

Flujo	Temperatura (%)	Presión (bar)	Caudal (kg/h)
13	-148	58,9	809567
15	78	43,2	123436
101	23	62,0	933003
103	-18	61,1	933003
105	-18	61,1	49888
107	-23	39,8	883115
111	-34	60,8	883115
113	-34	60,8	883115
115	-	-	0
117	-47	60,1	883115
123	-59	39,8	36469
129	-66	39,8	675718
131	-86	39,8	178092
143	-48	39,6	124894
151	-76	39,5	809567
153	32	38,8	809567
155	74	61,5	809567
157	-34,6	60,1	809567
161	-34,6	60,1	809567
201	-34	46,1	1510738
207	-148	44,9	303816
209	-154	4,2	303816
211	-130	4,1	1206922
213	-128	4,1	1510738
215	34	47,6	1510738

Tal como se ha ilustrado en este ejemplo, la presión de la columna de destilación 31 se halla preferentemente comprendida entre 45 y 65 bars. Preferentemente, la presión en la segunda columna será superior a 35 bars.

ES 2 286 670 T3

De esta manera resulta posible optimizar el funcionamiento de cada una de las columnas para favorecer, por una parte, la extracción de hidrocarburos de C₆+ en la columna 31 y, por otra parte, la extracción de etano y de propano en la columna 49.

5 Por otra parte, el flujo de gas purificado 157 y la corriente de alimentación de la unidad de licuación de gas 115 se producen a una presión superior a los 55 bars.

De esta manera el procedimiento permite realizar unas mejoras en lo que afecta a la energía tal como se desprende del cuadro anterior, en el que las potencias consumidas en una instalación de referencia desprovista de la columna auxiliar 31 y en una instalación realizada de acuerdo con la invención, aparecen debidamente comparadas.

Más exactamente, en la instalación de referencia, el flujo de gas natural de salida 101 es directamente conducido hacia la unidad 19 de extracción de LNG y los refrigerantes 25, 27, 29 y 35 que utilizan el ciclo con propano sirven igualmente después para preenfriar el flujo gaseoso a la presión de licuación 155, contrariamente a lo que ocurre en la instalación que constituye objeto de la invención en la que el intercambiador 41 es utilizado para efectuar el indicado preenfriamiento.

	Procedimiento de referencia	Procedimiento según invención
20		
	Compresor 73 de refrigerante en mezcla (kW)	119460 120387
25	Compresor (no representado) de propano refrigerante	69700 72174
30	Compresor 55 de gas tratado	20650 14964
	Total (kW)	209810 207525

De esta manera, la instalación que constituye objeto de la invención permite producir simultáneamente GNL 13 y un volumen de LGN 15 con una economía de 2285 kW con respecto a la instalación de referencia.

Por otra parte, cuando se produce la puesta en marcha de la instalación que constituye objeto de la invención, la totalidad del flujo de gas natural pretratado 111 que sale de la unidad 17 de eliminación de hidrocarburos pesados es directamente dirigido hacia la unidad de licuación 21 por la corriente de alimentación 115. En estas condiciones, el GNL producido posee un poder calorífico relativamente elevado. Seguidamente pone en marcha la unidad 19 de recuperación de las LGN, de una manera progresiva, sin afectar a la productividad de la unidad de licuación 21. El poder calorífico del GNL producido puede ajustarse seguidamente a través de los caudales relativos de las corrientes de alimentación 113 de la unidad de recuperación de LNG y de la unidad 115 de licuación de gas.

Igualmente, en caso de incidente en la unidad 19 de recuperación de LNG, la totalidad de flujo de gas natural pretratado 111 que sale de la unidad de recuperación de hidrocarburos pesados 17 es dirigido directamente hacia la unidad de licuación 21 por la corriente de alimentación 115.

A título de variante, la unidad de recuperación de LNG puede comprender una tercera columna de destilación montada después de la segunda columna de destilación y que funciona a una presión inferior o superior a la de esta segunda columna. Esta segunda columna permite enriquecer las LGN con un componente especial tal como el propano. Un ejemplo de una unidad de este tipo aparece descrito en el documento EP-A-O 535 752.

Merced a la invención que acaba de describirse, resulta posible disponer de una instalación que produce simultáneamente GNL y LGN de una manera económica y flexible disponiendo al mismo tiempo de elevados porcentajes de extracción para los hidrocarburos de C₂ a C₅. El consumo de energía resulta significativamente reducido, de una manera sorprendente, mediante la inserción de una columna de destilación auxiliar por delante de la unidad de recuperación de las LGN y mediante la introducción en esta unidad de la fracción de cabeza de la expresada columna.

La productividad de una instalación como la que nos ocupa resulta acrecentada por la posibilidad de dirigir al menos una parte de la expresada fracción de cabeza directamente hacia la unidad de licuación, especialmente en el curso de las fases de puesta en marcha de la instalación o en el supuesto de que se produzca una avería en la unidad de recuperación de LGN.

Por otra parte, la instalación que nos ocupa permite producir GNL con la posibilidad de ajustar su poder calorífico.

REIVINDICACIONES

1. Procedimiento para la producción simultánea de un gas natural (161) apto para ser licuado y un volumen (15) de líquidos de gas natural (LGN) a partir de un gas natural inicial (101) comprendiendo nitrógeno, metano, hidrocarburos de C₂ a C₆ e hidrocarburos pesados de C₆+;

del tipo que comprende las siguientes etapas:

- (a) se pre-trata el referido gas natural inicial (101) para obtener un gas natural pretratado (111);
- (b) se enfría el gas natural pretratado (111) procedente de la etapa (a) hasta una temperatura próxima a su punto de rocío;
- (c) se expande el gas natural pretratado enfriado (117) procedente de la etapa (b) y se introduce el gas natural expandido (121, 127, 129) en una unidad (19) de recuperación de las LGN comprendiendo al menos una columna de destilación principal (49), en vistas a producir, por una parte, en la cabeza de la columna, un gas natural purificado (151) y, por otra parte, el referido volumen de LGN (15); y
- (d) se forma el referido gas natural apto para ser licuado (161) a partir del gas natural purificado (151) procedente de la etapa (c);

caracterizado porque la etapa (a) comprende las siguientes subetapas:

- (a1) se enfría el gas natural inicial (101) hasta una temperatura próxima a la correspondiente a su punto de rocío;
- (a2) se introduce el referido gas natural inicial enfriado (103) procedente de la etapa (a1) en una columna de destilación auxiliar (31) equipada con un condensador de cabeza (32) que produce un reflujo, operando la columna de destilación auxiliar (31) a una presión comprendida entre 45 y 65 bars y produciendo en la cabeza el indicado gas natural pretratado (111), cuyo gas natural pretratado (111) ya no contiene prácticamente hidrocarburos de C₆+, produciendo además esta columna de destilación auxiliar (31) un volumen (105) de hidrocarburos pesados esencialmente de C₆+;

y porque la etapa (c) comprende las siguientes subetapas:

- (c1) se introduce el gas natural pretratado enfriado (117) procedente de la etapa (b) en un matraz separador (47) para obtener un flujo líquido (121) y un flujo gaseoso (125);
- (c2) se expande el flujo gaseoso (125) procedente de la etapa (c1) en una turbina (51) acoplada al primer compresor (53);
- (c3) se introduce el flujo (129) procedente de la etapa (c2) en la columna principal (49) a un nivel intermedio N3;
- (c4) se expande el flujo líquido (121) procedente de la etapa (c1) y se introduce este flujo líquido expandido (121) en la columna principal (49) a un nivel N2 inferior al nivel N3;

y porque el gas natural apto para ser licuado (161) comprende además una parte (115) de gas natural pretratado (111) que procede directamente de la etapa (a).

2. Procedimiento según la reivindicación 1, **caracterizado** porque la etapa (d) comprende las siguientes subetapas:

- (d1) se comprime a una presión de licuación el gas natural purificado (151) extraído de la cabeza de la referida columna principal (49) en al menos el primer compresor (53);
- (d2) se enfría el gas natural purificado comprimido (155) procedente de la etapa (d1), por intercambio de calor con el referido gas natural purificado (151) extraído de la cabeza de la columna principal (49), en un primer intercambiador de calor (41), para producir el gas natural apto para ser licuado (161).

3. Procedimiento según la reivindicación 2, **caracterizado** porque la etapa (b) comprende la siguiente subetapa:

- (b1) se enfría el gas natural pretratado (113) procedente de la etapa (a) por intercambio de calor con el gas natural purificado (151) extraído de la segunda columna principal (49) en un segundo intercambiador de calor (43).

4. Procedimiento según la reivindicación 2 ó 3, **caracterizado** porque, en la etapa (d1), se comprime el gas natural purificado (153) comprimido a la salida del primer compresor (53) en un segundo compresor (55) alimentado por una fuente de energía externa (56) para alcanzar la expresada presión de licuación.

ES 2 286 670 T3

5. Procedimiento según una cualesquiera de las reivindicaciones 1 a 4, **caracterizado** porque la presión de la columna de destilación principal (49) es superior a 35 bars.

5 6. Procedimiento según una cualesquiera de las reivindicaciones 1 a 5, **caracterizado** porque comprende una fase de puesta en marcha en la que el gas natural apto para ser licuado (161) se halla mayoritariamente o totalmente constituido por el gas natural pretratado (111) directamente procedente de la etapa (a), estando dicho gas natural apto para ser licuado (161) relativamente enriquecido en hidrocarburos de C_2 a C_5 , y porque el procedimiento comprende una fase ulterior de producción en la que la parte (115) de gas natural pretratado (111) directamente procedente de la etapa (a) integrada en el gas natural apto para ser licuado (161) se ajusta en función del contenido en hidrocarburos de C_2 a C_5 que se desee que presente el gas natural apto para ser licuado (161).

7. Procedimiento según una cualesquiera de las reivindicaciones precedentes, **caracterizado** porque se expande un líquido (105) producido por la columna auxiliar (31) y se introduce en la columna principal (49).

15 8. Procedimiento según una cualesquiera de las reivindicaciones precedentes, **caracterizado** porque la columna de destilación auxiliar (31) ha sido calculada para extraer sensiblemente un 98% en moles de los hidrocarburos de C_6+ presentes en el gas natural inicial (101).

20 9. Procedimiento según una cualesquiera de las reivindicaciones precedentes, **caracterizado** porque el contenido molar en hidrocarburos de C_6+ en el gas natural pretratado (111) es sensiblemente igual a 57 ppm.

25 10. Instalación para la producción simultánea de un gas natural apto para ser licuado (161) y de un volumen (15) de líquidos de gas natural (LGN) a partir de un gas natural inicial (101) comprendiendo nitrógeno, metano, hidrocarburos de C_2 a C_5 , e hidrocarburos pesados de C_6+ , del tipo que comprende:

(a) una unidad (17) de pretratamiento del referido gas natural inicial (11) para obtener gas natural pretratado (111);

30 (b) medios (43) de enfriamiento del gas natural pretratado (111) hasta una temperatura próxima a su punto de rocío;

35 (c) una unidad (19) de recuperación de las LGN comprendiendo medios de expansión (51, 123, 131) del gas natural pretratado enfriado (117) y comprendiendo al menos una columna principal de destilación (49) la cual, por una parte, en la cabeza de la columna, produce un gas natural purificado (151), y, por otra parte, produce el indicado conjunto de LGN (15)Z; y

(d) medios (53, 55, 41) de formación del gas natural apto para ser licuado a partir del gas natural purificado (151) procedente de la etapa (c);

40 **caracterizada** porque la unidad (17) de pretratamiento comprende:

(a1) medios (25, 27, 29) de enfriamiento del gas natural inicial (101) hasta una temperatura próxima a su punto de rocío;

45 (a2) una columna de destilación auxiliar (31) del gas natural inicial enfriado (103) equipada con un condensador de cabeza (32) que produce un reflujo, operando esta columna auxiliar de destilación (31) a una presión comprendida entre 45 y 65 bars y produciendo en la cabeza el referido gas natural pretratado (111), el cual prácticamente no contiene ya hidrocarburos de C_6+ , produciendo además esta columna auxiliar una cierta cantidad (105) de hidrocarburos pesados esencialmente de C_6+ ;

50 y porque la unidad (19) de recuperación de las LGN comprende:

(c1) un matraz separador (47) del gas natural pretratado enfriado (117) que produce un flujo líquido (121) y un flujo gaseoso (119);

55 (c2) una primera turbina de expansión (51) del referido flujo gaseoso acoplada a un primer compresor (53);

(c3) medios de introducción del flujo gaseoso expandido (129) en la columna principal (49) a un nivel intermedio N3;

60 (c4) medios de expansión (123) del referido flujo líquido (121) y medios de introducción del flujo líquido expandido en la columna principal (49) a un nivel N2 inferior al nivel N3;

65 y porque los medios de formación del gas natural apto para ser licuado (161) comprenden medios para la introducción selectiva de una parte regulable (115) del gas natural pretratado (111) directamente procedente de la unidad de pretratamiento (17) en un conducto de gas natural dispuesto para ser licuado (161).

ES 2 286 670 T3

11. Instalación según la reivindicación 10, **caracterizada** porque los medios de formación (53, 55, 41) del gas natural apto para ser licuado comprenden:

(d1) medios (53, 55) de compresión del gas natural purificado (151) extraído de la cabeza de la columna principal (49) a una presión de licuación, comprendiendo al menos el primer compresor (53);

(d2) un primer intercambiador de calor (41) que sitúa al gas natural purificado comprimido (151) extraído de la cabeza de los continuos medios de compresión (53, 55) en una relación de intercambio térmico con el referido gas natural purificado comprimido (151) extraído de la cabeza de la columna principal (49), siendo enfriado el indicado gas natural purificado comprimido (155) en este primer intercambiador de calor (41) para producir el gas natural apto para ser licuado (161).

12. Instalación según la reivindicación 11, **caracterizada** porque los medios de enfriamiento (43) del gas natural pretratado (111) comprenden un segundo intercambiador de calor (43) que sitúa a este gas (111) en una relación de intercambio térmico con el referido gas natural purificado (151) procedente de la columna principal (49).

13. Instalación según la reivindicación 11 ó 12, **caracterizada** porque los medios de compresión (53, 55) del gas natural purificado (151) extraído de la cabeza de la columna principal (49) comprenden además un segundo compresor (55) accionado por una fuente de energía exterior y destinado a aumentar la presión del gas natural purificado comprimido (155) hasta una presión de licuación.

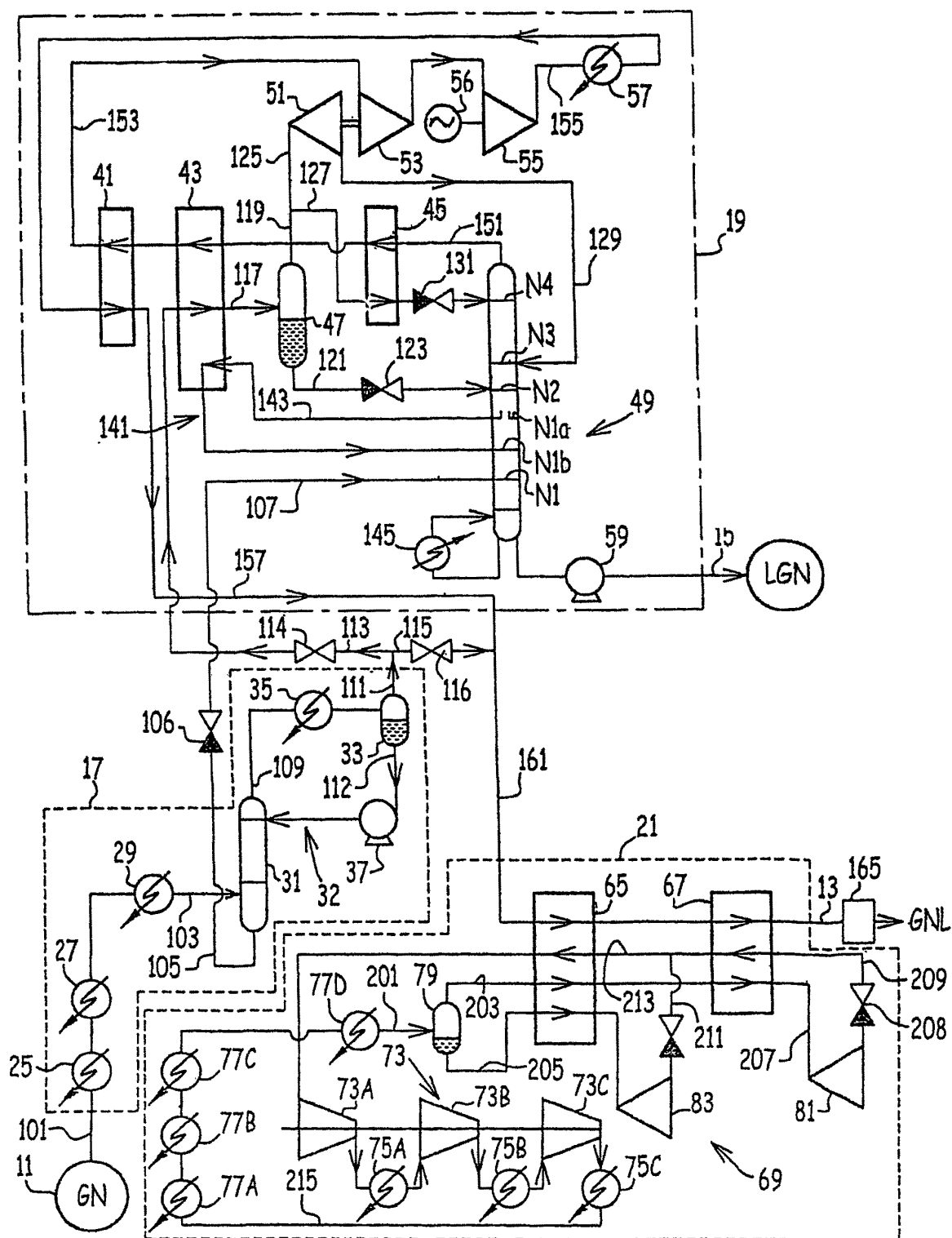


fig 1