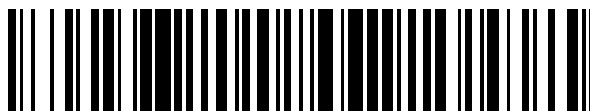


19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 525 818**

51 Int. Cl.:

**B01D 53/00** (2006.01)

**C10G 5/04** (2006.01)

**C10G 5/06** (2006.01)

**C10L 3/10** (2006.01)

**F25J 3/06** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **23.03.2010 E 10715968 (3)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **01.10.2014 EP 2411118**

54 Título: **Procedimiento e instalación de tratamiento de gas natural de carga para obtener gas natural tratado y una fracción de hidrocarburos C<sub>5</sub><sup>+</sup>**

30 Prioridad:

**25.03.2009 FR 0951941**

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

**30.12.2014**

73 Titular/es:

**TECHNIP FRANCE (100.0%)  
6-8, Allée de l'Arche Faubourg de l'Arche ZAC  
Danton  
92400 Courbevoie, FR**

72 Inventor/es:

**PARADOWSKI, HENRI y  
VOVARD, SYLVAIN**

74 Agente/Representante:

**MORGADES MANONELLES, Juan Antonio**

**ES 2 525 818 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 e instalación de tratamiento de gas natural de carga para obtener gas natural tratado y una fracción de hidrocarburos  $C_5^+$

5 La presente invención se refiere a un procedimiento de tratamiento de gas natural de carga secado y descarbonatado para obtener un gas natural a licuar y una fracción de hidrocarburos  $C_5^+$  según el preámbulo de la reivindicación 1.

10 Dicho procedimiento está destinado a utilizarse en nuevas unidades de tratamiento de gas natural aguas arriba de una unidad de licuefacción o para modificar las unidades de tratamiento existentes a fin de mejorar la seguridad.

15 En particular, dicho procedimiento es apto para la producción de gas natural en plataformas flotantes de producción, almacenamiento y descarga, designadas por el acrónimo inglés "FPSO" ("*Floating Production Storage and Off-loading*"). Dichas FPSO permiten la producción de gas natural a partir de yacimientos en aguas profundas, dispuestos en particular en el fondo de cuerpos de agua tales como lagos, mares u océanos.

20 Para facilitar el transporte de gas natural extraído de un yacimiento, se conoce su licuefacción para reducir su volumen y permitir su transporte por barco. Antes de proceder a la licuefacción, se debe tratar el gas natural producido para eliminar diversos compuestos.

25 En particular, se debe reducir el contenido de dióxido de carbono a menos de 50 ppm, el contenido de agua debe ser tan bajo como sea posible y generalmente inferior a 1 ppm, y el contenido de compuestos de azufre, tales como los mercaptanos, debe ser bajo. En particular, la concentración de sulfuro de hidrógeno se ajusta generalmente a menos de 10 ppm y la concentración de los otros compuestos de azufre debe ser inferior a 30 ppm.

Para eliminar los compuestos ácidos, dióxido de carbono y los mercaptanos, se realiza un lavado con un disolvente tal como una disolución acuosa de aminas. Para eliminar el agua, se utilizan generalmente tamices moleculares.

30 Además, el gas natural extraído contiene, por lo general, una pequeña cantidad de compuestos de hidrocarbúricos pesados, tales como hidrocarburos  $C_5^+$  tales como el benceno.

35 Dichos compuestos  $C_5^+$  se deben eliminar del gas natural antes de la licuefacción para no provocar la obstrucción en el intercambiador principal de licuefacción de gas y los equipos dispuestos aguas abajo.

40 Convencionalmente se conoce, por ejemplo, la realización de dicha eliminación por destilación criogénica. Dicha destilación comprende generalmente unas etapas de enfriamiento del gas de carga en una serie de intercambiadores que utilizan un refrigerante de propano y la alimentación de una primera columna de fraccionamiento.

El procedimiento comprende a continuación la destilación en una columna que funciona generalmente a una presión superior a 40 bar, a la que se hace referencia generalmente con el término inglés "*scrub column*".

45 Tras ello, la cabeza de la columna se condensa parcialmente en un intercambiador utilizando un refrigerante más volátil que el propano, antes de utilizar un procedimiento en cascada, en una serie de tres columnas, para producir una mezcla gaseosa rica en  $C_2$ , propano, butano y una fracción de hidrocarburos  $C_5^+$ .

50 Otros procedimientos de tratamiento se describen por ejemplo en los documentos US n.º 7.010.937, WO 02/14242 o WO 02/14763.

Dichos procedimientos se pueden optimizar térmicamente para alcanzar una eliminación completa de los hidrocarburos  $C_5^+$  con un buen rendimiento energético.

55 Sin embargo, dichos procedimientos no resultan completamente satisfactorios, en particular cuando deben aplicarse en un espacio pequeño tal como una plataforma flotante marina y/o en entornos en los las restricciones de seguridad son elevadas, tales como por ejemplo las zonas urbanas.

60 En este sentido, la utilización de refrigerantes hidrocarbúricos, tales como propano o butano y, en particular, la presencia de almacenamientos destinados a proporcionar dichos refrigerantes provoca un problema de seguridad, en particular teniendo en cuenta su explosividad.

65 Por lo tanto, un objetivo de la presente invención es obtener un procedimiento para tratar gas natural de carga destinado a eliminar los hidrocarburos  $C_5^+$ , teniendo en cuenta una licuefacción posterior, que resulte particularmente compacto y seguro, a fin de permitir en particular su aplicación en una plataforma flotante o en entornos sensibles.

Para ello, la presente invención tiene como objetivo un procedimiento según la reivindicación 1.

El procedimiento según la presente invención puede comprender una o más de las características de las reivindicaciones 2 a 11. Puede comprender las características siguientes:

- 5
- el contenido de hidrocarburos  $C_4$  en la corriente rica en hidrocarburos  $C_5^+$  es inferior a un 10 % molar,
  - el contenido de hidrocarburos  $C_3$  en la corriente rica en hidrocarburos  $C_5^+$  es inferior a un 1 % molar,
  - la presión de vapor de la corriente de hidrocarburos  $C_5^+$  es inferior a 1 bar, ventajosamente inferior o igual a 0,8 bar, y
  - 10 - el primer intercambiador térmico es un intercambiador térmico de dos flujos.

La presente invención tiene como objetivo asimismo una instalación según la reivindicación 12.

15 La instalación según la presente invención puede comprender una o más de las características de las reivindicaciones 13 a 15. Puede comprender las características siguientes:

- el primer intercambiador térmico, ventajosamente el segundo intercambiador térmico y el tercer intercambiador térmico son de tipo haz tubular y se realizan de acero;
- 20 - la primera columna y la segunda columna presentan lechos de material de relleno estructurado;
- el primer depósito separador, el segundo depósito separador, y los fondos de la primera columna y de la segunda columna presentan deflectores para evitar los movimientos de las oscilaciones del líquido.

La presente invención se comprenderá mejor mediante la lectura de la descripción siguiente, proporcionada únicamente a título de ejemplo, haciendo referencia a los dibujos adjuntos, entre los que:

- 25
- la figura 1 es un diagrama funcional de una primera instalación según la presente invención para la aplicación de un primer procedimiento según la presente invención;
  - la figura 2 es una vista análoga a la figura 1 de una segunda instalación según la presente invención para la aplicación de un segundo procedimiento según la presente invención;
  - 30 - la figura 3 es una vista análoga a la figura 1 de una tercera instalación según la presente invención para la aplicación de un tercer procedimiento según la presente invención.

De ahora en adelante, se indicará con una misma referencia una corriente que circule en un conducto y el conducto que transporta la misma.

35 Además, excepto cuando se indique lo contrario, todos los porcentajes indicados son porcentajes molares y las presiones se proporcionan en bar absolutos.

En la figura 1 se representa una primera instalación de procesamiento 10 según la presente invención.

40 Dicha instalación 10 está destinada a tratar una corriente gas natural de carga 12 secada y descarbonatada para eliminar los hidrocarburos  $C_5^+$ . Permite producir un gas natural tratado 14 destinado a comprimirse, a continuación licuarse en una unidad de licuefacción de gas natural (no representada) dispuesta aguas abajo de la instalación y una fracción 16 de hidrocarburos  $C_5^+$ .

45 La instalación 10 comprende de aguas arriba a aguas abajo en la figura 1, un primer intercambiador térmico 20, un primer depósito separador 22, una turbina de expansión dinámica 24 y una primera columna 26 de purificación.

50 La instalación 10 comprende además, aguas abajo de la columna de purificación 26, un segundo intercambiador térmico 28, una segunda columna 30 de recuperación de los hidrocarburos  $C_5^+$  provistos de un intercambiador de evaporación 32.

55 La instalación 10 comprende, aguas abajo de la columna de recuperación 30, un intercambiador térmico de fondo 34 y un intercambiador térmico de cabeza 36 dispuestos aguas abajo de un primer compresor 38.

La instalación 10 comprende asimismo un segundo depósito separador 40, un segundo compresor 42 acoplado a la turbina de expansión dinámica 24, un primer intercambiador térmico aguas abajo 44, un tercer compresor 46 y un segundo intercambiador térmico aguas abajo 48.

60 Según la presente invención, la primera columna 26 comprende menos de seis niveles, ventajosamente menos de cuatro niveles teóricos de fraccionamiento para simplificar su estructura. Comprende ventajosamente dos niveles teóricos de fraccionamiento.

65 Los depósitos 22, 40 y los fondos de las columnas 26, 30 presentan unos deflectores que impiden los movimientos de oscilación del líquido.

- Las columnas 26 y 30 presentan asimismo preferentemente lechos de material de relleno estructurado. Los lechos de material de relleno estructurado los propone, por ejemplo, la compañía Sulzer con la denominación Mellapak. Tal como se describirá posteriormente y teniendo en cuenta las potencias térmicas intercambiadas, el primer intercambiador térmico 20 y el segundo intercambiador térmico 28 se pueden realizar ventajosamente del tipo haz tubular de acero según las normas de la Asociación de Fabricantes de Intercambiadores Tubulares (TEMA). Dichos intercambiadores son muy sólidos. Se mejora la eficacia de intercambio térmico utilizando tubos provistos de aletas bajas.
- A continuación se describirá un procedimiento de tratamiento según la presente invención.
- En este ejemplo, el rendimiento de cada compresor es del 82 % politrópico y el rendimiento de cada turbina es del 86 % adiabático.
- El gas natural de carga 12 es, en este ejemplo, un gas natural secado y descarbonatado que comprende, en moles, un 5,00 % de nitrógeno, un 86,60 % de metano, un 5,00 % de etano, un 1,50 % de propano, un 0,50% de hidrocarburos i-C<sub>4</sub>, un 0,50% de hidrocarburos n-C<sub>4</sub>, un 0,20 % de hidrocarburos i-C<sub>5</sub>, un 0,20 % de hidrocarburos n-C<sub>5</sub>, un 0,20 % de hidrocarburos n-C<sub>6</sub>, un 0,10 % de benceno y un 0,20 % de hidrocarburos n-C<sub>7</sub>.
- Por lo tanto, de un modo más general comprende, en moles, entre un 0 % y un 15 % de nitrógeno, entre un 0 % y un 5 % de hidrocarburos C<sub>5</sub><sup>+</sup> a eliminar y entre un 80 % y un 95 % de hidrocarburos C<sub>4</sub><sup>-</sup>.
- El gas de secado descarbonatado 12 se obtiene a partir de una carga 50, tras pasar dicha carga 50 en una unidad 52 para eliminar impurezas. La unidad 52 trata la carga 50 para reducir el contenido en dióxido de carbono hasta menos de 50 ppm, el contenido en sulfuro de hidrógeno hasta menos de 10 ppm y el contenido en otros compuestos de azufre, tales como los mercaptanos, inferior a 30 ppm.
- Para ello, la eliminación de compuestos ácidos, dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno, mercaptanos ligeros se realiza, por ejemplo, lavando con un disolvente tal como una disolución acuosa de amina en la unidad 52. La eliminación del agua se realiza, por ejemplo, utilizando tamices moleculares presentes en la unidad 52 y que se pueden utilizar asimismo para absorber los mercaptanos.
- El gas natural de carga 12 presenta, de este modo, una presión superior a 45 bar y, en particular, sustancialmente igual a 60 bar. Contiene menos de 50 ppm de dióxido de carbono y menos de 1 ppm de agua.
- La temperatura del gas natural en la entrada está próxima a la temperatura ambiente y, en particular, es igual a 35 °C.
- En este ejemplo, el caudal de gas natural 12 es 40.000 kmol/h.
- El gas natural de carga 12 se introduce en el primer intercambiador térmico 20 para enfriarse en el mismo hasta una temperatura inferior a 0 °C, en particular, sustancialmente igual a -20 °C para formar una corriente de carga 54 preenfriada.
- La corriente 54 se introduce en el primer depósito separador 22 para formar en la cabeza una corriente gaseosa preenfriada 56 y, eventualmente, en la parte inferior, una corriente líquida preenfriada 58.
- La corriente gaseosa preenfriada 56 se introduce a continuación en la turbina 24 para expandirse dinámicamente hasta una presión superior a 35 bar, ventajosamente superior a 40 bar, más ventajosamente superior a 44 bar y formar una corriente superior 60 de alimentación de la columna. En este ejemplo, la presión de la corriente 60 es de 45 bar, lo que corresponde sustancialmente a la presión de la columna 26.
- La corriente 60 presenta una temperatura inferior a -25 °C y, en particular sustancialmente igual a -35,4 °C. Se introduce en la columna de fraccionamiento 26 por debajo de la primera zona activa de fraccionamiento.
- La corriente líquida preenfriada 58, cuando se encuentra presente, se expande a través de una primera válvula reductora estática 62 hasta una presión superior a 35 bar, ventajosamente superior a 40 bar, más ventajosamente superior a 45 bar para formar una corriente inferior 64 de alimentación de la columna.
- La temperatura de la corriente inferior 64 de alimentación de la columna es inferior a -20 °C y es sustancialmente igual a -23 °C.
- La corriente inferior 64 de alimentación de la columna se introduce en la primera columna de fraccionamiento 26 por debajo de la corriente superior 60 de alimentación de la columna.
- Una gas natural de cabeza purificado 70, bajo en hidrocarburos C<sub>5</sub><sup>+</sup>, se produce y se extrae en la cabeza de la columna 26. Dicho gas 70 presenta una temperatura inferior a -25 °C y en particular igual a -36,3 °C.

## ES 2 525 818 T3

Dicho gas 70 comprende un contenido en metano superior al 85 % y un contenido de hidrocarburos  $C_5^+$  inferior al 0,1 %.

5 El gas natural de cabeza purificado 70 se introduce a continuación en el primer intercambiador térmico 20, donde se dispone en una relación de intercambio térmico con el gas natural de carga 12. El gas purificado 70 enfría el gas natural de carga 12 y se calienta hasta una temperatura ligeramente inferior a la temperatura ambiente y, en particular, sustancialmente igual a 30 °C, formando de este modo una corriente de cabeza recalentada 72.

10 Por lo tanto, según la presente invención, el gas natural de carga 12 se enfría únicamente por intercambio térmico con el gas natural de cabeza purificado 70, sin tener que proporcionar frigorías complementarias mediante un ciclo de refrigeración externo. Ello permite simplificar considerablemente la estructura de la instalación 10 y la aplicación del procedimiento.

15 La columna 26 produce en el fondo un gas licuado 74 de fondo rico en hidrocarburos  $C_5^+$ . Dicho gas licuado 74 comprende un contenido elevado de hidrocarburos  $C_5^+$  que corresponde a más del 90 % de hidrocarburos  $C_5^+$  presentes en el gas natural de carga 12. Dicha fracción se indica generalmente como NGL "*Natural Gas Liquid*".

20 El gas licuado de fondo 74 extraído del fondo de la columna 26 se expande en una segunda válvula reductora estática 76 hasta una presión inferior a 25 bar, ventajosamente inferior a 20 bar, más ventajosamente inferior a 15 bar, para formar un gas licuado de fondo expandido 78.

25 El gas licuado 78 se introduce a continuación en el segundo intercambiador térmico 28 para calentarse a una temperatura superior a -20 °C, ventajosamente sustancialmente igual a -19 °C, y proporcionar un gas licuado recalentado 80.

A continuación se introduce el gas natural licuado recalentado 80 en un nivel intermedio de alimentación de la segunda columna 30.

30 Se extrae una corriente de evaporación 82 del fondo de la segunda columna 30 en el nivel intermedio de alimentación y se vuelve a introducir en dicha columna 30 tras pasar a través del intercambiador de evaporación 32 donde se recalienta.

35 Se extrae una corriente de fondo 84 del fondo de la segunda columna 30 y se introduce a continuación en el intercambiador térmico de fondo 34 para formar, tras recalentar a temperatura ambiente, la fracción 16 de hidrocarburos  $C_5^+$ .

40 Dicha fracción 16 presenta un caudal que depende del contenido de hidrocarburos  $C_5^+$  en el gas de carga 12. En este ejemplo, dicho caudal es de aproximadamente 29.800 kg/hora. Presenta una presión de vapor inferior a 1 bar, ventajosamente inferior 0,8 bar y un contenido en hidrocarburo  $C_5^+$  superior a un 89 % molar.

El contenido molar en hidrocarburos  $C_4^-$  en la fracción 16 es inferior al 10 % y el contenido molar en hidrocarburos  $C_3^-$  en la fracción 16 es inferior al 1 %.

45 Se extrae una corriente gaseosa 86 de cabeza de columna de la cabeza de la columna 30. Dicha corriente 86 se comprime en el primer compresor 38 hasta una presión superior a 40 bar y, en particular, igual a 45,7 bar.

50 Dicha corriente comprimida se enfría a continuación en el intercambiador térmico de cabeza 36 por intercambio térmico con un refrigerante hasta una temperatura de aproximadamente 35 °C para formar una corriente de cabeza comprimida enfriada 88.

La corriente 88 se introduce a continuación en el segundo depósito separador 40. El segundo depósito separador 40 produce una corriente gaseosa de cabeza 90 que se introduce en la tercera válvula reductora estática 92 y forma tras pasar a través de la válvula 92 una corriente de cabeza expandida 94.

55 La presión del flujo de cabeza expandido 94 es sustancialmente igual a la presión de la primera columna de fraccionamiento 26 y su caudal es de aproximadamente 15.760 kg/hora.

60 El flujo de cabeza expandido 94 se inyecta a continuación en la corriente de cabeza recalentada 72 para formar el gas natural tratado 14.

El gas natural tratado 14 se introduce a continuación sucesivamente en el primer compresor aguas abajo 42, en el primer intercambiador térmico aguas abajo 44, en el segundo compresor aguas abajo 46 y, por último, en el segundo intercambiador térmico aguas abajo 48 para obtener un gas comprimido tratado 96 destinado a licuarse.

## ES 2 525 818 T3

El gas comprimido tratado 96 presenta en este momento una presión superior a 60 bar, en particular, sustancialmente igual a 75 bar y una temperatura sustancialmente igual a la temperatura del refrigerante que circula en el segundo intercambiador térmico aguas abajo 48, es decir, aproximadamente 40 °C.

- 5 El gas tratado comprimido 96 se envía a una unidad de licuefacción de gas natural (no representada) para formar, tras la licuefacción total, el gas natural licuado limpio a transportar.

10 Una corriente líquida en la parte inferior 100 se recupera en la parte inferior del segundo depósito separador 40. Dicha corriente líquida 100 se separa en una primera parte 102 que forma un reflujo de la segunda columna 30 y una segunda parte 104 que forma el reflujo de la primera columna 26.

La relación del caudal másico de la primera parte 102 con respecto al caudal másico de la segunda parte 104 se encuentra ventajosamente comprendida entre el 30 % y el 90 %.

- 15 La primera parte 102 se expande en una cuarta válvula reductora 106 a una presión inferior a 25 bar, ventajosamente inferior a 20 bar, más ventajosamente inferior a 15 bar, para introducirse como reflujo en la proximidad de la cabeza de la segunda columna 30. La temperatura de la segunda parte 102 tras la expansión en la válvula 106 es inferior a 15 °C y, en particular, igual a 9,7 °C.

- 20 La segunda parte 104 se transporta hasta el segundo intercambiador térmico 28 para disponerse en relación de intercambio térmico con el gas natural licuado 78 en el fondo de la columna de fraccionamiento 26. La segunda parte 104 recalienta el gas natural licuado del fondo 78 y forma una segunda parte enfriada 108.

- 25 La segunda parte enfriada 108, que presenta una temperatura inferior a 30 °C y, en particular, igual a -35 °C, se introduce a continuación en la primera columna 26 tras expandirse en una quinta válvula reductora 110 hasta la presión de la primera columna de fraccionamiento 26.

- 30 Se extrae una corriente secundaria 112 de la segunda parte de reflujo 108, entre su paso por el segundo intercambiador 28 y su paso a través de la quinta válvula reductora 108. La relación entre el caudal másico de la corriente secundaria 112 y el flujo total de la segunda parte de reflujo enfriada 108 es inferior al 10 %.

- 35 El flujo secundario 112 se expande en una sexta válvula reductora 114 hasta una presión sustancialmente igual a la presión de la primera columna de fraccionamiento 26 para mezclarse con el gas natural de cabeza 70 procedente de la primera columna 26 antes de pasar a través del primer intercambiador 20.

- 40 A título de ilustrativo, la composición molar de gas natural licuado del fondo 74, las composiciones de la corriente gaseosa de cabeza 90 y la corriente líquida de la parte inferior 100, y la composición del gas tratado 14 se proporcionan en la tabla 1.

TABLA 1

Flujo (% molar)	74	90	100	14
Nitrógeno	0,38	0,89	0,12	5,05
Metano	31,34	63,28	18,41	87,40
Etano	12,39	16,54	15,36	5,05
Propano	12,77	10,15	22,39	1,51
i-C4	9,07	4,45	18,28	0,50
n-C4	11,95	4,47	23,22	0,46
i-C5	5,01	0,14	1,43	194 ppm
n-C5	4,96	0,07	0,80	98 ppm
n-C6	4,85	-	0,01	2 ppm
Benceno	2,42	-	-	1 ppm
n-C7	4,85	-	-	0 ppm

Los ejemplos de temperatura, presión y caudal másico de las distintas corrientes en el procedimiento de la figura 1 se resumen a continuación en la tabla 2.

45

TABLA 2

Corriente	Presión (bar)	Temperaturas (°C)	Caudal (kg/h)
12	60	35	751.179
54	60	-20	751.179
60	45	-35,4	708.045
64	45	-23	43.134

## ES 2 525 818 T3

70	44,8	-36,3	704.487
14	44,3	30,2	721.380
96	75	35	721.380
80	11,5	-19	73.913
16	10,6	35	29.799
88	45,4	35	57.941
94	45,3	35	15.760
102	45,4	35	13.830
108	45,2	-35	28.360
112	45,2	-35	1140

El consumo energético del procedimiento se proporciona en la tabla 3.

TABLA 3

5

Compresor 38	1,91 MW
Compresor 46	13,62 MW
Total	15,53 MW
Intercambiador 32	9,05 MW

Una segunda instalación 130 según la presente invención se representa en la figura 2. Dicha instalación 130 está destinada a aplicar un segundo procedimiento según la presente invención.

10 El segundo procedimiento según la presente invención difiere del primer procedimiento en que se extrae una fracción de derivación 132 en la corriente gaseosa de cabeza 90.

Se introduce la fracción de derivación 132, tras pasar a través de una séptima válvula de control 134, en la segunda parte 104 aguas abajo de una octava válvula de control 136 y aguas arriba del segundo intercambiador 28.

15

La relación entre el caudal másico de la fracción de derivación 132 y la corriente gaseosa de cabeza 90 procedente del segundo depósito separador 40 es inferior al 10 %.

20

A título de ilustrativo, la composición molar de gas natural licuado del fondo 74, las composiciones de la corriente gaseosa de cabeza 90 y la corriente líquida de la parte inferior 100, y la composición del gas tratado 14 se proporcionan en la tabla 4.

TABLA 4

Flujo (% molar)	74	90	100	14
Nitrógeno	0,43	0,97	0,14	5,05
Metano	32,58	64,23	19,46	87,40
Etano	12,36	16,06	15,28	5,05
Propano	12,59	9,76	21,82	1,51
i-C4	8,99	4,34	17,87	0,50
n-C4	11,92	4,40	22,90	0,46
i-C5	4,85	0,16	1,60	204 ppm
n-C5	4,77	0,08	0,93	104 ppm
n-C6	4,60	-	0,01	2 ppm
Benceno	2,30	-	-	1 ppm
n-C7	4,60	-	-	0 ppm

25

Los ejemplos de temperatura, presión y caudal másico de las distintas corrientes en el procedimiento de la figura 2 se resumen a continuación en la tabla 5.

TABLA 5

30

Corriente	Presión (bar)	Temperatura (°C)	Caudal (kg/h)
12	60	35	751.179
54	60	-21	751.179
60	47	-34,1	706.827
64	47	-23,6	44.352
70	46,8	-35,4	708.442
14	46,3	31,3	721.430
96	75	36	721.430

## ES 2 525 818 T3

80	11,5	- 10,6	76.608
16	10,6	35	29.750
88	47,4	35	60.585
94	47,3	35	11.690
102	47,4	35	13.730
108	47,2	-35	35.165
112	47,2	-35	1290
132	47,4	35	4990

El consumo energético del procedimiento se proporciona a continuación en la tabla 6.

TABLA 6

5

Compresor 38	2,09 MW
Compresor 46	12,75 MW
Total	14,84 MW
Intercambiador 32	8,7 MW

La composición de reflujo 104 de la primera columna 26, enriquecida en gases ligeros mediante la contribución de la fracción de derivación 132, provoca la vaporización de dichos gases en la cabeza de la columna 26, lo que disminuye la temperatura de la cabeza de dicha columna 26. De este modo, la temperatura de la cabeza de la columna es inferior a la temperatura de la corriente superior 60.

10

Una tercera instalación 150 según la presente invención se representa en la figura 3. La tercera instalación 150 está destinada a aplicar un tercer procedimiento según la presente invención.

15

A diferencia de la segunda instalación 130, la tercera instalación 150 comprende un tercer intercambiador térmico 152 dispuesto aguas abajo del segundo intercambiador térmico 28.

El tercer procedimiento de la presente invención se diferencia del segundo procedimiento según la presente invención en que el gas natural licuado recalentado 80 se introduce en el tercer intercambiador térmico 152 aguas abajo del segundo intercambiador 28 para recalentarse antes de su introducción en la segunda columna de recuperación 30.

20

La temperatura del gas natural licuado 153 procedente del tercer intercambiador térmico 152 es, por lo tanto, muy superior a 15 °C y, en particular, igual a 10 °C.

25

La corriente de cabeza comprimida 88 se introduce asimismo en el tercer intercambiador térmico 152 para enfriarse por intercambio térmico con el gas natural licuado 80 hasta una temperatura inferior a 0 °C y, en particular, igual a -3,4 °C.

30

El funcionamiento del tercer procedimiento es, por lo demás, idéntico al del segundo procedimiento.

A título de ilustrativo, la composición molar de gas natural licuado del fondo 74, las composiciones de la corriente gaseosa de cabeza 90 y la corriente líquida de la parte inferior 100, y la composición del gas tratado 14 se proporcionan en la tabla 7.

35

TABLA 7

Flujo (% molar)	74	90	100	14
Nitrógeno	0,44	1,59	0,21	5,05
Metano	33,00	80,54	28,19	87,40
Etano	12,27	10,91	17,11	5,05
Propano	12,49	4,19	19,84	1,51
i-C4	9,01	1,43	14,71	0,50
n-C4	11,98	1,30	18,35	0,46
i-C5	4,75	0,03	1,06	192 ppm
n-C5	4,66	0,01	0,53	93 ppm
n-C6	4,55	-	-	2 ppm
Benceno	2,28	-	-	1 ppm
n-C7	4,56	-	-	0 ppm

Los ejemplos de temperatura, presión y caudal másico de las distintas corrientes en el procedimiento de la figura 3 se resumen a continuación en la tabla 8.

40



# ES 2 525 818 T3

TABLA 8

Corriente	Presión (bar)	Temperatura (°C)	Caudal (kg/h)
12	60	35	751.179
54	60	-21	751.179
60	48	-33	706.827
64	48	-23,4	44.352
70	47,8	-34,8	713.145
14	47,5	30,3	721.360
96	74,5	35	721.360
80	11,5	-25	77.047
16	10,6	35	29.820
88	48,7	-3,4	62.766
94	48	-3,4	4200
102	48,1	-3,4	15.540
108	47,9	-34,2	43.026
112	47,9	-34,2	4010
132	48,1	-3,4	3020
153	11,5	10	77.047

5 El consumo energético del procedimiento se proporciona a continuación en la tabla 9.

TABLA 9

Compresor 38	2,24 MW
Compresor 46	12,29 MW
Total	14,53 MW
Intercambiador 32	7,7 MW

10 Gracias a la presente invención que se acaba de describir, se puede producir un gas tratado 14 que se puede licuar, con un número muy reducido de instalaciones y con un rendimiento mejorado.

De este modo, las instalaciones 10, 130, 150 según la presente invención, descritas anteriormente, se disponen, por ejemplo, en tierra o ventajosamente en una estructura flotante o en una estructura fija en la superficie del agua, tal como una plataforma o una unidad flotante de recuperación, almacenamiento y tratamiento de hidrocarburos, que se denomina mediante el acrónimo inglés "FPSO".

Las frigorías necesarias para aplicar el procedimiento se obtienen exclusivamente mediante la expansión dinámica de la corriente 56 en la turbina 24 y por el intercambio térmico entre el gas de cabeza purificado 70 y el gas natural de carga 12.

La falta de ciclos de refrigeración exteriores permite disponer de un inventario de líquido relativamente reducido, limitado a los fondos de los depósitos 22, 44 y de las columnas 26, 30.

25 Además, la columna de purificación 26 presenta pocos niveles de fraccionamiento y un relleno estructurado. Resulta sencilla de aplicar en una plataforma flotante.

Además, la instalación carece de bombas e aplica intercambiadores simples de fluidos que pueden ser de haz tubular de acero.

30 La refrigeración del procedimiento, proporcionada sustancialmente exclusivamente por la turbina de expansión 24 sin proporcionar una refrigeración externa, permite iniciar el procedimientos con mayor rapidez y gradualmente.

Además, durante la fase de arranque, se puede reciclar el gas tratado 14 a gas de carga para limitar o evitar su combustión.

El procedimiento es asimismo muy flexible, ya que permite obtener un gas tratado 14, cuyo contenido en benceno es sustancialmente igual a 1 ppm y cuyo contenido en C<sub>5</sub><sup>+</sup> es inferior al 0,1 % molar basándose en el gas de carga que presenta unos contenidos en C<sub>4</sub><sup>+</sup> muy variables, tal como se muestra a continuación en la tabla 10.

40

TABLA 10

Gas		1	2	3	4	5
Contenido en C <sub>4</sub> <sup>+</sup> del gas de carga 12	% molar	3,4	3,28	1,9	1,44	0,78

## ES 2 525 818 T3

Temperatura de enfriamiento previo del gas de carga en el intercambiador 20	°C	-2,1	-20,4	-36,1	-44	-57
Presión de la columna 26	bar	46,8	49,8	49,8	49,8	48,8
Potencia de la turbina 24	kW	3452	2576	2271	1988	1924
Caudal de la fracción C <sub>5</sub> <sup>+</sup> producido	Kg/h	29.750	14.019	7892	862	5553

Se podrá apreciar que los intercambiadores térmicos 20, 28 y 152 son dos intercambiadores de dos flujos.

5 Por lo tanto, el intercambiador térmico 28 es apto para poner en relación de intercambio térmico el gas licuado 78 exclusivamente con la segunda parte 104 que forma el reflujo de la primera columna 26.

El intercambiador térmico 20 es apto para poner en relación de intercambio térmico la corriente de gas 12 exclusivamente con el gas natural purificado 70.

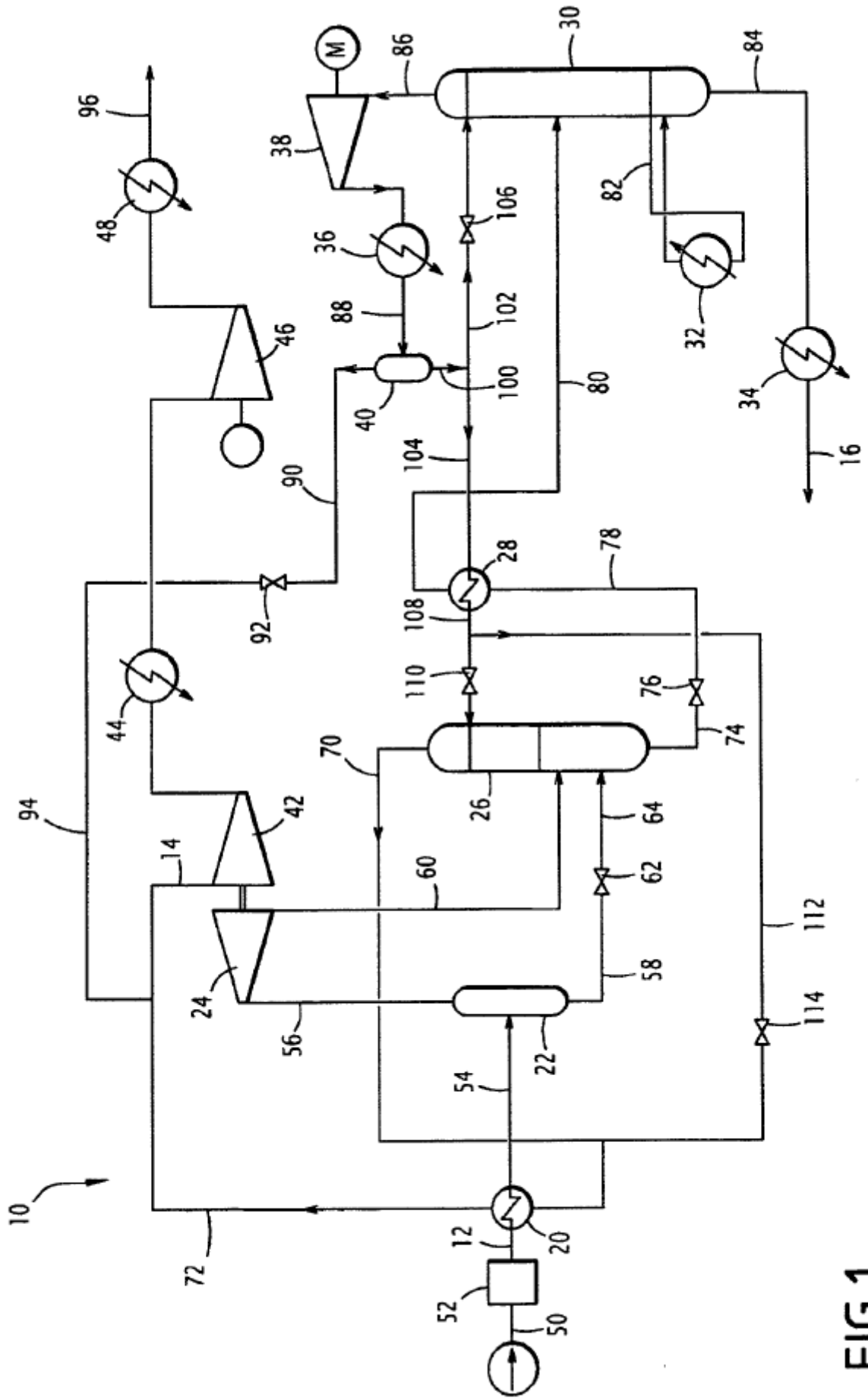
10 El intercambiador térmico 152 es apto para poner en relación de intercambio térmico el gas natural licuado recalentado 80 exclusivamente con la corriente de cabeza comprimida enfriada 88.

## REIVINDICACIONES

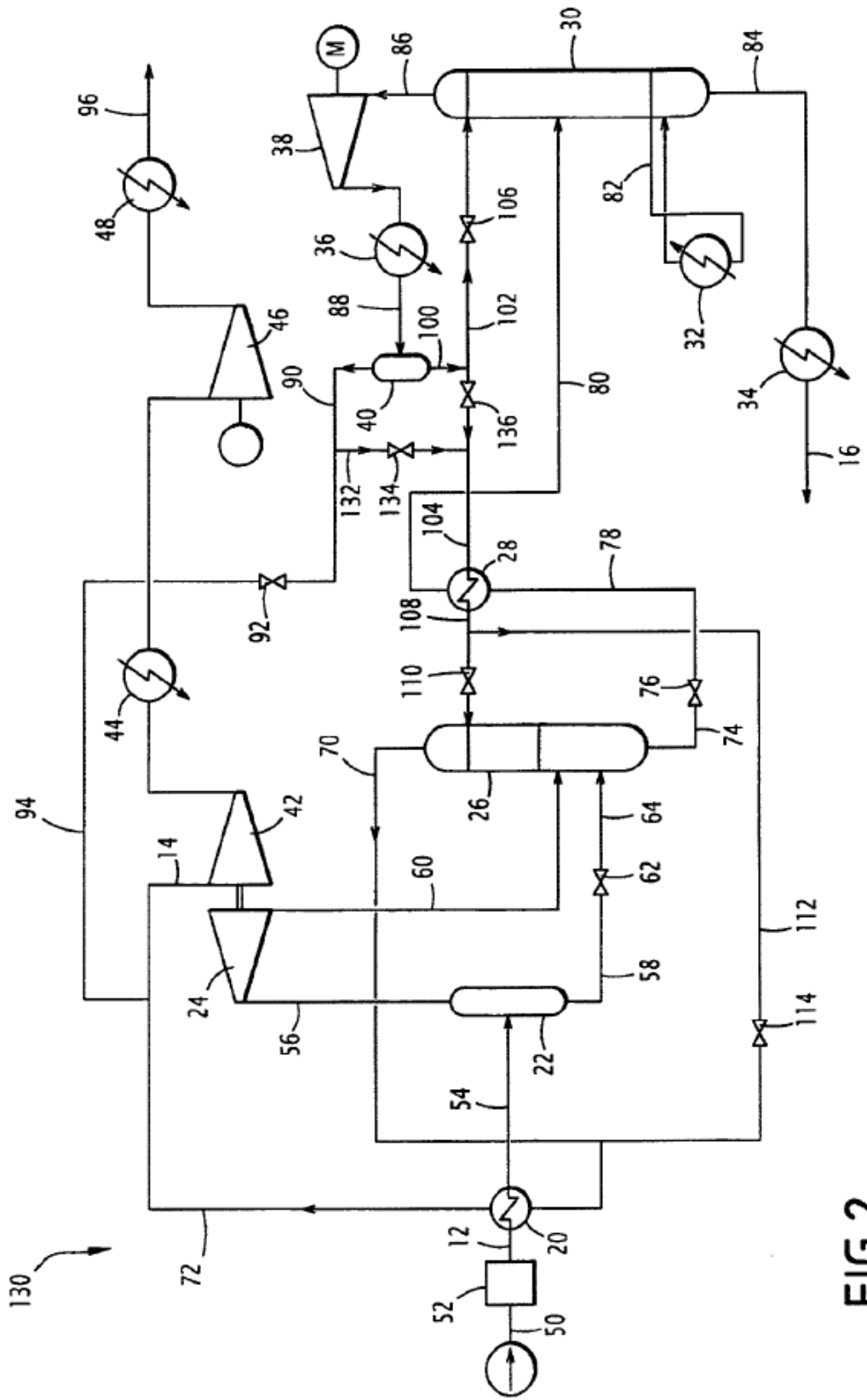
1. Procedimiento de tratamiento de un gas natural de carga (12) secado y descarbonatado para obtener un gas natural tratado (14) destinado a licuarse y una fracción (16) de hidrocarburos  $C_5^+$ , comprendiendo el procedimiento las etapas siguientes:
- enfriamiento del gas natural de carga (12) en un primer intercambiador térmico (20) para formar una corriente de carga preenfriada (54).
  - introducción de la corriente de carga preenfriada (54) en un primer depósito separador (22) para formar una corriente gaseosa (56) preenfriada y, eventualmente, una corriente líquida (58) preenfriada;
  - expansión dinámica de la corriente de gas preenfriada (56) en una turbina de expansión (24) e introducción de la corriente expandida (60) procedente de la turbina de expansión (24) en una primera columna (26) de purificación;
  - eventualmente, la expansión de la corriente de líquido preenfriada (58) e introducción en la primera columna (26);
  - producción en la cabeza de la primera columna (26) de un gas natural de cabeza purificado (70);
  - recuperación en el fondo de la primera columna (26) de un gas natural licuado (74) de fondo;
  - introducción del gas licuado de fondo (74) en una segunda columna de eliminación de los hidrocarburos  $C_5^+$ ;
  - producción en el fondo de la segunda columna (30) de una fracción (16) de hidrocarburos;
  - producción, en la cabeza de la segunda columna (30) de una corriente de gas (86) de cabeza de columna e introducción de la corriente gaseosa (86) de cabeza de columna en un segundo depósito separador (40) para formar una corriente líquida (100) de la parte inferior y una corriente gaseosa (90) de cabeza;
  - introducción de una primera parte (102) de la corriente líquida de la parte inferior (100) en reflujo dentro de la segunda columna (30) e introducción de una segunda parte (104) de la corriente líquida de la parte inferior (100) en reflujo dentro de la primera columna (26);
  - inyección de por lo menos una parte de la corriente gaseosa de cabeza (90) procedente del segundo recipiente separador (40) dentro del gas natural de cabeza purificado (70) para formar el gas natural tratado (14),
- comprendiendo el procedimiento las etapas siguientes:
- recalentamiento del gas natural de cabeza purificado (70) procedente de la primera columna (26) en el primer intercambiador térmico (20) por intercambio térmico con el gas natural de carga (12);
  - expansión del gas licuado natural de fondo (74) procedente de la primera columna antes de su introducción en la segunda columna (30);
  - compresión de la corriente gaseosa (86) de cabeza de columna en un primer compresor (38) y enfriamiento antes de su introducción en el segundo depósito separador (40);
- caracterizado porque** la fracción de hidrocarburos (16) es una fracción de hidrocarburos  $C_5^+$ , **porque** durante la etapa de expansión dinámica, la corriente gaseosa preenfriada (56) se expande hasta una presión superior a 35 bar, ventajosamente superior a 40 bar, más ventajosamente superior a 44 bar, y **porque** la presión en la segunda columna (30) es inferior a 25 bar, ventajosamente inferior a 20 bar, más ventajosamente inferior a 15 bar, y **porque** comprende una relación de intercambio térmico en un segundo intercambiador térmico (28) de la segunda parte (104) de la corriente líquida de la parte inferior (100) con el gas natural licuado de fondo (74) procedente de la primera columna (26).
2. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, **caracterizado porque** la temperatura de la corriente gaseosa preenfriada (56) tras pasar por la turbina de expansión (24) es superior a la temperatura de extracción del gas natural cabeza purificado (70) en la cabeza de la primera columna (26).
3. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, **caracterizado porque** el segundo intercambiador térmico es un intercambiador térmico de dos flujos
4. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, **caracterizado porque** comprende la extracción de una fracción (132) de la corriente gaseosa de cabeza (90) del segundo depósito separador (40) y la introducción de la fracción extraída (132) en la segunda parte (104) de la corriente líquida de fondo (100) procedente del segundo depósito separador (40).
5. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, **caracterizado porque** la corriente gaseosa (86) de cabeza procedente de la segunda columna (30) se dispone en relación de intercambio térmico, tras su compresión en el primer compresor (38) con el gas natural licuado (74) de fondo de la primera columna (26) en un tercer intercambiador térmico (52), siendo ventajosamente el tercer intercambiador térmico un intercambiador térmico de dos flujos.
6. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, **caracterizado porque** comprende una etapa de extracción de una corriente secundaria (112) en la segunda parte (104) de la corriente líquida de la parte inferior (100), antes de su introducción en la primera columna (26), y la introducción de la corriente secundaria (112) en la corriente de gas natural de cabeza purificada procedente de la primera columna (26).

7. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, **caracterizado porque** la totalidad de la corriente de gas preenfriada (56) procedente del primer depósito separador (22) se introduce en la turbina de expansión dinámica (24).
- 5 8. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, **caracterizado porque** el número de niveles teóricos de la primera columna (26) es inferior a 4.
9. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, **caracterizado porque** el gas natural de carga (12) se enfría exclusivamente por intercambio térmico con el gas natural de cabeza purificado (70) procedente de la primera columna (26) sin aporte alguno de frigorías de un ciclo de refrigeración exterior.
- 10 10. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, **caracterizado porque** la presión de vapor de la corriente de hidrocarburos  $C_5^+$  es inferior a 1 bar, ventajosamente inferior o igual a 0,8 bar.
- 15 11. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, **caracterizado porque** el primer intercambiador térmico (20) es un intercambiador térmico de dos flujos.
12. Instalación (10; 130; 150) de tratamiento de un gas natural de carga (12) secado y descarbonatado para obtener un gas natural tratado (14) destinado a licuarse y una fracción de hidrocarburos  $C_5^+$ , siendo la instalación del tipo que comprende:
- 20 - unos medios de enfriamiento del gas natural de carga (12) para formar una corriente de carga preenfriada (54) que comprende un primer intercambiador térmico (20);  
 - un primer depósito separador (22) para formar una corriente gaseosa preenfriada (56) y, eventualmente, una corriente líquida (58) preenfriada;
- 25 - unos medios de introducción de la corriente de carga preenfriada (54) en el primer depósito separador (22);  
 - una turbina de expansión dinámica de la corriente de gas preenfriada (56);  
 - una primera columna (26) de purificación;  
 - unos medios de introducción de la corriente expandida (60) procedente de la turbina de expansión (24) en una primera columna (26);
- 30 - eventualmente unos medios de expansión y de introducción en la primera columna (24) de corriente de líquida preenfriada (58);  
 - unos medios de recuperación en la cabeza de la primera columna (26) de un gas natural de cabeza purificado (70);  
 - unos medios de recuperación en el fondo de la primera columna (26) de un gas natural licuado (74) de fondo;  
 - una segunda columna (30) de eliminación de los hidrocarburos  $C_5^+$ ;
- 35 - unos medios de introducción del gas licuado de fondo (74) en la segunda columna (30);  
 - unos medios de recuperación en el fondo de la segunda columna (30) de una fracción (16) de hidrocarburos;  
 - unos medios de recuperación en la cabeza de la segunda columna (30) de una corriente gaseosa (86) de cabeza de columna;  
 - un segundo depósito separador (40);
- 40 - unos medios de introducción de la corriente gaseosa de cabeza de columna (86) en el segundo depósito separador (40) para formar una corriente líquida de la parte inferior (100) y una corriente gaseosa de cabeza (90);  
 - unos medios de introducción de una primera parte (102) de la corriente líquida de la parte inferior (100) en reflujo dentro de la segunda columna (30) y unos medios de introducción de una segunda parte (104) de la corriente líquida de la parte inferior (100) en reflujo dentro de la primera columna (26);
- 45 - unos medios inyección de por lo menos una parte de la corriente gaseosa de cabeza (90) procedente del segundo recipiente separador (40) dentro del gas natural de cabeza purificado (70) para formar la corriente gas natural tratado (14),  
 comprendiendo la instalación:
- 50 • unos medios de introducción del gas natural de cabeza purificado (70) procedente de la primera columna (26) en el primer intercambiador térmico (20) para calentar el gas natural de cabeza purificado procedente de la primera columna (26) en el primer intercambiador térmico (20) por intercambio térmico con el gas natural de carga (12);  
 • unos medios (76) de expansión del gas licuado natural de fondo (74) procedente de la primera columna (26) antes de su introducción en la segunda columna (30);
- 55 • unos medios de compresión de la corriente gaseosa (86) de cabeza de columna antes de su introducción en el segundo depósito separador (40) que comprenden un primer compresor (38);
- caracterizado porque** la fracción de hidrocarburos es una fracción de hidrocarburos  $C_5^+$ , **porque** la turbina de expansión dinámica (56) es apta para expandir la corriente de gas preenfriada (56) a una presión inferior a 35 bar, ventajosamente superior a 40 bar, más ventajosamente superior a 44 bar y **porque** la presión en la segunda columna (30) es inferior a 25 bar, ventajosamente inferior a 20 bar, más ventajosamente inferior 15 bar, y **porque** comprende un segundo intercambiador térmico (28) apto para disponer en relación de intercambio térmico el gas natural licuado de fondo (74) procedente de la primera columna con la segunda parte (104) de la corriente líquida de fondo (100) procedente del segundo depósito separador (40).
- 60
- 65

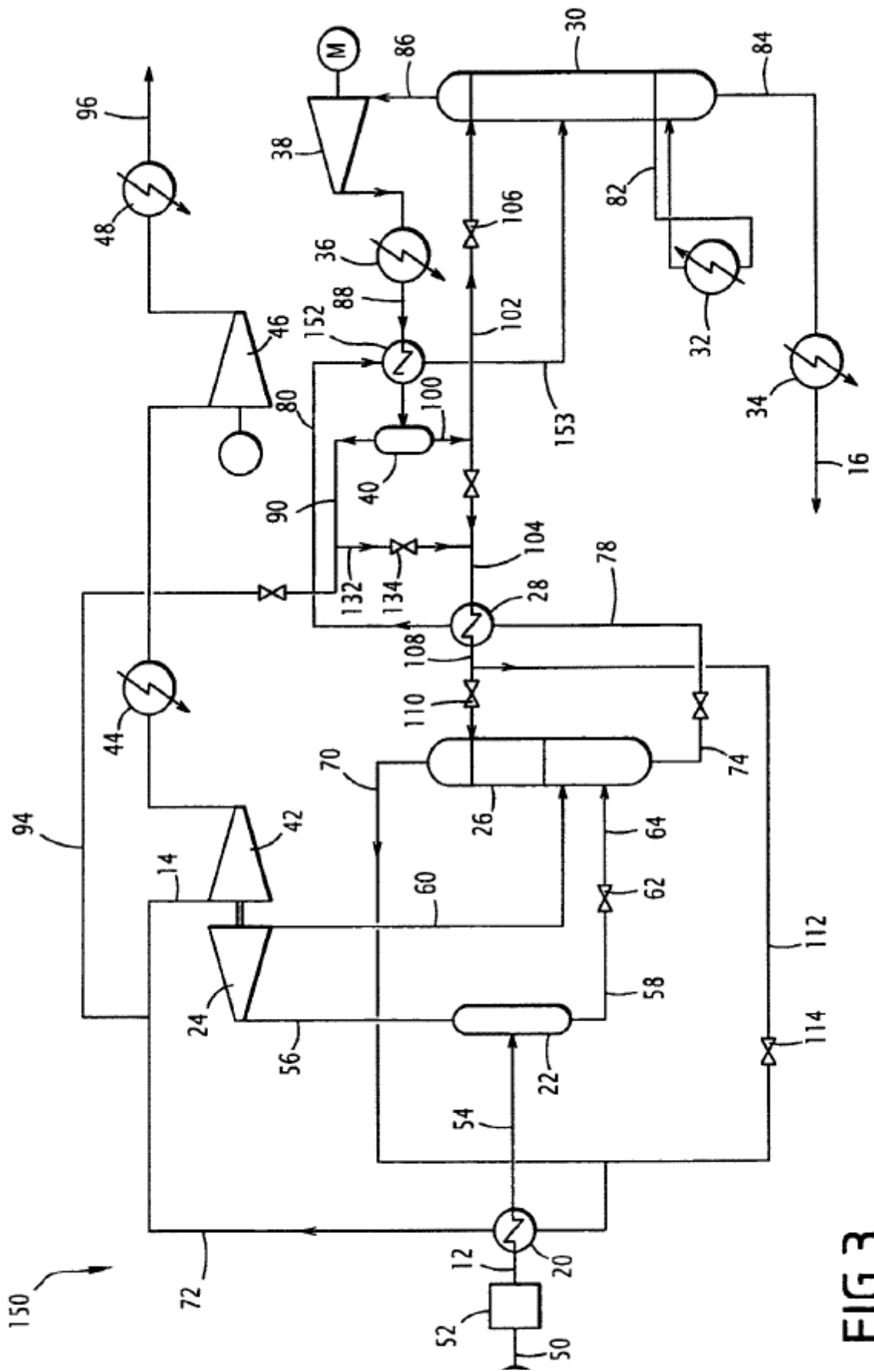
13. Instalación (10; 130; 150) según la reivindicación 12, **caracterizada porque** el segundo intercambiador térmico es un intercambiador térmico de dos flujos.
- 5 14. Instalación (130; 150) según cualquiera de las reivindicaciones 12 o 13, **caracterizada porque** comprende unos medios de extracción de por lo menos una parte de la corriente gaseosa de cabeza (90) procedente del segundo depósito separador (40) para introducir la mezcla en la segunda parte (104) de la corriente líquida de fondo (90) procedente del segundo depósito separador (40).
- 10 15. Instalación (150) según cualquiera de las reivindicaciones 12 a 14, **caracterizada porque** comprende un tercer intercambiador térmico (152) apto para disponer en relación de intercambio térmico la corriente gaseosa de cabeza comprimida (88) procedente de la segunda columna (30) y el gas natural licuado de fondo (74) procedente de la primera columna (26), siendo ventajosamente el tercer intercambiador térmico un intercambiador térmico de dos flujos.



**FIG.1**



**FIG. 2**



**FIG.3**



**REFERENCIAS CITADAS EN LA DESCRIPCIÓN**

5 La presente lista de referencias citadas por el solicitante se presenta únicamente para la comodidad del lector y no forma parte del documento de patente europea. Aunque la recopilación de las referencias se ha realizado muy cuidadosamente, no se pueden descartar errores u omisiones y la Oficina Europea de Patentes declina toda responsabilidad en este sentido.

**Documentos de patente citados en la descripción**

10

- US 7010937 B [0012]
- WO 0214763 A [0012]
- WO 0214242 A [0012]