

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 373 218**

51 Int. Cl.:

F25J 1/02

(2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Número de solicitud europea: **01271522 .3**

96 Fecha de presentación: **13.12.2001**

97 Número de publicación de la solicitud: **1352203**

97 Fecha de publicación de la solicitud: **15.10.2003**

54 Título: **PROCEDIMIENTO DE REFRIGERACIÓN DE GAS LICUADO Y PUESTA EN FUNCIONAMIENTO DEL MISMO.**

30 Prioridad:
18.12.2000 FR 0016495

45 Fecha de publicación de la mención BOPI:
01.02.2012

45 Fecha de la publicación del folleto de la patente:
01.02.2012

73 Titular/es:
**TECHNIP FRANCE
170, PLACE HENRI REGNAULT, LA DÉFENSE 6
92400 COURBEVOIE, FR**

72 Inventor/es:
PARADOWSKI, Henri

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

ES 2 373 218 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 de refrigeración de gas licuado y puesta en funcionamiento del mismo

5 La presente invención se refiere, en líneas generales y según un primer aspecto, a la industria del gas, y en particular a un procedimiento de refrigeración de gases a presión que contienen metano e hidrocarburos C2 y superiores, para su separación.

10 Con mayor exactitud, la presente invención se refiere a un procedimiento según el preámbulo de la reivindicación 1.

Los procedimientos de enfriamiento de este tipo resultan muy conocidos por los expertos en la materia y se utilizan desde hace muchos años, en particular a partir del documento US n.º 3.646.652.

15 El procedimiento de refrigeración del gas natural licuado (GNL) según el preámbulo anterior se utiliza de un modo conocido con el objetivo de eliminar el nitrógeno presente a veces en grandes cantidades en el gas natural. En este caso, el gas combustible obtenido mediante este procedimiento se ha enriquecido en nitrógeno, mientras que en el gas natural licuado refrigerado se ha disminuido la cantidad de nitrógeno.

20 Las instalaciones de licuación de gas natural presentan unas características técnicas bien definidas y limitaciones impuestas por la capacidad de los elementos constitutivos de la producción. Por consiguiente, una instalación para la producción de gas natural licuado se ve limitada por su capacidad de producción máxima, en las condiciones habituales de funcionamiento. La única solución para aumentar la producción consiste en construir una nueva unidad de producción.

25 Teniendo en cuenta los costes que representan dicha inversión, es necesario asegurarse de que el aumento pretendido en la producción sea duradero a fin de facilitar la amortización.

30 En la actualidad no existe una solución para aumentar, aunque sea temporalmente, la producción de una unidad de producción de gas natural licuado, cuando funciona al máximo de su capacidad, sin necesidad de una gran inversión y costes que consisten en la construcción de otra unidad de producción.

La capacidad de producción de gas natural licuado (GNL) depende sustancialmente de la potencia de los compresores utilizados para permitir la refrigeración y la licuación del gas natural.

35 En este contexto, un primer objeto de la presente invención es proporcionar un procedimiento, que se ajuste asimismo a la definición genérica del preámbulo anterior, que permita aumentar la capacidad de una planta de producción de GNL sin la necesidad de construir otra unidad de producción de GNL.

40 La presente invención tiene como objetivo un procedimiento según la reivindicación 1 y una instalación según la reivindicación 4.

45 El primer mérito de la presente invención es haber descubierto una unidad de producción funcionando al 100% de su capacidad, que produce un cierto volumen de gas natural licuado a una temperatura de -160 °C y a una presión aproximadamente de 50 bar, siendo constantes todos los demás parámetros de funcionamiento, únicamente puede aumentar su volumen, y por lo tanto su producción, si la temperatura de producción del gas natural licuado.

50 Sin embargo, el GNL se almacena aproximadamente a -160 °C a baja presión (inferior a 1,1 bar absolutos), y un aumento en su temperatura de almacenamiento implicaría un aumento de su presión de almacenamiento, lo que representa unos costes prohibitivos, pero sobre todo dificultades de transporte, debido a las grandes cantidades de GEL producidas.

Por consiguiente, es habitual que el GNL se prepare a una temperatura aproximadamente de -160 °C antes de su almacenamiento.

55 Un segundo mérito de la presente invención es proporcionar una solución elegante a dichas limitaciones de producción utilizando un procedimiento de refrigeración de GNL que puede adaptarse a un procedimiento de producción de GNL preexistente, que no requiere utilizar medios materiales y financieros importantes para la puesta en funcionamiento de dicho procedimiento. Dicha solución comprende la producción, mediante una unidad de producción de GNL preexistente, de GNL a una temperatura superior a aproximadamente -1,60 °C y a continuación su refrigeración a aproximadamente -160 °C mediante el procedimiento según la presente invención.

60 Un tercer mérito de la presente invención consiste en haber modificado un procedimiento conocido de refrigeración de gas natural licuado rico en nitrógeno y según el preámbulo anterior, y permitir su utilización tanto con GNL rico en nitrógeno como con GNL bajo en nitrógeno. En este último caso, el gas combustible obtenido mediante dicho procedimiento contiene muy poco nitrógeno y, por lo tanto, presenta una composición similar a la de gas natural licuado bajo en nitrógeno.

El procedimiento según la presente invención puede presentar una o más características según las reivindicaciones 2 a 3.

5 La instalación según la presente invención puede comprender una o más de las características según las reivindicaciones 5 a 11.

La presente invención se podrá comprender mejor y otros objetivos, características, detalles y ventajas de la misma se pondrán más claramente de manifiesto a partir de la descripción siguiente haciendo referencia a los dibujos esquemáticos adjuntos, que se proporcionan únicamente a título de ejemplo no limitativo y en los que:

- 10 - la figura 1 representa un diagrama esquemático funcional de una instalación de licuación de gas natural según una forma de realización de la técnica anterior;
- la figura 2 representa un diagrama esquemático funcional de una instalación de desnitrógenación de gas natural licuado según una primera forma de realización de la técnica anterior;
- 15 - la figura 3 representa un diagrama esquemático funcional de una instalación de desnitrógenación de gas natural licuado según una segunda forma de realización de la técnica anterior;
- las figuras 4, 5, 6 y 7 representan unos diagramas esquemáticos funcionales de instalaciones de desnitrógenación de gas natural licuado según unas formas de realización preferidas de la presente invención.

20 De estas siete figuras, uno puede observar en particular los símbolos "FC" que significa "controlador volumétrico", "GT", que significa "turbina de gas", "GE" que significa "generador eléctrico", "SC", que significa "controlador del nivel de líquido", "PC", que significa "manómetro", "SC", que significa "controlador de la velocidad" y "TC" que significa "controlador de la temperatura".

25 En aras de la claridad y la brevedad, los conductos utilizados en las instalaciones de las figuras 1 a 7 se indicarán con los mismos signos de referencia que las fracciones gaseosas que circulan por los mismos.

Haciendo referencia a la figura 1, la instalación representada está destinada a tratar, tal como se conoce, un gas natural seco, desulfurado y descarbonatado 100, para obtener un gas natural licuado 1, disponibles en general a una temperatura inferior a -120 °C.

30 Dicha instalación de licuación de GNL presenta dos circuitos de refrigeración independientes. Un primer circuito de refrigeración 101, que corresponde a un ciclo con propano, permite obtener una refrigeración primaria a aproximadamente -30 ° C en un intercambiador E3 mediante la expansión y vaporización del propano líquido propano, con el vapor de propano recalentado y expandido comprimiéndose a continuación en un segundo compresor K2 y el gas comprimido obtenido 102 a continuación se enfría y se licua en unos refrigeradores de agua 103, 104 y 105.

35 Un segundo circuito de refrigeración 106, que corresponde generalmente a un ciclo que utiliza una mezcla de nitrógeno, metano, etano y propano, permite realizar una refrigeración importante del gas natural a tratar para obtener gas natural licuado 1. El fluido termotransmisor presente en el segundo ciclo refrigerante se comprime en un tercer compresor K3 y se enfría en unos intercambiadores de agua 118 y 119, y a continuación se enfría en un refrigerador de agua 114, para obtener un fluido 107. Este último se enfría y licua a continuación en el intercambiador E3 para proporcionar un flujo enfriado y licuado 108. Este último se separa a continuación en forma de una fase de vapor 109 y una fase líquida 110, y se introducen ambas en la parte inferior de un intercambiador criogénico 111. Tras enfriar, la fase líquida 110 sale del intercambiador 111 para expandirse en una turbina X2 acoplada a un generador eléctrico. El líquido expandido 112 se introduce a continuación en el intercambiador criogénico 111 encima de su parte inferior, donde se utiliza para enfriar los fluidos que circulan en la parte inferior del intercambiador, mediante la pulverización de los conductos que transportan los fluidos a enfriar utilizando rampas de pulverización. La fase de vapor 109 fluye a través de la parte inferior del intercambiador criogénico 111 para enfriarse y licuarse en la misma, y a continuación se vuelve a enfriar mediante la circulación en una parte superior del intercambiador criogénico 111. Por último, dicha fracción 109 enfriada y licuada se expande en una válvula 115, y a continuación se utiliza para enfriar los fluidos que circulan en la parte superior del intercambiador criogénico 111 mediante pulverización sobre los conductos que transportan los fluidos a enfriar. Los líquidos refrigerantes pulverizados en el interior del intercambiador criogénico 111 se recogen a continuación en la parte inferior de este último para proporcionar el flujo 106 que se envía hacia el compresor K3.

60 El gas natural seco, desulfurado y descarbonatado 100, se enfría en un intercambiador térmico de propano 113, y a continuación se somete a un tratamiento de secado, que puede ser, por ejemplo pasando el mismo a través de un tamiz molecular, por ejemplo de zeolita, y a un tratamiento de desmercurización, por ejemplo pasando el mismo a través de una espuma de plata o de cualquier otra trampa de mercurio, en un alojamiento 116 para proporcionar un gas natural purificado 117. A continuación este último se enfría y licua parcialmente en el intercambiador térmico E3, circula a través de la parte inferior y la parte superior del intercambiador criogénico 111 para proporcionar un gas natural licuado 1. Este último se obtiene habitualmente a una temperatura inferior a -120 °C.

65

Haciendo referencia ahora a la Figura 2, la instalación representada está destinada a tratar, de un modo conocido, un gas natural licuado 1 rico en nitrógeno, para obtener por una parte un gas natural licuado refrigerado y bajo en nitrógeno 4 y, por otra parte, una primera fracción comprimida 5 que se trata de un gas combustible comprimido rico en nitrógeno.

5 En primer lugar se expande y enfría el GNL en una turbina de expansión X3, que se regula mediante un controlador volumétrico del GNL que circula en el conducto 1, a continuación se expande y enfría de nuevo en una válvula 18 cuya abertura depende de la presión del GNL en la salida del compresor X3, para proporcionar un flujo de gas natural licuado expandido 2. Este último se separa entonces en una primera fracción superior 3 relativamente más volátil y una primera fracción inferior 4 relativamente menos volátil en la parte inferior del tanque V1. La primera fracción inferior 4 constituida por gas natural licuado refrigerado se recoge y se bombea en una bomba P1, circula a través de una válvula 19, cuya abertura está controlada por un controlador del nivel de líquido en la parte inferior del tanque V1, para abandonar a continuación la instalación y almacenarse.

15 La primera fracción superior 3 se vuelve a calentar en un primer intercambiador térmico E1 y a continuación se introduce en un nivel a una presión baja 15 de un compresor K1 acoplado a una turbina de gas GT. Dicho compresor K1 comprende una pluralidad de alojamientos de compresión 15, 14, 11 y 30, a unas presiones cada vez mayores, y una pluralidad de refrigerantes de agua 31, 32, 33 y 34. Tras cada etapa de compresión, el gas comprimido se enfría al pasar por un intercambiador térmico, preferentemente de agua. La primera fracción superior 3 proporciona, en las etapas finales de compresión y enfriamiento, el gas combustible comprimido rico en nitrógeno 5. Dicho gas combustible se recoge a continuación y abandona la instalación.

25 Se extrae una pequeña parte del gas combustible 5 que corresponde al flujo 6. Dicho flujo 6 se enfría en el intercambiador E1 y transfiere su calor a la primera fracción superior 3, para proporcionar un flujo de refrigeración 22. Dicho flujo enfriado 22 circula a continuación a través de una válvula 23, cuya abertura se controla mediante un controlador volumétrico en la salida del intercambiador térmico E2. Por último, el flujo 22 se mezcla con el flujo de gas natural licuado expandido 2.

30 Haciendo referencia ahora a la Figura 3, la instalación representada está destinada a tratar, de un modo conocido, una de gas natural licuado rico en nitrógeno, para obtener por una parte un gas natural licuado refrigerado y bajo en nitrógeno 4 y por otra parte, una primera fracción comprimida 5, que es un gas combustible comprimido rico en nitrógeno. En dicha instalación, el tanque de separación V1 se ha sustituido por una columna de destilación C1 y un intercambiador térmico E2.

35 En primer lugar, el GNL 1 se expande y se enfría en una turbina de expansión X3 cuya velocidad se controla mediante un controlador volumétrico del GNL que circula en el conducto 1 y a continuación se enfría en el intercambiador térmico E2 para proporcionar un flujo enfriado 20. Este último circula a través de una válvula 21, cuya abertura se controla mediante un manómetro dispuesto en el conducto 20, aguas arriba de dicha válvula 21, para proporcionar un flujo de gas natural licuado expandido 2. El flujo de gas natural licuado expandido 2 se separa a continuación en una primera fracción superior 3 relativamente más volátil, y una primer fracción posterior 4 relativamente menos volátil en la columna C1. La primera fracción inferior 4 constituida por de gas natural licuado enfriado se recoge y se bombea mediante la bomba P1, circula a través de la válvula 19, cuya abertura se controla mediante un controlador del nivel de líquido en la parte inferior del tanque V1, para abandonar a continuación la instalación y almacenarse.

45 La columna C1 presenta un hervidor en la parte inferior de la columna 16 que utiliza el líquido que se encuentra en una bandeja 17. El flujo que circula en el hervidor 16 se calienta en el intercambiador térmico E2 y a continuación se introduce en la parte inferior de la columna C1.

50 La primera fracción superior 3 sigue el mismo tratamiento representado en la figura 2 para obtener una primera fracción de gas comprimido 5, que es un gas combustible comprimido rico en nitrógeno, y de una fracción comprimida 6, que es una fracción retenida de gas combustible comprimido. Del mismo modo, dicha última fracción se vuelve a calentar en el intercambiador E1 para proporcionar un flujo refrigerado 22. Dicho flujo 22 se mezcla igualmente con el flujo de gas natural licuado expandido 2.

55 Haciendo referencia ahora a la Figura 4, la instalación representada está destinada a tratar, con la ayuda de un dispositivo según el procedimiento de la presente invención, un gas natural licuado 1 rico en nitrógeno, para obtener, por una parte, un gas natural licuado refrigerado y bajo en nitrógeno 4 y, por otra parte, un gas combustible comprimido rico en nitrógeno 5.

60 Dicha instalación comprende unos elementos comunes a la Figura 3, en particular la expansión y el enfriamiento del GNL para obtener un flujo de GNL expandido 2. Del mismo modo, la separación de la primera fracción superior 3 y la primera fracción inferior 4 se realiza de un modo similar en la columna C1. Por último, el flujo de gas combustible 5 se obtiene, como anteriormente, mediante la compresión y el enfriamiento sucesivos. A diferencia del procedimiento representado en la Figura 3, una segunda fracción comprimida 6, extraída de la primera fracción de gas comprimido 5 alimenta un compresor XK1 acoplado a una turbina de expansión X1 para obtener una tercera

fracción comprimida 7. Se enfría la misma en un refrigerador de agua 24 y a continuación se separa en una cuarta fracción comprimida 8 y una quinta fracción comprimida 9.

5 La cuarta fracción comprimida 8 se enfría en el intercambiador térmico E1 para proporcionar una fracción 25 que se expande en la turbina X1. La turbina X1 proporciona un flujo expandido 10 que se calienta en el intercambiador E1 para proporcionar un flujo expandido calentado 26. Dicho flujo expandido calentado 26 se introduce en un nivel a una presión media 11 del compresor K1.

10 La quinta fracción comprimida 9 se enfría en el intercambiador térmico E1 para proporcionar una fracción 22 que se expande en una válvula 23 y a continuación se mezcla con la fracción de GNL expandido 2.

15 El manorreductor X1 presenta una válvula de guía de entrada 27, que permite, mediante la variación del ángulo de introducción del flujo 25 sobre las palas de la turbina X1, variar la velocidad de rotación de esta última y, por consiguiente, variar la potencia suministrada al compresor XK1.

20 Haciendo referencia ahora a la Figura 5, la instalación representada está destinada a tratar, mediante un dispositivo según el procedimiento de la presente invención, un gas natural licuado 1, preferentemente rico en nitrógeno, para obtener por una parte, un gas natural licuado refrigerado y bajo en nitrógeno 4 y, por otra parte, un gas combustible comprimido rico en nitrógeno 5, en el caso en que el gas natural licuado 1 lo contenga.

25 Dicha instalación comprende unos elementos comunes a la figura 4, en particular la producción, mediante una columna de destilación C1 de una primera fracción superior 3, y de una primera fracción inferior 4. Del mismo modo, la primera fracción superior 3 se comprime en un compresor K1 y se enfría en unos refrigeradores 31 a 34 para obtener una primera fracción comprimida 5. Una segunda fracción de extracción 6 se retira de la primera fracción comprimida 5 para comprimirse en un compresor XK1 acoplado a una turbina de expansión X1, lo que genera la salida de una tercera fracción comprimida 7. Esta última se separa en una cuarta fracción comprimida 8 y una quinta fracción comprimida 9.

30 La cuarta fracción comprimida 8 se enfría en el intercambiador térmico E1 para proporcionar una fracción 25 que se expande en la turbina X1. La turbina X1 proporciona un flujo expandido 10 que se calienta en el intercambiador E1 para proporcionar un flujo expandido calentado 26. Dicho flujo expandido calentado 26 se introduce en un nivel a una presión media 11 del compresor K1.

35 La quinta fracción comprimida 9 se enfría en el intercambiador térmico E1 para proporcionar una fracción 22 que se expande en una válvula 23 y a continuación se mezcla con la fracción de GNL expandido 2.

El manorreductor X1 comprende una válvula de guía de entrada 27 cuya función se ha definido en la descripción de la figura 4.

40 A diferencia de la figura 4, la instalación representada en la Figura 5 comprende asimismo un tanque separador V2 en el que se separa el flujo de gas natural expandido 2 en una segunda fracción superior 12 y una segunda fracción inferior 13.

45 La segunda fracción superior 12 se calienta en el intercambiador E1 y a continuación se introduce en un nivel a una presión media 14 del compresor K1, a una presión intermedia entre la presión de entrada del nivel a una presión baja 15 y la del nivel a una presión media 11.

50 La segunda fracción inferior 13 se enfría en el intercambiador E2 para producir una fracción de GNL refrigerado 20. Esta última fracción se expande y se enfría en una válvula 28 para producir una fracción de GNL expandido y enfriado 29. La abertura de la válvula 28 se controla mediante un controlador del nivel de líquido contenido en el tanque V2. El flujo 29 se introduce entonces en la columna C1 para separarse en la misma en la primera fracción superior 3 y la primera fracción inferior 4.

55 Tal como se indica en la descripción de la figura 4, la columna C1 presenta un hervidor 16 que extrae el líquido contenido en una bandeja 17 de la columna C1 para calentar el mismo en el intercambiador E2 por intercambio térmico con el flujo 13 e introducir el mismo en la parte inferior de la columna. Del mismo modo, la primera fracción inferior 4 se bombea mediante la bomba P1 y atraviesa una válvula 19, cuya abertura se controla mediante un controlador del nivel de líquido presente en la parte inferior de la columna C1.

60 Haciendo referencia ahora a la Figura 6, la instalación representada está destinada a tratar, mediante un dispositivo según el procedimiento de la presente invención, un gas natural licuado 1 preferentemente bajo en nitrógeno, para obtener, por una parte, un gas natural licuado refrigerado y bajo en nitrógeno 4 y, por otra parte, un gas combustible comprimido 5 rico en nitrógeno, en el caso de utilizar un GNL rico en nitrógeno.

65 Dicha instalación comprende unos elementos comunes a la figura 2 y a las figuras 4 y 5.

De un modo simplificado, la figura 6 es estructuralmente similar a la figura 4, con la excepción de la columna C1, que se ha sustituido por un tanque de separación V1, y del intercambiador E2, que se ha eliminado, debido que no se emplea un hervidor cuando se utiliza un tanque de separación. El flujo de GNL expandido 2 se introduce entonces directamente en el tanque separador V1 para separarse en una primera fracción superior 3 y una primera fracción inferior 4.

La sustitución de la columna C1 por el tanque V1 no cambia la secuencia de etapas del procedimiento tal como se ha descrito en la figura 5. En cambio, debido a un menor rendimiento de separación del tanque V1 en relación con la columna C1, el GNL refrigerado 4 comprenderá normalmente más nitrógeno en el caso de utilizar un dispositivo según la figura 6 que en el caso de utilizar un dispositivo según la figura 5. Por supuesto, el GNL 1 utilizado en ambos casos es idéntico física y químicamente y contiene por lo menos un poco de nitrógeno.

Haciendo referencia a la figura 7, la instalación representada está destinada a tratar, mediante un dispositivo según el procedimiento de la presente invención, un gas natural licuado 1, preferentemente bajo en nitrógeno, para obtener, por una parte, un gas natural licuado refrigerado 4 y, por otra parte, un gas combustible comprimido 5.

Dicha instalación comprende unos elementos comunes a la figura 2 y a las figuras 4, 5 y 6.

De un modo simplificado, la figura 7 es estructuralmente similar a la figura 5, con la excepción de la columna C1, que se ha sustituido por un tanque de separación V1, y del intercambiador E2, que se ha eliminado, debido que no se emplea un hervidor cuando se utiliza un tanque de separación. El flujo de GNL expandido 2 se introduce entonces directamente en el tanque separador V2 para separarse en una primera fracción superior 12 y una primera fracción inferior 13.

La segunda fracción superior 12 se calienta en un intercambiador E1 y a continuación se introduce en el compresor K1 en un nivel a una presión media 14, intermedio entre un nivel a una presión baja 15 y un nivel a una presión media 11, del mismo modo que se ha descrito para la figura 5.

La sustitución de la columna C1 por el tanque V1 no cambia la secuencia de etapas del procedimiento tal como se ha descrito en la figura 5. En cambio, debido a un menor rendimiento de separación del tanque V1 en relación con la columna C1, el GNL refrigerado 4 comprenderá normalmente más nitrógeno en el caso de utilizar un dispositivo según la figura 6 que en el caso de utilizar un dispositivo según la figura 5. Por supuesto, para permitir una buena comparación, el GNL 1 utilizado en ambos casos es idéntico física y químicamente.

A fin de poder apreciar de un modo concreto los rendimientos de una instalación que funcione según un procedimiento de la presente invención, se presentarán a continuación unos ejemplos numéricos a título ilustrativo y no limitativo.

Dichos ejemplos se proporcionan basándose en dos gases naturales distintos "A" y "B", cuya composición se presenta a continuación en la tabla 1:

Tabla 1

Componente	Gas Natural A		Gas Natural B			
	Composición (%)	molar	Composición en masa (%)	Composición (%)	molar	Composición en masa (%)
Nitrógeno		0,100	0,155		3,960	6,127
Metano		91,400	81,378		88,075	78,039
Etano		4,500	7,510		5,360	8,902
Propano		2,500	6,118		1,845	4,493
i-Butano		0,600	1,935		0,290	0,931
n-Butano		0,900	2,903		0,470	1,509
Total		100,000	100,000		100,000	100,000

Dichos gases carecen deliberadamente de hidrocarburos C5 y superiores, a fin de no complicar los cálculos.

Las otras condiciones de funcionamiento son idénticas y según lo siguiente (las referencias numéricas se refieren a la figura 1):

- Temperatura del gas natural húmedo 100: 37 °C

ES 2 373 218 T3

- Presión del gas natural húmedo 100: 54 bar
- Enfriamiento previo mediante el refrigerante 113 antes del secado: 23 °C
- Temperatura del gas seco tras pasar por el alojamiento 116: 23,5 °C
- Presión del gas seco: 51 bar
- 5 - Temperatura del agua de refrigeración: 30 °C
- Temperatura de salida del intercambiador hidráulico: 37 °C
- Temperatura de condensación del propano: 47 °C.
- Rendimiento de los compresores centrífugos K1, K2 y K3: 82%
- Rendimiento de la turbina de expansión X2: 85%
- 10 - Rendimiento de compresor axial XK1: 86%
- Potencia de la línea del eje GE6: 31.570 kilovatios
- Potencia de la línea del eje GE7: 63.140 kilovatios
- Potencia de la línea del eje GE5D: 24.000 kilovatios
- 15 La potencia de la línea del eje representa la potencia disponible en un eje de la turbina de gas General Electric de referencia GESD, GE6 y GE7. Las turbinas de este tipo se acoplan a los compresores K1, K2 y K3 representados en las figuras 1 a 7.

Los caudales de gas natural a licuar se seleccionaran de tal modo que saturen las potencias disponibles en las líneas del eje. Se consideran los siguientes tres casos (para el procedimiento de licuación descrito en la figura 1):

- Utilización para el accionamiento de una turbina GE6 y una turbina GE7, lo que corresponde a un caudal de GNL producido a -160 °C de aproximadamente 3 millones de toneladas por año.
- Utilización para el accionamiento de dos turbinas GE7, lo que corresponde a un caudal de GNL producido a -160 °C de aproximadamente 4 millones de toneladas por año.
- 25 - Utilización para el accionamiento de tres turbinas GE7, lo que corresponde a un caudal de GNL producido a -160 °C de aproximadamente 6 millones de toneladas por año.

Un modo de calcular fácilmente la influencia de un parámetro sin entrar en los detalles de un procedimiento es el concepto de trabajo teórico asociado al de entalpía libre.

El trabajo teórico que se necesita para proporcionar un sistema para que pase de un estado 1 a un estado 2 viene determinado por la ecuación siguiente:

- 35 $W_{1-2} = T_0 \times (S_1 - S_2) - (H_1 - H_2)$ siendo:
- W1-2: el trabajo teórico (kJ/kg)
- T0: la temperatura de disipación de calor (K)
- S1: la entropía en el estado 1 (kJ/(K.kg))
- S2: la entropía en el estado 2 (kJ/(K.kg))
- 40 H1: la entalpía en el estado 1 (kJ/kg)
- H2: la entalpía en el estado 2 (kJ/kg)

En este caso, la temperatura de disipación se considerará igual a 310,15 K (37 °C). El estado 1 será el gas natural a 37 °C y 51 bar y el estado 2 será el GNL a la temperatura T2 y a 50 bar.

La siguiente tabla 2 representa la evolución del trabajo teórico para la licuación de los gases naturales A y B en función de la temperatura del GNL al salir del procedimiento de licuación. Cuando la potencia de los compresores de refrigeración es constante, la disminución del trabajo teórico provoca un aumento posible de la capacidad del ciclo de licuación.

50

Tabla 2

Temperatura del GNL 1 (°C)	Gas Natural A		
	Trabajo teórico (kJ/kg)	Trabajo teórico (%)	Capacidad posible (%)
-130	356,63	71,19	140,46
-135	376,93	75,25	132,90
-140	398,45	79,54	125,72
-145	421,57	84,16	118,82
-150	446,24	89,08	112,26
-155	472,64	94,35	105,99

ES 2 373 218 T3

-160	500,93	100,00	100,00
*****	Gas Natural B		
-130	355,89	71,35	140,16
-135	376,04	75,39	132,65
-140	397,43	79,67	125,51
-145	420,23	84,24	118,70
-150	444,56	89,12	112,21
-155	470,74	94,37	105,97
-160	498,82	100,00	100,00

Se observa que las cifras obtenidas con los gases A y B son muy próximas. El aumento posible de la capacidad es de aproximadamente el 1,14% por cada °C de temperatura de GNL obtenido en la salida de la unidad de licuación representada en la figura 1.

5 La capacidad C1 para una temperatura T1 del GNL producido se expresa en términos de la capacidad C0 a la temperatura T0, mediante la siguiente ecuación:

$$10 \quad C1 = C0 \times 1,0114^{(T1 - T0)}$$

Con:

C1: capacidad de producción de GNL a la T1 (kg/h)

C0: capacidad de producción de GNL de referencia a la T0 (kg/h)

15 T1: Temperatura de la producción de GNL (°C)

T2: temperatura de producción de GNL de referencia (°C)

Se deduce que a -140 °C, la capacidad de la unidad de producción de GNL es del 125,5% de su capacidad a -160 °C, lo que resulta considerable.

20 El trabajo real de una unidad de producción de GNL, evidentemente, será función del procedimiento elegido. El procedimiento representado en la Figura 1, que se conoce con la denominación de MCR[®], es un procedimiento muy conocido y ampliamente utilizado desarrollado por la compañía APCI.

25 Este procedimiento se aplica en este caso de un modo especial que lo convierte en muy competitivo: el ciclo de propano comprende 4 niveles y la refrigeración del MCR (refrigerante con una pluralidad de componentes, flujos 106, figura 1) y del propano (flujo 102, figura 1) se realiza en el intercambiador térmico E3, que es un intercambiador con placas de aluminio soldadas.

30 Los resultados obtenidos se presentan en la Tabla 3:

Tabla 3

Temperatura del GNL 1 (°C)	Gas Natural A		
	Trabajo real (kJ/kg)	Trabajo real (%)	Capacidad posible (%)
-130	702,77	72,23	138,45
-135	739,93	76,05	131,50
-140	781,25	80,29	124,54
-145	820,56	84,33	118,58
-150	867,88	89,20	112,11
-155	917,44	94,29	106,05
-160	972,99	100,00	100,00
*****	Gas Natural B		

ES 2 373 218 T3

-130	688,86	71,24	140,37
-135	728,22	75,31	132,78
-140	772,16	79,86	125,23
-145	814,34	84,22	118,74
-150	861,75	89,12	112,21
-155		94,37	105,97
-160		100,00	100,00

Se observa que estos resultados corroboran perfectamente los obtenidos con los cálculos de los trabajos teóricos presentados en la tabla 1.

- 5 El rendimiento del procedimiento de licuación se puede calcular a partir del trabajo real y el trabajo teórico. Este es sustancialmente constante y se sitúa en aproximadamente el 51,5%, tal como se puede observar a partir de los resultados presentados en la tabla 4:

Tabla 4

Temperatura del GNL 1 (°C)	Gas Natural A		
	Trabajo real (kJ/kg)	Trabajo real (%)	Capacidad posible (%)
-130	356,63	702,77	50,75
-135	376,93	739,93	50,94
-140	398,45	781,25	51,00
-145	421,57	820,56	51,38
-150	446,24	867,88	51,42
-155	472,64	917,44	51,52
-160	500,93	972,99	51,48
*****	Gas Natural B		
-130	355,89	688,86	51,66
-135	376,04	728,22	51,64
-140	397,43	772,16	51,47
-145	420,23	814,34	51,60
-150	444,56	861,75	51,59

- 10 Este resultado resulta particularmente satisfactorio. El usuario del procedimiento tendrá siempre la garantía de obtener el máximo partido del procedimiento de licuación, independientemente de la temperatura de producción de GNL elegida. Se constata igualmente que la composición del gas natural a licuar, no tiene importancia alguna.

- 15 De este modo, la utilización del nuevo procedimiento de licuación conocido permite aumentar la temperatura del GNL 1 obtenido en la salida de una unidad de producción al mismo tiempo que permite aumentar sustancialmente la cantidad producida, pudiendo alcanzar hasta aproximadamente el 40% a -130 °C.

- 20 El GNL 1 obtenido en la salida de una unidad de producción descrito anteriormente para la figura 1, se puede desnitrogenar en una unidad de desnitrogenación tal como se representa en la figura 2 o en la figura 3. Dicho proceso de desnitrogenación resulta necesario cuando el gas natural extraído del depósito contiene nitrógeno en una proporción relativamente importante, por ejemplo de aproximadamente superior a 0,100% mol a aproximadamente 5 a 10% mol.

- 25 La instalación representada esquemáticamente en la figura 2 es una unidad de desnitrogenación de GNL, con final flash. El flash se obtiene en el momento de la separación del GNL expandido 2 en una primera fracción superior 3

ES 2 373 218 T3

relativamente más volátil, rica en nitrógeno, y una primera fracción inferior 4 relativamente menos volátil, baja en nitrógeno. Dicha separación se realiza en un tanque V1, tal como se ha descrito anteriormente.

5 Según un modo de funcionamiento, el GNL de composición "B" que contienen nitrógeno, producido a -150 °C y 48 bar se expande en la turbina hidráulica X3 a una presión de aproximadamente 4 bar y a continuación en una válvula 18 a una presión de 1,15 bar. La mezcla bifásica obtenida 2 se separa en el tanque separador V1 por una parte en el gas flash rico en nitrógeno 3 y por otra parte en el GNL refrigerado 4. El GNL refrigerado se almacena, tal como se ha descrito anteriormente. El gas flash 3, que constituye la primera fracción gaseosa, se calienta en el intercambiador E1 hasta -70 °C antes de comprimirse a 29 bar en el compresor K1. El compresor K1 produce una
10 primera fracción comprimida 5 que constituye el gas combustible enriquecido en nitrógeno.

Aproximadamente el 23% de la primera fracción comprimida 5 se recicla en la forma de la fracción 6. Esta última se enfría en el intercambiador E1 por intercambio de calor con el gas flash 3 y a continuación se mezcla con el flujo de GNL refrigerado y expandido 2.
15

Dicha disposición permite a licuar una parte del gas flash (aproximadamente el 23%) y reducir la cantidad de gas combustible producido. Los rendimientos de una unidad de desnitrógeno según dicho diseño 2 se presentan en la tabla 5, en la que la columna denominada "1 GE6 + 1 GE7" corresponde a una producción de GNL según el diseño 1, utilizando 1 turbina de gas GE6 y 1 turbina de gas GE7 para los compresores K2 y K3, "2 GE7" corresponde a la utilización de dos turbinas GE7 para una producción de GNL y "3 GE7" a la utilización de tres turbinas:
20

Tabla 5

	Unidad	1 GE7 + 1 GE6	2 GE7	3 GE7
GNL 1				
temperatura	°C	-150	-150	-150
caudal	kg/h	406665	542219	813330
GNL refrigerado 4				
caudal	kg/h	368990	491985	737980
valor térmico específico bajo	kJ/kg	48412	48412	48412
contenido de nitrógeno	% mol	1,38	1,38	1,38
producción de GNL 4, valor térmico bajo	GJ/h %	17864 100	23818 100	35727 100
Gas combustible 5				
caudal	kg/h	37676	50235	75352
valor térmico específico bajo	kJ/kg	27492	27492	27492
producción de gas combustible 5, bajo térmico específico bajo	GJ/h	1036	1381	2072
Unidad de desnitrógeno				
potencia del compresor K1	kW	7037	9383	14074
Rendimientos				
potencia específica de producción de GNL	kJ/kg	1019	1019	1019
potencia relativa de K1 / producción de GNL 4		0,0210	0,0210	0,0210

25 La instalación representada esquemáticamente en la figura 3 es una unidad de desnitrógeno de GNL con una columna de desnitrógeno. La sustitución del flash en el tanque V1 por una columna desnitrógeno C1 permite mejorar significativamente el rendimiento en la extracción de nitrógeno contenido en el GNL 1.

30 En dicha instalación, el GNL 1 a -145,5 °C se expande hasta 5 bar en la turbina hidráulica de expansión X3, a continuación se enfría de -146,2 °C a -157 °C en el intercambiador E2 por intercambio de calor con el líquido que circula en el hervidor inferior de la columna 16 para obtener un flujo de GNL expandido y enfriado 20. El flujo 20 se

somete a una segunda expansión a 1,15 bar en una válvula 21 y alimenta la columna de desnitrogenación C1 mezclándose con el GNL 22 a partir del reciclaje parcial del gas combustible comprimido 5.

5 En la parte inferior de la columna de desnitrogenación C1, el GNL presenta un 0,06% de nitrógeno, mientras que el contenido de nitrógeno del GNL al utilizar un flash final resultó del 1,38% (véanse la figura 2 y la tabla 5). Dicho GNL de la parte inferior de la columna se bombea mediante la bomba P1 y representa una fracción de GNL enfriado 4 que se envía al almacenamiento.

10 El gas combustible 3, que es la primera fracción superior de la columna C1, se calienta a -75 ° C en el intercambiador E1 y a continuación se comprime a 29 bar en el compresor K1 y se enfría mediante los refrigeradores de agua 31 a 34 para proporcionar un gas combustible comprimido 5.

15 El flujo 6, que representa el 23% del gas comprimido 5 se recicla hacia la columna C1 tras haber calentado el flujo 3 en el intercambiador E1.

El gas combustible producido, que representa 1032 GJ/h en el caso de la utilización de una turbina GE6 y una GE7 es sustancialmente idéntico en poder calorífico total al de la unidad flash final de la figura 2. Sucede lo mismo cuando se utilizan unidades más importantes de producción de GNL (2 o 3 GE7).

20 La utilización de la técnica de desnitrogenación por columna ha permitido aumentar un 5,62% la capacidad del tren de licuación con un coste adicional menor.

Se ha de comprender que es la combinación de la utilización de una columna desnitrogenación C1 y el reciclaje de gas combustible permite alcanzar este resultado tan alentador.

25 La potencia del gas combustible K1 compresor depende del tamaño de la unidad. Será de:

- 8.087 kW por unidad de GNL utilizando 1 GE6 asociado a 1 GE7,
- 10.783 kW por unidad de GNL utilizando 2 GE7,
- 30 - 16.174 kW por unidad de GNL utilizando 3 GE7.

Las potencias de estas máquinas y los problemas de arranque hacen que sea conveniente utilizar una turbina de gas para accionar el compresor de gas combustible K1. Los otros rendimientos del procedimiento se presentan en la Tabla 6:

35

Tabla 6

	Unidad	1 GE7 + 1 GE6	2 GE7	3 GE7
GNL 1				
temperatura	°C	-145,5	-145,5	-145,5
caudal	kg/h	428175	570899	856350
GNL refrigerado 4				
caudal	kg/h	381659	508877	763318
valor térmico específico bajo	kJ/kg	49434	49434	49434
contenido de nitrógeno	% mol	0,06	0,06	0,06
producción de GNL 4, valor térmico bajo	GJ/h %	18867 105,62	25156 105,62	37734 105,62
Gas combustible 5				
caudal	kg/h	46517	62023	93034
valor térmico específico bajo	kJ/kg	22191	22191	22191
producción de gas combustible 5, bajo térmico específico bajo	GJ/h	1032	1376	2065
Unidad de desnitrogenación				
potencia del compresor K1	kW	8087	10783	16174
Rendimientos				

ES 2 373 218 T3

potencia específica de producción de GNL	kJ/kg	995	995	995
potencia relativa de K1 / producción de GNL 4		0,0201	0,0201	0,0201
producción complementaria de GNL	kg/h GJ/h	12669 1003	16892 1338	25338 2007

5 Uno de los principales problemas surge en las instalaciones industriales de tratamiento y de licuación de gas en particular con respecto a la utilización óptima de dispositivos de compresión, que suponen una inversión importante, tanto desde el punto de vista de la adquisición como desde el punto de vista el consumo energético. De hecho, los compresores que requieren una potencia del orden de decenas de miles de kW tienen que ser fiables y poderse utilizar en unas condiciones de funcionamiento óptimas en un intervalo de carga tan amplio como resulte posible. Por supuesto, esto se aplica asimismo a los medios utilizados para su puesta en funcionamiento. Dichos medios son habitualmente en este caso turbinas de gas, debido a la gama de potencias disponibles en el mercado.

10 Las turbinas de gas, para ser eficaces, se han de utilizar en toda su capacidad. Tomando por ejemplo una unidad de desnitrógenación que funciona según cualquiera de los modos descritos en las figuras 2 y 3, la turbina de gas que acciona el compresor K1 deberá presentar una potencia máxima adaptada a la potencia requerida por el compresor a fin de obtener un rendimiento de compresión lo más favorable posible.

15 Sin embargo, puede ocurrir que una turbina de gas trabaje en unas condiciones tales que la potencia suministrada al compresor sea claramente inferior a su capacidad.

20 Este es el caso, por ejemplo, cuando una turbina de gas GE5d, con una potencia de 24.000 kW, se acopla al compresor K1 durante la desnitrógenación por flash final o por separación en una columna. La consecuencia de dicha infrautilización de la turbina es una disminución del rendimiento energético de la compresión en relación con el consumo energético de la turbina.

25 Por supuesto, la potencia del compresor K1 varía con el tamaño de la unidad, tal como se ha descrito anteriormente. Por lo tanto, la utilización de una turbina GE5d permite beneficiarse de un excedente de potencia que alcanza:

- 15.913 kW por unidad de GNL utilizando 1 turbina GE6 asociada a 1 turbina GE7,
- 13.217 kW por unidad de GNL utilizando 2 turbinas GE7,
- 7.826 kW por unidad de GNL utilizando 3 turbinas GE7.

30 Por tanto, resulta conveniente utilizar dicho excedente de energía disponible. El procedimiento de la presente invención propone utilizar en particular toda la potencia disponible para accionar el compresor K1.

35 El procedimiento de la presente invención permite asimismo aumentar la temperatura de salida del procedimiento de licuación para obtener un flujo de GNL 1 y utilizar el excedente de potencia disponible en la turbina de gas que acciona K1 a fin de enfriar el GNL a -160 °C.

40 Además, el procedimiento de la presente invención permite, debido a la posibilidad de aumentar la temperatura del GNL 1 producido por ejemplo según el procedimiento APCI, de aumentar considerablemente el caudal de GNL enfriado a -160 °C, pudiendo alcanzar en algunos casos hasta aproximadamente el 40%.

El procedimiento de la presente invención tiene la ventaja de que puede aplicarse con facilidad, debido a la simplicidad de los medios necesarios para su ejecución.

45 Una forma de realización según el procedimiento de la presente invención, en la que se utiliza una columna desnitrógenación C1, se representa en la figura 4, descrita anteriormente. Para una misma potencia de la turbina que acciona el compresor K1, las condiciones de funcionamiento dependerán de la capacidad de la unidad de licuación de gas natural.

50 En la figura 1 se representa un GNL que se produce en un -140,5 °C mediante el procedimiento APCI. Dicho procedimiento se ha realizado utilizando dos turbinas de gas GE7 para accionar los compresores K2 y K3. Dicho GNL 1 entra en la instalación representada en la figura 4. Se ha expandido hasta 6,1 bar en la turbina de expansión hidráulica X3 accionando eléctrico y a continuación se enfría de -141,2 a -157 °C en un intercambiador térmico E2 por intercambio de calor con un líquido que circula en un hervidor en la parte inferior de la columna 16 para proporcionar un GNL enfriado 21. Este último se expande a 1,15 bar en una válvula 21 para obtener un flujo expandido 2 que alimenta una columna C1 mezclado con un flujo 22, tal como se ha indicado anteriormente en la descripción de las figuras.

55 El flujo de GNL 4, extraído de la parte inferior de la columna C1, comprende un 0,00% de nitrógeno.

ES 2 373 218 T3

El gas combustible 3 se calienta a -34 °C en el intercambiador E1 y se comprime a continuación a 29 bar en el compresor K1 para alimentar una red de gas combustible.

5 Una primera diferencia con el procedimiento conocido la determina la cantidad de gas comprimido 6 extraída del flujo de gas combustible 5: se eleva ahora hasta aproximadamente el 73%. Dicho gas comprimido 6 se comprime a 38,2 bar en el compresor XK1 para proporcionar una fracción 7. Este último se enfría a 37 °C en un intercambiador hidráulico 24 y a continuación se separa en dos corrientes 8 y 9.

10 La corriente 8, mayoritaria, que representa el 70% del flujo 7, se enfría a -82 °C al pasar por el intercambiador E1, y a continuación alimenta la turbina X1 acoplada al compresor XK1. El flujo expandido de la salida de la turbina 10, a una presión de 9 bar y una temperatura de -138 °C, se calienta en el intercambiador E1 a 32 °C y a continuación alimenta el compresor K1 en un nivel a una presión media 11 que es el tercer nivel.

15 La corriente 9, minoritaria, que representa el 30% del flujo 7, se licua y se enfría hasta -160 °C y vuelve a la columna de desnitrógenación C1.

20 El gas combustible que se produce es de 1400 GJ/h, lo que es idéntico al poder calorífico total de la unidad flash final. La utilización de la técnica de desnitrógenación y el procedimiento de la presente invención ha permitido aumentar un 11,74% de la capacidad del tren de licuación, por un costo adicional razonable.

Se ha de comprender que es la combinación de una utilización de una columna de desnitrógenación, del reciclaje del gas combustible comprimido y del ciclo con una turbina de expansión lo que permite obtener este resultado tan sorprendente.

25 Para los otros tamaños de unidad de producción de GNL, se presentan los resultados en la tabla 7:

Tabla 7

	Unidad	1 GE7 + 1 GE6	2 GE7	3 GE7
GNL 1				
temperatura	°C	-138,5	-140,5	-143,5
caudal	kg/h	462359	602827	875470
GNL refrigerado 4				
caudal	kg/h	413619	537874	781438
valor térmico específico bajo	kJ/kg	49479	49479	49474
contenido de nitrógeno	% mol	0,00	0,00	0,00
producción de GNL 4, valor térmico bajo	GJ/h %	20465 114,57	26613 111,74	38661 108,21
Gas combustible 5				
caudal	kg/h	48713	64994	94055
valor térmico específico bajo	kJ/kg	21008	21535	21521
producción de gas combustible 5, bajo térmico específico bajo	GJ/h	1023	1400	2024
Unidad de desnitrógenación				
potencia del compresor K1	kW	23963	23970	23990
potencia del manorreductor X1	kW	2835	2058	1175
Rendimientos				
potencia específica de producción de GNL	kJ/kg	1056	1030	983
potencia relativa de K1 / producción de GNL 4		0,0213	0,0208	0,0199
producción complementaria de GNL	kg/h GJ/h	44629 2602	45889 2795	43458 2934

Se observa que los aumentos de capacidad son del:

- 14,2% por unidad de GNL utilizando una turbina GE6 asociada a una turbina GE7,
- 11,7% por unidad de GNL utilizando dos turbinas GE7,
- 8,21% por unidad de GNL utilizando tres turbinas GE7.

El procedimiento de la presente invención presenta asimismo un interés considerable en la regulación de la cantidad de gas combustible producido. De hecho, desde este momento es posible disponer de una producción sostenida de gas combustible, tal como se representa mediante un ejemplo numérico en la tabla 8:

Tabla 8

	Unidad	2 GE7
GNL 1		
temperatura	°C	-135
caudal	kg/h	641176
GNL refrigerado 4		
caudal	kg/h	546088
valor térmico específico bajo	kJ/kg	49454
contenido de nitrógeno	% mol	0,00
producción de GNL 4, valor térmico bajo	GJ/h %	27006 113,39
Gas combustible 5		
caudal	kg/h	95092
valor térmico específico bajo	kJ/kg	29361
producción de gas combustible 5, bajo térmico específico bajo	GJ/h	2792
Unidad de desnitrógenación		
potencia del compresor K1	kW	23900
potencia del manorreductor X1	kW	802
Rendimientos		
potencia específica de producción de GNL 4	kJ/kg	1014
potencia relativa de K1 / producción de GNL 4		0,0205
producción complementaria de GNL	kg/h GJ/h	54103 3188

Se observa que cuando la cantidad de gas combustible pasa de 1400 a 2800 GJ/h, resulta posible aumentar la capacidad un 13,39%, es decir, un aumento del 1,65% de la capacidad (13,39% menos 11,74%) se debe a un aumento de la producción de gas combustible.

Otra forma de realización según el procedimiento de la presente invención, que utiliza una columna desnitrógenación C1, se representa en la figura 5, descrita anteriormente. A diferencia de la figura 4, esta forma de realización implica un tanque separador V2.

El GNL 1, de composición "B" obtenido a -140,5 °C a una presión de 48,0 bar con un caudal de 33294 kmol/h, se expande a 6,1 bar y a -141,25 °C en la turbina hidráulica X3 y a continuación se expande de nuevo a 5,1 bar y a -143,39 °C en la válvula 18 para proporcionar el flujo expandido 2.

El flujo 2 (33294 kmol/h) se mezcla con el flujo 35 (2600 kmol/h) para obtener el flujo 36 (35894 kmol/h) a -146,55 °C.

El flujo 35 comprende un 42,97% de nitrógeno, un 57,02% de metano y un 0,01% de etano.

El flujo 36, que comprende un 6,79% de nitrógeno, un 85,83% de metano, un 4,97% de etano, un 1,71% de propano, un 0,27% de isobutano y un 0,44% n-butano, se separa en el tanque V2 en la segunda fracción superior 12 (1609 kmol/h) y la segunda fracción inferior 13 (34285 kmol/h).

5 El flujo 12 (45,58% de nitrógeno, 54,4% de metano y 0,02% de etano) se calienta hasta 33 °C en el intercambiador E1 para proporcionar un flujo 37 que alimenta, a 4,9 bar, el compresor K1 en el nivel a una presión media 14.

10 El flujo 13 (4,97% de nitrógeno, 87,30% de metano, 5,20% de etano, 1,79% de propano, 0,28% de isobutano y 0,46% de n-butano) se enfría en el intercambiador térmico E2 para proporcionar el flujo 20 a -157 °C y 4,6 bar. Este último se expande en la válvula 28 para obtener el flujo 29 a -165,21 °C y 1,15 bar, que se introduce en la columna C1.

15 La columna C1 produce, en la parte superior, la primera fracción superior 3 (4032 kmol/h) a -165,13 °C. La fracción 3 (41,73% de nitrógeno y 58,27% de metano) se calienta en el intercambiador E1 para proporcionar el flujo 41 a -63,7 °C y 1,05 bar. El flujo 41 alimenta la aspiración a baja presión 15 del compresor K1.

20 La columna C1 produce la primera fracción inferior 4 a -159,01 °C y 1,15 bar con un caudal de 30253 kmol/h. Dicha fracción 4 (0,07% de nitrógeno, 91,17% de metano, 5,90% de etano, 2,03% de propano, 0,32% de isobutano y 0,52% de n-butano) se bombea mediante la bomba P1 para proporcionar una fracción 39 a 4,15 bar y -158,86 °C, y a continuación abandona la instalación.

La columna C1 está provista del hervidor de la parte inferior de la columna 16, que enfría el flujo 13 para obtener el flujo 20.

25 El compresor K1 produce el flujo comprimido 5 a 37 °C y 29 bar con un caudal de 11341 kmol/h. Dicho flujo de gas combustible 5 (42,90% de nitrógeno y 57,09% de metano) se separa en un flujo 40, que supone 3041 kmol/h, que abandona la instalación, y un flujo 6, que supone 8300 kmol h, que se comprime en el compresor XK1.

30 El compresor XK1 produce el flujo comprimido 7 a 68,18 °C y 39,7 bar. El flujo 7 se enfría a 37 °C en el intercambiador hidráulico 24 y a continuación se separa en los flujos 8 y 9.

El flujo 8 (5700 kmol/h) se enfría en el intercambiador E1 para proporcionar el flujo 25 a -74 °C y 38,9 bar.

35 El flujo 9 (2600 kmol/h) se enfría en el intercambiador E1 para proporcionar el flujo 22 a -155 °C y 38,4 bar. Este último se expande a continuación en la válvula 23 para proporcionar un flujo 35 a -168 °C y 5,1 bar.

40 El flujo 25 se expande en la turbina de expansión X1 que produce la fracción 10 a una temperatura de -139,7 °C y a una presión de 8,0 bar. Dicha fracción 10 se calienta a continuación en el intercambiador E1 que produce la fracción 26 a una temperatura de 32 °C y a una presión de 7,8 bar.

La fracción 26 alimenta el compresor K1 en el nivel a una presión media 11. El compresor K1 y el manorreductor X1 presentan los siguientes rendimientos:

Unidad de desnitrogenación

45

potencia del compresor K1	22007 kW
potencia del manorreductor X1	2700 kW

La utilización del tanque V2 permite una ganancia de aproximadamente 2000 kW sobre la potencia del compresor K1.

50 A partir de dichos estudios sobre el gas B, rico en nitrógeno, se puede deducir del procedimiento de la presente invención que:

- el aumento de la temperatura del GNL en la salida del procedimiento de licuación permite obtener un aumento en la capacidad de producción de GNL de un 1,2% por °C,
- 55 - la utilización de una columna de desnitrogenación asociada a la licuación de una parte del gas combustible producido resulta más eficaz que un flash final,
- la saturación de la potencia de la turbina de gas acoplada al compresor K1 utilizando el nuevo procedimiento permite obtener una ganancia importante en la capacidad de producción de GNL,
- el aumento de la cantidad de gas combustible producido permite obtener un aumento complementario de la
- 60 capacidad de producción de GNL,
- la adición del tanque separador V2 permite mejorar la carga del compresor K1 y disminuir el coste de su utilización.

El estudio siguiente se refiere a la utilización del gas A bajo en nitrógeno, en la que la unidad flash final no produce gas combustible.

De un modo conocido, el gas natural que contiene muy poco nitrógeno no requiere la utilización de un flash final.

El GNL puede producirse entonces directamente a $-160\text{ }^{\circ}\text{C}$ y enviarse al almacenamiento tras la expansión en una turbina hidráulica, por ejemplo, similar a la X3: se trata de la técnica de subenfriamiento forzado.

Cuando se selecciona el subenfriamiento forzado, las fuentes de gas combustible pueden ser de orígenes diversos:

- gas de la parte superior del desmetanizador,
- gas de la parte superior de la columna de estabilización de los condensados,
- gas de evaporación de los recipientes de almacenamiento,
- gas de regeneración de secadores de gas natural, etc.

Ya no resulta posible añadir una fuente de gas combustible sin crear un riesgo de un exceso de gas combustible. Si se pretende aumentar la capacidad de la línea de producción de GNL aumentando la temperatura del GNL producido mediante el procedimiento de licuación, resulta necesario incorporar un procedimiento que produzca, o produzca poco, gas combustible.

El procedimiento según la presente invención permite alcanzar dicho objetivo. Permite aumentar la temperatura del GNL en la salida del procedimiento de licuación y, por consiguiente, aumentar el caudal de GNL enfriado 4, producido para el almacenamiento.

Dicho procedimiento se representa en la figura 6 y se ha descrito anteriormente. Para una misma potencia de la turbina acoplada al compresor K1, las condiciones de funcionamiento dependerán de la capacidad de la unidad de licuación. El caso de una utilización de GNL 1 procedente de una unidad producción de GNL que comprende 2 turbinas GE7 se describirá a continuación a título de ejemplo:

El GNL 1 a una temperatura de $-147\text{ }^{\circ}\text{C}$ se expande a 2,7 bar en la turbina hidráulica X3 que acciona un generador eléctrico y, a continuación, se somete a una segunda expansión a 1,15 bar en la válvula 18 y alimenta el tanque flash V1 mezclándose con el GNL que procede de la licuación del gas combustible comprimido 5.

En la parte inferior del tanque V1, el GNL se encuentra a $-159,2\text{ }^{\circ}\text{C}$ y 1,15 bar. A continuación abandona la instalación para almacenarse.

El gas combustible 3, que es la primera fracción superior, se calienta hasta $32\text{ }^{\circ}\text{C}$ en el intercambiador E1 antes de comprimirse a 29 bar en el compresor K1 para alimentar eventualmente la red de gas combustible. En el presente caso, todo el gas combustible se envía al compresor XK1 para proporcionar el flujo comprimido 7 a 41,5 bar. Dicho flujo se enfría a continuación a $37\text{ }^{\circ}\text{C}$ en el intercambiador hidráulico 24 y tras ello se separa en dos corrientes 8 y 9.

El flujo 8, que representa el 79% del flujo 7, se enfría a $-60\text{ }^{\circ}\text{C}$ antes de alimentar la turbina X1 acoplada al compresor XK1. La turbina X1 proporciona el gas expandido 10 a una presión de 9 bar y una temperatura de $-127\text{ }^{\circ}\text{C}$. Dicho flujo 10 se calienta en el intercambiador E1 para obtener un flujo caliente 26, a $32\text{ }^{\circ}\text{C}$, y a continuación alimenta el compresor K1 mediante aspiración en su tercer nivel.

El flujo 9, que representa el 21% del flujo 7 se licua y se enfría a $-141\text{ }^{\circ}\text{C}$ en el intercambiador E1 y vuelve al tanque flash V1.

La utilización del nuevo procedimiento ha permitido aumentar un 15,82% la capacidad del tren de licuación, por un coste adicional razonable.

Se ha de comprender que es la combinación de una utilización de una columna de desnitrógeno, del reciclaje del gas combustible comprimido y del ciclo con una turbina de expansión lo que permite obtener este resultado tan sorprendente.

Para los otros tamaños de unidad de producción de GNL, se presentan los resultados en:

- la tabla 9, que corresponde a las características de una unidad que funciona según la forma de realización del procedimiento de la presente invención, tal como se representa en la figura 6,
- la tabla 10, presentada a título comparativo, que presenta las características de una unidad de refrigeración de GNL mediante la técnica de subenfriamiento forzado.

ES 2 373 218 T3

Tabla 9

	Unidad	1 GE7 + 1 GE6	2 GE7	3 GE7
GNL 1				
temperatura	°C	-144	-147	-151
caudal	kg/h	430862	556506	799127
GNL refrigerado 4				
caudal	kg/h	430862	556506	799127
valor térmico específico bajo	kJ/kg	49334	49334	49334
contenido de nitrógeno	% mol	0,10	0,10	0,10
producción de GNL 4, valor térmico bajo	GJ/h %	21256 100	27455 115,82	39424 115,82
Gas combustible 5				
caudal	kg/h	0	0	0
valor térmico específico bajo	kJ/kg	0	0	0
producción de gas combustible 5, bajo térmico específico bajo	GJ/h	0	0	0
Unidad flash final				
potencia del compresor K1	kW	24000	24000	23543
potencia del manorreductor X1	kW	4719	4719	4850
Rendimientos				
potencia específica de producción de GNL 4	kJ/kg	1014	984	995
potencia relativa de K1 / producción de GNL 4		0,0206	0,0202	0,0199
producción complementaria de GNL	kg/h GJ/h	70489 3477	76010 3749	78381 3866

Tabla 10

	Unidad	1 GE7 + 1 GE6	2 GE7	3 GE7
GNL 1				
temperatura	°C	-160	-160	-160
caudal	kg/h	360373	480496	720746
GNL refrigerado 4				
caudal	kg/h	360373	480496	720746
valor térmico específico bajo	kJ/kg	49334	49334	49334
contenido de nitrógeno	% mol	0,10	0,10	0,10
producción de GNL 4, valor térmico bajo	GJ/h %	17779 100,00	23705 100,00	35558 100,00
Gas combustible 5				
caudal	kg/h	0	0	0
valor térmico específico bajo	kJ/kg	0	0	0
producción de gas combustible 5, bajo térmico específico bajo	GJ/h	0	0	0

Unidad flash final				
potencia del compresor K1	kW	0	0	0
potencia del manorreductor X1	kW	0	0	0
Rendimientos				
potencia específica de producción de GNL 4	kJ/kg	973	973	973
potencia relativa de K1 / producción de GNL 4		0,0197	0,0197	0,0197
producción complementaria de GNL	kg/h GJ/h	0 0	0 0	0 0

Los aumentos de la capacidad para la utilización de una instalación según el procedimiento de la presente invención, en comparación con la técnica de subenfriamiento forzado son las siguientes:

- 5 - 19,6% por unidad de GNL utilizando 1 turbina GE6 asociada a una turbina GE7,
 - 15,8% por unidad de GNL utilizando 2 turbinas GE7,
 - 10,9% por unidad de GNL utilizando 3 turbinas GE7.

10 La forma de realización del procedimiento de la presente invención según la figura 6 permite asimismo la producción de gas combustible, cuando se pretenda. Dicha posibilidad se ilustra con un ejemplo numérico en la tabla 11 siguiente:

Tabla 11

	Unidad	1 GE7 + 1 GE6
GNL 1		
temperatura	°C	-143
caudal	kg/h	583534
GNL refrigerado 4		
caudal	kg/h	567402
valor térmico específico bajo	kJ/kg	49351
contenido de nitrógeno	% mol	0,06
producción de GNL 4, valor térmico bajo	GJ/h %	28002 118,13
Gas combustible 5		
caudal	kg/h	16132
valor térmico específico bajo	kJ/kg	48659
producción de gas combustible 5, bajo térmico específico bajo	GJ/h	785
Unidad flash final		
potencia del compresor K1	kW	23888
potencia del manorreductor X1	kW	3520
Rendimientos		
potencia específica de producción de GNL 4	kJ/kg	976
potencia relativa de K1 / producción de GNL 4		0,0198
producción complementaria de GNL	kg/h GJ/h	86906 4297

Cuando la producción de gas combustible pasa de 0 a 785 GJ/h, resulta posible aumentar la capacidad un 18,13%, es decir, un 2,31% de aumento de la capacidad (el 18,13% menos el 15,82%) se debe a la producción de gas combustible. Este es un resultado mucho más neto que el obtenido con una instalación de desnitrógenación.

5 Otra forma de realización según el procedimiento de la presente invención, que utiliza una columna desnitrógenación C1, se representa en la figura 7, descrita anteriormente. A diferencia de la figura 6, esta forma de realización implica un tanque separador V2.

10 El GNL 1, de composición "A" obtenido a -147,5 °C a una presión de 48,0 bar con un caudal de 30885 kmol/h, se expande a 2,7 bar y a -147,63 °C en la turbina hidráulica X3 y a continuación se expande de nuevo a 2,5 bar y a -148,33 °C en la válvula 18 para proporcionar el flujo expandido 2.

El flujo 2 (30885 kmol/h) se mezcla con el flujo 35 (3127 kmol/h) para obtener el flujo 36 (34012 kmol/h) a -149,00 °C.

15 El flujo 35 comprende un 3,17% de nitrógeno, un 96,82% de metano y un 0,01% de etano.

El flujo 36, que comprende un 0,38% de nitrógeno, un 91,90% de metano, un 4,09% de etano, un 2,27% de propano, un 0,54% de isobutano y un 0,82% n-butano, se separa en el tanque V2 en la segunda fracción superior 12 (562 kmol/h) y la segunda fracción inferior 13 (33450 kmol/h).

El flujo 12 (5,41% de nitrógeno, 94,57% de metano y 0,02% de etano) se calienta hasta 34 °C en el intercambiador E1 para proporcionar un flujo 37 que alimenta, a 2,4 bar, el compresor K1 en el nivel a una presión media 14.

25 El flujo 13 (0,03% de nitrógeno, 91,85% de metano, 4,16% de etano, 2,31% de propano, 0,55% de isobutano y 0,83% de n-butano) se expande en la válvula 28 para obtener el flujo 29 a -159,21 °C y 1,15 bar, que se introduce en el tanque separador V1.

30 El tanque V1 produce, en la parte superior, la primera fracción superior 3 (2564 kmol/h) a -159,17 °C. La fracción 3 (2,72% de nitrógeno, 97,27% de metano y 0,01 de etano) se calienta en el intercambiador E1 para proporcionar el flujo 41 a -32,21 °C y 1,05 bar. El flujo 41 alimenta la aspiración a baja presión 15 del compresor K1.

35 El tanque V1 produce la primera fracción inferior 4 a -159,17 °C y 1,15 bar con un caudal de 30886 kmol/h. Dicha fracción 4 (0,10% de nitrógeno, 91,40% de metano, 4,50% de etano, 2,50% de propano, 0,60% de isobutano y 0,90% de n-butano) se bombea mediante la bomba P1 para proporcionar una fracción 39 a 4,15 bar y -159,02 °C, y a continuación abandona la instalación.

40 El compresor K1 produce el flujo comprimido 5 a 37 °C y 29 bar con un caudal de 11426 kmol/h. Dicho flujo de gas combustible 5 (3,18% de nitrógeno, 96,81% de metano y 0,01 de etano) se comprime en el compresor XK1, sin producción de gas combustible 40.

El compresor XK1 produce el flujo comprimido 7 a 72,51 °C y 42,7 bar. El flujo 7 se enfría a 37 °C en el intercambiador hidráulico 24 y a continuación se separa en los flujos 8 y 9.

45 El flujo 8 (10300 kmol/h) se enfría en el intercambiador E1 para proporcionar el flujo 25 a -56 °C y 41,9 bar.

El flujo 9 (3126 kmol/h) se enfría en el intercambiador E1 para proporcionar el flujo 22 a -141 °C y 41,4 bar. Este último se expande a continuación en la válvula 23 para proporcionar un flujo 35 a -152,37 °C y 2,50 bar.

50 El flujo 25 se expande en la turbina de expansión X1 que produce la fracción 10 a una temperatura de -129,65 °C y a una presión de 8,0 bar. Dicha fracción 10 se calienta a continuación en el intercambiador E1 que produce la fracción 26 a una temperatura de 34 °C y a una presión de 7,8 bar.

55 La fracción 26 alimenta el compresor K1 en la aspiración del nivel a una presión media 11. El compresor K1 y el manorreductor X1 presentan los siguientes rendimientos:

Unidad de desnitrógenación K1

potencia del compresor K1	23034 kW
potencia del manorreductor X1	2700 kW

60 La utilización del tanque V2 permite una ganancia de aproximadamente 1000 kW sobre la potencia del compresor K1.

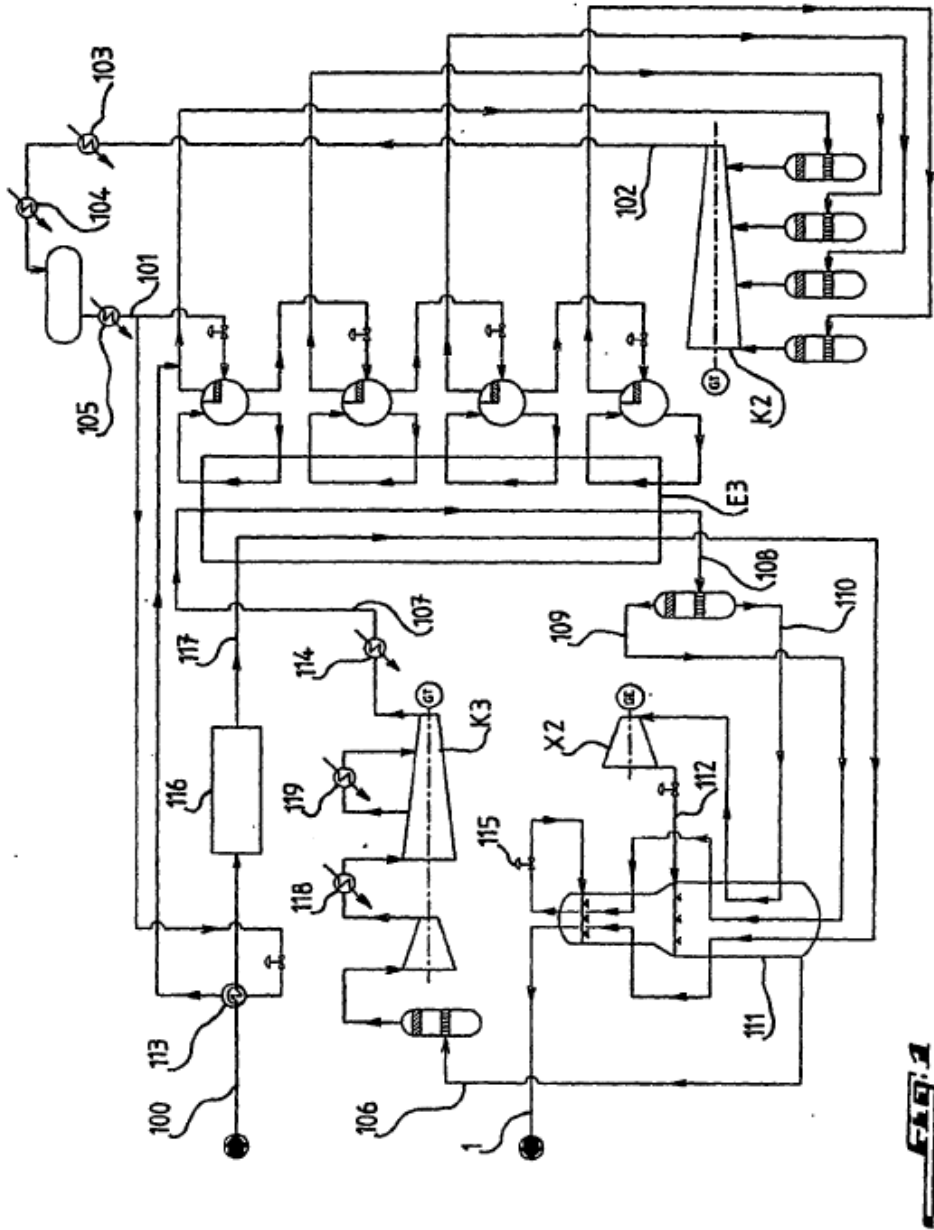
Por último, a partir de dichos estudios sobre el gas A, pobre en nitrógeno, se puede deducir del procedimiento de la presente invención que:

- 5 - el aumento de la temperatura del GNL en la salida del procedimiento de licuación permite obtener un aumento en la capacidad de producción de GNL de un 1,2% por °C, siendo este resultado idéntico al obtenido con el gas A,
- la utilización de un flash final (tanque V1) y la saturación de la potencia de la turbina de gas que acciona el compresor K1 permite obtener, gracias al procedimiento de la presente invención, una ganancia importante en la capacidad de producción de GNL, sin producir gas combustible,
- 10 - la producción de gas combustible permite obtener un aumento de la capacidad de producción de GNL. Dicha ganancia no es despreciable y puede constituir un factor decisivo,
- la adición del tanque separador V2 permite mejorar la carga del compresor K1 y disminuir el coste de su utilización.

REIVINDICACIONES

1. Procedimiento de refrigeración de un gas natural licuado (1) a presión que contiene metano e hidrocarburos C_2 y superiores, que comprende una primera etapa (I) durante la que (Ia) se expande dicho gas natural licuado (1) a presión para proporcionar un flujo de gas natural expandido (2), durante la que (Ib) se separa dicho gas natural licuado expandido (2) en una primera fracción superior (3) relativamente más volátil y una primera fracción inferior (4) relativamente menos volátil, durante la que (Ic) se recoge la primera fracción inferior (4) constituida por gas natural licuado refrigerado, durante la que (Id) la primera fracción superior (3) se calienta, se comprime en un primer compresor (K1) y se enfría para proporcionar una primera fracción comprimida (5) de gas combustible que se recoge, durante la que (Ie) se retira una segunda fracción comprimida (6) de la primera fracción comprimida (5) que a continuación se enfría y tras ello se mezcla con el flujo de gas natural licuado expandido (2), **caracterizado porque** comprende una segunda etapa (II) durante la que (IIa) se comprime la segunda fracción comprimida (6) en un segundo compresor (XK1) acoplado a una turbina de expansión (X1) para proporcionar una tercera fracción comprimida (7), durante la que (IIb) se enfría la tercera fracción comprimida (7) y a continuación se separa en una cuarta fracción comprimida (8) y una quinta fracción comprimida (9), durante la que (IIc) la cuarta fracción comprimida (8) se enfría y se expande en la turbina de expansión (X1) acoplada al segundo compresor (XK1) para proporcionar una fracción expandida (10) que a continuación se calienta y tras ello se introduce en un primer nivel a una presión media (11) del compresor (K1) y durante la que (IId) la quinta fracción comprimida (9) se enfría y a continuación se mezcla con el flujo de gas natural licuado expandido (2).
2. Procedimiento según la reivindicación 1, **caracterizado porque** el flujo de gas natural licuado expandido (2) se separa antes de la etapa (Ib) en una segunda fracción superior (12) y una segunda fracción inferior (13), **porque** la segunda fracción superior (12) se calienta y a continuación se introduce en el primer compresor (K1) en un segundo nivel a una presión media (14) intermedio entre el primer nivel a presión media (11) y un nivel a presión baja (15), y **porque** la segunda fracción inferior (13) se separa en la primera fracción superior (3) y en la primera fracción inferior (4):
3. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 o 2, **caracterizado porque** cada etapa de compresión viene seguida por una etapa de enfriamiento.
4. Instalación de refrigeración de un gas natural licuado (1) a presión que contiene metano e hidrocarburos C_2 y superiores, que comprende unos medios para realizar una primera etapa (I) durante la que (Ia) se expande dicho gas natural licuado (1) a presión para proporcionar un flujo de gas natural expandido (2), durante la que (Ib) se separa dicho gas natural licuado expandido (2) en una primera fracción superior (3) relativamente más volátil y una primera fracción inferior (4) relativamente menos volátil, durante la que (Ic) se recoge la primera fracción inferior (4) constituida por gas natural licuado refrigerado, durante la que (Id) la primera fracción superior (3) se calienta, se comprime en un primer compresor (K1) y se enfría para proporcionar una primera fracción comprimida (5) de gas combustible que se recoge, durante la que (Ie) se retira una segunda fracción comprimida (6) de la primera fracción comprimida (5) que a continuación se enfría y tras ello se mezcla con el flujo de gas natural licuado expandido (2), **caracterizado porque** comprende una segunda etapa (II) durante la que (IIa) se comprime la segunda fracción comprimida (6) en un segundo compresor (XK1) acoplado a una turbina de expansión (X1) para proporcionar una tercera fracción comprimida (7), durante la que (IIb) se enfría la tercera fracción comprimida (7) y a continuación se separa en una cuarta fracción comprimida (8) y una quinta fracción comprimida (9), durante la que (IIc) la cuarta fracción comprimida (8) se enfría y se expande en la turbina de expansión (X1) acoplada al segundo compresor (XK1) para proporcionar una fracción expandida (10) que a continuación se calienta y tras ello se introduce en un primer nivel a una presión media (11) del compresor (K1) y durante la que (IId) la quinta fracción comprimida (9) se enfría y a continuación se mezcla con el flujo de gas natural licuado expandido (2).
5. Instalación según la reivindicación 4, **caracterizada porque** comprende unos medios para separar el flujo de gas natural licuado expandido (2) antes de la etapa (Ib) en una segunda fracción superior (12) y una segunda fracción inferior (13), **porque** comprende unos medios para calentar y a continuación introducir la segunda fracción superior (12) en el primer compresor (K1) en un segundo nivel a una presión media (14) intermedio entre el primer nivel a presión media (11) y un nivel a presión baja (15), y **porque** comprende unos medios para separar la segunda fracción inferior (13) en la primera fracción superior (3) y en la primera fracción inferior (4).
6. Instalación según cualquiera de las reivindicaciones 4 o 5, **caracterizada porque** la primera fracción superior (3) y la primera fracción inferior (4) se separan en un primer tanque de separación (V1).
7. Instalación según cualquiera de las reivindicaciones 4 o 5, **caracterizada porque** la primera fracción superior (3) y la primera fracción inferior (4) se separan en una columna de destilación (C1).
8. Instalación según cualquiera de las reivindicaciones 4 a 7, **caracterizada porque** el flujo de gas natural licuado expandido (2) se separa en la segunda fracción superior (12) y la segunda fracción inferior (13) en un segundo tanque de separación (V2).

- 5 9. Instalación según la reivindicación 7, **caracterizada porque** la columna de destilación (C1) presenta por lo menos un hervidor lateral y/o en la parte inferior de la columna (16), **porque** el líquido extraído en una bandeja (17) de la columna de destilación (C1) que circula en dicho hervidor (16) se calienta en un intercambiador térmico (E2) y a continuación se vuelve a introducir en la columna de destilación (C1) en un nivel inferior a dicha bandeja (17), y **porque** el flujo de gas natural licuado expandido (2) se enfría en dicho intercambiador térmico (E2).
- 10 10. Instalación según cualquiera de las reivindicaciones 4 a 9, **caracterizada porque** el enfriamiento de la primera fracción superior (3) y la fracción expandida (10), y el calentamiento de la cuarta fracción comprimida (8) y la quinta fracción comprimida (9) se realiza en un único primer intercambiador térmico (E1).
11. Instalación según cualquiera de las reivindicaciones 4 a 10, junto con la reivindicación 5, **caracterizada porque** la segunda fracción superior (12) se calienta en el primer intercambiador térmico (E1).



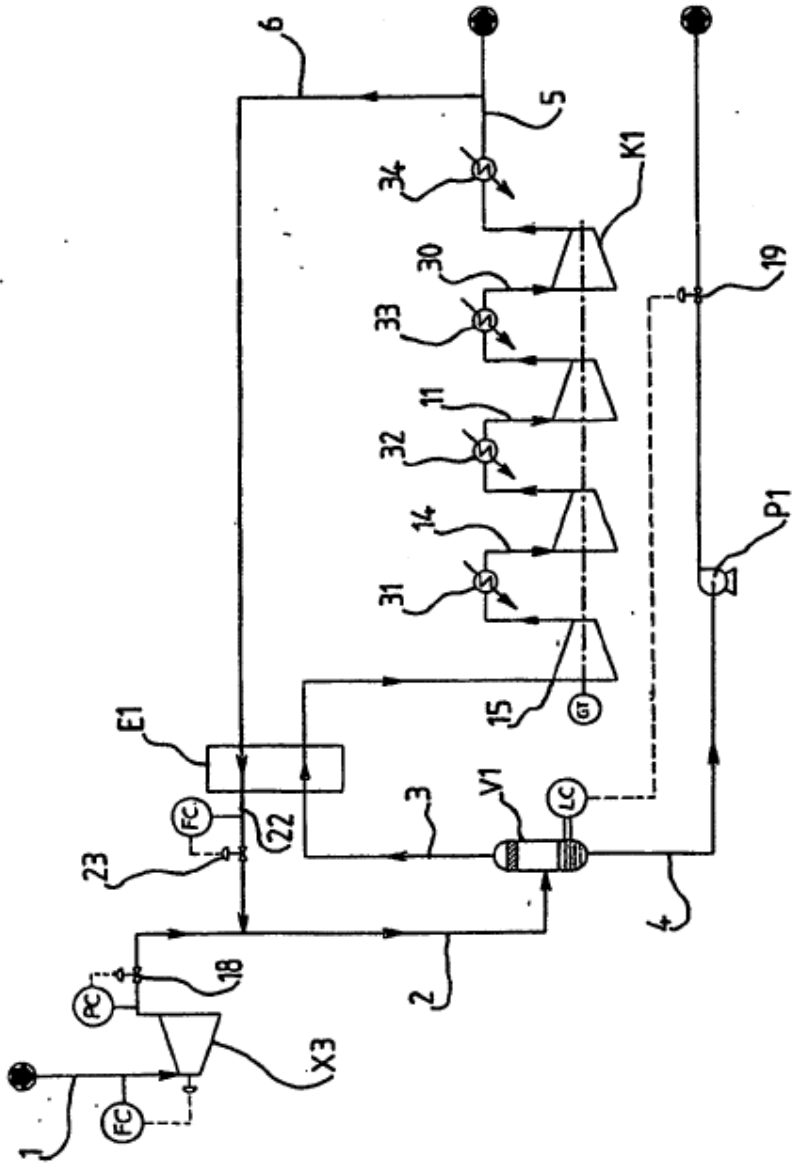


FIG. 2

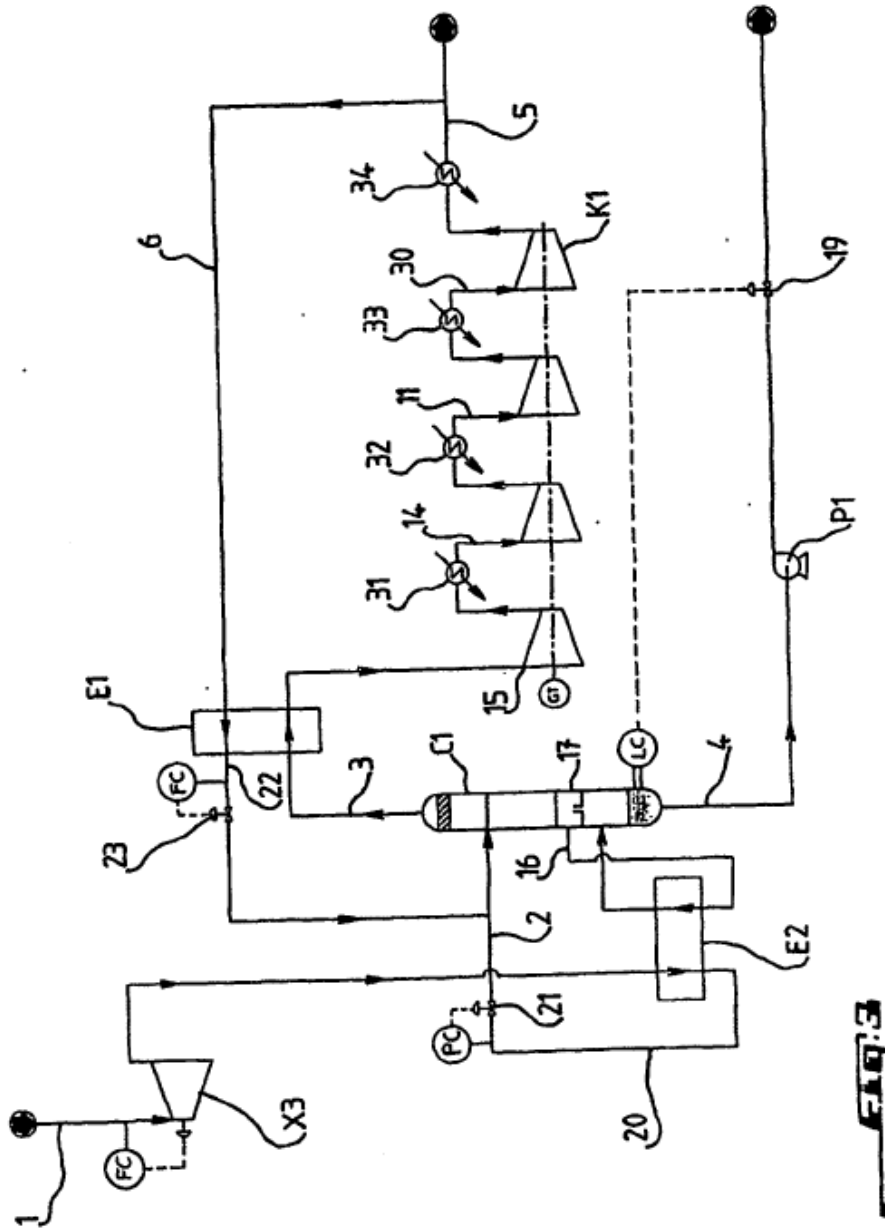
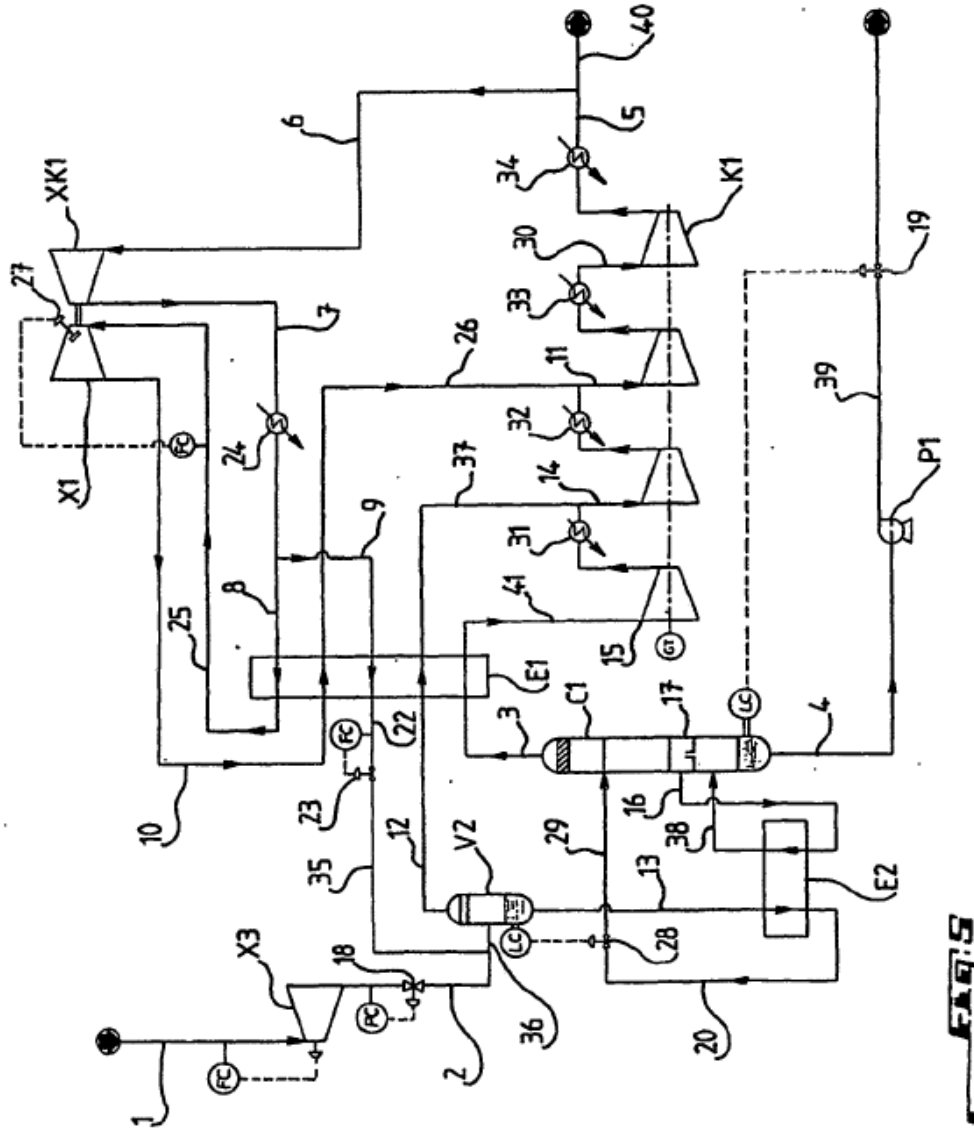


FIG. 3



FABIS

