

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 527 398**

51 Int. Cl.:

F28D 7/00 (2006.01)

F25J 1/00 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **14.10.2005 E 12155832 (4)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **03.12.2014 EP 2508830**

54 Título: **Configuración de intercambiador de calor vertical para instalación de GNL**

30 Prioridad:

25.10.2004 US 972821

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

23.01.2015

73 Titular/es:

**CONOCOPHILLIPS COMPANY (100.0%)
600 N. Dairy Ashford, Docketing, Bldg. ML-1065
Houston, Texas 77079, US**

72 Inventor/es:

**EATON, ANTHONY P.;
MARTINEZ, BOBBY D. y
CHRISTIAN, MICHAEL**

74 Agente/Representante:

DE ELZABURU MÁRQUEZ, Alberto

ES 2 527 398 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

Configuración de intercambiador de calor vertical para instalación de GNL

Este invento se refiere a un método para facilitar la transferencia de calor indirecta entre un fluido refrigerante y un fluido enfriado.

5 El documento US-5385203 describe un método que tiene las siguientes características de la reivindicación 1:

(a) proporcionar un intercambiador de calor que comprende:

una carcasa o envoltente que define un volumen interno, teniendo dicho volumen interno una altura máxima (H) y una anchura máxima (W), teniendo dicho volumen interno una relación H/W mayor que 1; y

10 al menos un núcleo de placas-aletas dispuesto en el volumen interno, estando separado dicho núcleo de la parte superior y costados de la carcasa,

comprendiendo dicha carcasa una pared lateral sustancialmente cilíndrica, un cabezal de extremidad normalmente superior, y un cabezal de extremidad normalmente inferior, estando dispuestos dichos cabezales de extremidad superior e inferior en extremos generalmente opuestos de la pared lateral,

definiendo dicha pared lateral una entrada de fluido para recibir un fluido del lado de la carcasa al volumen interno,

15 (b) introducir el refrigerante en dicho volumen interno definido dentro de dicha carcasa;

(c) introducir el fluido enfriado a dicho núcleo de placa-aleta dispuesto dentro de dicho volumen interno de dicha carcasa; y

20 (d) transferir calor desde el fluido enfriado en dicho núcleo al refrigerante en dicha carcasa mediante intercambio de calor indirecto, incluyendo la vaporización de al menos una parte de dicho refrigerante, causando un efecto de termosifón en el núcleo; y

(e) mantener el nivel de refrigerante en fase líquida en dicha carcasa en una elevación o cota tal que el núcleo esté parcialmente sumergido, estando al menos el 50% de la altura del núcleo sumergido en el refrigerante en fase líquida;

25 definiendo dicho núcleo una pluralidad de pasos del lado del núcleo y una pluralidad de pasos del lado de la carcasa, estando dichos pasos del lado del núcleo y del lado de la carcasa aislados hidráulicamente unos de otros, presentando dichos pasos del lado de la carcasa una entrada normalmente inferior y una salida normalmente superior, extendiéndose dichos pasos del lado de la carcasa desde la entrada normalmente inferior a la salida normalmente superior.

30 La licuefacción criogénica del gas natural es practicada rutinariamente como un medio de convertir gas natural a una forma más conveniente para el transporte y almacenamiento. Tal licuefacción reduce el volumen del gas natural en aproximadamente 600 veces y da como resultado un producto que puede ser almacenado y transportado a presión casi atmosférica.

35 El gas natural es transportado frecuentemente por tuberías desde la fuente de suministro a un mercado distante. Es deseable hacer funcionar la tubería bajo un factor de carga elevada y sustancialmente constante pero a menudo la posibilidad de entrega o capacidad de la tubería excederá la demanda mientras en otros momentos la demanda puede exceder de la capacidad de entrega de la tubería. Con el fin de rebajar los picos en los que la demanda excede del suministro o los valles cuando el suministro excede de la demanda, es deseable almacenar el gas en exceso de tal manera que pueda ser entregado cuando la demanda excede del suministro. Tal práctica permite que los picos de la futura demanda sean satisfechos con material procedente de almacenamiento. Un medio práctico para hacer esto es convertir el gas a un estado licuado para almacenamiento y a continuación vaporizar el líquido cuando la demanda lo requiere.

40 La licuefacción de gas natural es incluso de mayor importancia cuando se transporta gas desde una fuente de suministro que está separada a grandes distancias del mercado candidato y una tubería o bien no está disponible, o bien no es práctica. Esto es particularmente cierto cuando el transporte debe realizarse por buques transoceánicos. El transporte marítimo en estado gaseoso no es generalmente práctico debido a que se requiere una presurización apreciable para reducir significativamente el volumen específico del gas. Tal presurización requiere el uso de contenedores de almacenamiento más caros.

45 Con el fin de almacenar y transportar gas natural en estado líquido, el gas natural es preferiblemente enfriado a $-151,1^{\circ}\text{C}$ a $-162,2^{\circ}\text{C}$ en que el gas natural licuado (GNL) posee una presión de vapor próxima a la atmosférica. Existen numerosos sistemas en la técnica anterior para la licuefacción de gas natural en los que el gas es licuado haciendo pasar

- 5 secuencialmente el gas a una presión elevada a través de una pluralidad de etapas de refrigeración desde donde el gas es enfriado a temperaturas sucesivamente inferiores hasta que se alcanza la temperatura de licuefacción. El enfriamiento es conseguido generalmente por intercambio de calor indirecto con uno o más refrigerantes tales como propano, propileno, etano, etileno, metano, nitrógeno, dióxido de carbono, o combinaciones de los refrigerantes precedentes (por ejemplo sistemas de refrigerantes mezclados). Una metodología de licuefacción que es particularmente aplicable al actual invento emplea un ciclo de metano abierto para el ciclo de refrigeración final en que una corriente presurizada de soporte de GNL es enfriada repentinamente y los vapores "flash" ("flash") (es decir, la corriente o corrientes de gas "flash") son empleadas subsiguientemente como agentes de refrigeración, vueltas a comprimir, enfriadas, combinadas con la corriente de alimentación de gas natural tratado, y licuada por ello produciendo la corriente presurizada de soporte de GNL.
- 10 Muchas instalaciones de GNL están situadas en áreas relativamente remotas cerca de reservas de gas natural. Cuando se construye una nueva instalación de GNL en tal ubicación remota es común que los componentes principales de la instalación de GNL sean fabricados en un área más poblada y posteriormente transportados (usualmente por buques transoceánicos) al lugar de la instalación de GNL para su montaje final. Con el fin de ahorrar costes, es deseable que el volumen de los componentes complejos de la instalación de GNL sea construido antes del transporte, de manera que la mayor parte de la construcción en el sitio de la instalación de GNL implique un montaje relativamente simple de los componentes complejos prefabricados. Sin embargo, cuando la capacidad y el tamaño de las instalaciones de GNL aumentan, ciertos componentes complejos han resultado demasiado grandes para ser construidos fuera del sitio y a continuación transportarlos al destino final. Uno de tales componentes es conocido como una "caja fría".
- 15 Una caja fría es simplemente un recinto que aloja una pluralidad de componentes de refrigeración (por ejemplo intercambiadores de calor, válvulas, y conductos) que funcionan a una temperatura similar baja. En una caja fría típica, los componentes de refrigeración son ensamblados en el recinto y rodeados por un aislamiento que puede fluir (por ejemplo, partículas de perlita expandidas) para aislar los múltiples componentes de refrigeración. Las cajas frías proporcionan un medio mucho más eficiente y efectivo en costes para aislar múltiples componentes de refrigeración, frente al método de aislar de manera individual cada componente.
- 20 Como se ha aludido anteriormente, es mucho menos caro ensamblar todos los componentes de una caja fría en un área más poblada y luego transportar la caja fría totalmente montada al lugar de la instalación de GNL remota para su instalación. Sin embargo, como las instalaciones de GNL han continuado creciendo en capacidad y tamaño, el tamaño de las cajas frías también ha aumentado. De hecho, algunas cajas frías son ahora demasiado grandes para transportarlas en buques transoceánicos estándar. La razón principal para que haya aumentado el tamaño de las cajas frías es que los intercambiadores de calor "core-in-kettle" (o de aluminio soldado) horizontales convencionales dispuestos dentro de las cajas frías han aumentado de tamaño para tener en cuenta la mayor demanda de refrigeración de instalaciones de GNL mayores. Así, las instalaciones de GNL de elevada capacidad recientemente construidas utilizando intercambiadores de calor "core-in-kettle" horizontales convencionales requieren que la caja fría sea ensamblada in situ debido a que una caja fría pre-ensamblada sería demasiado grande para transportarla en un buque transoceánico estándar.
- 25 Además de los problemas de tamaño/espacio planteados por los intercambiadores de calor "core-in-kettle" horizontales convencionales, varias ineficiencias de transferencia de calor pueden ser asociadas con tales intercambiadores de calor "core-in-kettle" horizontales. Por ejemplo, la profundidad mínima de refrigerante líquido prevista por debajo del núcleo del intercambiador puede dificultar la disponibilidad de refrigerante líquido al núcleo. También, la distancia vertical entre la parte superior del núcleo y la salida superior de refrigerante gaseoso de la carcasa puede ser demasiado pequeña para proporcionar una liberación adecuada de las fases gaseosa y líquida del refrigerante. Cuando no se ha conseguido la liberación anterior de líquido/gas adecuada, una cantidad significativa de refrigerante líquido arrastrada en el refrigerante gaseoso que fluye hacia arriba puede salir de manera indeseable por la salida superior del refrigerante gaseoso de la carcasa.
- 30 Es por ello, deseable proporcionar un nuevo sistema de licuefacción de gas natural que permita que más componentes sean fabricados fuera del lugar de instalación y a continuación transportados al lugar de la instalación de GNL y ensamblados en él.
- 35 De nuevo es deseable proporcionar una configuración de caja fría utilizando componentes de refrigeración que minimicen las dimensiones de la caja fría.
- 40 Aún de nuevo es deseable proporcionar un sistema de intercambio de calor indirecto que resuelva las ineficiencias asociadas con los intercambiadores de calor "core-in-kettle" horizontales convencionales.
- 45 Debe comprenderse que los anteriores objetos son ejemplares y no necesitan ser conseguidos en su totalidad por el invento reivindicado aquí. Otros objetos y ventajas del invento serán evidentes a partir de la descripción escrita y de los dibujos.
- 50 Por consiguiente, un aspecto del presente invento se refiere a un método de transferir calor desde un refrigerante a un líquido enfriado. El método comprende las características de la reivindicación 1.
- 55

La carcasa puede definir un volumen interno que tiene una altura máxima (H), estando dicho núcleo separado de la parte superior del volumen interno en al menos 0,2H, estando separado dicho núcleo de la parte inferior del volumen interno en al menos 0,2H.

5 En el proceso para licuar una corriente de gas natural definido anteriormente, opcionalmente dicho primer refrigerante comprende propano de forma predominante, comprendiendo dicho segundo refrigerante etileno de forma predominante.

10 El intercambiador de calor comprende una carcasa que define un volumen interno y al menos un núcleo dispuesto en el volumen interno. La carcasa comprende una pared lateral sustancialmente cilíndrica, un cabezal de extremidad normalmente superior, y un cabezal de extremidad normalmente inferior. Los cabezales de extremidad superior e inferior están dispuestos en extremos generalmente opuestos de la pared lateral. La pared lateral define una entrada de fluido para recibir un fluido del lado de la carcasa al volumen interno. El cabezal de extremidad normalmente superior define una salida de vapor para descargar fluido en fase gaseosa del lado de la carcasa procedente del volumen interno. El cabezal de extremidad normalmente inferior define una salida de líquido para descargar fluido en fase líquida del lado de la carcasa procedente del volumen interno.

15 La carcasa comprende una pared lateral sustancialmente cilíndrica que se extiende a lo largo de un eje central de la pared lateral. El núcleo define una pluralidad de pasos del lado del núcleo y una pluralidad de pasos del lado de la carcasa. Los pasos del lado del núcleo están aislados hidráulicamente del volumen interno de la carcasa, mientras que los pasos del lado de la carcasa presentan extremos abiertos opuestos que proporcionan comunicación hidráulica con el volumen interno de la carcasa. Los pasos del lado de la carcasa se extienden en una dirección que es sustancialmente paralela a la dirección de extensión del eje de la pared lateral de modo que pueda crearse un efecto de termosifón en los pasos del lado de la carcasa cuando el intercambiador de calor está posicionado con el eje de la pared lateral en una orientación sustancialmente erecta.

20 Una realización preferida del presente invento está descrita en detalle a continuación con referencia a las figs. de los dibujos adjuntos, en las que:

25 La fig. 1 es una vista lateral en corte de un intercambiador de calor "core-in-kettle" vertical construido de acuerdo con los principios del presente invento.

La fig. 2 es una vista superior en sección del intercambiador de calor "core-in-kettle" vertical de la fig. 1, con la parte superior del núcleo parcialmente cortada para ilustrar más claramente los pasos alternativos del lado de carcasa y del lado de núcleo formados dentro del núcleo.

30 La fig. 3 es una vista lateral en sección a lo largo de la línea 3-3 de la fig. 2, que ilustra particularmente la dirección de flujo de los fluidos del lado del núcleo y del lado de la carcasa a través del núcleo, así como ilustra el efecto de termosifón causado por la ebullición del fluido del lado de la carcasa en el núcleo.

La fig. 4 es una vista lateral cortada de un intercambiador de calor "core-in-kettle" vertical que tiene dos núcleos separados.

35 La fig. 5 es una vista superior en sección del intercambiador de calor "core-in-kettle" vertical de la fig. 4, que ilustra particularmente la disposición espacial de los dos núcleos dentro de la carcasa.

La fig. 6 es una vista lateral cortada de un intercambiador de calor "core-in-kettle" vertical alternativo que tiene tres núcleos separados.

La fig. 7 es una vista superior en sección del intercambiador de calor "core-in-kettle" vertical de la fig. 6, que ilustra particularmente la disposición espacial de los tres núcleos dentro de la carcasa.

40 La fig. 8 es una vista lateral cortada de un intercambiador de calor "core-in-kettle" vertical alternativo que emplea una carcasa que tiene una sección superior estrecha y una sección inferior ancha.

La fig. 9 es una vista lateral cortada de un intercambiador de calor "core-in-kettle" vertical alternativo que emplea una carcasa que tiene una sección superior ancha y una sección inferior estrecha.

45 La fig. 10 es un diagrama de flujo simplificado de un proceso de refrigeración en cascada para producción de GNL que emplea al menos un intercambiador de calor "core-in-kettle" vertical para enfriar la corriente de gas natural.

La fig. 11 es una vista lateral cortada de una caja fría de etileno que puede ser empleada en la instalación de GNL de la fig. 10, que ilustra particularmente la configuración de los intercambiador de calor "core-in-kettle" verticales dispuestos en la caja fría, y

La fig. 12 es una vista superior cortada de la caja fría de etileno de la fig. 11.

El presente invento ha sido concebido mientras se buscaba una solución a los problemas antes descritos que emergen de la necesidad de cajas frías cada vez más grandes en instalaciones de GNL de alta capacidad. Sin embargo, al menos una realización del presente invento puede encontrar aplicación fuera del área de licuefacción de gas natural. Por ejemplo, aunque los diseños de intercambiador de calor "core-in-kettle" vertical representados en las fig. 1-9 son adecuados para utilizar en procesos/instalaciones de GNL, estos intercambiadores de calor exhiben eficiencias mejoradas que hace su implementación deseable para muchas otras aplicaciones que requieren transferencia de calor indirecta.

Con referencia inicialmente a la fig. 1, un intercambiador de calor 10 "core-in-kettle" vertical está ilustrado como que comprende en general una carcasa 12 y un núcleo 14. La carcasa 12 incluye una pared lateral 16 sustancialmente cilíndrica, un cabezal de extremidad superior 18, y un cabezal de extremidad inferior 20. Los cabezales de extremidad superior e inferior 18, 20 están acoplados a extremos generalmente opuestos de la pared lateral 16. La pared lateral 16 se extiende a lo largo de un eje central 22 de la pared lateral que es mantenido en una posición sustancialmente erecta cuando el intercambiador de calor 10 está en servicio. Cualquier sistema de soporte convencional 23a,b puede ser utilizado para mantener la orientación erecta de la carcasa 12. La carcasa 12 define un volumen interno 24 para recibir el núcleo 14 y un fluido (A) del lado de la carcasa. La pared lateral 16 define una entrada de fluido 26 del lado de la carcasa para introducir la corriente (Ain) alimentada de fluido del lado de la carcasa al volumen interno 24. El cabezal de extremidad superior 18 define una salida de vapor 28 para descargar el fluido (Av-out) gaseoso/vaporizado del lado de la carcasa desde el volumen interno 24, mientras el cabezal de extremidad inferior 20 define una salida de líquido 30 para descargar el fluido líquido (AL-out) del lado de la carcasa desde el volumen interno 24.

El núcleo 14 del intercambiador de calor 10 está dispuesto en el volumen interno 24 de la carcasa 12 y está parcialmente sumergido en el fluido líquido (A) del lado de la carcasa. El núcleo 14 recibe un fluido (B) del lado del núcleo y facilita la transferencia de calor indirecta entre el fluido (B) del lado del núcleo y el fluido (A) del lado de la carcasa. Una entrada de fluido 32 del lado del núcleo se extiende a través de la pared lateral 16 de la carcasa 12 y está acoplado hidráulicamente a un cabezal de entrada 34 del núcleo 14 para proporcionar por ello medios para la introducción de la corriente (Bin) alimentada de fluido del lado del núcleo al núcleo 14. Una salida de fluido 36 del lado del núcleo esta acoplada hidráulicamente a una cabecera de salida 38 del núcleo 14 y se extiende a través de la pared lateral 16 de la carcasa 12 para proporcionar por ello medios para la descarga del fluido (Bout) del lado del núcleo desde el núcleo 14.

Como se ha ilustrado mejor quizás en las figs. 2 y 3, el núcleo 14 comprende preferiblemente una pluralidad de divisores 40 de placas/aletas separados que definen pasos de fluido entre ellos. Preferiblemente, unos divisores 40 definen una pluralidad de pasos 42a,b del lado del núcleo aislados hidráulicamente y pasos 44a,b del lado de la carcasa, alternativos. Con referencia a las figs. 1-3, se prefiere que los pasos 42, 44 del lado del núcleo y del lado de la carcasa se extiendan en una dirección que es sustancialmente paralela a la dirección de extensión del eje central 22 de la pared lateral. Los pasos 42 del lado del núcleo reciben el fluido (B) del lado del núcleo desde el cabezal de entrada 34 y descargan el fluido (B) del lado del núcleo en la cabecera de salida 38. Los pasos 44 del lado de la carcasa incluye extremos opuestos abiertos que proporciona comunicación de fluido con el volumen interno 24 de la carcasa 12.

Como se ha ilustrado en la fig. 3, el fluido (A) del lado de la carcasa y el fluido (B) del lado del núcleo fluyen a contracorriente a través de los pasos 44, 42 del lado de la carcasa y del lado del núcleo, del núcleo 14. Preferiblemente, el fluido (B) del lado del núcleo fluye generalmente hacia abajo a través de los pasos 42 del lado del núcleo, mientras que el fluido (A) del lado de la carcasa fluye generalmente hacia arriba a través de los pasos 44 del lado de la carcasa. El flujo hacia abajo del fluido (B) del lado del núcleo a través del núcleo 14 es proporcionado por cualesquiera medios convencionales tales como, por ejemplo, bombeando mecánicamente el fluido (B) a la entrada de fluido 32 del lado del núcleo (fig. 1) a presión elevada. El flujo hacia arriba del fluido (A) del lado de la carcasa a través del núcleo 14 es proporcionado con un único mecanismo conocido en la técnica como el "efecto termosifón". Un efecto termosifón es causado por la ebullición del líquido dentro del canal de flujo erecto. Cuando un líquido es calentado en un canal de flujo erecto de extremos abiertos hasta que el líquido comienza a hervir, los vapores resultantes ascienden a través del canal del flujo debido a fuerzas de flotación naturales. Esta ascensión de los vapores a través del canal de flujo erecto causa un efecto de sifón sobre el líquido en la parte inferior del canal de flujo. Si el extremo abierto inferior del canal de flujo es alimentado continuamente con líquido, se crea un flujo hacia arriba continuo del líquido a través del canal de flujo mediante este efecto termosifón.

Con referencia a las figs. 1-3, el efecto termosifón proporcionado en el intercambiador de calor 10 actúa como una bomba de convección natural que hacer circular el fluido (A) del lado de la carcasa a través y alrededor del núcleo 14 para mejorar por ello que el intercambio de calor indirecto en el núcleo 14. El efecto termosifón hace que el fluido (A) del lado de la carcasa se vaporice dentro de los pasos 44 del lado de la carcasa del núcleo 14. Con el fin de generar un efecto de termosifón óptimo, una mayoría del núcleo 14 debe estar sumergida en el fluido líquido (A) del lado de la carcasa por debajo del nivel 46 de la superficie del líquido. Con el fin de asegurar la disponibilidad apropiada del fluido líquido (A) del lado de la carcasa a las aberturas inferiores de los pasos 44 del lado de la carcasa, se prefiere prever un espacio sustancial entre la parte inferior del núcleo 14 y la parte inferior del volumen interno 24. Con el fin de asegurar la liberación apropiada del fluido en fase líquida del lado de la carcasa arrastrado en el fluido gaseoso del lado de la carcasa que sale de la salida de vapor 28, se prefiere prever un espacio sustancial entre la parte superior del núcleo 14 y la parte superior

del volumen interno 24. Con el fin de asegurar una circulación apropiada del fluido líquido (A) del lado de la carcasa alrededor del núcleo 14, se prefiere prever un espacio sustancial entre los lados del núcleo 14 y la pared lateral 16 de la carcasa 12. Las ventajas antes mencionadas pueden ser conseguidas construyendo el intercambiador de calor 10 con las dimensiones/relaciones ilustradas en la fig. 1, y cuantificadas en la Tabla 1 siguiente.

Dimensiones y Relaciones Preferidas del Intercambiador de Calor 10 (fig. 1)				
Dimensión o Relación	Unidades	Rango Preferido	Rango Más Preferido	El Rango Más Preferido
X1	centímetros (pies)	30,48-914,4 (1-30)	121,9-609,6 (4-20)	181,88-457,2 (6-15)
X2	centímetros (pies)	9,144-609,6 (0,3-20)	60,96-457,2 (2-15)	121,9-304,8 (4-10)
Y1	centímetros (pies)	60,96-1818,8 (2-60)	181,88-1219,2 (6-40)	243,84-914,4 (8-30)
Y2	centímetros (pies)	30,48-1219,2 (1-40)	91,44-914,4 (3-30)	152,4-609,6 (5-20)
Y3	centímetros (pies)	>60,96 (>2)	>121,9 (>4)	152,4-304,8 (5-10)
Y4	centímetros (pies)	>60,96 (>2)	>121,4 (>4)	152,4-304,8 (5-10)
Y1/X1	-	>1	>1,25	1,5-3
Y2/X2	-	0,25-4>1	0,5-2	0,75-1,5
Y2/X1	-	<0,95	<0,9	0,5-0,8
Y2/Y1	-	<0,75	<0,6	0,25-0,5
Y3/Y1	-	>0,15	>0,2	0,25-0,4
Y4/Y1	-	>0,15	>0,2	0,25-0,4
Y5/Y2	-	0,5-1	0,6-0,9	0,7-0,85
Y6/Y2	-	0,5-0,98	0,75-0,95	0,8-0,9

5

En la fig. 1, X1 es la anchura máxima de la zona de reacción 24 medida perpendicular a la dirección de extensión del eje central 22 de la pared lateral; X2 es la anchura mínima del núcleo 14 medida perpendicular a la dirección de extensión del eje central 22 de la pared lateral; Y1 es la altura máxima de la zona de reacción 24 medida paralela a la dirección de extensión del eje central 22 de la pared lateral; Y2 es la altura máxima de núcleo 14 medida paralela a la dirección de extensión del eje central 22 de la pared lateral; Y3 es la separación máxima entre la parte inferior del núcleo 14 y la parte inferior de la zona de reacción 24 medida paralela a la dirección de extensión del eje central 22 de la pared lateral; e Y4 es la separación máxima entre la parte superior del núcleo 14 y la parte superior de la zona de reacción 24 medida paralela a la dirección de extensión del eje central 22 de la pared lateral.

10

En una realización preferida del presente invento, el intercambiador de calor 10 es un intercambiador de calor "core-in-kettle" vertical y el núcleo 14 es un núcleo de placas-aletas de aluminio soldado. Como es utilizado aquí, el término "intercambiador de calor "core-in-kettle" indicará un intercambiador de calor que puede ser utilizado para facilitar la transferencia de calor indirecto entre un fluido del lado de la carcasa y un fluido del lado del núcleo, en el que el intercambiador de calor comprende una carcasa para recibir el fluido del lado de la carcasa y un núcleo dispuesto en la carcasa para recibir el fluido del lado del núcleo, en que el núcleo define una pluralidad de pasos de fluido del lado del núcleo separados y el fluido del lado de la carcasa es libre de circular a través de pasos discretos del lado de la carcasa definidos entre los pasos del lado del núcleo. Una característica distintiva entre un intercambiador de calor "core-in-kettle" y un intercambiador de calor de carcasa y tubos es que el intercambiador de calor de carcasa y tubos no tiene pasos discretos del lado de la carcasa entre los tubos. Los pasos discretos del lado de la carcasa de un intercambiador de calor "core-in-kettle" permiten beneficiarse de una ventaja total del efecto termosifón. Como es utilizado aquí, el término "intercambiador de calor "core-in-kettle" vertical" indicará un intercambiador de calor "core-in-kettle" que tiene una carcasa que comprende una pared lateral sustancialmente cilíndrica que se extiende a lo largo de un eje central de pared lateral, en el que el eje central de pared lateral es mantenido en una posición sustancialmente erecta.

15

20

25

Con referencia ahora a las figs. 4 y 5, un intercambiador de calor 100 "core-in-kettle" vertical alternativo está ilustrado como que comprende generalmente una carcasa 102, un primer núcleo 104, y un segundo núcleo 106. Los dos núcleos

separados 104, 106 del intercambiador de calor 100 permiten la transferencia de calor indirecta simultánea entre el fluido (A) del lado de la carcasa y dos fluidos separados (B1 y B2) del lado del núcleo. Se prefiere que los núcleos 104, 106 estén dispuestos lado a lado de modo que ambos núcleos 104, 106 estén parcialmente sumergidos en el fluido líquido (A) del lado de la carcasa durante el funcionamiento. La carcasa 102 y los núcleos 104, 106 del intercambiador de calor 100 de doble núcleo están configurados preferiblemente de una manera similar a la descrita anteriormente con referencia al intercambiador de calor 10 de un sólo núcleo de las figs. 1-3.

Con referencia ahora a las figs. 6 y 7, un intercambiador de calor 200 "core-in-kettle" vertical alternativo está ilustrado como que comprende generalmente una carcasa 202, un primer núcleo 204, un segundo núcleo 206, y un tercer núcleo 208. Los tres núcleos separados 204, 206, 208 del intercambiador de calor 200 permiten la transferencia de calor indirecta simultánea entre el fluido (A) del lado de la carcasa y tres fluidos separados (B1, B2, B3) del lado del núcleo. Se prefiere que los núcleos 204, 206, 208 estén dispuestos lado a lado de modo que todos los núcleos 204, 206, 208 estén parcialmente sumergidos en el fluido líquido (A) del lado de la carcasa durante el funcionamiento. La carcasa 102 y los núcleos 204, 206, 208 del intercambiador de calor 200 de triple núcleo están configurados preferiblemente de una manera similar a la descrita anteriormente con referencia al intercambiador de calor 10 de un solo núcleo de las figs. 1-3.

Con referencia ahora a la fig. 8, un intercambiador de calor 300 "core-in-kettle" vertical alternativo está ilustrado como que comprende generalmente una carcasa escalonada 302, y un núcleo 304. La carcasa escalonada 302 comprende una sección superior 306 estrecha sustancialmente cilíndrica, una sección inferior ancha 308 sustancialmente cilíndrica, y una sección de transición 310 generalmente troncocónica que conecta las secciones superior e inferior 306, 308. Se prefiere que la relación de la anchura máxima (X1) de la sección inferior ancha 306 a la anchura máxima (X3) de la sección superior estrecha 304 sea al menos de aproximadamente 1,1:1, más preferiblemente de al menos aproximadamente 1,25:1, y más preferiblemente del orden de desde 1,5:1 a 2:1. La carcasa escalonada 302 del intercambiador de calor 300 proporciona más espacio vertical por encima del núcleo 304 para permitir una liberación de vapor/líquido antes de la descarga de vapor a través de la salida superior de la carcasa 302. Además, la configuración del intercambiador de calor 300 hace descender el centro de gravedad del aparato.

Con referencia ahora a la fig. 9, un intercambiador de calor 400 "core-in-kettle" vertical alternativo está ilustrado como que comprende generalmente una carcasa escalonada 402, y un núcleo 404. La carcasa escalonada 402 comprende una sección inferior estrecha 406 sustancialmente cilíndrica, una sección superior ancha 408 sustancialmente cilíndrica, y una sección de transición 410 generalmente troncocónica que conecta las secciones superior e inferior 406, 408. Se prefiere que la relación de la anchura máxima (X1) de la sección superior ancha 406 a la anchura máxima (X4) de la sección inferior estrecha 404 sea al menos de aproximadamente 1,1:1, más preferiblemente de al menos aproximadamente 1,25:1, y más preferiblemente del orden de desde 1,5:1 a 2:1. La carcasa escalonada 402 del intercambiador de calor 400 proporciona una liberación de vapor/líquido mejorada por encima del núcleo 404 debido a que la sección transversal mayor que está por encima del núcleo 14 minimiza la velocidad del vapor que fluye hacia arriba, permitiendo con ello que el líquido arrastrado "caiga fuera" del vapor antes de que el vapor sea descargado a través de la salida de vapor superior.

En una realización preferida del presente invento, uno o más de las configuraciones de intercambiador de calor "core-in-kettle" vertical ilustradas en las figs. 1-9, son empleadas en un proceso de licuefacción de gas natural para enfriar el gas natural mediante el intercambio de calor indirecto con un refrigerante. Cuando se utiliza un intercambiador de calor "core-in-kettle" vertical para una corriente de gas natural frío, el refrigerante puede ser empleado como el fluido del lado de la carcasa y la corriente de gas natural que sufre el enfriamiento puede ser empleada como el fluido del lado del núcleo.

Preferiblemente, una o más de las configuraciones del intercambiador de calor "core-in-kettle" vertical descritas anteriormente son empleadas en un proceso de refrigeración en cascada para enfriar una corriente de gas natural. Un proceso de refrigeración en cascada utiliza uno o más refrigerantes para transferir la energía calorífica desde la corriente de gas natural al refrigerante y posteriormente transferir la energía calorífica al medio ambiente. En esencia, el sistema de refrigeración en cascada completo funciona como una bomba de calor retirando la energía calorífica procedente de la corriente de gas natural ya que la corriente es enfriada progresivamente para hacer descender y descender las temperaturas. El diseño de un proceso de refrigeración en cascada implica un equilibrio de eficiencias termodinámicas y costes de capital. En los procesos de transferencia de calor, las irreversibilidades termodinámicas son reducidas ya que los gradientes de temperatura entre los miembros de calentamiento y de enfriamiento resultan menores, pero obtener gradientes de temperatura tan pequeños requiere en general aumentos significativos en la magnitud del área de transferencia de calor, modificaciones fundamentales en distintos equipos de proceso, y la selección apropiada de caudales a través de tales equipos de modo que aseguren que tanto los caudales y una aproximación como las temperaturas de salida son compatibles con la tarea de calentamiento/enfriamiento requerida.

Como es utilizado aquí, el término "proceso de refrigeración en cascada de ciclo abierto" se refiere a un proceso de refrigeración en cascada que comprende al menos un ciclo de refrigeración cerrado y un ciclo de refrigeración abierto en el que el punto de ebullición del agente refrigerante/de enfriamiento empleado en el ciclo abierto es menor que el punto de ebullición del agente o agentes refrigerantes empleados en el ciclo o ciclos cerrados y una parte de la tarea de enfriamiento para condensar el agente refrigerante/de enfriamiento del ciclo abierto contenido es proporcionada por uno o

más de los ciclos cerrados. En el presente invento, se emplea una corriente predominantemente de metano como el agente refrigerante/de enfriamiento en el ciclo abierto. Esta corriente predominantemente de metano se origina a partir de la corriente de alimentación de gas natural tratado y puede incluir las corrientes de gas de ciclo de metano abierto comprimido. Como son utilizados aquí, los términos "predominantemente", "fundamentalmente", "principalmente", y "en su mayor parte", cuando son utilizados para describir la presencia de un componente particular de una corriente de fluido, significarán que la corriente de fluido comprende al menos un porcentaje molar de 50 del componente establecido. Por ejemplo, una corriente "predominantemente" de metano, una corriente "fundamentalmente" de metano, una corriente "principalmente" de metano comprendida de metano, o una corriente comprendida "en su mayor parte" de metano indican cada uno una corriente que comprende al menos un porcentaje molar de metano de 50.

Uno de los medios más eficientes y efectivos de licuar gas natural es mediante una operación del tipo de cascada optimizada en combinación con enfriamiento del tipo de expansión. Tal proceso de licuefacción implica el enfriamiento del tipo de cascada de una corriente de gas natural a una presión elevada (por ejemplo aproximadamente 44,2 atmósferas) enfriando secuencialmente la corriente de gas mediante su paso a través de un ciclo de propano de múltiples etapas, un ciclo de etano o etileno de múltiples etapas, y un ciclo de metano de extremos abiertos que utiliza una parte del gas alimentado como fuente de metano y que incluye en él un ciclo de expansión de múltiples etapas para enfriar más el mismo y reducir la presión a una presión próxima a la atmosférica. En la secuencia de los ciclos de enfriamiento, el refrigerante que tiene el mayor punto de ebullición es utilizado en primer lugar seguido por un refrigerante que tiene un punto de ebullición intermedio y finalmente, un refrigerante que tiene el menor punto de ebullición. Como son utilizados aquí, los términos "aguas arriba" y "aguas abajo" serán utilizados para describir las posiciones relativas de los distintos componentes de una instalación de licuefacción de gas natural a lo largo del trayecto del flujo de gas natural a través de la instalación.

Distintas operaciones de tratamiento previo proporcionan un medio para eliminar ciertos componentes indeseables, tales como gases ácidos, mercaptano, mercurio, y humedad de la corriente alimentada de gas natural entregada a la instalación de GNL. La composición de esta corriente de gas puede variar significativamente. Como es utilizado aquí, una corriente de gas natural es cualquier corriente comprendida principalmente de metano que se origina en su mayor parte de una corriente alimentada de gas natural, conteniendo tal corriente alimentada por ejemplo al menos un porcentaje molar de metano de 85, siendo el balance etano, hidrocarburos de mayor peso, nitrógeno, dióxido de carbono, y una menor cantidad de otros contaminantes tales como mercurio, sulfuro de hidrógeno, y mercaptano. Las operaciones de tratamiento previas puede ser operaciones separadas ubicadas bien aguas arriba de los ciclos de refrigeración o ubicadas aguas abajo de una de las etapas previas de enfriamiento en el ciclo inicial. Lo que sigue es una lista no inclusiva de algunos de los medios disponibles que son fácilmente conocidos para un experto en la técnica. Los gases ácidos y en una menor magnitud el mercaptano son eliminados rutinariamente mediante un proceso de reacción química que emplea una solución acuosa que soporta amina. Esta operación de tratamiento es realizada generalmente aguas arriba de las etapas de enfriamiento en el ciclo inicial. Una parte principal del agua es eliminada rutinariamente como un líquido mediante la separación gas-líquido de dos fases que sigue a la compresión del gas y al enfriamiento aguas arriba del ciclo de enfriamiento inicial y también aguas abajo de la primera etapa de enfriamiento en el ciclo de enfriamiento inicial. El mercurio es eliminado rutinariamente mediante lechos absorbentes de mercurio. Cantidades residuales de agua y gases ácidos son eliminadas rutinariamente mediante el uso de lechos absorbentes seleccionados apropiadamente tales como tamices moleculares regenerables.

La corriente alimentada de gas natural tratado previamente es entregada generalmente al proceso de licuefacción a una presión elevada o es comprimida a una presión elevada generalmente mayor que 34 atm., preferiblemente aproximadamente de 34 atm., a aproximadamente 204 atm., aún más preferiblemente de aproximadamente 34 atm., a aproximadamente 68 atm., aún más preferiblemente de aproximadamente 40,8 atm., a aproximadamente 54,4 atm. La temperatura de la corriente alimentada es típicamente próxima a la temperatura ambiente o ligeramente superior a la temperatura ambiente. Un intervalo de temperatura representativo es de 15,5° C a 65,5° C.

Como se ha indicado previamente la corriente alimentada de gas natural es enfriada en una pluralidad de ciclos u operaciones de múltiples etapas (preferiblemente tres) por intercambio de calor indirecto con una pluralidad de diferentes refrigerantes (preferiblemente tres). La eficiencia de enfriamiento completa para un ciclo dado mejora cuando el número de etapas se incrementa pero este aumento en eficiencia va acompañado por incrementos correspondientes en el coste neto del capital y en la complejidad del proceso. El gas alimentado es preferiblemente hecho pasar a través de un número efectivo de etapas de refrigeración, nominalmente dos, preferiblemente de dos a cuatro, y más preferiblemente tres etapas, en el primer ciclo de refrigeración cerrado utilizando un refrigerante de ebullición relativamente elevada. Tal refrigerante de punto de ebullición relativamente elevado está comprendido preferiblemente en su mayor parte de propano, propileno, o mezcla de los mismos, más preferiblemente el refrigerante comprende al menos aproximadamente un porcentaje molar de propano de 75, incluso más preferiblemente al menos un porcentaje molar de propano de 90, y más preferiblemente el refrigerante consiste esencialmente de propano. Después de ello, el gas alimentado tratado fluye a través de un número de etapas efectivo, nominalmente dos, preferiblemente de dos a cuatro, y más preferiblemente dos o tres, en un segundo ciclo de refrigeración cerrado en intercambio de calor con un refrigerante que tiene un punto de ebullición menor. Tal refrigerante de punto de ebullición menor está preferiblemente comprendido en su mayor parte de

etano, etileno, o mezclas de los mismos, más preferiblemente refrigerante comprende al menos aproximadamente un porcentaje molar de etileno de 75, incluso más preferiblemente al menos un porcentaje molar de etileno de 90, y más preferiblemente aún el refrigerante consiste esencialmente de etileno. Cada etapa de refrigeración comprende una zona de enfriamiento separada. Como se ha indicado anteriormente, la corriente alimentada de gas natural tratado es combinada preferiblemente con una o más corrientes de reciclado (es decir corrientes de gas de ciclo de metano abierto comprimido) en distintas ubicaciones en el segundo ciclo produciendo por ello una corriente de licuefacción. En la última etapa del segundo ciclo de enfriamiento, la corriente de licuefacción es condensada (es decir licuada) en su mayor parte, preferiblemente en su totalidad, produciendo por ello una corriente presurizada que soporta GNL. Generalmente, la presión del proceso en esta ubicación es sólo ligeramente inferior a la presión de gas alimentado tratado previamente a la primera etapa del primer ciclo.

Generalmente, la corriente alimentada de gas natural contendrá cantidades tales de componentes de C2+ de modo que den como resultado la formación de un líquido rico en C2+ en una o más de las etapas de enfriamiento. Este líquido es eliminado a través de medios de separación de gas-líquido, preferiblemente uno o más separadores de gas-líquido convencionales. Generalmente, en enfriamiento secuencial de gas natural en cada etapa es controlado de modo que se elimine tanto C2 e hidrocarburos de peso molecular más elevado como sea posible a partir del gas para producir una corriente de gas predominante en metano y una corriente de líquido que contiene cantidades significativas de etano y componentes más pesados. Un valor efectivo de medios de separación gas/líquido están situados en posiciones estratégicas aguas abajo de la zona de enfriamiento para la eliminación de corrientes de líquidos ricas en componentes de C2+. Las posiciones exactas y el número de medios de separación de gas/líquido, preferiblemente separadores de gas/líquido convencionales, dependerán de un número de parámetros operativos, tales como la composición de C2+ de la corriente alimentada de gas natural, el contenido en BTU deseado del producto de GNL, el valor de los componentes de C2+ para otras aplicaciones, y otros factores considerados rutinariamente por los expertos en la técnica del funcionamiento de la instalación de GNL y de la instalación de gas. La corriente o corrientes de hidrocarburos C2+ puede ser liberada de metano mediante una única etapa instantánea ("flash") o una columna de fraccionamiento. En el último caso, la corriente rica en metano resultante puede ser directamente devuelta a presión al proceso de licuefacción. En el caso anterior, esta corriente rica en metano puede ser vuelta a presurizar y reciclar o puede ser utilizada como gas combustible. La corriente o corrientes de hidrocarburos C2+ o la corriente de hidrocarburos C2+ liberada de metano puede ser utilizada como combustible o puede ser tratada adicionalmente, tal como mediante fraccionamiento en una o más zonas de fraccionamiento para producir corrientes individuales ricas en constituyentes químicos específicos (por ejemplo, C2, C3, C4, y C5+).

La corriente presurizada que soporta GNL es a continuación enfriada adicionalmente en un tercer ciclo u operación denominado como el ciclo de metano abierto mediante contacto en un economizador principal de metano con gases "flash" (es decir, corrientes de gas "flash") generado en este tercer ciclo de una manera que será descrita posteriormente y mediante expansión secuencial de la corriente presurizada que soporta GNL a presión próxima a la atmosférica. Los gases "flash" utilizados como refrigerante en el tercer ciclo de refrigeración están comprendidos preferiblemente en su mayor parte de metano, más preferiblemente el refrigerante de gas "flash" comprende al menos un porcentaje molar de metano de 75, aún preferiblemente al menos un porcentaje molar de metano de 90, más preferiblemente aún el refrigerante consiste esencialmente de metano. Durante la expansión de la corriente presurizada que soporta GNL a una presión próxima a la atmosférica, la corriente presurizada que soporta GNL es enfriada mediante al menos una, preferiblemente de dos a cuatro, y más preferiblemente tres expansiones en las que cada expansión emplea un dispositivo de expansión como medio de reducción de presión. Tales dispositivos de expansión incluyen, por ejemplo, o bien válvula de expansión Joule-Thomson o bien dispositivos de expansión hidráulicos. La expansión va seguida por una separación del producto gas-líquido con un separador. Cuando se emplea un dispositivo de expansión hidráulico y es accionado apropiadamente, cuanto mayores son las eficiencias asociadas con la recuperación de potencia, mayor es la reducción en la temperatura de la corriente, y la producción de menos vapor durante la operación de expansión instantánea más crecerán frecuentemente el capital y los costes operativos asociados con el dispositivo de expansión. En una realización, el enfriamiento adicional de la corriente presurizada que soporta GNL antes del enfriamiento rápido es hecho posible enfriando rápidamente en primer lugar una porción de esta corriente mediante uno o más dispositivos de expansión hidráulicos y a continuación mediante medios de intercambio de calor indirecto que emplean dicha corriente de gas repentino para enfriar la parte restante de la corriente presurizada que soporta GNL antes del enfriamiento rápido. La corriente de gas "flash" calentada es a continuación reciclada mediante retorno a una ubicación apropiada, basándose en consideraciones de temperatura y presión, en el ciclo abierto de metano y será comprimida de nuevo.

El proceso de licuefacción descrito aquí pueden utilizar uno o varios tipos de enfriamiento que incluyen pero no están limitados a (a) intercambio de calor indirecto; (b) vaporización, y (c) expansión o reducción de presión. En el intercambio de calor directo, como es usado aquí, se refiere a un proceso en el que el refrigerante enfría la sustancia que ha de ser enfriada sin contacto físico real entre el agente refrigerante y la sustancia que ha de ser enfriada. Ejemplos específicos de medios de intercambio de calor indirecto incluyen intercambio de calor llevado a cabo en un intercambiador de calor de carcasa y tubos, un intercambiador de calor "core-in-kettle", y un intercambiador de calor de placas-aletas de aluminio soldado. El estado físico del refrigerante y de la sustancia que ha de ser enfriada pueden variar dependiendo de las

demandas del sistema y del tipo de intercambiador de calor elegido. Así, un intercambiador de calor de carcasa y tubos será utilizado típicamente cuando el agente refrigerante esté en estado líquido y la sustancia que ha de ser enfriada esté en estado líquido o gaseoso o cuando una de las sustancias sufra un cambio de fase y las condiciones del proceso no favorezcan el uso del intercambiador de calor "core-in-kettle". Como ejemplo, el aluminio y las aleaciones de aluminio son materiales preferidos de construcción para el núcleo pero tales materiales pueden no ser adecuados para utilizar en las condiciones de proceso diseñadas. Un intercambiador de calor de placas-aletas será utilizado típicamente cuando el refrigerante está en estado gaseoso y la sustancia que ha de ser enfriada está en estado líquido o gaseoso. Finalmente, el intercambiador de calor "core-in-kettle" será utilizado típicamente cuando la sustancia que ha de ser enfriada sea líquida o gaseosa y el refrigerante sufra un cambio de fase desde un estado líquido a un estado gaseoso durante el intercambio de calor.

El enfriamiento por vaporización se refiere al enfriamiento de una sustancia por la evaporación o vaporización de una parte de la sustancia con el sistema mantenido a una presión constante. Así, durante la vaporización, la parte de la sustancia que se evapora absorbe calor de la parte de la sustancia que permanece en estado líquido y, por tanto, enfría la parte líquida. Finalmente, el enfriamiento por expansión o reducción de presión se refiere al enfriamiento que tiene lugar cuando la presión de un gas, líquido o de un sistema de dos fases es disminuida haciéndolo pasar a través de un medio de reducción de presión. En una realización, este medio de expansión es una válvula de expansión de Joule-Thomson. En otra realización, el medio de expansión es o bien un dispositivo de expansión hidráulico o de gas. Debido a que los dispositivos de expansión recuperan la energía de trabajo del proceso de expansión, son posibles menores temperaturas de corriente del proceso al producirse la expansión.

El esquema de flujo y el aparato descritos en la fig. 10 representan una realización preferida de la instalación de GNL del invento que emplea uno o más intercambiadores de calor "core-in-kettle" verticales dispuestos en una caja fría optimizada. Las figs. 11 y 12 ilustran una realización preferida de la caja fría optimizada que contiene múltiples intercambiadores de calor "core-in-kettle" verticales. Los expertos en la técnica reconocerán que las figs. 10-12 son esquemáticas solamente y, por ello, muchos artículos de equipamiento que serían necesarios en una instalación comercial para un funcionamiento satisfactorio han sido omitidos con objeto de claridad. Tales artículos podrían incluir, por ejemplo, controles del compresor, mediciones de flujo y nivel, y controladores correspondientes, controles de temperatura y presión, bombas, motores, filtros, intercambiadores de calor adicionales, válvulas, etc. Estos artículos serían proporcionados de acuerdo con la práctica de ingeniería estándar.

Para facilitar una comprensión de las figs. 10 -12 se ha empleado la siguiente nomenclatura de numeración. Artículos numerados 500 a 599 son recipientes de proceso y equipo que están directamente asociados con el proceso de licuefacción. Artículos numerados de 600 a 699 corresponden a tuberías o conductos de flujo que contienen corrientes de metano predominantemente. Artículos numerados de 700 a 799 corresponden a tuberías o conductos de flujo que contienen corrientes de etileno predominantemente. Artículos numerados de 800 a 899 corresponden a tuberías o conductos de flujo que contienen corrientes de propano predominantemente.

Con referencia a la fig. 10, el propano gaseoso es comprimido en un compresor 518 de múltiples etapas (preferiblemente de tres etapas) accionado por un accionador de turbina de gas (no ilustrado). Las tres etapas de compresión existen preferiblemente en una sola unidad aunque cada etapa de compresión puede ser una unidad separada y las unidades ser mecánicamente acopladas para ser accionadas por un único accionador. Al producirse la compresión, el propano comprimido es hecho pasar a través del conducto 800 a un refrigerador 520 donde es enfriado y licuado. Una presión y temperatura representativas del refrigerante de propano licuado antes de enfriar instantáneamente es de aproximadamente 37,8° C y de aproximadamente 12,92 atm. La corriente procedente del enfriador 520 es hecha pasar a través del conducto 802 a un medio de reducción de presión, ilustrado como la válvula de expansión 512, en que la presión del propano licuado es reducida, evaporando o enfriando instantáneamente por ello una parte del mismo. El producto de dos fases resultante fluye entonces a través del conducto 804 a un refrigerador 502 de propano de etapa alta en el que el refrigerante de metano gaseoso introducido a través del conducto 652, la alimentación de gas natural introducida a través del conducto 600, y el refrigerante de etileno gaseoso introducido a través del conducto 702 son enfriados respectivamente a través de un medio de intercambio de calor indirecto 504, 506 y 508, produciendo por ello corrientes de gas enfriado producidas respectivamente a través de los conductos 654, 602, y 704. El gas en el conducto 654 es alimentado a un economizador principal 574 de metano que será descrito en mayor detalle en una sección subsiguiente y en el que la corriente es enfriada a través de medios de intercambio de calor indirecto 598. La corriente de reciclado de metano comprimido enfriado resultante producida a través del conducto 658 es a continuación combinada en el conducto 620 con la corriente de vapor empobrecido en pesados (es decir, ricos en hidrocarburos de bajo peso molecular) procedente de una columna 560 de eliminación de pesados y alimentada a un enfriador 568 de etileno.

El gas propano procedente del enfriador 502 es devuelto al compresor 518 a través del conducto 806. Este gas es alimentado al orificio de entrada de la etapa alta del compresor 518. El propano líquido restante es hecho pasar a través del conducto 808, la presión reducida adicionalmente por el paso a través de un medio de reducción de presión, ilustrado como válvula de expansión 514, después de lo cual una parte adicional del propano licuado es enfriada instantáneamente. La corriente resultante de dos fases es alimentada a continuación a un enfriador 522 del propano de etapa intermedia a

través del conducto 810, proporcionando por ello un refrigerante para el enfriador 522. La corriente de gas alimentada enfriada desde el enfriador 502 fluye a través del conducto 602 al equipo de separación 510 en el que las fases gas y líquido son separadas. La fase líquida, que puede ser rica en componentes de C3+, es eliminada a través del conducto 603. La fase gaseosa es eliminada a través del conducto 604 y a continuación dividida en dos corrientes separadas que son transportadas a través de conductos 606 y 608. La corriente en el conducto 606 es alimentada al enfriador 522 de propano. La corriente en el conducto 608 resulta la alimentación al intercambiador de calor 562 y en último lugar resulta el gas extraído a la columna 560 de eliminación de pesados, descrita con más detalle a continuación. El refrigerante de etileno procedente del enfriador 502 es introducido al enfriador 522 a través del conducto 704. En el enfriador 522, la corriente de gas alimentada, también denominada aquí como una corriente rica en metano, y las corrientes de refrigerante de etileno son enfriadas respectivamente a través de medios 524 y 526 de transferencia de calor indirecta, produciendo por ello corrientes ricas en metano y de etileno enfriadas a través de los conductos 610 y 706. La parte así evaporada del refrigerante de propano es separada y hecha avanzar a través del conducto 811 a la entrada de la etapa intermedia del compresor 518. El refrigerante de propano líquido procedente del enfriador 522 es eliminado a través del conducto 814, enfriado instantáneamente a través de un medio de reducción de presión, ilustrado como una válvula de expansión 516, y a continuación alimentado a un enfriador/condensador 528 de propano de etapa baja a través del conducto 816.

Como se ha ilustrado en la fig. 10, la corriente rica en metano fluye desde el enfriador 522 de propano de etapa intermedia al enfriador 528 de propano de etapa baja a través del conducto 610. En el enfriador 528, la corriente es enfriada a través de medios de intercambio de calor indirecto 530. De una manera similar, la corriente de refrigerante de etileno fluye desde el enfriador 522 de propano de etapa intermedia al enfriador 528 de propano de etapa baja a través del conducto 706. En el último, el refrigerante de etileno es totalmente condensado o condensado casi en su totalidad a través de medios de intercambio de calor indirecto 532. El propano vaporizado es retirado del enfriador 528 de propano de etapa baja y devuelto a la entrada de etapa baja del compresor 518 a través del conducto 820.

Como se ha ilustrado en la fig. 10 la corriente rica en metano que sale del enfriador 528 de propano de etapa baja es introducida en el enfriador 542 de etileno de etapa alta a través del conducto 612. El refrigerante de etileno sale del enfriador 528 de propano de etapa baja a través del conducto 708 y es alimentado preferiblemente a un recipiente de separación 537 en el que los componentes ligeros son eliminados a través del conducto 709 y el etileno condensado es eliminado a través del conducto 710. El refrigerante de etileno en esta posición en el proceso está generalmente a una temperatura de aproximadamente $-31,1^{\circ}\text{C}$ y a una presión de aproximadamente 19,38 atm. El refrigerante de etileno fluye entonces a un economizador 534 de etileno en el que es enfriado a través de medios 538 de intercambio de calor indirecto, eliminado a través del conducto 711, y hecho pasar a un medio de reducción de presión, ilustrado como una válvula de expansión 540, después de lo cual el refrigerante es enfriado instantáneamente a una temperatura y presión preseleccionadas y alimentado al enfriador 542 de etileno de etapa alta a través del conducto 712. El vapor es eliminado del enfriador 542 a través del conducto 714 y encaminado al economizador 534 de etileno en el que el vapor funciona como un refrigerante a través de medios 546 de intercambio de calor indirecto. El vapor de etileno es eliminado entonces del economizador 534 de etileno a través del conducto 716 y alimentado a la entrada de etapa alta del compresor 548 de etileno. El refrigerante de etileno que no ha sido vaporizado en el enfriador 542 de etileno de etapa alta es eliminado a través del conducto 718 y devuelto al economizador 534 de etileno para el enfriamiento adicional a través del medio 550 de intercambio de calor indirecto, eliminado del economizador de etileno a través del conducto 720, y enfriado instantáneamente en un medio de reducción de presión, ilustrado como la válvula de expansión 552, después de lo cual el producto en dos fases resultante es introducido a un enfriador 554 de etileno de etapa baja a través del conducto 722.

Después de enfriar en los medios 544 de intercambio de calor indirecto, la corriente rica en metano es eliminada del enfriador 542 de etileno de etapa alta a través del conducto 616. Esta corriente es a continuación condensada en parte mediante refrigeración proporcionada por los medios 556 de intercambio de calor indirecto en el enfriador 554 de etileno de etapa baja, produciendo por ello una corriente de dos fases que fluye a través del conducto 618 a la columna 560 de eliminación de pesados. Como se ha indicado previamente, la corriente rica en metano en la tubería 604 fue dividida de modo que fluya a través de los conductos 606 y 608. El contenido del conducto 608, que es denominado aquí como el gas extraído, es alimentado en primer lugar al intercambiador de calor 562 en el que la corriente es enfriada a través de los medios 566 de intercambio de calor indirecto resultando por ello una corriente de gas extraída enfriada que fluye entonces a través del conducto 609 a la columna 560 de eliminación de pesados. Una corriente líquida rica en pesados que contiene una concentración significativa de hidrocarburos de C4+, tales como benceno, ciclohexano, otros componentes de hidrocarburos aromáticos, y/o de hidrocarburos más pesados, son eliminados instantáneamente a través de la columna 560 de eliminación de pesados a través del conducto 614, preferiblemente enfriados instantáneamente a través de un medio de control de flujo 597, preferiblemente una válvula de control que puede también funcionar como un medio de reducción de presión, y transportados al intercambiador de calor 562 a través del conducto 617. Preferiblemente, la corriente enfriada instantáneamente a través del medio de control de flujo 597 es enfriada instantáneamente a una presión aproximada o mayor que la presión en el orificio de entrada de etapa alta al compresor de metano 583. La formación de vapor por caída brusca de presión también imparte una mayor capacidad de enfriamiento a la corriente. En el intercambiador de calor 562, la corriente entregada por el conducto 617 proporciona capacidades de enfriamiento a través de medios 564 de intercambio de calor indirecto y sale del intercambiador de calor 562 a través del conducto 619. En la columna 560 de

eliminación de pesados, la corriente de dos fases introducida a través del conducto 618 es puesta en contacto con la corriente de gas extraída enfriada introducida a través del conducto 609 a contracorriente produciendo por ello una corriente de vapor empobrecida en pesados a través del conducto 620 y una corriente de líquido rica en pesados a través del conducto 614.

5 La corriente rica en pesados en el conducto 619 es separada subsiguientemente en partes de líquido y vapor o preferiblemente es enfriada instantáneamente o fraccionada en el recipiente 567. En cualquier caso, una corriente líquida rica en pesados es producida a través del conducto 623 y una segunda corriente de vapor rico en metano es producida a través del conducto 621. En la realización preferida, que está ilustrada en la fig. 10, la corriente en el conducto 621 es combinada subsiguientemente con una segunda corriente entregada a través del conducto 628, y la corriente combinada
10 alimentada al orificio de entrada de etapa alta del compresor de metano 583.

Como se ha indicado previamente, el gas en el conducto 654 es alimentado al economizador principal 574 de metano en el que la corriente es enfriada a través de los medios 598 de intercambio de calor indirecto. La corriente reciclada o refrigerante de metano comprimida enfriada resultante en el conducto 658 es combinada en la realización preferida con la corriente de vapor empobrecida en pesados procedente de la columna 560 de eliminación de pesados, entregada a través
15 del conducto 620, y alimentada a un enfriador 568 de etileno de baja etapa. En el enfriador 568 de etileno de baja etapa, esta corriente es enfriada y condensada a través de medios 570 de intercambio de calor indirecto con el efluente líquido procedente del enfriador 554 de etileno de baja etapa es encaminada al condensador 568 de etileno a través del conducto 726. El producto rico en metano condensado procedente del condensador 568 es producido a través del conducto 622. El vapor procedente del enfriador 554 de etileno, extraído a través del conducto 724, y el condensador 568 de etileno,
20 extraído a través del conducto 728, son combinados y encaminados, a través del conducto 730, al economizador 534 de etileno en el que los vapores funcionan como un refrigerante a través de los medios 558 de intercambio de calor indirecto. La corriente es a continuación encaminada a través del conducto 732 desde el economizador 534 de etileno a la entrada de etapa baja del compresor de etileno 548.

Como se ha indicado en la fig. 10, el efluente del compresor procedente del vapor introducido a través del lado de la etapa baja del compresor 548 de etileno es retirado a través del conducto 734, enfriado a través del enfriador 571 entre etapas y devuelto al compresor 548 a través del conducto 736 para inyección con la corriente de etapa alta presente en el conducto 716. Preferiblemente, las dos etapas son un único módulo aunque pueden ser cada una un módulo separado y los módulos ser acoplados mecánicamente a un accionador común. El producto de etileno comprimido procedente del compresor 548 es encaminado a un enfriador 572 aguas abajo a través del conducto 700. El producto procedente del enfriador 572 fluye a través del conducto 702 y es introducido, como se ha descrito previamente, el enfriador 502 de propano de etapa alta.
25

La corriente presurizada que soporta GNL, preferiblemente una corriente líquida en su totalidad, en el conducto 622 está preferiblemente a una temperatura del orden de desde aproximadamente $-128,9^{\circ}$ a aproximadamente $-45,6^{\circ}$ C, más preferiblemente del orden de desde aproximadamente -115° a aproximadamente $-73,3^{\circ}$ C, preferiblemente del orden de desde $-101,1^{\circ}$ C a $-87,2^{\circ}$ C. La presión de la corriente en el conducto 622 es preferiblemente del orden de desde aproximadamente 34 a aproximadamente 47,6 atm., más preferiblemente del orden de desde 37,4 a 49,3 atm.
35

La corriente en el conducto 622 es dirigida a un economizador principal 574 de metano en el que la corriente es enfriada además por el paso 576 de medios de intercambio/intercambiador de calor indirecto como se ha explicado a continuación. Se prefiere que el economizador principal 574 de metano incluya una pluralidad de pasos de intercambiador de calor que proporcionen medios para el intercambio indirecto de calor entre distintas corrientes de metano predominantemente en el economizador 574. Preferiblemente, el economizador 574 de metano comprende uno o más intercambiador de calor de placas-aletas. La corriente enfriada procedente del paso 576 de intercambiador de calor sale del economizador 574 de metano a través del conducto 624. Se prefiere que la temperatura de la corriente en el conducto 624 sea al menos de aproximadamente $-12,2^{\circ}$ C menos que la temperatura de la corriente en el conducto 622, más preferiblemente al menos de aproximadamente $-3,89^{\circ}$ C menor que la temperatura de la corriente en el conducto 622, más preferiblemente al menos de aproximadamente $-31,6^{\circ}$ C menor que la temperatura de la corriente en el conducto 622. Más preferiblemente, la temperatura de la corriente en el conducto 624 es del orden de desde aproximadamente $-93,3^{\circ}$ a aproximadamente $-71,1^{\circ}$ C. La presión de la corriente en el conducto 624 es reducida a continuación por medio de reducción de presión, ilustrado como válvula de expansión 578, que evapora o enfría instantáneamente una parte de la corriente de gas generando por ello una corriente de dos fases. La corriente de dos fases procedente de la válvula de expansión 578 es a continuación hecha pasar a un tambor 580 de formación de vapor por caída brusca de presión de metano de etapa alta donde es separada en una corriente de gas "flash" descargada a través del conducto 626 y una corriente en fase líquida (es decir corriente presurizada que soporta GNL) descargada a través del conducto 630. La corriente de gas "flash" es entonces transferida al economizador principal 574 de metano a través del conducto 626 en el que la corriente funciona como un refrigerante en el paso 582 de intercambiador de calor y ayuda en el enfriamiento de la corriente en el paso 576 del intercambiador de calor. Así, la corriente predominantemente de metano en el paso 562 de intercambiador de calor es calentada, al menos en parte, por intercambio de calor indirecto con la corriente de metano predominantemente en el paso 576 del intercambiador de calor. La corriente calentada sale del paso 582 de intercambiador de calor y del
40
45
50
55

economizador 574 de metano a través del conducto 628. Se prefiere que la temperatura de la corriente calentada de metano predominantemente que sale del paso 582 del intercambiador de calor a través del conducto 628 sea al menos aproximadamente $-12,2^{\circ}\text{C}$ mayor que la temperatura de la corriente en el conducto 624, más preferiblemente al menos aproximadamente $-3,89^{\circ}\text{C}$ mayor que la temperatura de la corriente en el conducto 624. La temperatura de la corriente que sale del paso 582 del intercambiador de calor a través del conducto 628 es preferiblemente más caliente que aproximadamente $-45,6^{\circ}\text{C}$, más preferiblemente más caliente que aproximadamente $-17,7^{\circ}\text{C}$, aún más preferiblemente más caliente que aproximadamente $-3,89^{\circ}\text{C}$, y más preferiblemente aún del orden de desde $4,4^{\circ}\text{C}$ a $37,7^{\circ}\text{C}$.

La corriente en fase líquida que sale del tambor 580 de formación de vapor por caída brusca de presión de etapa alta a través del conducto 630 es hecha pasar a través de un segundo economizador 587 de metano en el que el líquido es además enfriado por vapores "flash" aguas abajo a través de los medios 588 de intercambio de calor indirecto. El líquido enfriado sale del segundo economizador 587 de metano a través del conducto 632 y es expandido o enfriado instantáneamente por medios de reducción de presión, ilustrados como la válvula de expansión 591, para reducir más la presión y, al mismo tiempo, vaporizar una segunda parte del mismo. Esta corriente de dos fases es a continuación hecha pasar a un tambor 592 de formación de vapor por caída brusca de presión de metano de etapa intermedia en el que la corriente es separada en una fase gaseosa que pasa a través del conducto 636 y una fase líquida que pasa a través del conducto 634. La fase gaseosa fluye a través del conducto 636 al segundo economizador 587 de metano en el que el vapor enfría el líquido introducido al economizador 587 a través del conducto 630 a través del medio 589 de intercambio de calor indirecto. El conducto 638 sirve como conducto de flujo entre los medios 589 de intercambio de calor indirecto en el segundo economizador 587 de metano y el paso 595 del intercambiador de calor en el economizador principal 574 de metano. La corriente de vapor calentada procedente del paso 595 del intercambiador de calor sale del economizador principal 574 de metano a través del conducto 640 y es conducida a la entrada de etapa intermedia del compresor 583 de metano.

La corriente en fase líquida que sale del tambor 592 de formación de vapor por caída brusca de presión de etapa intermedia a través del conducto 634 es reducida de presión adicionalmente por el paso a través de un medio de reducción de presión, ilustrado como una válvula de expansión 593. De nuevo, una tercera parte del gas licuado es evaporada o enfriada instantáneamente. La corriente de dos fases procedente de la válvula de expansión 593 es hecha pasar a un tambor 594 de formación de vapor por caída brusca de presión de etapa baja. En el tambor 594 de formación de vapor por caída brusca de presión, una fase de vapor es separada y hecha pasar a través del conducto 644 al segundo economizador 587 de metano en el que el vapor funciona como un refrigerante a través de los medios 590 de intercambio de calor indirecto, sale del segundo economizador 587 de metano a través del conducto 646, que está conectado al primer economizador 574 de metano en el que el vapor funciona como un refrigerante a través del paso 596 del intercambiador de calor. La corriente de vapor calentado procedente del paso 596 del intercambiador de calor sale del economizador principal 574 de metano a través del conducto 648 y es conducida a la entrada de etapa baja del compresor 583.

El producto de gas natural licuado procedente del tambor 594 de formación de vapor por caída brusca de presión de etapa baja, que está a una presión aproximadamente atmosférica, es hecho pasar a través del conducto 642 a un depósito 599 de almacenamiento de GNL. De acuerdo con la práctica convencional, el gas natural licuado en el depósito de almacenamiento 599 puede ser transportado a una ubicación deseada (típicamente mediante un buque cisterna de GNL transoceánico). El GNL puede ser entonces vaporizado en una terminal de GNL en la costa para su transporte en estado gaseoso a través de tuberías de gas natural convencionales.

Como se ha mostrado en la fig. 10, las etapas alta, intermedia y baja del compresor 583 están preferiblemente combinadas como una sola unidad. Sin embargo, cada etapa puede existir como una unidad separada en que las unidades son acopladas juntas mecánicamente para ser accionadas por un único accionador. El gas comprimido procedente de la sección de etapa baja pasa a través de un refrigerador 585 entre etapas y es combinado con el gas a presión intermedia en el conducto 640 antes de la segunda etapa de compresión. El gas comprimido procedente de la etapa intermedia del compresor 583 es hecho pasar a través de un refrigerador 584 entre etapas y es combinado con el gas a alta presión proporcionado a través de los conductos 621 y 628 antes de la tercera etapa de compresión. El gas comprimido (es decir, corriente de gas de ciclo de metano abierto comprimido) es descargado desde el compresor de metano de etapa alta a través del conducto 650, es enfriado en el refrigerador 586, y es encaminado al enfriador 502 de propano de alta presión a través del conducto 652 como se ha descrito previamente. La corriente es refrigerada en el enfriador 502 a través de medios 504 de intercambio de calor indirecto y fluye al economizador principal 574 de metano a través del conducto 654. La corriente de gas de ciclo de metano abierto comprimido procedente del enfriador 502 que entra al economizador principal 574 de metano sufre refrigeración en su totalidad mediante flujo a través de medios 598 de intercambio de calor indirecto. Esta corriente enfriada es a continuación retirada a través del conducto 658 y combinada con la corriente alimentada de gas natural tratado aguas arriba de la primera etapa de refrigeración con etileno.

La instalación de GNL ilustrada en la fig. 10 incluye preferiblemente una caja fría 598 de etileno (representada con líneas de trazos). Como se ha utilizado aquí el término "caja fría" indicará un recinto aislado que aloja una pluralidad de

componentes dentro del cual es tratada una corriente de fluido relativamente frío. Como es usado aquí, el término "caja fría de etileno" indicará una caja fría dentro de la cual se emplean corrientes de refrigerante de etileno predominantemente para enfriar una corriente de gas natural.

5 Como se ha mostrado esquemáticamente en las figs. 10-12, la caja fría de etileno 598 aloja preferiblemente un economizador 534 de etileno, un enfriador 542 de etileno de etapa alta, un enfriador 554 de etileno de etapa baja, un condensador 568 de etileno, y distintos conductos y válvulas asociados con el ciclo de refrigeración de etileno. Las figs. 11 y 12 ilustran que los enfriadores 542, 554 y el condensador 568 pueden ser intercambiadores de calor "core-in-kettle" verticales que tienen una configuración descrita anteriormente con referencia a las figs. 1-9. Emplear intercambiadores de calor verticales en la caja fría 598 permite que la caja fría 598 tenga un espacio de planta menor. Además, los intercambiadores de calor "core-in-kettle" verticales pueden proporcionar las eficiencias de transferencia de calor mejorada descritas anteriormente.

10 Como se ha mostrado en las figs. 11 y 12, la caja fría de etileno 598 incluye preferiblemente una entrada 900 de gas de purga y una salida 902 de gas de purga. Con el fin de asegurar que no se acumula agua en la caja fría de etileno 598, un gas de purga sustancialmente libre de hidrocarburos es introducido de forma continua a través de la entrada 900 a la caja fría de etileno 598. El gas de purga fluye a través del interior de la caja fría 598 y sale de la caja fría 598 a través de la salida 902. El gas de purga que sale de la caja fría 598 a través de la salida 902 es llevado a un analizador de hidrocarburos 904. El analizador de hidrocarburos 904 puede ser utilizado para detectar la presencia de hidrocarburos en el gas de purga. Si el analizador 904 detecta una concentración de hidrocarburos inusualmente elevada en el gas de purga, esto indica una fuga de hidrocarburos dentro de la caja fría de etileno 598.

15 Aunque solo se ha ilustrado una caja fría (es decir la caja fría de etileno 598) en la instalación de GNL de la fig. 10, la instalación de GNL puede emplear otras cajas frías que alojen intercambiadores de calor "core-in-kettle" verticales. Por ejemplo, distintos componentes del ciclo de refrigeración de metano pueden ser dispuestos en una caja fría de metano. Además, aunque las figs. 10-12 solo ilustran que los enfriadores/condensadores de etileno 542, 554, 568 son intercambiadores de calor "core-in-kettle" verticales, la instalación de GNL del invento de la fig. 10 puede emplear intercambiadores de calor "core-in-kettle" verticales en una variedad de otras ubicaciones en las que se requiera transferencia de calor indirecta. Por ejemplo, uno o más de los enfriadores de propano 502, 522, 528 pueden emplear un intercambiador de calor vertical que tiene la configuración descrita anteriormente con referencia a las figs. 1-9.

20 En una realización del presente invento, el sistema de producción de GNL ilustrado en la fig. 10 es simulado en un ordenador utilizando software de simulación de proceso convencional. Ejemplos de software de simulación adecuado incluyen HYSYS™ de Hyprotech, Aspen Plus® de Aspen Technology, Inc., y PRO/II® de Simulation Sciences Inc.

25 Las formas preferidas del invento descritas anteriormente han de ser utilizadas como ilustración solamente, y no deben ser utilizadas en sentido limitativo para interpretar el marco del presente invento. Podrían ser hechas fácilmente modificaciones obvias a las realizaciones ejemplares, descritas anteriormente, por expertos en la técnica sin salir del marco del presente invento, como ha sido definido por las reivindicaciones.

35

REIVINDICACIONES

1. Un método para transferir calor desde un fluido refrigerado a un refrigerante, comprendiendo dicho método:

(a) proporcionar un intercambiador de calor (10) que comprende:

5 una carcasa o envolvente que define un volumen interno, teniendo dicho volumen interno una altura máxima (H) y una anchura máxima (W), teniendo dicho volumen interno una relación H/W mayor que 1; y

al menos un núcleo (14) de placas-aletas dispuesto en el volumen interno, estando espaciado dicho núcleo (18) de la parte superior y costados de la carcasa,

10 comprendiendo dicha carcasa una pared lateral (16) sustancialmente cilíndrica, un cabezal de extremidad normalmente superior (18), y un cabezal de extremidad normalmente inferior (20), estando dispuestos dichos cabezales de extremidad superior e inferior en extremos generalmente opuestos de la pared lateral,

definiendo dicha pared lateral una entrada de fluido (26) para recibir un fluido del lado de la carcasa al volumen interno,

definiendo dicho cabezal de extremidad normalmente superior una salida de vapor (28) para descargar fluido en fase gaseosa del lado de la envolvente procedente del volumen interno,

15 definiendo dicho cabezal de extremidad normalmente inferior una salida de líquido (30) para descargar el fluido en fase líquida del lado de la envolvente procedente del volumen interno;

(b) introducir el refrigerante en dicho volumen interno definido dentro de dicha carcasa;

(c) introducir el fluido enfriado a dicho núcleo de placas-aletas dispuesto dentro de dicho volumen interno de dicha carcasa; y

20 (d) transferir calor desde el fluido enfriado en dicho núcleo al refrigerante en dicha carcasa mediante intercambio de calor indirecto, incluyendo la vaporización de al menos una parte de dicho refrigerante, causando un efecto de termosifón en el núcleo; y

(e) mantener el nivel de refrigerante en fase líquida en dicha carcasa en una elevación o cota tal que el núcleo está parcialmente sumergido, estando al menos el 50% de la altura del núcleo sumergido en el refrigerante en fase líquida;

25 definiendo dicho núcleo una pluralidad de pasos (B) del lado del núcleo y una pluralidad de pasos (A) del lado de la carcasa, estando dichos pasos del lado del núcleo y del lado de la carcasa aislados hidráulicamente unos de otros, presentando dichos pasos (A) del lado de la carcasa una entrada normalmente inferior y una salida normalmente superior, extendiéndose dichos pasos (A) del lado de la carcasa desde la entrada normalmente inferior a la salida normalmente superior, y en que el espacio entre la parte inferior del núcleo y la parte inferior del volumen interno está previsto con el fin
30 de asegurar la disponibilidad apropiada del fluido líquido del lado de la carcasa a las entradas normalmente inferiores de los pasos del lado de la carcasa.

2. El método según la reivindicación 1, siendo dicha relación de altura a anchura al menos de aproximadamente 1,25.

35 3. El método según la reivindicación 1, incluyendo la operación (e) mantener el nivel de refrigerante en fase líquida en la carcasa a una elevación o cota en la que el 75-95% de la altura del núcleo está sumergido en el refrigerante en fase líquida.

4. El método según la reivindicación 3, incluyendo la operación (b) introducir dicho refrigerante en el volumen interno en una posición por encima del nivel de refrigerante en fase líquida en la carcasa.

5. El método según la reivindicación 1; y

(f) retirar un refrigerante en fase gaseosa desde una salida superior de la carcasa; y

40 (g) retirar un refrigerante en fase líquida desde una salida inferior de la carcasa.

6. Un método según la reivindicación 1 para producir gas natural licuado,

siendo dicho fluido enfriado una corriente de gas natural,

comprendiendo dicho refrigerante propano o etileno predominantemente.

7. El método según la reivindicación 1,

estando dicho núcleo separado de la parte superior y de la parte inferior de dicho volumen interno por al menos 0,2H, opcionalmente al menos 0,3H.

8. El método según la reivindicación 1,
teniendo dicho núcleo una altura máxima (h),
5 teniendo dicho núcleo y carcasa una relación h/H de menos de 0,75.
9. El método según la reivindicación 8,
siendo dicha relación h/H de 0,25 - 0,5.
10. El método según la reivindicación 1,
teniendo dicho núcleo una anchura mínima (w),
10 teniendo dicho núcleo y carcasa una relación w/W menor de 0,95.
11. El método según la reivindicación 1,
extendiéndose dicha pared lateral a lo largo de un eje central de la pared lateral,
proporcionando dicho núcleo medios de intercambio de calor a contracorriente entre dos fluidos que fluyen
sustancialmente paralelos a la dirección de extensión del eje central de la pared lateral.
- 15 12. El método según la reivindicación 1,
extendiéndose dichos pasos del lado de núcleo y del lado de la carcasa sustancialmente paralelos a la dirección de
extensión del eje de la pared lateral.

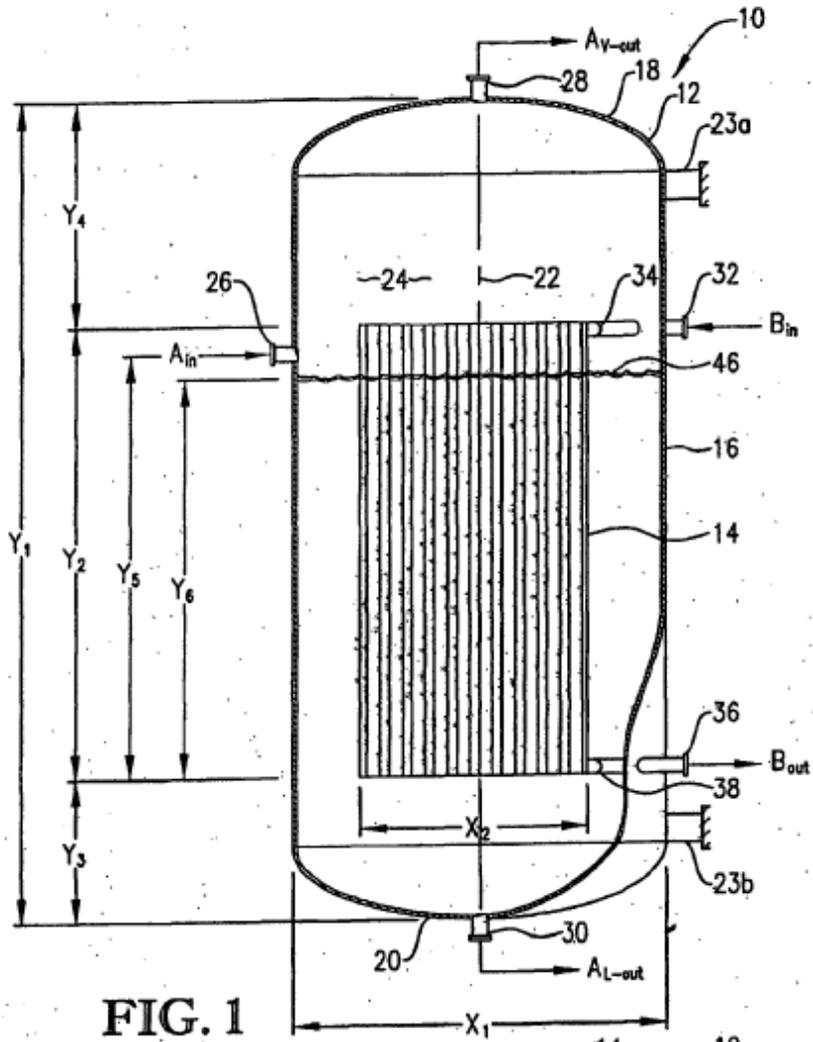


FIG. 1

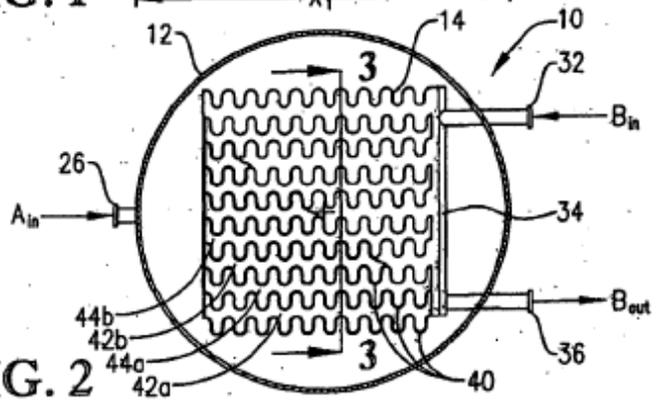


FIG. 2

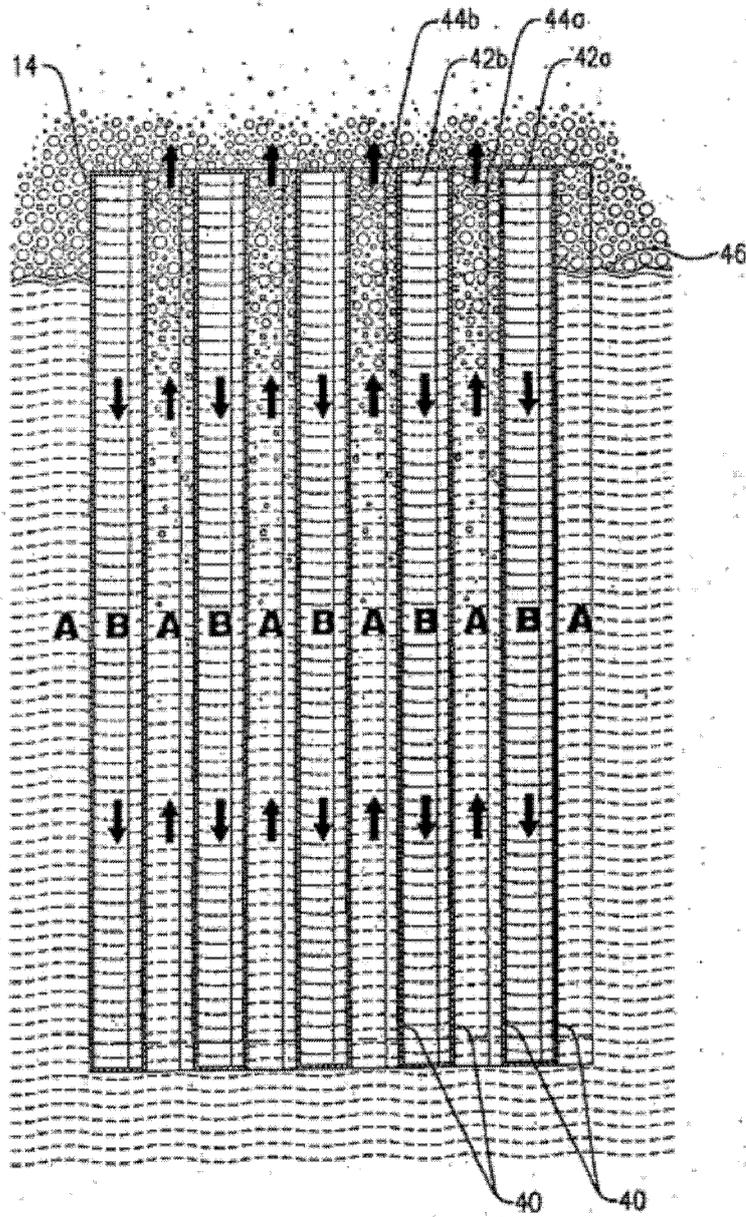


FIG. 3

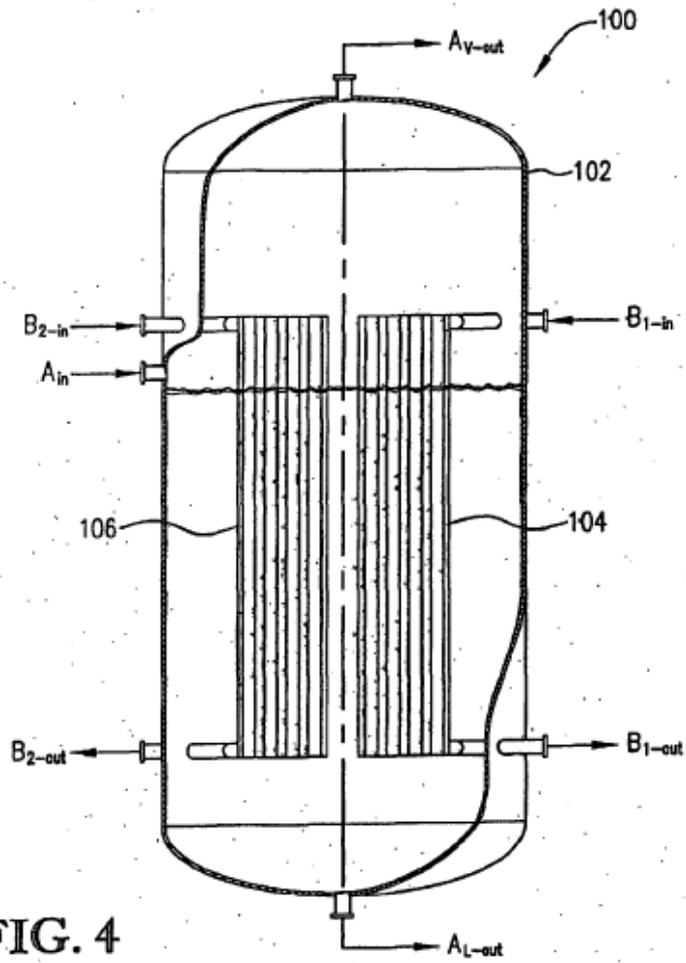


FIG. 4

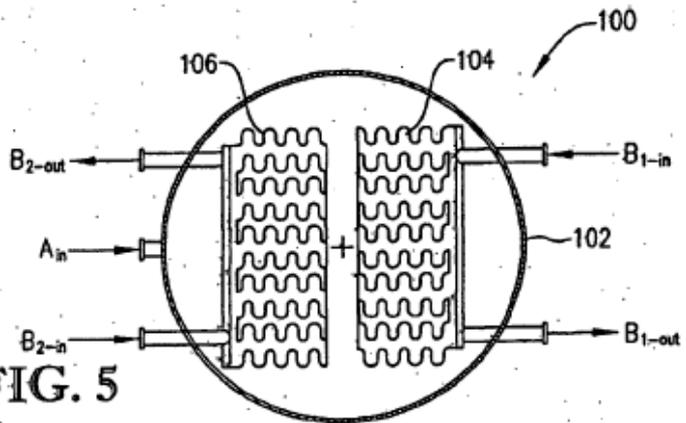


FIG. 5

+

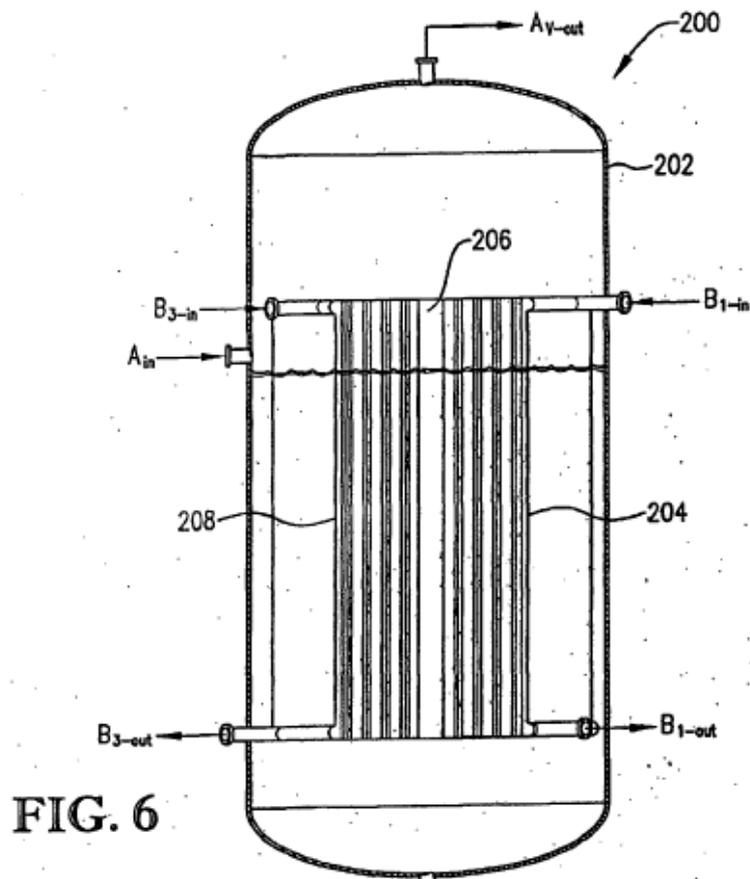


FIG. 6

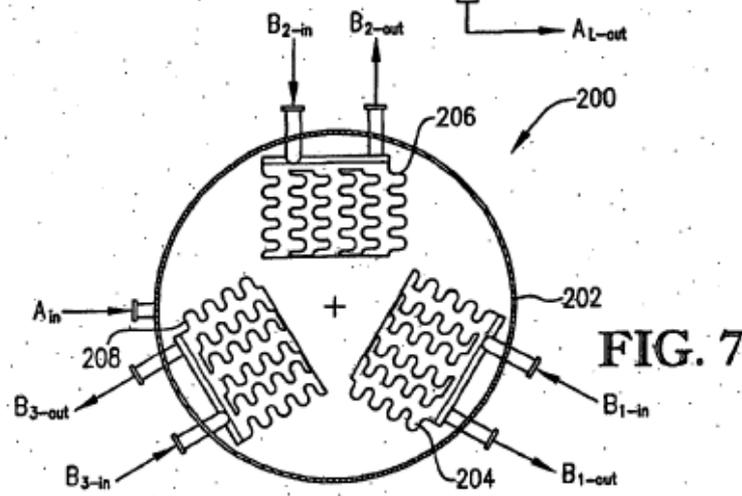


FIG. 7

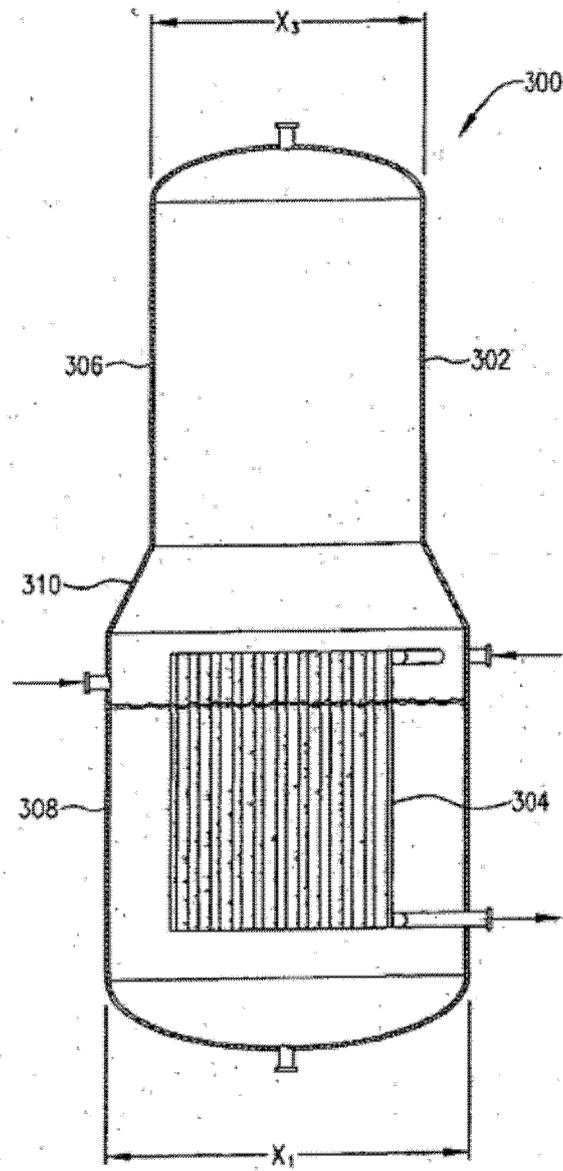


FIG. 8

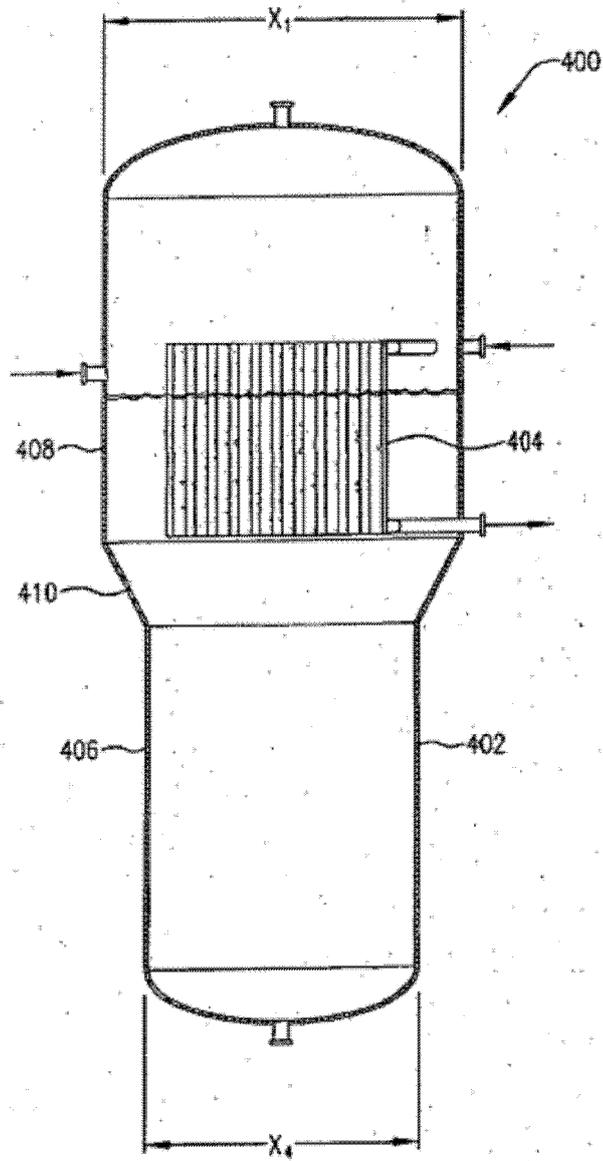


FIG. 9

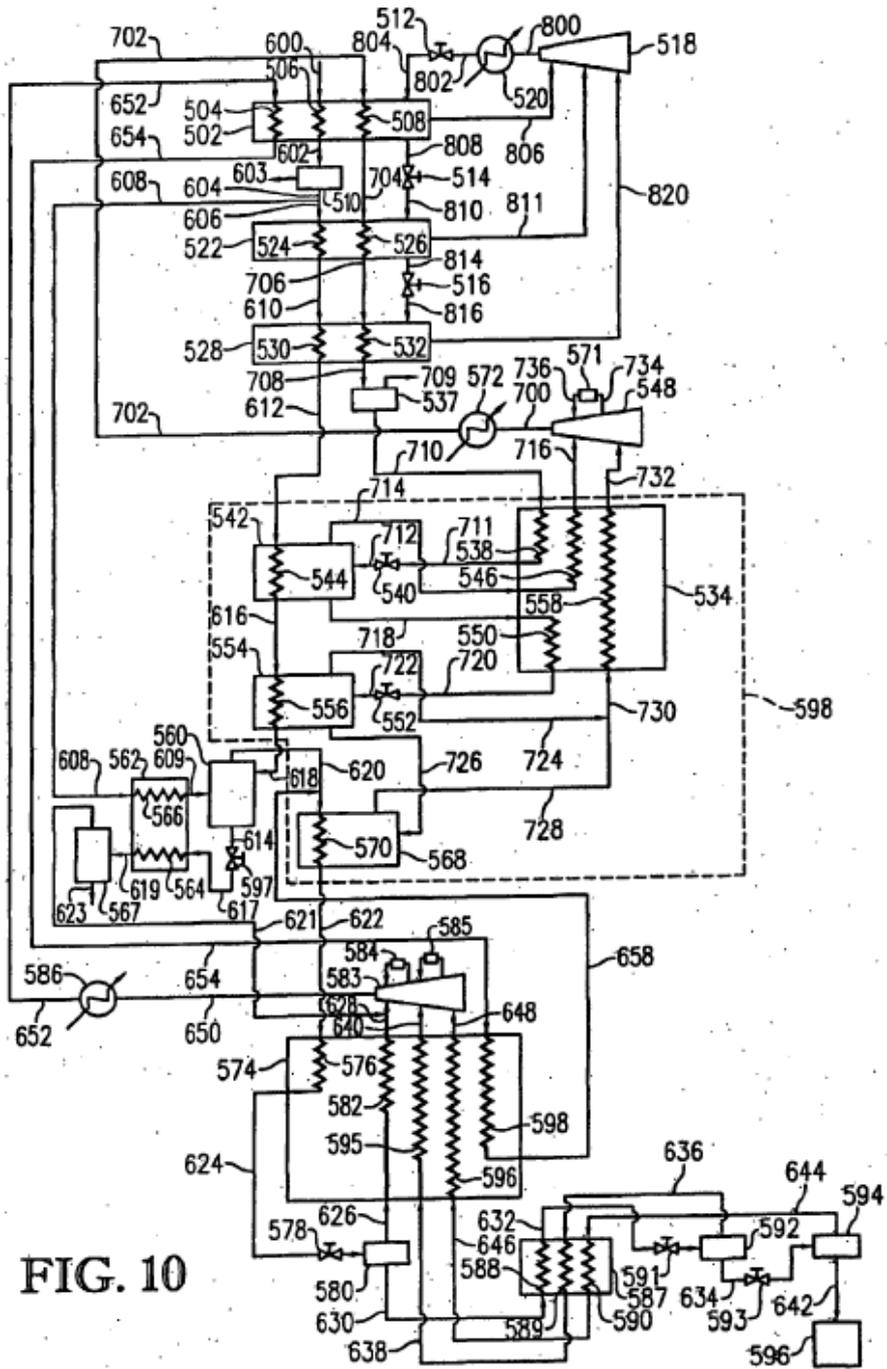


FIG. 10

