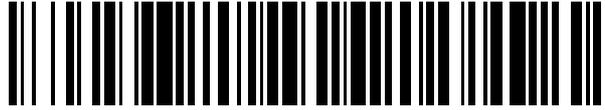


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 699 472**

51 Int. Cl.:

F25J 1/02 (2006.01)

F25J 1/00 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **04.03.2011 PCT/US2011/027162**

87 Fecha y número de publicación internacional: **22.09.2011 WO11115760**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **04.03.2011 E 11756720 (6)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **29.08.2018 EP 2547972**

54 Título: **Sistema y método de refrigerante mixto de enfriamiento previo integrado**

30 Prioridad:

17.03.2010 US 726142

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

11.02.2019

73 Titular/es:

**CHART ENERGY & CHEMICALS, INC. (100.0%)
3055 Torrington Drive
Ball Ground GA 30107, US**

72 Inventor/es:

**GUSHANAS, TIM;
DUCOTE, DOUG, DOUGLAS, JR. y
PODOLSKI, JAMES**

74 Agente/Representante:

VALLEJO LÓPEZ, Juan Pedro

ES 2 699 472 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

Sistema y método de refrigerante mixto de enfriamiento previo integrado

5 **Campo de la invención**

La presente invención se refiere en general a procesos y sistemas para la refrigeración o la licuefacción de gases y, más particularmente, a un sistema de refrigerante mixto y método mejorados para la refrigeración o licuefacción de gases.

10

Antecedentes

El gas natural, que es principalmente metano y otros gases, se licuan a presión para su almacenamiento y transporte. La reducción de volumen que resulta de la licuefacción permite la utilización de contenedores de diseño más práctico y económico. La licuefacción se realiza por lo general enfriando el gas a través del intercambio de calor indirecto con uno o más ciclos de refrigeración. Tales ciclos de refrigeración son costosos tanto en términos de costos del equipo como de operación debido a la complejidad del equipo requerido y a la eficacia requerida de rendimiento del refrigerante. Existe la necesidad, por lo tanto, de sistemas de refrigeración y licuefacción de gas que tengan una eficacia de refrigeración mejorada y reducción de costes operativos con complejidad reducida.

20

La licuefacción de gas natural requiere el enfriamiento de la corriente de gas natural de aproximadamente -160 °C a -170 °C y dejar enfriar después la presión a aproximadamente la ambiente. La Figura 1 muestra las típicas curvas de temperatura - entalpía para el metano a una presión de 60 bar, metano a 35 bar de presión y una mezcla de metano y etano a 35 bar de presión. Existen regiones con curvas en forma de S. Por encima de aproximadamente -75 °C, el gas se des-sobrecalienta y por debajo de aproximadamente -90 °C, el líquido se sub-enfría. La región relativamente plana en el medio es donde el gas se condensa en líquido. Puesto que la curva de 60 bar está por encima de la presión crítica, solo hay una fase presente; pero su calor específico es grande cerca de la temperatura crítica, y la curva de enfriamiento es similar a las curvas de presión más bajas. La curva que contiene el 5 % de etano muestra el efecto de las impurezas que redondean los puntos de rocío y burbuja.

30

Un proceso de refrigeración es necesario para suministrar el enfriamiento para la licuefacción de gas natural, y los procesos más eficaces tendrán curvas de calentamiento que se aproximan estrechamente a las curvas de enfriamiento de la Figura 1 dentro de unos pocos grados a lo largo de todo su intervalo. Sin embargo, debido a la forma en forma de S de las curvas de enfriamiento y al gran intervalo de temperatura, un proceso de refrigeración de este tipo es difícil diseñar. Debido a sus curvas de vaporización planas, los procesos refrigerantes de componentes puros funcionan mejor en la región de dos fases, pero, debido a sus curvas de vaporización en pendiente, los procesos de refrigerante de componentes múltiples son más apropiados para las regiones de des-sobrecalentamiento y sub-enfriamiento. Ambos tipos de procesos, e híbridos de los dos, se han desarrollado dispositivos para la licuefacción de gas natural.

40

Ciclos de componentes puros de múltiples niveles, en cascada se han utilizado inicialmente con refrigerantes tales como propileno, etileno, metano, y nitrógeno. Con suficientes niveles, tales ciclos pueden generar una curva de calentamiento neto que se aproxima a las curvas de enfriamiento que se muestran en la Figura 1. Sin embargo, la complejidad mecánica se vuelve abrumadora puesto que se requieren trenes de compresión adicionales a medida que aumenta el número de niveles. Tales procesos son también termodinámicamente ineficaces debido a que los refrigerantes de componentes puros se vaporizan a temperatura constante en lugar de seguir la curva de enfriamiento de gas natural y la válvula de refrigeración cambia irreversiblemente el líquido en vapor. Por estas razones, los procesos mejorados se han buscado con el fin de reducir el coste de capital, reducir el consumo energético y mejorar la operabilidad.

50

La Patente de Estados Unidos n°. 5.746,066 de Manley describe un proceso de refrigerante mixto en cascada, de múltiples niveles como se aplica a las demandas de refrigeración similares para la recuperación de etileno que elimina las ineficacias termodinámicas del proceso de componentes puros en cascada, de múltiples niveles. Esto se debe a que los refrigerantes se vaporizan a temperaturas en aumento siguiendo la curva de enfriamiento de gas y el refrigerante líquido se sub-enfría antes de cambiar de estado reduciendo así la irreversibilidad termodinámica. Además, la complejidad mecánica es algo menor debido a que solo dos ciclos de refrigerante diferentes se requieren en lugar de los tres o cuatro requeridos para los procesos de refrigerante puros. Las Patentes de Estados Unidos n°. 4.525.185 de Newton; 4.545.795 de Liu *et al.*; 4.689.063 de Paradowski *et al.* y 6.041.619 de Fischer *et al.* muestran todas variaciones sobre este tema aplicadas a la licuefacción de gas natural como lo hacen las Solicitudes de Patente con Publicación n°. 2007/0227185 de Stone *et al.* y 2007/283788 de Hulsey *et al.*

60

El proceso de refrigerante mixto en cascada, de múltiples niveles es el más eficaz conocido, pero un proceso más simple, eficaz que se puede operar más fácilmente es deseable para la mayoría de las plantas.

65

La Patente de Estados Unidos n°. 4.033.735 de Swenson describe un único proceso de refrigerante mixto que requiere solo un compresor para el proceso de refrigeración y que reduce aún más la complejidad mecánica. Sin

embargo, por principalmente dos razones, el proceso consume un poco más de potencia que el proceso de refrigerante mixto en cascada, de múltiples niveles descrito anteriormente.

En primer lugar, es difícil, si no imposible, encontrar una única composición de refrigerante mixto que genere una curva de calentamiento neta siguiendo de cerca las curvas de enfriamiento de gas natural convencionales mostradas en la Figura 1. Una refrigerante de este tipo debe estar constituido a partir de una gama de componentes de punto de ebullición relativamente altos y bajos, y sus temperaturas de ebullición están termodinámicamente limitadas por el equilibrio de fases. Además, los componentes de ebullición más altos se limitan debido a que no deben congelarse a las temperaturas más bajas. Por estas razones, diferencias de temperatura relativamente grandes se producen necesariamente en varios puntos en el proceso de enfriamiento. La Figura 2 muestra las curvas de calentamiento y enfriamiento compuestas convencionales para el proceso de la patente '735 de Swenson.

En segundo lugar, para el proceso de refrigerante mixto único, todos los componentes en el refrigerante se llevan al nivel de temperatura más bajo a pesar de que los componentes de mayor punto de ebullición solo proporcionan refrigeración en el extremo más caliente de la porción refrigerada del proceso. Esto requiere energía para enfriar y calentar estos componentes que son "inertes" a las temperaturas más bajas. Este no es el caso, ya sea con el proceso de refrigeración de componentes puro en cascada, de múltiples niveles o el proceso de refrigerante mixto en cascada, de múltiples niveles.

Para mitigar esta segunda ineficacia y abordar también la primera, se han desarrollado numerosas soluciones que separan una fracción más pesada de un único refrigerante mixto, utilizan la fracción más pesada a los más altos niveles de temperatura de refrigeración, y la recombinan después con la fracción más ligera para su compresión posterior. La Patente de Estados Unidos nº. 2.041.725 de Podbielniak describe una forma de hacer esto que incorpora diversas etapas de separación de fases por debajo de la temperatura ambiente. Las Patentes de Estados Unidos nº. 3.364.685 de Perret; 4.057.972 de Sarsten, 4.274.849 de Garner *et al.*; 4.901.533 de Fan *et al.*; 5.644.931 de Ueno *et al.*; 5.813.250 de Ueno *et al.*; 6.065.305 de Arman *et al.*; 6.347.531 de Roberts *et al.* y la Publicación de Solicitud de Patente Estados Unidos 2009/0205366 de Schmidt muestran también variaciones sobre este tema. Cuando se han diseñado cuidadosamente pueden mejorar la eficacia energética a pesar de que la recombinación de corrientes que no están en equilibrio es termodinámicamente ineficaz. Esto se debe a que las fracciones ligeras y pesadas se separan a alta presión y se recombinan después a baja presión de modo que puedan comprimirse entre sí en el único compresor. Siempre que las corrientes se separen en el equilibrio, se procesen por separado y se recombinen después en condiciones de no equilibrio, se produce una pérdida termodinámica que en última instancia aumenta el consumo energético. Por lo tanto el número de tales separaciones debe minimizarse. Todos estos procesos utilizan un equilibrio vapor/líquido simple en varios lugares en el proceso de refrigeración para separar una fracción más pesada de una más ligera.

Sin embargo, la separación en equilibrio vapor/líquido de una etapa simple no concentra las fracciones tanto como se puede realizar utilizando múltiples etapas en equilibrio con reflujo. Una mayor concentración permite una mayor precisión en el aislamiento de una composición que proporcionará refrigeración sobre un intervalo específico de temperaturas. Esto mejora la capacidad de proceso a seguir las curvas de enfriamiento en forma de S en la Figura 1. Las Patentes de Estados Unidos nº. 4.586.942 de Gauthier y 6.334.334 de Stockmann *et al.* describen cómo el fraccionamiento se puede emplear en el tren compresor ambiente superior para concentrar además las fracciones separadas utilizadas para la refrigeración en diferentes zonas de temperatura y, por lo tanto, mejorar la eficacia global del proceso termodinámico. Una segunda razón para la concentración de las fracciones y la reducción de su intervalo de temperatura de vaporización es asegurarse de que se vaporizan completamente cuando salen de la parte refrigerada del proceso. Este utiliza al máximo el calor latente del refrigerante y evita el arrastre de líquidos en los compresores aguas abajo. Por esta misma razón los líquidos de fracción pesada se re-inyectan normalmente en la fracción más ligera del refrigerante como parte del proceso. El fraccionamiento de las fracciones pesadas reduce intermitente la conversión tras la re-inyección y mejora la distribución mecánica de los fluidos de dos fases.

Como se ilustra en la Solicitud de Patente de Estados Unidos con Publicación nº. 2007/0227185 de Stone *et al.*, se conoce eliminar las corrientes de refrigeración parcialmente vaporizadas de la porción refrigerada del proceso. Stone *et al.* hace esto por razones mecánicas (no termodinámicas) y en el contexto de un proceso de refrigerante mixto en cascada, de múltiples niveles que requiere dos refrigerantes separados, mixtos. Además, las corrientes de refrigeración parcialmente vaporizadas se vaporizan completamente tras la recombinación con sus fracciones de vapor previamente separadas inmediatamente antes de la compresión. El documento DE19612173C1 se refiere a un método para licuar una corriente de alimentación rica en hidrocarburos, como el gas natural. Una mejora de la capacidad de licuefacción específica se logra mediante el método descrito al expandir una corriente parcial de la corriente de refrigerante a la presión más baja existente dentro del ciclo de refrigeración, y una corriente parcial de la corriente de refrigerante a una presión intermedia que se alimenta después al ciclo de compresión en la etapa intermedia o una de las etapas intermedias o después de la etapa final.

Breve descripción de los dibujos

la Figura 1 es una representación gráfica de las curvas de temperatura - entalpía para el metano a presiones de 35 bar y 60 bar y una mezcla de metano y etano a una presión de 35 bar;

la Figura 2 es una representación gráfica de las curvas de calentamiento y enfriamiento compuestas para un proceso y sistema de la técnica anterior;

la Figura 3 es un diagrama de flujo de proceso y que ilustra esquemáticamente una realización del proceso y sistema de la invención;

la Figura 4 es una representación gráfica de las curvas de calentamiento y enfriamiento compuestas para el proceso y sistema de la Figura 3

la Figura 5 es un diagrama de flujo de proceso y que ilustra esquemáticamente una segunda realización del procedimiento y sistema de la invención;

la Figura 6 es un diagrama de flujo de proceso y que ilustra esquemáticamente una tercera realización del proceso y sistema de la invención;

la Figura 7 es un diagrama de flujo de proceso y que ilustra esquemáticamente una cuarta realización del proceso y sistema de la invención;

la Figura 8 es una representación gráfica que proporciona vistas ampliadas de las porciones de extremo calientes de las curvas de calentamiento y enfriamiento compuestas de las Figuras 2 y 4.

Descripción detallada de las realizaciones

De acuerdo con la invención, y como se explica en mayor detalle a continuación una separación en equilibrio simple de una fracción pesada es suficiente para mejorar significativamente la eficacia del proceso de refrigerante mixto si esa fracción pesada no se vaporiza por completo a medida que deja el intercambiador de calor primario del proceso. Esto significa que algo del refrigerante líquido estará presente en la aspiración del compresor y debe de antemano separarse y bombearse a una presión más alta. Cuando el refrigerante líquido se mezcla con la fracción más ligera vaporizada del refrigerante, el gas de aspiración del compresor se enfría en gran medida y la potencia del compresor requerida se reduce aún más. La separación en equilibrio de la fracción pesada durante una etapa intermedia reduce también la carga en el segundo o compresor o compresores de una etapa superior, lo que da como resultado una mejora en la eficacia del proceso. Los componentes pesados del refrigerante se mantienen también fuera del extremo frío del proceso, lo que reduce la posibilidad de congelación del refrigerante.

Además, el uso de la fracción pesada en un circuito de refrigeración de enfriamiento previo independiente da como resultado un cierre próximo de las curvas de calentamiento/enfriamiento en el extremo caliente del intercambiador de calor, dando un uso más eficaz de la refrigeración. Esto se ilustra mejor en la Figura 8, donde las curvas de las Figuras 2 (curvas abiertas) y 4 (curvas cerradas) se representan en los mismos ejes con un intervalo de temperatura limitado a +40 °C a -40 °C.

Una mejora de los sistemas de enfriamiento de gas conocidos que utilizan un refrigerante mixto se consigue mediante un sistema de acuerdo con la reivindicación 1 y un método de acuerdo con la reivindicación 12.

Un diagrama de flujo de proceso y que ilustra esquemáticamente una realización del sistema y método de la invención se proporciona en la Figura 3. La operación de la realización se describirá a continuación con referencia a la Figura 3.

Como se ilustra en la Figura 3, el sistema incluye un intercambiador de calor de múltiples corrientes, indicado en general en 6, que tiene un extremo caliente 7 y un extremo frío 8. El intercambiador de calor recibe una corriente de alimentación de gas natural a alta presión 9 que se licúa en el paso de enfriamiento 5 a través de la eliminación de calor por medio de intercambio de calor con corrientes de refrigeración en el intercambiador de calor. Como resultado, una corriente 10 de producto de gas natural líquido se produce. El diseño de múltiples corrientes del intercambiador de calor permite la integración conveniente y de bajo consumo de varias corrientes en un solo intercambiador de calor. Los intercambiadores de calor adecuados pueden adquirirse a partir de Chart Energy & Chemicals, Inc. de The Woodlands, Texas. La placa y el intercambiador de calor de múltiples corrientes de aletas disponibles por Chart Energy & Chemicals, Inc. ofrecen la ventaja adicional de ser físicamente compactos.

El sistema de la Figura 3, incluyendo el intercambiador de calor 6, se puede configurar para realizar otras opciones de procesamiento de gas, indicado en líneas discontinuas en 13, conocidas en la técnica anterior. Estas opciones de procesamiento pueden requerir que la corriente de gas salga y entre de nuevo en el intercambiador de calor una o más veces y puede incluir, por ejemplo, la recuperación de líquidos del gas natural o el rechazo de nitrógeno. Además, aunque el sistema y método de la presente invención se describen a continuación en términos de licuefacción de gas natural, se pueden utilizar para el enfriamiento, la licuefacción y/o la transformación de gases distintos del gas natural, incluyendo, pero sin limitarse a, el aire o nitrógeno.

La eliminación de calor se logra en el intercambiador de calor utilizando un único mixto y la porción restante del sistema ilustrado en la Figura 3. Las composiciones, condiciones y flujos de refrigerante de las corrientes de la porción de refrigeración del sistema, como se describe a continuación, se presentan en la Tabla 1.

Haciendo referencia a la porción superior derecha de la Figura 3, un compresor de primera etapa 11 recibe una corriente de refrigerante de vapor a baja presión 12 y la comprime a una presión intermedia, la corriente 14 se desplaza a continuación a un enfriador posterior de primera etapa 16 donde se enfría. El enfriador posterior 16

puede ser, como ejemplo, un intercambiador de calor. La corriente de refrigerante de fase mixta a presión intermedia resultante 18 se desplaza al tambor entre etapas 22. Si bien un tambor entre etapas 22 se ilustra, dispositivos de separación alternativos se pueden utilizar, incluyendo, pero sin limitarse, otro tipo de recipiente, un separador ciclónico, una unidad de destilación, un separador de coalescencia o malla o eliminador de niebla de tipo paletas. El tambor entre etapas 22 recibe también una corriente de refrigerante líquido a presión intermedia 24 que, como se explicará en mayor detalle más adelante, se proporciona por la bomba 26. En una realización alternativa, la corriente 24 se puede combinar con la corriente 14 aguas arriba del enfriador posterior 16 o la corriente 18 aguas abajo del enfriador posterior 16.

Las corrientes 18 y 24 se combinan y se equilibran en el tambor entre etapas 22 lo que da como resultado en una corriente de vapor a presión intermedia separada 28 que sale de la salida de vapor del tambor 22 y una corriente de líquido a presión intermedia 32 que sale de la salida de líquido del tambor. La corriente de líquido a presión intermedia 32, que es caliente y de una fracción pesada, sale del lado de líquido de tambor 22 y entra en el paso de líquido de enfriamiento previo 33 del intercambiador de calor 6 y se sub-enfría por el intercambio de calor con las diversas corrientes de enfriamiento, descritas a continuación, que pasan también a través del intercambiador de calor. La corriente resultante 34 sale del intercambiador de calor y pasa por la válvula de expansión 36. Como alternativa a la válvula de expansión 36, otro tipo de dispositivo de expansión se podría utilizar, incluyendo, pero sin limitarse a, una turbina o un orificio. La corriente resultante 38 vuelve a entrar en el intercambiador de calor 6 para proporcionar refrigeración adicional a través del paso de refrigeración de enfriamiento previo 39. La corriente 42 sale del extremo caliente 7 del intercambiador de calor como una mezcla de dos fases con una fracción importante de líquido.

La corriente de vapor a presión intermedia 28 se desplaza desde la salida de vapor del tambor 22 hasta el compresor de segunda o última etapa 44 donde se comprime a una alta presión. La corriente 46 sale del compresor 44 y se desplaza a través del enfriador posterior de la segunda o última etapa 48 donde se enfría. La corriente resultante 52 contiene ambas fases vapor y líquido que están separadas en el tambor acumulador 54. Si bien un tambor acumulador 54 se ilustra, los dispositivos de separación alternativos se pueden utilizar, incluyendo, pero sin limitarse a, otro tipo de recipiente, un separador ciclónico, una unidad de destilación, un separador de coalescencia o de malla o eliminador de neblina de tipo paletas. La corriente de refrigerante de vapor a alta presión 56 sale de la salida de vapor del tambor 54 y se desplaza hacia el lado caliente del intercambiador de calor 6. La corriente de refrigerante líquido a alta presión 58 sale de la salida de líquido del tambor 54 y se desplaza también al extremo caliente del intercambiador de calor 6. Cabe señalar que el compresor de primera etapa 11 y el enfriador posterior de primera etapa 16 forman un primer ciclo de compresión y enfriamiento mientras que el compresor de última etapa 44 y el enfriador posterior de última etapa 48 forman un último ciclo de compresión y enfriamiento. También cabe señalar, sin embargo, que cada etapa del ciclo de refrigeración podría representar alternativamente múltiples compresores y/o enfriadores posteriores.

La corriente de refrigerante de vapor caliente, a alta presión 56 se enfría, se condensa y sub-enfría a medida que se desplaza a través del paso de vapor a alta presión 59 del intercambiador de calor 6. Como resultado, la corriente 62 sale del extremo frío del intercambiador de calor 6. La corriente 62 se dirige a través de la válvula de expansión 64 y vuelve a entrar en el intercambiador de calor como la corriente 66 para proporcionar refrigeración como corriente 67 que se desplaza a través del paso de refrigeración primario 65. Como alternativa a la válvula de expansión 64, otro tipo de dispositivo de expansión se podría utilizar, incluyendo, pero sin limitarse a, una turbina o un orificio.

La corriente de refrigerante de líquido caliente, a alta presión 58 entra en el intercambiador de calor 6 y se sub-enfría en el paso de líquido a alta presión 69. La corriente resultante 68 sale del intercambiador de calor y pasa a través de la válvula de expansión 72. Como alternativa a la válvula de expansión 72, otro tipo de dispositivo de expansión podría utilizarse, incluyendo, pero sin limitarse a, una turbina o un orificio. La corriente resultante 74 entra de nuevo en el intercambiador de calor 6 donde se une y se combina con la corriente 67 en el paso de refrigeración primario 65 para proporcionar refrigeración adicional como la corriente 76 y sale del extremo caliente del intercambiador de calor 6 como una corriente de vapor sobrecalentado 78.

La corriente de vapor sobrecalentado 78 y la corriente 42 que, como se ha señalado anteriormente, es una mezcla de dos fases con una fracción líquida significativa, entran en el tambor de aspiración a baja presión 82 a través de las entradas de vapor y fase mixta, respectivamente, y se combinan y equilibran en el tambor de aspiración a baja presión. Si bien se ilustra un tambor de aspiración 82, se pueden utilizar dispositivos de separación alternativos, incluyendo, pero sin limitarse a, otro tipo de recipiente, un separador ciclónico, una unidad de destilación, un separador de coalescencia o de malla u eliminador de neblina de tipo paletas, como resultado, una corriente de refrigerante de vapor a baja presión 12 sale de la salida de vapor de tambor 82. Como se ha indicado anteriormente, la corriente 12 se desplaza a la entrada del compresor de primera etapa 11. La mezcla de la corriente de fase mixta 42 con la corriente 78, que incluye un vapor de composición significativamente diferente, en el tambor de aspiración 82 a la entrada de aspiración del compresor 11 crea un efecto de enfriamiento instantáneo parcial que disminuye la temperatura de la corriente de vapor que se desplaza hacia el compresor y, por lo tanto, el propio compresor, y por tanto reduce la potencia requerida para operarlo.

Una corriente de refrigerante de líquido a baja presión 84, que también se ha sido disminuido en temperatura por el flash efecto de enfriamiento instantáneo de la mezcla, sale de la salida de líquido del tambor 82 y se bombea a presión intermedia por la bomba 26. Como se ha descrito anteriormente, la corriente de salida 24 de la bomba se desplaza al tambor entre etapas 22.

Como resultado, de acuerdo con la invención, un circuito de refrigerante de enfriamiento previo, que incluye las corrientes 32, 34, 38 y 42, entra en el lado caliente del intercambiador de calor 6 y sale con una fracción líquida significativa. La corriente parcialmente líquida 42 se combina con el refrigerante de vapor gastado de la corriente 78 para su equilibrio y separación en el tambor de aspiración 82, la compresión del vapor resultante en el compresor 11 y el bombeo del líquido resultante por la bomba 26. El equilibrio en el tambor de aspiración 82 reduce la temperatura de la corriente que entra en el compresor 11, por tanto, la transferencia de calor y masa, reduciendo así el consumo energético del compresor.

Las curvas de calentamiento y enfriamiento compuestas para el proceso en la Figura 3 se muestran en la Figura 4. La comparación con las curvas de la Figura 2 para un proceso optimizado, de único refrigerante mixto, similar al descrito en la Patente de Estados Unidos nº. 4.033.735 de Swenson, muestra que las curvas de calentamiento y enfriamiento compuestas se han ido aproximando cada vez más reduciendo así la potencia del compresor en aproximadamente un 5 %, esto ayuda a reducir el coste de capital de una planta y reduce el consumo energético con emisiones ambientales asociadas. Estos beneficios pueden dar como resultado en ahorros de varios millones de dólares al año para una pequeña planta de gas natural licuado de tamaño medio.

La Figura 4 ilustra también que el sistema y método de la Figura 3 da como resultado un cierre próximo del extremo caliente del intercambiador de calor de las curvas de enfriamiento (véase también Figura 8). Esto se produce porque el líquido de fracción pesada a presión intermedia hierve a una temperatura más alta que el resto del refrigerante y por tanto es así adecuado para la refrigeración del intercambiador de calor de extremo caliente. Hervir el líquido de fracción pesada a presión intermedia por separado del refrigerante de fracción más ligera en el intercambiador de calor permite una temperatura de ebullición aún más alta, lo que da como resultado un extremo caliente aún más "cerrado" (y, por tanto, más eficaz) de la curva. Además, manteniendo la fracción pesada fuera del extremo frío del intercambiador de calor ayuda a evitar la aparición de la congelación.

Cabe señalar que la realización descrita anteriormente es para una alimentación de gas natural representativa a presión supercrítica. La composición de refrigerante óptima y las condiciones de operación cambiarán cuando se licuan otros gases naturales, menos puros, a diferentes presiones. La ventaja del proceso sigue siendo, sin embargo, debido a su eficacia termodinámica.

Un diagrama de flujo de proceso y que ilustra esquemáticamente una segunda realización del sistema y método de la invención se proporciona en la Figura 5. En la realización de la Figura 5, la corriente de vapor sobrecalentado 78 y la corriente mixta de dos fases 42 se combinan en un dispositivo de mezcla, que se indica en 102, en lugar del tambor de aspiración 82 de la Figura 3. El dispositivo de mezcla 102 puede ser, por ejemplo, un mezclador estático, un solo segmento de tubo en el que las corrientes 78 y 42 fluyen, se envasan o colector del intercambiador de calor 6. Después de dejar el dispositivo de mezcla 102, las corrientes combinadas y mixtas 78 y 42 viajan como la corriente 106 a una sola entrada del tambor de aspiración a baja presión 104. Aunque se ilustra un tambor de aspiración 104, se pueden utilizar dispositivos de separación alternativos, incluyendo, pero sin limitarse a, otro tipo de recipiente, un separador ciclónico, una unidad de destilación, un separador de coalescencia o de malla o eliminador de neblina de tipo paletas. Cuando la corriente 106 entra al tambor de aspiración 104, las fases de vapor y líquido se separan de modo que una corriente de refrigerante de líquido a baja presión 84 sale de la salida de líquido del tambor 104, mientras que una corriente de vapor a baja presión 12 sale de la salida de vapor de tambor 104, como se ha descrito anteriormente para la realización de la Figura 3. La porción restante de la realización de la Figura 5 presenta los mismos componentes y operación descritos para la realización de la Figura 3, aunque los datos de la Tabla 1 pueden ser diferentes.

Un diagrama de flujo de proceso y que ilustra esquemáticamente una tercera realización del sistema y método de la invención se proporciona en la Figura 6. En la realización de la Figura 6, la corriente mixta de dos fases 42 del intercambiador de calor 6 se desplaza al tambor de retorno 120. La fase de vapor resultante se desplaza como la corriente de vapor de retorno 122 a una primera entrada de vapor de tambor de aspiración a baja presión 124. La corriente de vapor sobrecalentada 78 procedente del intercambiador de calor 6 se desplaza a una segunda entrada de vapor del tambor de aspiración a baja presión 124. La corriente combinada 126 sale de la salida de vapor del tambor de aspiración 124. Los tambores 120 y 124 pueden, alternativamente, combinarse en un único tambor o recipiente que realiza las funciones del tambor separador de retorno y del tambor de aspiración. Además, tipos alternativos de dispositivos de separación pueden ser sustituidos por los tambores 120 y 124, incluyendo, pero sin limitarse a, otro tipo de recipiente, un separador ciclónico, una unidad de destilación, un separador de coalescencia o de malla o eliminador de neblina de tipo paletas.

Una primera etapa del compresor 131 recibe la corriente de refrigerante de vapor a baja presión 126 y la comprime a una presión intermedia. La corriente comprimida 132 se desplaza a continuación a un enfriador posterior de primera etapa 134 donde se enfría. Mientras tanto, el líquido de la salida de líquido del tambor separador de retorno 120 se

desplaza como la corriente de líquido de retorno 136 a la bomba 138, y la corriente resultante 142 se une después a la corriente 132 aguas arriba del enfriador posterior de primera etapa 134.

5 La corriente de refrigerante de fase mixta a presión intermedia 144 que abandona el enfriador posterior de primera etapa 134 se desplaza al tambor entre etapas 146, si bien un tambor entre etapas 146 se ilustra, se pueden utilizar dispositivos de separación alternativos, incluyendo, pero sin limitarse a, otro tipo de recipiente, un separador ciclónico, una unidad de destilación, un separador de coalescencia o de malla o eliminador de niebla de tipo paletas. Una corriente de vapor a presión intermedia separada 28 sale de la salida de vapor del tambor entre etapas 146 y una corriente de líquido a presión intermedia 32 sale de la salida de líquido del tambor. La corriente de vapor a presión intermedia 28 se desplaza a un compresor de segunda etapa 44, mientras que la corriente de líquido a presión intermedia 32, que es una fracción caliente y pesada, se desplaza al intercambiador de calor 6, como se ha descrito anteriormente con respecto a la realización de la Figura 3. La porción restante de la realización de la Figura 6 cuenta con los mismos componentes y operación descritos en la realización de la Figura 3, aunque los datos de la Tabla 1 pueden ser diferentes. La realización de la Figura 6 no proporciona ningún enfriamiento en el tambor 124, y por lo tanto, ningún enfriamiento de la corriente de aspiración del compresor de primera etapa 126. En términos de mejora de la eficacia, sin embargo, la corriente de aspiración del compresor frío se intercambia por un caudal molar de vapor reducido para la aspiración del compresor. El flujo de vapor reducido para la aspiración del compresor proporciona una reducción en el requerimiento de potencia del compresor que es aproximadamente equivalente a la reducción proporcionada por la corriente de aspiración del compresor fría de la realización de la Figura 3. Si bien existe un aumento asociado en el requisito de potencia de la bomba 138, en comparación con la bomba 26 en la realización de la Figura 3, el aumento de potencia de la bomba es muy pequeño (aproximadamente 1/100) en comparación con los ahorros en la potencia del compresor.

25 En una cuarta realización del sistema y método de la invención, ilustrada en la Figura 7, el sistema de la Figura 3 se proporciona opcionalmente con uno o más sistemas de enfriamiento previo, indicados en 202, 204 y/o 206, por supuesto las realizaciones de las Figuras 5 o 6, o cualquier otra realización del sistema de la invención, podría estar provisto de los sistemas de enfriamiento previo de la Figura 7. El sistema de enfriamiento previo 202 es para el enfriamiento previo de la corriente de gas natural 9 antes del intercambiador de calor 6. El sistema de enfriamiento previo 204 es para el enfriamiento previo entre etapas de la corriente de fase mixta 18 a medida que se desplaza desde del enfriador posterior de primera etapa 16 al tambor entre etapas 22. El sistema de enfriamiento previo 206 es para el enfriamiento previo de descarga de la corriente de fase mixta 52 a medida que se desplaza al tambor acumulador 54 del enfriador posterior de segunda etapa 48. La porción restante de la realización de la Figura 7 cuenta con los mismos componentes y operación descritos para la realización de la Figura 3, aunque los datos de la Tabla 1 pueden ser diferentes.

35 Cada uno de los sistemas de enfriamiento previo 202, 204 o 206 podrían incorporarse en o depender del intercambiador de calor 6 para su operación o podrían incluir un enfriador que puede ser, por ejemplo, un segundo intercambiador de calor de múltiples corrientes. Además, dos o todos los tres sistemas de enfriamiento previo 202, 204 y/o 206 podrían incorporarse en un único intercambiador de calor de múltiples corrientes. Si bien cualquier sistema de enfriamiento previo conocido en la técnica se podría utilizar, los sistemas de enfriamiento previo de la Figura 7 incluyen, cada uno, preferentemente, un enfriador que utiliza un refrigerante de componente único, tal como propano, o un segundo refrigerante mixto como el sistema de enfriamiento previo. Más específicamente, el proceso de enfriamiento previo de propano C3-MR o los procesos de refrigerante mixto duales conocidos, con el refrigerante de enfriamiento previo evaporado a cualquiera de en una única presión o múltiples presiones, se podrían utilizar. Ejemplos de otros refrigerantes de componente único adecuados incluyen, pero no se limitan a, N-butano, iso-butano, propileno, etano, etileno, amoníaco, freón o agua.

50 Además de estar provisto de un sistema de enfriamiento previo 202, el sistema de la Figura 7 (o cualquiera de las otras realizaciones del sistema) podría servir como un sistema de enfriamiento previo para un proceso corriente abajo, tal como un sistema de licuefacción o un segundo sistema de refrigerante mixto. El gas que se enfría en el paso de enfriamiento del intercambiador de calor podría también ser un segundo refrigerante mixto o un refrigerante mixto de componente único.

55 Si bien se han mostrado y descrito las realizaciones preferidas de la invención, será evidente para los expertos en la materia que cambios y modificaciones se pueden hacer sin apartarse del alcance de las reivindicaciones adjuntas.

Tabla 1: Tabla de Corrientes

Corriente nº.	9	10	12	14	18	28	46	52	58
Temperatura, °C	35,0	-165,7	4,8	90,5	35,0	35,0	122,8	35,0	35,0
Presión, Bar	59,5	59,1	2,5	14,0	13,5	13,5	50,0	49,5	49,5
Caudal molar, KGMOL/HR	5.748	5.748	13.068	13.068	13.068	10.699	10.699	10.699	3.157
Caudal másico, KG/HR	92.903	92.903	478.405	478.405	341.702	341.702	341.702	341.702	137.246

ES 2 699 472 T3

Fracción molar de líquido	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,1808	0,0000	0,0000	0,2951	1,0000
---------------------------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------

Porcentajes en moles

NITRÓGENO	1,00	1,00	9,19	9,19	9,19	11,15	11,15	11,15	2,12
METANO	99,00	99,00	24,20	24,20	24,20	29,03	29,03	29,03	11,37
ETANO	0,00	0,00	35,41	35,41	35,41	40,08	40,08	40,08	39,05
PROPANO	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N-BUTANO	0,00	0,00	21,45	21,45	21,45	15,20	15,20	15,20	35,14
ISOBUTANO	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ISOPENTANO	0,00	0,00	9,75	9,75	9,75	4,53	4,53	4,53	12,31

Corriente nº.	68	74	84	24	32	34	38	42	56
Temperatura, °C	-134,1	-132,8	4,8	5,6	35,0	-79,2	-78,7	30,0	35,0
Presión, Bar	49,3	2,8	2,5	1,35	1,35	13,3	2,8	2,6	49,5
Caudal molar, KGMOL/HR	3.156	3.156	21	21	2.390	2.391	2.391	2.391	7.541
Caudal másico, KG/HR	137.183	137.183	1.317	1.317	138.020	138.067	138.067	138.067	204.455
Fracción molar de líquido	1,0000	0,9821	1,0000	1,0000	1,000	1,000	1,000	0,3891	1,0000

Porcentajes en moles

NITRÓGENO	2,12	2,12	0,04	0,04	0,32	0,32	0,32	0,32	14,94
METANO	11,37	11,37	0,43	0,43	2,35	2,35	2,35	2,35	36,43
ETANO	39,05	39,05	4,14	4,14	14,24	14,24	14,24	14,24	40,51
PROPANO	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N-BUTANO	35,14	35,14	42,13	42,13	49,63	49,63	49,63	49,63	6,84
ISOBUTANO	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ISOPENTANO	12,31	12,31	53,25	53,25	33,47	33,47	33,47	33,47	1,28

Corriente nº.	62	66	67	76	78				
Temperatura, °C	-165,7	-169,7	-128,6	-128,5	30,0				
Presión, Bar	49,3	3,0	2,8	2,8	2,6				
Caudal molar, KGMOL/HR	7.542	7.542	7.542	10.698	10.698				
Caudal másico, KG/HR	204.471	204.471	204.471	341.655	341.655				
Fracción molar de líquido	1,0000	0,9132	0,5968	0,7257	0,0000				

Porcentajes en moles

NITRÓGENO	14,94	14,94	14,94	11,16	11,16				
METANO	36,43	36,43	36,43	29,04	29,04				
ETANO	40,51	40,51	40,51	40,08	40,08				
PROPANO	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00				
N-BUTANO	6,84	6,84	6,84	15,19	15,19				
ISOBUTANO	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00				
ISOPENTANO	1,28	1,28	1,28	4,53	4,53				

REIVINDICACIONES

1. Un sistema para el enfriamiento de un gas con un refrigerante mixto, que incluye:

- 5 a) un intercambiador de calor (6) que incluye un extremo caliente (7) y un extremo frío (8), teniendo el extremo caliente una entrada de gas de alimentación (9) adaptada para recibir una alimentación de gas y teniendo el extremo frío una salida de producto (10) a través de la cual sale el producto de dicho intercambiador de calor, incluyendo también dicho intercambiador de calor un paso de enfriamiento (5) que se extiende entre, y está en comunicación con la entrada de gas de alimentación y la salida de producto, un paso de líquido de enfriamiento previo (33), un paso de refrigeración de enfriamiento previo (39), un paso de vapor a alta presión (59), un paso de líquido a alta presión (69) y un paso de refrigeración primario (65);
- 10 b) un dispositivo de separación por aspiración (82) que tiene una salida de vapor;
- c) un compresor de primera etapa (11) que tiene una entrada de aspiración en comunicación de fluido con la salida de vapor del dispositivo de separación por aspiración y una salida;
- 15 d) un enfriador posterior de primera etapa (16) que tiene una entrada en comunicación de fluido con la salida del compresor de primera etapa y una salida;
- e) un dispositivo de separación entre etapas (22) que tiene una entrada en comunicación de fluido con la salida del enfriador posterior de primera etapa y que tiene una salida de vapor en comunicación de fluido con el paso de vapor a alta presión (59) del intercambiador de calor y una salida de líquido en comunicación de fluido con el paso de líquido de enfriamiento previo (33) del intercambiador de calor;
- 20 f) un primer dispositivo de expansión (36) que tiene una entrada en comunicación de fluido con el paso de líquido de enfriamiento previo (33) del intercambiador de calor y una salida en comunicación con el paso de refrigeración de enfriamiento previo (39) del intercambiador de calor;
- g) un segundo dispositivo de expansión (64) que tiene una entrada en comunicación de fluido con el paso de vapor a alta presión (59) del intercambiador de calor y una salida en comunicación con el paso de refrigeración primario (65) del intercambiador de calor;
- 25 h) dicho paso de refrigeración de enfriamiento previo (39) adaptado para producir una corriente de fase mixta y dicho paso de refrigeración primario (65) adaptado para producir una corriente de vapor;
- i) dicho dispositivo de separación por aspiración (82) también en comunicación de fluido con una salida del paso de refrigeración primario (65) del intercambiador de calor a fin de recibir la corriente de vapor (78);
- 30 j) un compresor de última etapa (44) que tiene una entrada de aspiración en comunicación de fluido con la salida de vapor del dispositivo de separación entre etapas (22) y una salida;
- k) un enfriador posterior de última etapa (48) que tiene una entrada en comunicación de fluido con la salida del compresor de última etapa y una salida;
- 35 l) un dispositivo de separación (54) del acumulador que tiene una entrada en comunicación de fluido con la salida del enfriador posterior de última etapa y una salida de vapor y una salida de líquido, dicha salida de vapor en comunicación de fluido con el paso de vapor a alta presión (59) del intercambiador de calor y dicha salida de líquido en comunicación de fluido con el paso de líquido a alta presión (69) del intercambiador de calor; y
- 40 m) un tercer dispositivo de expansión (72) que tiene una entrada en comunicación de fluido con el paso de líquido a alta presión (69) del intercambiador de calor y una salida en comunicación de fluido con el paso de refrigeración primario (65) del intercambiador de calor.

2. El sistema de la reivindicación 1 que comprende además un primer sistema de enfriamiento previo (202) adaptado para recibir y enfriar la alimentación del gas y dirigir el gas enfriado a la entrada de alimentación de gas del intercambiador de calor (6).

45

3. El sistema de la reivindicación 2, en el que (i) el primer sistema de enfriamiento previo (202) utiliza un refrigerante de componente único como un refrigerante del sistema de enfriamiento previo, siendo opcionalmente dicho refrigerante de componente único propano, o (ii) el primer sistema de enfriamiento previo (202) utiliza un segundo refrigerante mixto como un refrigerante del sistema de enfriamiento previo.

50

4. El sistema de la reivindicación 1 que comprende además un sistema de enfriamiento previo (204) en el circuito entre la salida de compresor de primera etapa (11) y la entrada del dispositivo de separación entre etapas (22), opcionalmente en donde (i) el sistema de enfriamiento previo utiliza un refrigerante de componente único tal como propano, como un refrigerante del sistema de enfriamiento previo, o (ii) en donde el sistema de enfriamiento previo utiliza un segundo refrigerante mixto como un refrigerante del sistema de enfriamiento previo.

55

5. El sistema de la reivindicación 1, en el que dicho paso de refrigeración de enfriamiento previo (39) pasa a través del extremo caliente (7) del intercambiador de calor (6), pero no del extremo frío (8), dicho paso de refrigeración primario (65) pasa a través de los extremos calientes y fríos del intercambiador de calor y dicho dispositivo de separación entre etapas (22) está adaptado para producir una corriente de líquido (32) que contiene una fracción pesada del refrigerante de modo que un extremo caliente de una curva de enfriamiento del gas y un extremo caliente de una curva de enfriamiento del refrigerante se aproximan entre sí por dicho paso de refrigeración de enfriamiento previo produciendo una corriente de fase mixta (42) y dicho paso de refrigeración primario que produce una corriente de vapor (78).

60

65

- 5 6. El sistema de la reivindicación 1, en el que el dispositivo de separación por aspiración (82) dispone de una entrada de vapor en comunicación con el paso de refrigeración primario (65) del intercambiador de calor (6) y una entrada de fase mixta en comunicación con el paso de refrigeración de enfriamiento previo (39) del intercambiador de calor de manera que la corriente de vapor (78) del paso de refrigeración primario y la corriente de fase mixta (42) del paso de refrigeración de enfriamiento previo se combinan y equilibran en el dispositivo de separación por aspiración para proporcionar una corriente de vapor (12) enfriada en la entrada de aspiración del compresor de primera etapa(11).
- 10 7. El sistema de la reivindicación 1, en el que (i) el paso de enfriamiento (5) y el paso de refrigeración primario (65) pasan a través de los extremos caliente (7) y frío (8) del intercambiador de calor (6), opcionalmente en el que el paso de líquido de enfriamiento previo (33) y el paso de refrigeración de enfriamiento previo (39) pasan a través del extremo caliente del intercambiador de calor (6), pero no del extremo frío del intercambiador de calor; o (ii) en el que el paso de líquido de enfriamiento previo y el paso de refrigeración de enfriamiento previo pasan a través del extremo caliente del intercambiador de calor, pero no del extremo frío del intercambiador de calor.
- 15 8. El sistema de la reivindicación 1, en donde (i) el sistema comprende además un sistema de enfriamiento previo (204) en el circuito entre la salida del compresor de primera etapa (11) y la entrada del dispositivo de separación entre etapas (22); o (ii) en donde el dispositivo de separación por aspiración (82) dispone de una entrada y comprende además un dispositivo de mezcla (102), teniendo dicho dispositivo de mezcla una entrada de vapor en comunicación de fluido con el paso de refrigeración primario (65) del intercambiador de calor (6) y una entrada de fase mixta en comunicación con el paso de refrigeración de enfriamiento previo (39) del intercambiador de calor de manera que la corriente de vapor del paso de refrigeración primario y la corriente de fase mixta procedente del paso de refrigeración de enfriamiento previo se combinan y mezclan en el dispositivo de mezcla, teniendo también dicho dispositivo de mezcla una salida en comunicación con la entrada del dispositivo de separación por aspiración (82) de modo que se proporcionan las corrientes combinadas y mixtas al dispositivo de separación por aspiración, opcionalmente en donde el dispositivo de mezcla incluye un mezclador estático, un segmento de tubo o un colector del intercambiador de calor.
- 20 25 9. El sistema de la reivindicación 1 que comprende además un sistema de enfriamiento previo (206) en el circuito entre la salida del enfriador posterior de última etapa (48) y la entrada del dispositivo de separación (54) del acumulador.
- 30 10. El sistema de la reivindicación 1 que comprende además un dispositivo de separación por retorno (120) que tiene una entrada en comunicación de fluido con el paso de refrigeración de enfriamiento previo (39) del intercambiador de calor, una salida de vapor en comunicación con el dispositivo de separación por aspiración (82, 124) y una salida de líquido en comunicación con el dispositivo de separación entre etapas (22, 146).
- 35 11. El sistema de la reivindicación 10, en donde (i) el sistema comprende además una bomba (138) en el circuito entre la salida de líquido del dispositivo de separación (120) del separador por retorno y el dispositivo de separación entre etapas (82,124), o (ii) en donde los dispositivos de separación por retorno y entre etapas son tambores, estando opcionalmente los tambores de retorno y entre etapas combinados en un solo tambor.
- 40 12. Un método de enfriamiento de un gas utilizando un refrigerante mixto en un intercambiador de calor (6) que tiene un extremo caliente (7) y un extremo frío (8), que comprende las etapas de:
- 45 a) comprimir y enfriar el refrigerante mixto utilizando el primer y el último ciclos de compresión y enfriamiento;
 b) equilibrar y separar el refrigerante mixto después del primer y del último ciclos de compresión y enfriamiento de modo que las corrientes de líquido (58) y de vapor (56) a alta presión se formen a partir de un dispositivo de separación (54) del acumulador después del último ciclo de compresión y enfriamiento;
 50 c) enfriar y expandir las corrientes de líquido y de vapor a alta presión de manera que se proporcione una corriente de refrigeración primaria (67) en el intercambiador de calor;
 d) equilibrar y separar el refrigerante mixto en un dispositivo de separación entre etapas (22) entre el primer y el último ciclos de compresión y enfriamiento de manera que se forma una corriente de líquido de enfriamiento previo (32);
 55 e) hacer pasar la corriente de líquido de enfriamiento previo (32) a través del intercambiador de calor en intercambio de calor a contracorriente con la corriente de refrigeración primaria (67) de manera que la corriente de líquido de enfriamiento previo se enfría;
 f) expandir la corriente de líquido de enfriamiento previo (32) enfriada de manera que se forma una corriente de refrigeración de enfriamiento previo (38);
 60 g) hacer pasar la corriente de refrigeración de enfriamiento previo (38) a través del intercambiador de calor;
 h) hacer pasar la corriente del gas a enfriar a través del intercambiador de calor en intercambio de calor a contracorriente con la corriente de refrigeración primaria (67) y la corriente de refrigeración de enfriamiento previo (38) de manera que el gas se enfría y una corriente de fase mixta (42) se produce a partir de la corriente de enfriamiento previo de refrigeración (38) y se produce una corriente de vapor (78) a partir de la corriente de refrigeración primaria.
- 65

13. El método de la reivindicación 12, en el que la etapa h) da como resultado que la corriente de refrigeración primaria (67) proporcione una corriente de vapor (78) y la corriente de refrigeración de enfriamiento previo (38) proporcione una corriente de dos fases (42) y que comprende además la etapa de:

- 5 i) mezclar la corriente de vapor (78) y la corriente de dos fases (42) antes del primer ciclo de compresión y enfriamiento de modo que se proporciona una corriente de vapor de temperatura reducida a un compresor (11) del primer ciclo de compresión y enfriamiento a fin de reducir una temperatura del compresor; y, opcionalmente, el método comprende además la etapa de:
- 10 j) equilibrar y separar la corriente de vapor (78) y la corriente de dos fases (42) de manera que se crean la corriente de vapor de temperatura reducida y una corriente de líquido frío (84); y
- k) bombear la corriente de líquido frío (84) de manera que se vuelve a unir al refrigerante mixto antes del último ciclo de compresión y enfriamiento.

14. El método de la reivindicación 12 que comprende además las etapas de:

- 15 i) equilibrar y separar la corriente de fase mixta (42) de manera que se producen una corriente de vapor de retorno (122) y una corriente de líquido de retorno (136); y
- 20 j) equilibrar y separar la corriente de vapor de retorno (122) y la corriente de vapor (78) de la corriente de refrigeración primaria de modo que se produce una corriente combinada (126) y se dirige al primer ciclo de compresión y enfriamiento; y, opcionalmente, el método comprende además la etapa de bombear la corriente de líquido de retorno (136) de manera que se vuelve a unir al refrigerante mixto antes del último ciclo de compresión y enfriamiento.

25 15. El método de la reivindicación 12 en el que (i) la etapa c) incluye hacer pasar las corrientes de vapor a alta presión (56) y de líquido a alta presión (58) a través del intercambiador de calor (6) en intercambio de calor a contracorriente con la corriente de refrigeración primaria (67) y la corriente de refrigeración de enfriamiento previo (38) de manera que las corrientes de vapor a alta presión y de líquido a alta presión se enfrían; o (ii) la compresión y el enfriamiento y las porciones del primer y del último ciclos de compresión y enfriamiento los realizan los compresores y los intercambiadores de calor; o (iii) el gas se licua también en la etapa h).

30

35 16. El método de la reivindicación 12 en el que la corriente de gas y la corriente de refrigeración primaria se hacen pasar a través de ambos extremos caliente (7) y frío (8) del intercambiador de calor (6); opcionalmente en el que la corriente de refrigeración de enfriamiento previo se hace pasar a través del extremo caliente del intercambiador de calor, pero no pasa a través del extremo frío del intercambiador de calor.

40 17. El método de la reivindicación 12 que comprende además la etapa de enfriar previamente el gas antes de hacer pasar una corriente de gas de enfriamiento previo a través del intercambiador de calor (6), o que comprende además la etapa de enfriamiento previo del refrigerante mixto después del primer ciclo de compresión y enfriamiento, o que comprende además la etapa de enfriamiento previo del refrigerante mixto después del último ciclo de compresión y enfriamiento, o que comprende además la etapa de enfriar adicionalmente el gas enfriado de la etapa h) en un sistema de refrigerante mixto aguas abajo, o que comprende además la etapa de licuar el gas enfriado de la etapa h) en un sistema de refrigerante mixto aguas abajo.

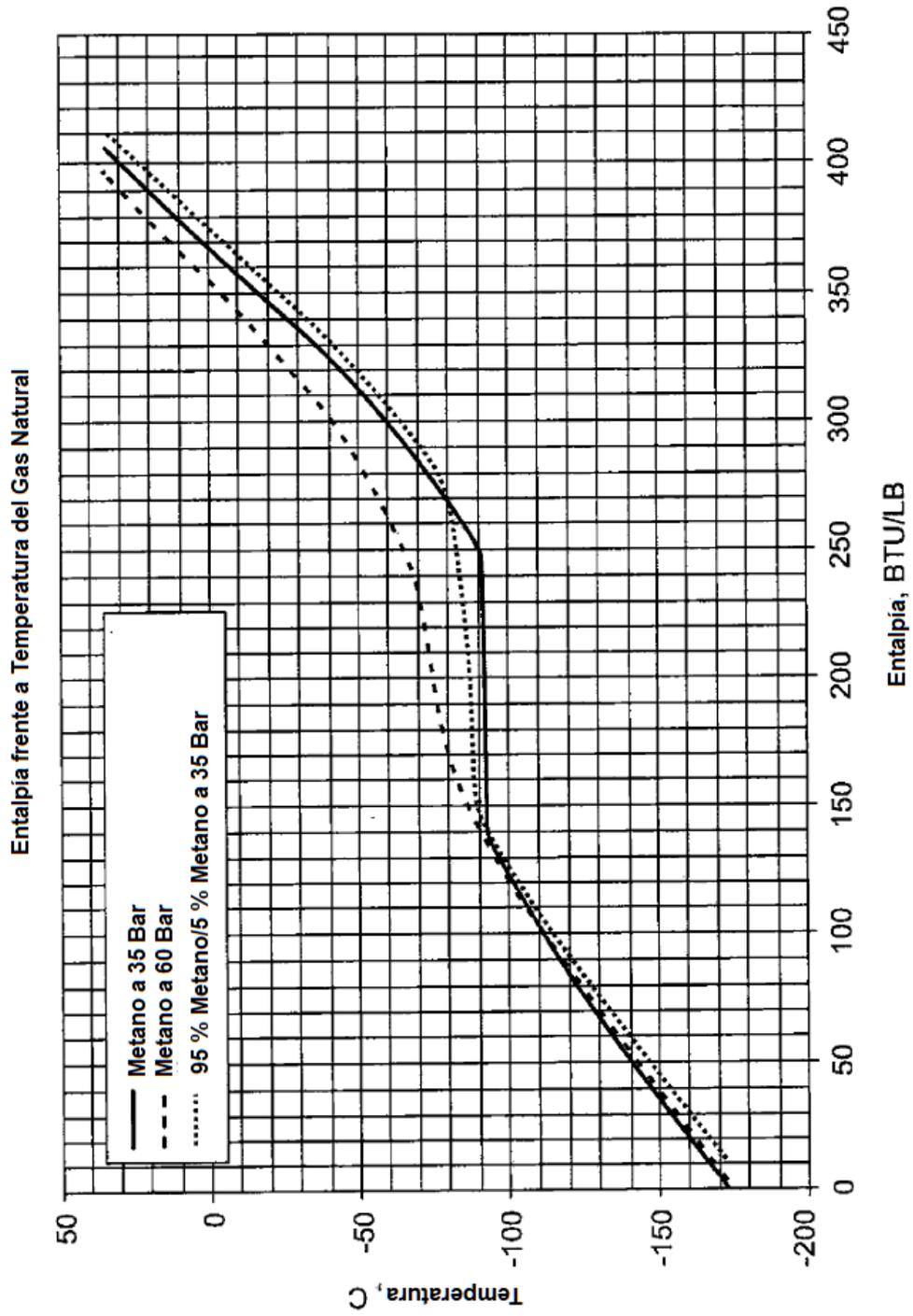


FIG. 1

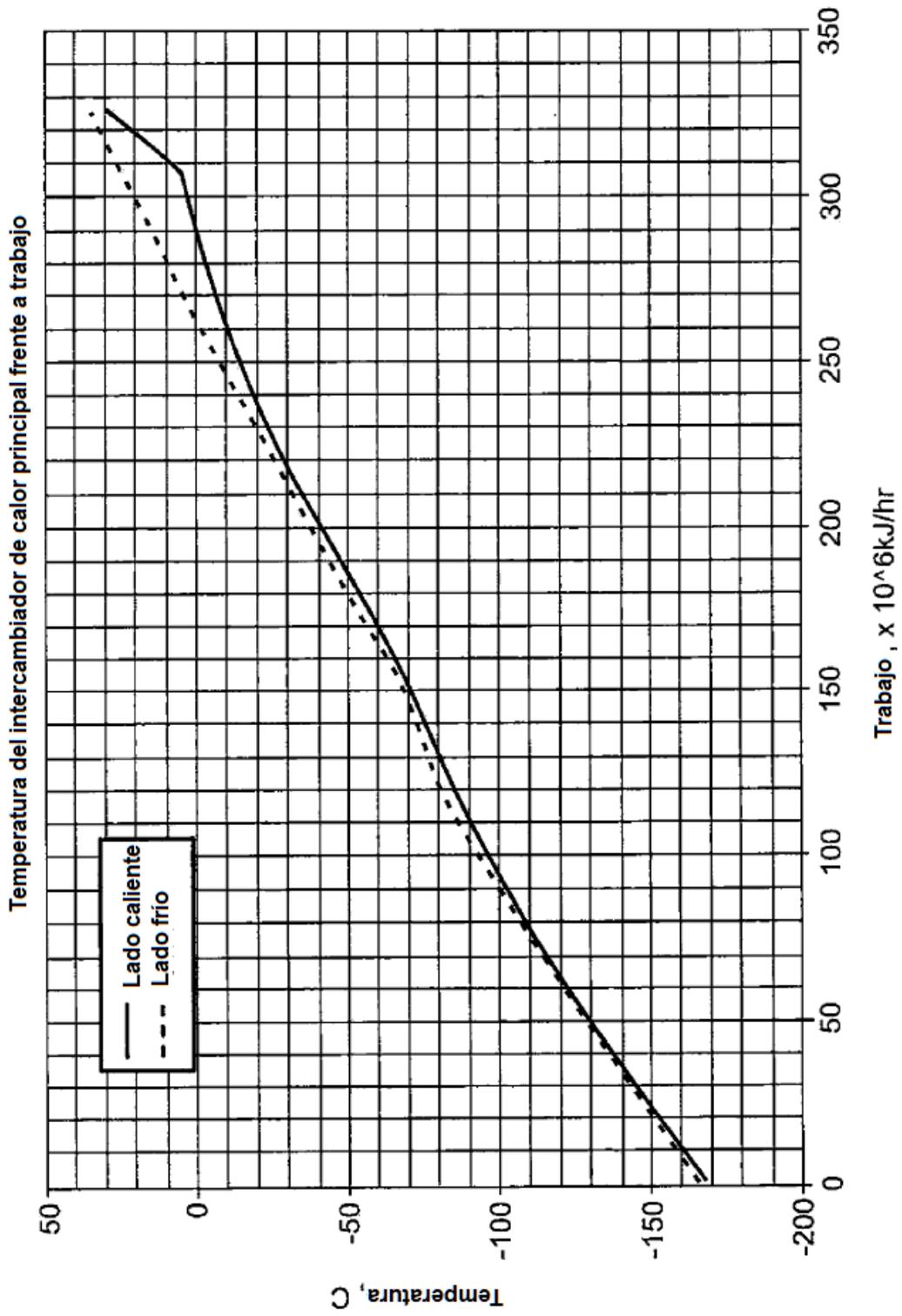


FIG. 2

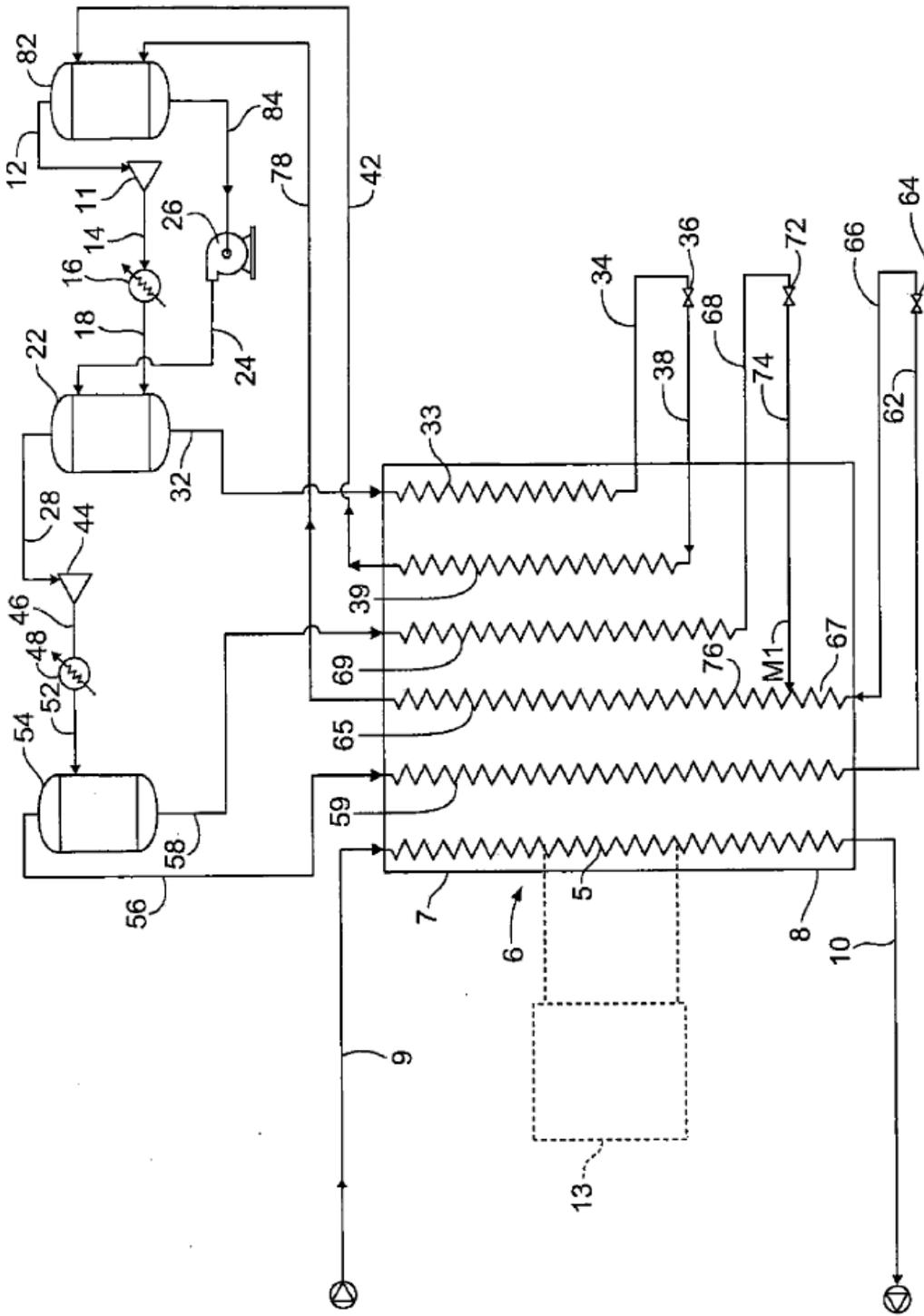


FIG. 3

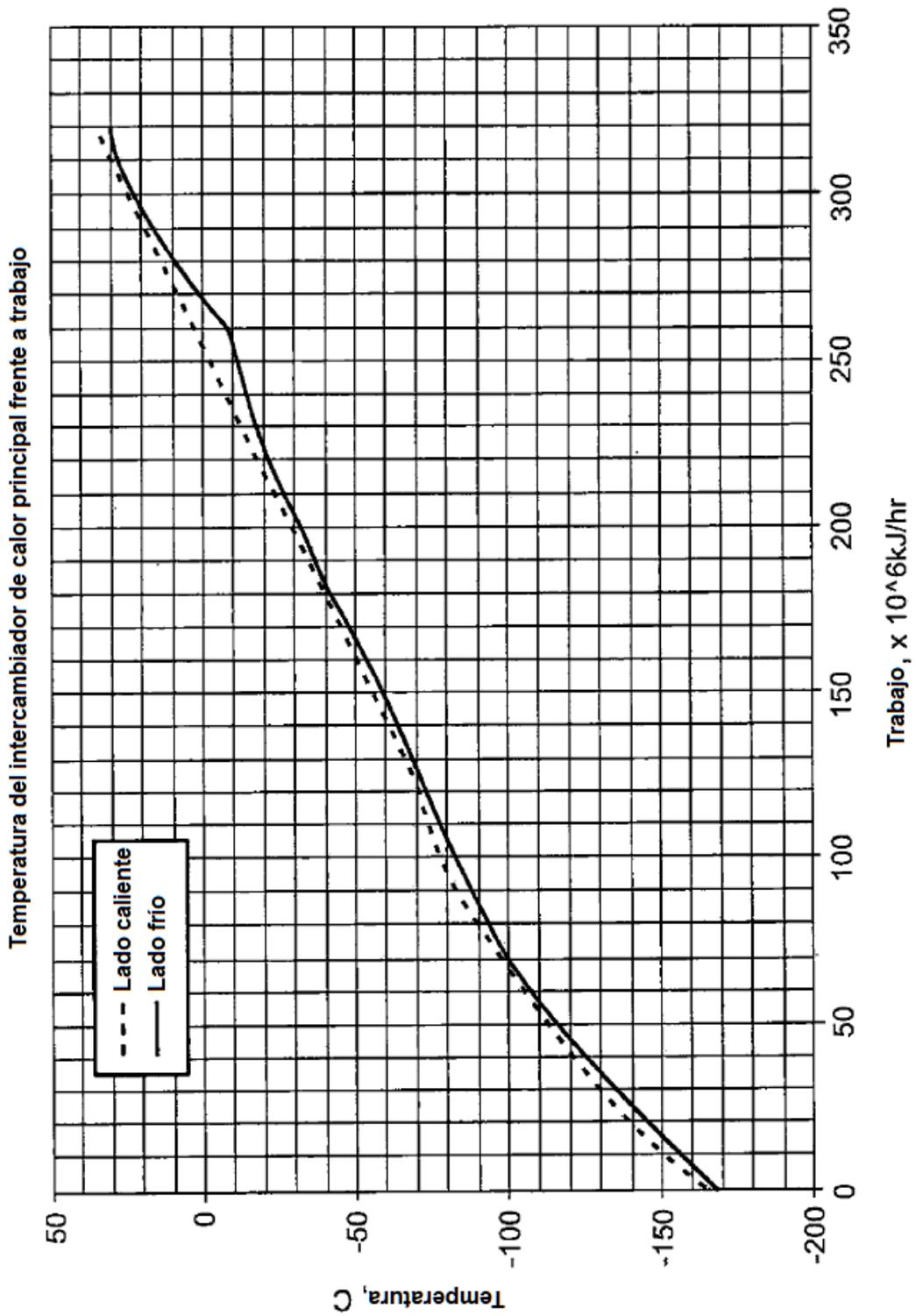


FIG. 4

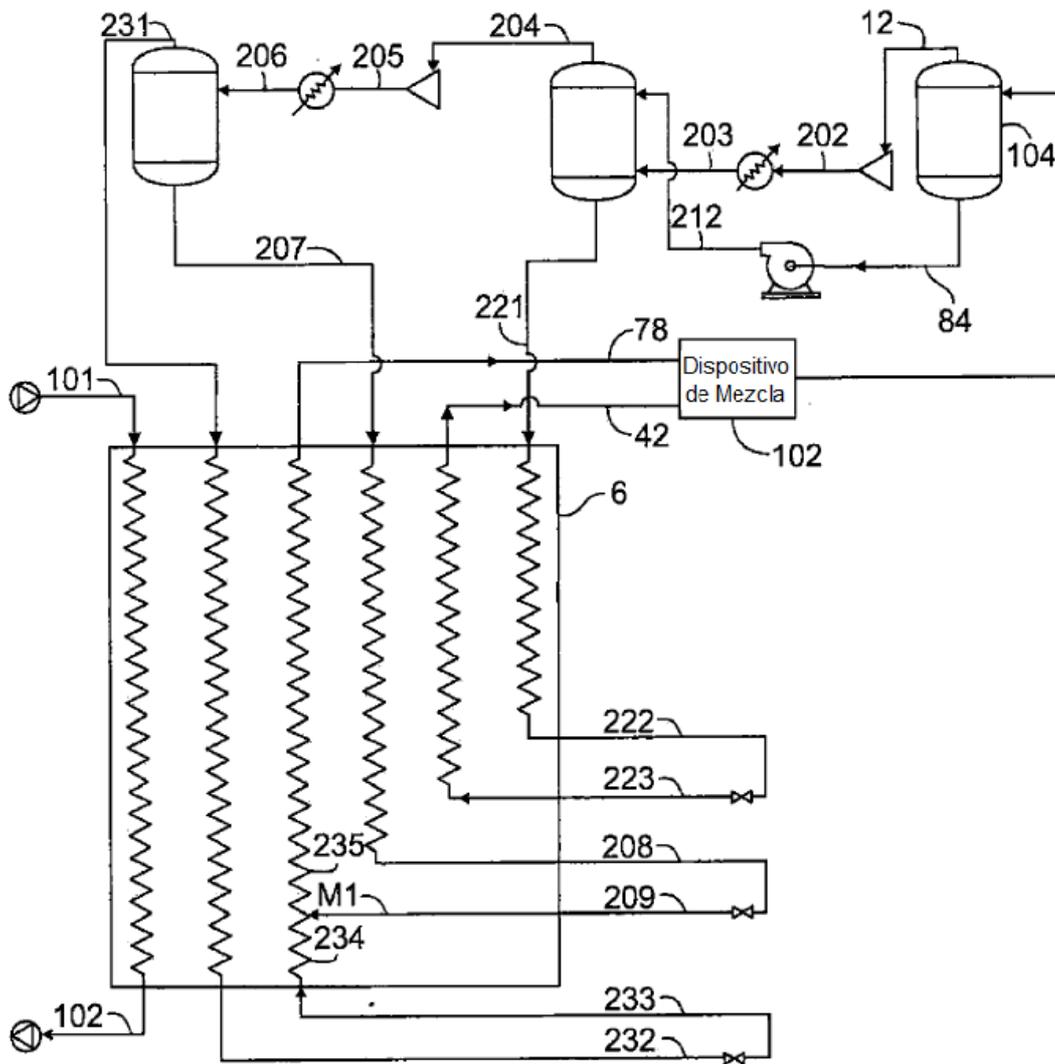


FIG. 5

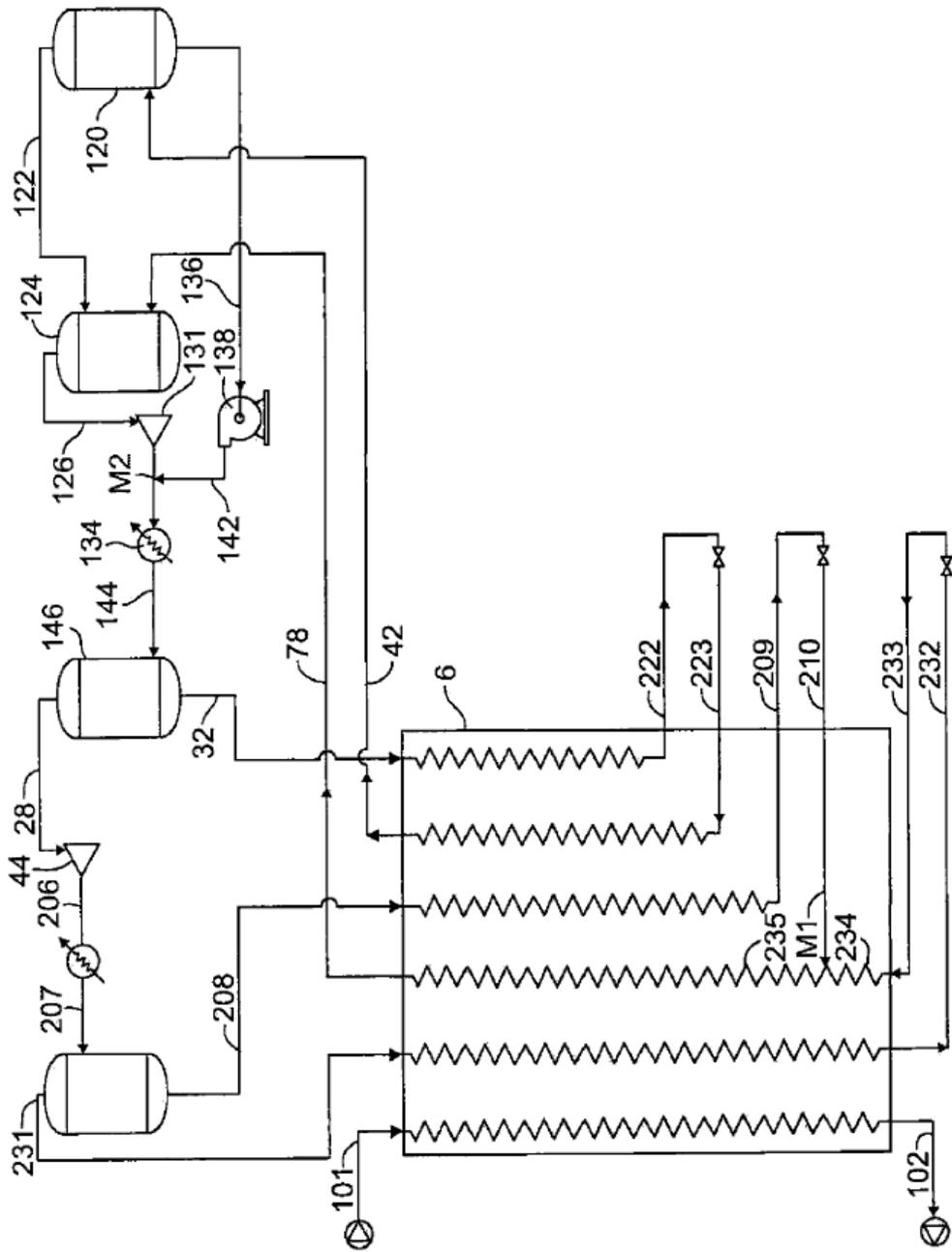


FIG. 6

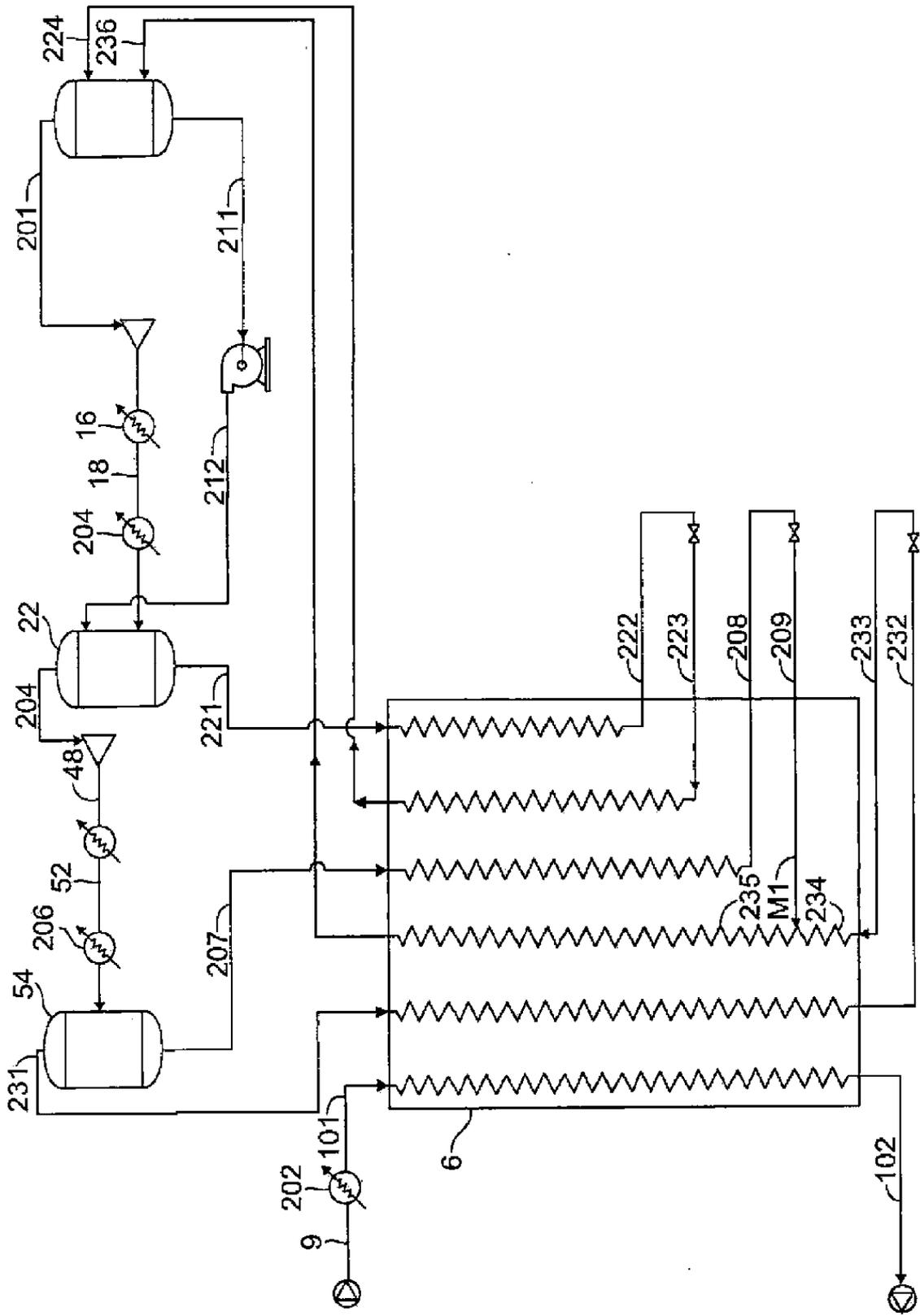


FIG. 7

