

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 433 081**

51 Int. Cl.:

F17C 1/00 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **16.11.2010 E 10776378 (1)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **16.10.2013 EP 2501984**

54 Título: **Método y aparato para la manipulación de una corriente de gas de evaporación**

30 Prioridad:

18.11.2009 EP 09176356

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

09.12.2013

73 Titular/es:

**SHELL INTERNATIONALE RESEARCH
MAATSCHAPPIJ B.V. (100.0%)
Carel van Bylandtlaan 30
2596 HR Den Haag, NL**

72 Inventor/es:

**PAULUS, PETER MARIE y
VINK, KORNELIS JAN**

74 Agente/Representante:

UNGRÍA LÓPEZ, Javier

ES 2 433 081 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

Método y aparato para la manipulación de una corriente de gas de evaporación

5 **Campo de la invención**

La presente invención proporciona un método para la manipulación de una corriente de gas de evaporación procedente de unas existencias de hidrocarburos licuados almacenados de forma criogénica y un aparato para ello.

10 Un ejemplo importante desde el punto de vista rentable de unas existencias de hidrocarburos licuados almacenados criogénicamente es el gas natural licuado (LNG). El gas natural licuado se puede almacenar a aproximadamente -162 °C a presión aproximadamente atmosférica.

15 El gas natural es una fuente de combustible útil, así como una fuente de diferentes compuestos de hidrocarburos. Con frecuencia, resulta deseable licuar el gas natural en una planta de gas natural licuado (LNG) o la fuente de una corriente de gas natural o en las proximidades por un número de motivos. A modo de ejemplo, el gas natural se puede almacenar y transportar largas distancias de manera más fácil cuando se encuentra en forma líquida que cuando se encuentra en forma gaseosa, ya que ocupa un volumen pequeño y no es necesario almacenarlo a alta presión.

20 Normalmente, el gas natural, que comprende predominantemente metano, penetra en la planta de LNG a presiones elevadas y se pre-trata para producir una corriente de alimentación purificada apropiada para licuefacción a temperaturas criogénicas. Se procesa el gas purificado a través de una pluralidad de etapas de enfriamiento usando intercambiadores de calor para reducir progresivamente su temperatura hasta que se logra la licuefacción. 25 Posteriormente, se enfría el gas natural licuado de manera adicional y se expande hasta presión atmosférica final apropiada para el almacenamiento y el transporte.

30 Normalmente, el gas natural licuado se almacena en condiciones criogénicas. Las variaciones de temperatura durante el almacenamiento de LNG y la manipulación pueden tener como resultado la evaporación de una parte del gas natural licuado en forma de vapor de gas, también denominado gas de evaporación (BOG). El gas de evaporación se puede producir a partir de gas natural licuado mantenido en tanques de almacenamiento criogénico, o como resultado del paso del LNG a través de tuberías insuficientemente frías, en particular durante la transferencia hasta LNG desde un tanque de almacenamiento criogénico hasta un buque portador LNG.

35 La patente de EE.UU. 6.658.892 divulga un proceso para licuar gas natural donde el gas de evaporación procedente de los tanques de almacenamiento de LNG se hace pasar, por medio de un dispositivo de soplado, a través un intercambiador de calor con gas de rechazo, para proporcionar una corriente de gas de evaporación caliente. Se combina la corriente de gas de evaporación caliente con una corriente caliente de gas final desprendido antes de la compresión en un compresor de gas de combustible común. El intercambiador de calor común de gas de rechazo 40 proporciona una recuperación de frío a una corriente de fluido de tubería caliente. La corriente de fluido de tubería caliente puede comprender una parte del gas de alimentación, gas de cabecera de una columna de lavado y/o otros fluidos.

45 La corriente de gas de evaporación caliente combinada y la corriente de gas desprendido final caliente que pasan al compresor de gas de combustible común pueden variar en cuanto a temperatura, dependiendo del modo con el que se opere la licuefacción.

50 En modo de espera, LNG producido por la planta de licuefacción se transfiere a tanques de almacenamiento criogénico. El gas de evaporación producido a partir de los tanques de almacenamiento criogénico estará a temperatura estacionaria, por ejemplo menos de -150 °C. No obstante, cuando se carga el buque portador de LNG con LNG y se coloca la planta de licuefacción en modo de carga, se puede producir un gas de evaporación adicional por medio del enfriamiento de las tuberías de comunicación y los tanques de almacenamiento del buque. Se puede dirigir de nuevo el gas de evaporación desde las tuberías de comunicación y/o el buque portador hasta la planta de licuefacción por medio de uno o más sopladores. La operación de los sopladores puede producir gas de evaporación 55 a una temperatura diferente, con frecuencia significativamente más caliente, que el gas de evaporación producido a partir de los tanques de almacenamiento de la planta de licuefacción, por ejemplo debido a super-calentamiento. Esto significa que sería necesario un compresor de gas combustible común, tal como el que se divulga en la patente de EE.UU. 6.658.892 para manipular las diferentes cantidades de fluido en un intervalo de temperaturas de succión.

60 A medida que cambia la temperatura de la corriente combinada de gas de evaporación caliente y la corriente de gas desprendido final caliente que pasa al compresor de gas de combustible común, por ejemplo entre los modos de carga y espera, cambia la densidad del fluido en la entrada del compresor. Esto corresponde a un cambio en el flujo másico. Las disminuciones en el flujo másico a partir de las condiciones de operación diseñadas pueden dar como resultado una reducción de la potencia específica o de la eficacia del compresor.

65

De este modo, estas variaciones de la temperatura pueden hacer que el proceso adicional de esta corriente sea más difícil, por ejemplo si se desea comprimir esta corriente, por ejemplo para proporcionar gas de combustible.

5 El documento 2005/040667 divulga gas natural licuado (LNG) en un tanque donde se produce evaporación, que fluye desde el tanque hasta un compresor, donde entre el tanque y el compresor se monta un intercambiador de calor al que se suministra un refrigerante y que enfría la fracción de evaporación que fluye desde el tanque hasta el compresor. El refrigerante fluye hasta el intercambiador de calor por medio de una válvula reguladora controlable, al tiempo que se mide la temperatura de la fracción de evaporación por medio de un sensor de temperatura. Se controla la válvula reguladora por medio de un dispositivo de control al que se proporcionan señales procedentes del sensor de temperatura para controlar el flujo de refrigerante dirigido al intercambiador de calor adicional, de manera que la fracción de evaporación procedente de este intercambiador de calor se mantenga a una temperatura constante.

15 La presente invención proporciona un método para manipular una corriente de gas de evaporación procedente de unas existencias de hidrocarburos licuados almacenados criogénicamente, que comprende al menos las etapas de:

- proporcionar una corriente de gas de evaporación procedente de un tanque de almacenamiento de hidrocarburos licuados;
- 20 - separar la corriente de BOG en una corriente de alimentación de intercambiador de calor de BOG y una corriente de derivación de BOG;
- someter a intercambio de calor la corriente de alimentación de intercambiador de calor de BOG en un intercambiador de calor de BOG frente a una corriente de proceso, proporcionando de este modo una corriente de BOG caliente y una corriente de proceso enfriada;
- 25 - combinar la corriente de BOG caliente con la corriente de derivación BOG para proporcionar una corriente de BOG controlada por temperatura; donde, el flujo másico de la corriente de proceso se controla como respuesta a la primera temperatura medida de al menos uno de (i) la corriente de BOG caliente y (ii) la corriente de proceso enfriada para hacer pasar la primera temperatura medida hasta una temperatura de primer punto de referencia, y se controlan el flujo de una o ambas corrientes de alimentación del intercambiador de calor de BOG y la corriente de derivación de BOG en respuesta a una segunda temperatura medida de la corriente de BOG controlada por temperatura, para hacer pasar la segunda temperatura hasta una temperatura de segundo punto de referencia.
- 30

En otro aspecto, la presente invención proporciona un aparato para manipular una corriente de BOG procedente de unas existencias de hidrocarburos licuados almacenados criogénicamente, comprendiendo dicho aparato al menos:

- 35 - un tanque de almacenamiento de hidrocarburos licuados para almacenar las existencias de hidrocarburos licuados, teniendo el tanque de almacenamiento de hidrocarburos licuados una primera entrada para permitir la entrada de la corriente de hidrocarburos licuada en el interior del tanque de almacenamiento de hidrocarburos licuados y una primera salida para permitir que la corriente de BOG salga fuera del tanque de almacenamiento de hidrocarburos licuados;
- 40 - un primer dispositivo de división de flujo para dividir la corriente de BOG en una corriente de alimentación de intercambio de calor de BOG y una corriente de derivación de BOG;
- un intercambiador de calor BOG para calentar la corriente de alimentación de intercambiador de calor de BOG por medio de intercambio de calor frente a una corriente de proceso, teniendo el intercambiador de BOG una primera entrada para recibir la corriente de alimentación del intercambiador de calor de BOG y una primera salida para descargar una corriente de BOG caliente, y una segunda entrada para recibir la corriente de proceso y una segunda salida para descargar una corriente de proceso enfriada;
- 45
- un primer dispositivo de combinación de corriente para combinar la corriente de derivación de BOG y la corriente de BOG caliente con el fin de proporcionar una corriente de BOG controlada por temperatura;
- 50 - una o más válvulas de control para controlar el flujo másico de al menos una de la corriente de alimentación de intercambiador de calor de BOG y la corriente de derivación de BOG;
- una válvula de corriente de proceso para controlar el flujo másico de la corriente de proceso;
- un primer controlador de temperatura para determinar una primera temperatura de al menos una de (i) la corriente de BOG caliente y (ii) la corriente de proceso enfriada y que tiene una temperatura de primer punto de referencia, estando dispuesto dicho primer controlador de temperatura para ajustar la válvula de corriente de proceso con el fin de hacer pasar la primera temperatura medida hasta la temperatura de primer punto de referencia; y
- 55 - un segundo controlador de temperatura para determinar una segunda temperatura medida de la corriente de BOG controlada por temperatura y que tiene una temperatura de segundo punto de referencia, estando dispuesto dicho segundo controlador de temperatura para ajustar una o más válvulas de control de flujo de manera que se hace pasar la segunda temperatura medida hasta la temperatura de segundo punto de referencia.
- 60

65 A continuación, se describen las realizaciones de la presente invención a modo de ejemplo, y con referencia a los dibujos adjuntos no limitantes, en los cuales:

La Figura 1 es un esquema de diagrama de un método, y de un aparato, para la manipulación de una corriente de gas de evaporación de acuerdo con una realización;

La Figura 2 es un esquema de diagrama de un método, y de un aparato, para el tratamiento, enfriamiento y licuefacción de una corriente de hidrocarburos, que incorpora un método y un aparato para manipular una corriente de gas de evaporación de acuerdo con una realización adicional; y

La Figura 3 es un esquema de diagrama de un método, y de un aparato, para el tratamiento, enfriamiento y licuefacción de una corriente de hidrocarburos, que incorpora un método y un aparato para la manipulación de una corriente de gas de evaporación de acuerdo con una realización adicional.

10 Para la finalidad de la presente memoria descriptiva, se asigna un número de referencia individual a una tubería así como también a la corriente transportada en esta tubería. Según se usa en la presente memoria, el término "flujo" y la expresión "flujo másico" cuando se usan en relación con una corriente se refieren a "caudal másico".

15 Calentando parte de la corriente de BOG en el intercambiador de calor de BOG, y combinando la parte caliente de la corriente de BOG con la corriente de derivación de BOG, y controlando el flujo másico de la corriente de proceso en respuesta a la primera temperatura medida de al menos una de (i) la corriente de BOG caliente y (ii) la corriente de proceso fría, y controlando el flujo másico de una o ambas de la parte de la corriente de BOG que se calienta (o que se ha calentado) y la corriente de derivación de BOG, se puede controlar la temperatura de la corriente de gas de evaporación. Se puede hacer pasar la corriente de gas de evaporación controlada por temperatura, de forma apropiada, hasta un compresor de gas de evaporación.

25 Se calienta la corriente de alimentación del intercambiador de calor de gas de evaporación en un intercambiador de calor de gas de evaporación frente a una corriente de proceso, tal como una corriente de proceso de licuefacción, para proporcionar una corriente de gas de evaporación caliente a una primera temperatura medida. Un primer controlador de temperatura puede operar para controlar el nivel de intercambio de calor en el intercambiador de calor de gas de evaporación. Modificando el flujo másico de la corriente de proceso que pasa al intercambiador de calor de gas de evaporación, se puede variar la temperatura de la corriente de gas de evaporación caliente, y se puede hacer pasar hasta una temperatura de primer punto de referencia. Se puede pre-seleccionar la temperatura de primer punto de referencia. Por tanto, el intercambiador de calor de gas de evaporación puede proporcionar una carga de calor variable a la corriente de alimentación de intercambiador de calor de gas de evaporación, con el fin de controlar la temperatura de la corriente de gas de evaporación caliente. La temperatura de la corriente de gas de evaporación caliente es más elevada que la temperatura de la corriente de BOG original.

35 Posteriormente, se puede combinar la corriente de gas de evaporación caliente con la corriente de derivación de gas de evaporación para proporcionar una corriente de gas de evaporación controlada por temperatura. La corriente de derivación de gas de evaporación no pasa a través del intercambiador de calor de gas de evaporación y, por tanto, está más fría que la corriente de gas de evaporación caliente. La temperatura de la corriente de derivación de gas de evaporación es sustancialmente la misma que la temperatura de la corriente de gas de evaporación original. De este modo, la corriente de gas de evaporación caliente se usa, en efecto, para calentar la corriente de derivación de gas de evaporación por medio de intercambio de calor directo. Un segundo controlador de temperatura puede operar para alterar el(los) flujo(s) másico(s) de una o ambas de corriente de alimentación de intercambiador de calor de BOG y corriente de derivación de BOG con el fin de controlar el intercambio de calor directo con la corriente de BOG caliente. Por medio de flujo másico de una o ambas de la corriente de gas de evaporación caliente y la corriente de derivación de gas de evaporación, se pueden variar las proporciones de estas corrientes que forman la corriente de derivación controlada por temperatura, controlando de este modo la temperatura de la corriente combinada. De esta forma, se puede hacer pasar la temperatura de la corriente hasta una temperatura de segundo punto de referencia ajustando los flujos másicos de una o ambas de las dos corrientes constituyentes, que estarán a temperaturas diferentes, para proporcionar la corriente de gas de evaporación controlada por temperatura.

50 Como se entenderá, la presente invención puede facilitar el procesado de una corriente de gas de evaporación a una variedad de temperaturas, para proporcionar una corriente de gas de evaporación con temperatura controlada. La corriente de gas de evaporación con temperatura controlada se puede procesar de forma adicional, de manera que dicho proceso por ejemplo comprenda hacer pasar al compresor de gas de evaporación a una temperatura igual o próxima a la temperatura de segundo punto de referencia. Esto permite operar el compresor de gas de evaporación a una temperatura de succión deseada, que puede ser la temperatura de diseño, optimizando la eficacia del compresor.

60 Haciendo referencia a los dibujos, la Figura 1 muestra un método y un aparato 1 para manipular una corriente 15 de gas de evaporación procedente de unas existencias 11 de hidrocarburos licuados almacenados criogénicamente en un tanque 10 de almacenamiento de hidrocarburos licuados. El hidrocarburo o mezcla de hidrocarburos licuados, tal como gas natural licuado, se puede almacenar en condiciones criogénicas, a presión atmosférica o próxima a ella. Las existencias 11 de hidrocarburos licuados en el tanque de almacenamiento 10 se pueden proporcionar por medio de una primera entrada 3, añadiendo una corriente 175 de hidrocarburos licuada. La corriente 175 de hidrocarburos licuada se puede proporcionar por medio de una unidad de licuefacción y estos se discute con mas detalle a continuación. En lugar de un tanque de alimentación de una unidad de licuefacción, en realizaciones alternativas, el tanque de almacenamiento puede ser el de un buque portador de LNG, o puede ser un recipiente o tanque de

almacenamiento de unidad de licuefacción al que se ha proporcionado el gas de evaporación procedente de la carga de dicho buque.

5 Cabe esperar un grado de vaporización del hidrocarburo licuado debido a las fluctuaciones de temperatura dentro del tanque 10 de almacenamiento de hidrocarburos licuados, o la tubería que transporta el hidrocarburo licuado hasta el tanque de almacenamiento 10. Este hidrocarburo, tal como LNG vaporizado, es inflamable y se puede retirar del tanque de almacenamiento 10 por medio de la salida 5 en forma de corriente de hidrocarburos vaporizados, normalmente denominada corriente 15 de gas de vaporación (BOG).

10 Si se llena el tanque 10 de almacenamiento de hidrocarburos licuados a partir del estado vacío, el tanque puede estar por encima de la temperatura de almacenamiento del hidrocarburo líquido, de manera que el hidrocarburo licuado enfriará el tanque, dando como resultado que parte del hidrocarburo se vaporice. Similarmente, se puede super-calentar por medio del soplador el hidrocarburo vaporizado que ha vuelto desde el buque portador por medio de un soplador durante la operación de carga. Dicho hidrocarburo vaporizado estará a una temperatura más elevada que el gas vaporizado procedente de un tanque en estado de espera lleno. Por ejemplo, la temperatura de la corriente de BOG puede variar dentro del intervalo de -140 a -165 °C. Las temperaturas más bajas de este intervalo pueden aparecer en el modo de espera mientras que las temperaturas más elevadas del intervalo pueden aparecer en el modo de carga.

20 El método del aparato 1 divulgado en la presente memoria pretende proporcionar una corriente 55 de BOG controlada por temperatura. Dicha corriente se puede procesar de manera adicional en un equipo adicional, por ejemplo presurizado en un compresor 80 de BOG óptimo, sin alejarse de la cubierta operacional del equipo.

25 Se hace pasar la corriente de BOG 15 a un primer dispositivo 220 de división de flujo, donde se divide para dar lugar a una corriente 25 de alimentación de intercambiador de calor de gas de evaporación y una corriente 35 de derivación de gas de evaporación.

30 Se hace pasar la corriente 35 de alimentación de intercambiador de calor de BOG a la primera entrada 41 de un intercambiador 40 de calor de gas de evaporación. Se puede seleccionar el intercambiador 40 de calor de BOG entre el grupo que consiste en intercambiador de calor de circuito impreso y un intercambiador de calor enrollado en carrete. Se calienta la corriente 25 de alimentación del intercambiador de calor de BOG frente a una corriente de proceso 135 proporcionada a la segunda entrada 42 del intercambiador 40 de calor de BOG, para proporcionar una corriente 45 de gas de evaporación caliente en una primera salida 43 y una corriente 195 de proceso enfriada en una segunda salida 44.

35 La corriente de proceso 135 puede ser cualquier corriente de proceso apropiada disponible que requiera enfriamiento. La corriente de proceso 135 debería tener una temperatura mayor que la de la corriente 25 de alimentación de intercambio de calor de BOG, y con ello la de la corriente 15 de gas de evaporación. Es preferible que la corriente de proceso 135 se proporcione a una temperatura de corriente de proceso de referencia, aunque no sea esencial. La corriente de proceso 135 puede tener una temperatura dentro del intervalo de -20 a -50 °C. De este modo, no se malgasta una parte de la energía de frío presente en la corriente 25 de alimentación del intercambiador de calor de BOG por medio de calentamiento frente a una fuente térmica ambiental y, en lugar de ello, se hace pasar a otra corriente de proceso.

45 Un primer controlador de temperatura 50 determina la temperatura de la corriente de BOG caliente 45 como primera temperatura medida (T1). El primer controlador de temperatura 50 también tiene una temperatura de primer punto de referencia (SP1), que puede tener una entrada por medio de un operador. El primer controlador de temperatura 50 pretende hacer pasar la primera temperatura (T1) de la corriente 45 de BOG caliente hasta la temperatura de primer punto de referencia (SP1). El primer controlador de temperatura 50 proporciona el ajuste de la temperatura de la corriente 45 de BOG caliente controlando el flujo másico de la corriente del proceso 135 a través del intercambiador 40 de calor de BOG.

55 Se controla el flujo másico de la corriente de proceso 135 a través del intercambiador de calor 40 por medio de una válvula de corriente de proceso (no mostrada), que se coloca en un conducto, ya sea aguas arriba o aguas abajo del intercambiador de calor 40, de manera que por medio del ajuste de la válvula, se puede modificar el flujo másico de la corriente de proceso 135 a través del intercambiador de calor 400. Las realizaciones de las Figuras 2 y 3 muestran las posibles ubicaciones de la válvula de corriente de proceso.

60 Se ajusta la posición de la válvula de corriente de proceso por medio de un accionador de corriente de proceso sobre el que actúa una señal de control de válvula de proceso procedente del primer controlador de temperatura 50. Por ejemplo, si la primera temperatura medida es menor que la temperatura de primer punto de referencia, el controlador 50 de primer punto de referencia transmite una señal de control de válvula de proceso que ordena al accionador de corriente de proceso modificar la posición de la válvula de proceso para aumentar al flujo másico de la corriente de proceso 135 a través del intercambiador 40 de calor de BOG, aumentando el calentamiento del la corriente 25 de alimentación de intercambiador de calor de BOG. Similarmente, si la primera temperatura medida es mayor que la temperatura de primer punto de referencia, el controlador 50 de primer punto de referencia transmite

una señal de control de válvula de proceso que ordena al accionador de corriente de proceso modificar la posición de la válvula de corriente de proceso para disminuir el flujo másico de la corriente de proceso 135 a través del intercambiador 40 de calor de BOG, aumentando el enfriamiento de la corriente 25 de alimentación de intercambiador de calor de BOG.

5 La temperatura de primer punto de referencia puede estar dentro del intervalo de -21 a -58 °C, más preferentemente de aproximadamente -45 a -50 °C. La elección de la temperatura de primer punto de referencia puede depender de la temperatura de aproximación diseñada de la corriente de proceso 135 al intercambiador 40 de calor de BOG. En una realización, la temperatura de primer punto de referencia, puede ser, por ejemplo, unos pocos grados centígrados menor que la temperatura de la corriente de proceso 135, por ejemplo 3 °C menor. La temperatura de primer punto de referencia de entrada del primer controlador de temperatura 50 puede depender del modo operativo de la instalación.

15 Durante el modo de espera, cuando el gas de evaporación puede estar más frío pero puede tener un flujo másico más pequeño en comparación con el producido durante el modo de carga, el primer controlador de temperatura 50 puede operar para calentar el gas de evaporación frente a la corriente de proceso 135 del intercambiador 40 de calor de BOG.

20 En el modo de carga, cuando la temperatura del gas de evaporación puede ser más elevada, la cantidad de gas de evaporación producido puede ser mayor, aumentando el flujo másico de la corriente 15 de gas de evaporación. La carga de enfriamiento total disponible a partir del gas de evaporación será más elevada de manera que se puede aumentar el flujo másico de la corriente de proceso 135.

25 En una realización adicional, se puede ajustar la temperatura de primer punto de referencia a un valor diferente dependiendo de si la instalación opera en modo de espera o en modo de carga. Por ejemplo, la temperatura de primer punto de referencia puede ser más baja en el modo de carga que en el modo de espera.

30 La corriente 45 de BOG caliente proporcionada por el intercambiador 40 de calor de BOG se hace pasar posteriormente a un primer dispositivo 30 de combinación de corrientes donde se combina con una corriente 35 de derivación de BOG para proporcionar una corriente 55 de BOG controlada por temperatura. La temperatura de la corriente 55 de BOG controlada por temperatura viene determinada por los flujos másicos relativos y las temperaturas de la corriente 45 de BOG caliente y la corriente 55 de derivación de BOG, estando la última a una temperatura más fría ya que no se ha calentado en el intercambiador 40 de calor de BOG.

35 Un segundo controlador de temperatura 60 determina la temperatura de la corriente 55 de BOG controlada por temperatura en forma de segunda temperatura medida (T2). Se proporciona al segundo controlador de temperatura 60 una temperatura de segundo punto de referencia (SP2), que puede ser introducida por un operador. El segundo controlador de temperatura 60 pretende hacer pasar la segunda temperatura (T2) de la corriente 55 de BOG controlada por temperatura hasta la temperatura de segundo punto de referencia (SP2). El segundo controlador de temperatura 60 proporciona el ajuste de la temperatura de la corriente 55 de BOG controlada por temperatura por medio del control de los flujos másicos de la corriente 45 de BOG caliente y de la corriente 35 de derivación de BOG. El segundo controlador de temperatura 60 puede operar para reducir el calentamiento proporcionado por el intercambiador 40 de calor de BOG a la corriente 25 de alimentación del intercambiador de calor de BOG desviando el gas de evaporación a lo largo de la corriente 35 de derivación de BOG.

45 Normalmente, el segundo punto de referencia será menor que la temperatura de primer punto de referencia. Esto requeriría el enfriamiento de la corriente 45 de BOG caliente de tal forma que la corriente 35 de derivación de BOG más fría tenga un flujo másico positivo durante los modos de carga y espera. De este modo, la corriente 35 de derivación de BOG opera para reducir la temperatura de la corriente 45 de BOG caliente cuando se añade en el primer dispositivo 230 de combinación de corriente.

50 Se pueden controlar los flujos másicos de la corriente 45 de BOG caliente y de la corriente 35 de derivación de BOG por medio de una o más válvulas de control de flujo (no mostradas). Dichas válvulas de control de flujo se pueden ubicar en cualquier conducto permitiendo el ajuste del flujo másico de la corriente relevante. Las realizaciones de las Figuras 2 y 3 muestran las ubicaciones posibles para estas válvulas de control de flujo, tal como en una o más de la corriente 35 de derivación de BOG, la corriente 25 de alimentación de intercambiador de calor de BOG y la corriente 45 de BOG caliente.

60 Se ajusta la posición de la válvula de corriente de flujo por medio de un accionador de control de flujo sobre el que actúa una señal de válvula de control de flujo procedente del segundo controlador de temperatura 60. Por ejemplo, si la segunda temperatura medida es menor que la temperatura de segundo punto de referencia, el controlador 60 de segundo punto de referencia transmite una señal de válvula de control de flujo que ordena a uno o más accionadores de control de flujo modificar la posición de una o más válvulas de control de flujo para aumentar al flujo másico relativo de la corriente 45 de BOG caliente en comparación con la corriente 35 de derivación de BOG, aumentando el calentamiento de la corriente 35 de derivación de BOG por medio de la corriente 45 de BOG caliente. Similarmente, si la segunda temperatura medida es mayor que la temperatura de segundo punto de referencia, el

controlador 60 de segundo punto de referencia transmite una señal de válvula de control de flujo que ordena a uno o más accionadores de control de flujo modificar la posición de una o más válvulas de control de flujo para disminuir el flujo másico relativo de la corriente 45 de BOG caliente en comparación con la corriente 35 de derivación de BOG, aumentando el enfriamiento de la corriente 45 de BOG caliente por medio de la corriente 35 de derivación de BOG.

5 La temperatura de segundo punto de referencia del segundo controlador de temperatura 60 puede depender del modo operacional de la instalación.

10 Durante el modo de espera, la temperatura y el flujo másico del gas de evaporación pueden ser bajos en comparación con el modo de carga. La temperatura de la corriente de BOG 15 es normalmente más baja en el modo de carga debido a que el único calor que penetra en el tanque de almacenamiento y asociado a las tuberías es el resultante de la fuga a través del aislamiento. El flujo másico del gas de evaporación es normalmente más bajo que en el modo de carga ya que no existe un buque portador para generar gas de evaporación adicional.

15 En el modo de espera, el primer controlador de temperatura 50 puede operar para calentar el gas de evaporación frente a la corriente de proceso 135. Si se proporciona la corriente 45 de BOG caliente a una temperatura igual o próxima la temperatura de segundo punto de referencia, una o más válvulas de control de flujo másico (no mostradas) del segundo controlador de temperatura 60 pueden operar para restringir significativamente el flujo másico de la corriente 35 de derivación de BOG. De este modo, el flujo másico principal sería hacia el intercambiador 40 de calor de BOG a través de la corriente 25 de alimentación de intercambiador de calor de BOG, controlada por el primer controlador de temperatura 50. Si se proporciona la corriente de BOG 45 por encima de la temperatura de segundo punto de referencia, una o más válvulas de control de flujo operadas por el segundo controlador de temperatura 60 pueden operar para proporcionar un flujo másico de la corriente 35 de derivación de BOG con el fin de enfriar la corriente 45 de BOG caliente para hacer pasar la segunda temperatura medida de la corriente 55 de BOG controlada por temperatura hasta la temperatura de segundo punto de referencia.

30 Durante el modo de carga, la temperatura de la corriente 15 de alimentación de BOG puede ser más alta que en el modo de espera debido, por ejemplo, al super-calentamiento procedente de los sopladores que transfieren el gas de evaporación desde el buque portador. El segundo controlador de temperatura 60 puede detectar un aumento de la temperatura de la corriente 55 de BOG de temperatura controlada como resultado de la corriente 35 de derivación de BOG más caliente. Debido a que se requiere menor calentamiento del gas de evaporación para proporcionar una corriente 55 de BOG de temperatura controlada estable, el segundo controlador de temperatura 60 puede operar para aumentar el flujo másico de la corriente 35 de derivación de BOG con respecto a la corriente 25 de alimentación del intercambiador de calor de BOG, reduciendo de este modo la entrada de calor al gas de evaporación.

35 El flujo másico del gas de evaporación puede aumentar significativamente durante el modo de carga, debido al gas de evaporación adicional producido en el buque portador y mandado de nuevo al aparato 1. El flujo másico más elevado puede adaptarse por medio del aumento del flujo másico de la corriente 35 de derivación de BOG, que está más caliente en modo de espera, en comparación con el flujo másico de la corriente 25 de alimentación de intercambiador de calor de BOG.

40 En una realización, se puede rebajar gradualmente la temperatura de segundo punto de referencia desde el punto de referencia durante el modo de espera hasta un punto de referencia diferente durante el modo de carga. Esta acción se puede llevar a cabo, por ejemplo, si la carga requerida del intercambiador 40 de calor de BOG supera su capacidad de diseño.

50 La rebaja de la temperatura de segundo punto de referencia de entrada disminuye la temperatura objetivo de la corriente de BOG controlada por temperatura. Esta acción tiene como resultado una disminución de la carga necesaria para el intercambiador de calor de BOG. Esta acción se puede llevar a cabo particularmente durante el modo de carga si el intercambiador de calor de BOG alcanza su máxima carga de operación de diseño. Dicha disminución de la segunda temperatura medida de la corriente de BOG controlada por temperatura puede, por ejemplo, hacer que el compresor 80 de BOG opcional alcance un valor fuera de su temperatura de operación de diseño, rebajando la eficacia del proceso de compresión. No obstante, preferentemente, la temperatura de segundo punto de referencia y la segunda temperatura medida deberían mantenerse dentro de la cubierta operacional de diseño del compresor de BOG con el fin de evitar daños.

60 Como alternativa, en determinadas realizaciones, se puede proporcionar un calentador 65 de corriente de BOG caliente opcional en la corriente de BOG caliente para aumentar más su temperatura. Por ejemplo, en caso de que el requisito de calentamiento de la corriente de alimentación de BOG supere la carga del intercambiador 40 de calor de BOG durante el modo de carga, se puede usar el calentador opcional 65, si se proporciona, para aumentar la primera temperatura medida hasta la temperatura de primer punto de referencia y/o para proporcionar un caudal másico mayor de la corriente de BOG caliente a la temperatura de primer punto de referencia. El calentador 65 de corriente de BOG caliente también puede controlarse por medio del primer controlador de temperatura.

65 De esta forma, el método y el aparato divulgados en la presente memoria pueden proporcionar una corriente 55 de BOG controlada por temperatura.

En una realización preferida, se pueden utilizar el método y el aparato divulgados en la presente memoria como parte de un proceso de licuefacción para una corriente de alimentación de hidrocarburos. La corriente de alimentación de hidrocarburos puede ser cualquier corriente de gas apropiada objeto de enfriamiento y licuefacción, pero normalmente es una corriente de gas natural obtenida a partir de reservas de gas natural o petróleo. Como alternativa, también se puede obtener la corriente de alimentación de hidrocarburos a partir de otra fuente, que también incluye una fuente sintética tal como un proceso de Fischer-Tropsch.

Normalmente, la corriente de gas natural tiene una composición de hidrocarburos formada sustancialmente por metano. Preferentemente, la corriente de alimentación de hidrocarburos comprende al menos un 50 % en moles de metano, más preferentemente al menos un 80 % en moles de metano.

Las composiciones de hidrocarburos tales como el gas natural pueden también contener sustancias que no son hidrocarburos tales como H_2O , N_2 , CO_2 , Hg , H_2S y otros compuestos de azufre, y similares. Si se desea, el gas natural se puede pre-tratar antes del enfriamiento y cualquier licuefacción. Este pre-tratamiento puede comprender la reducción y/o retirada de componentes no deseados tales como CO_2 y H_2S u otras etapas tales como el enfriamiento preliminar, pre-presurización o similares. Debido a que estas etapas se conocen bien por parte de la persona experta en la técnica, sus mecanismos no se comentan de manera adicional en este caso.

De este modo, la expresión "corriente de alimentación de hidrocarburos" puede también incluir una composición antes de cualquier tratamiento, incluyendo el tratamiento la depuración, deshidratación y/o el lavado, así como cualquier composición que se haya tratado, parcial, sustancia o completamente, para la reducción y/o la retirada de uno o más componentes o sustancias, incluyendo pero sin limitarse a, azufre, compuestos de azufre, dióxido de carbono, agua, Hg y uno o más hidrocarburos C_{2+} .

Dependiendo de la fuente, el gas natural puede contener cantidades variables de hidrocarburos más pesados que el metano, tal como en particular etano, propano y butanos, y posiblemente cantidades menores de pentanos e hidrocarburos aromáticos. La composición varía dependiendo del tipo y ubicación del gas.

De manera convencional, los hidrocarburos más pesados que el metano se retiran de la manera más eficaz posible a de la corriente de alimentación de hidrocarburos antes de cualquier enfriamiento importante por varios motivos, tales como disponer de temperaturas de congelación y licuefacción diferentes que puedan favorecer el bloqueo de partes de la planta de licuefacción de metano. Los hidrocarburos C_{2+} se pueden separar, o se puede reducir su contenido, de la corriente de alimentación de hidrocarburos por medio de un dispositivo de eliminación de metano, que proporciona una corriente de hidrocarburos de cabecera que es rica en metano y corrientes de parte inferior desprovistas de metano que comprenden hidrocarburos C_{2+} . Posteriormente, se puede hacer pasar las corrientes de parte inferior desprovistas de metano a separadores adicionales para proporcionar el Gas de Petróleo Licuado (LPG) y corrientes de condensado.

Tras la separación, se puede enfriar la corriente de hidrocarburos producida de este modo. El enfriamiento se puede proporcionar por medio de un número de métodos conocidos en la técnica. Se hace pasar la corriente de hidrocarburos frente a una o más corrientes de refrigerante en uno o más circuitos de refrigerante. Dicho circuito de refrigerante puede comprender uno o más compresores de refrigerante para comprimir, al menos parcialmente, la corriente de refrigerante evaporada, con el fin de proporcionar un corriente de refrigerante comprimida. Posteriormente, se puede enfriar la corriente de refrigerante comprimida en un enfriador, tal como un enfriador de aire o agua, para proporcionar la corriente de refrigerante. Los compresores de refrigerante pueden estar accionados por una o más turbinas.

El enfriamiento de la corriente de hidrocarburos se puede llevar a cabo en una o más etapas. El enfriamiento inicial, también denominado pre-enfriamiento o enfriamiento auxiliar, se puede llevar a cabo usando un refrigerante mixto de pre-enfriamiento de un circuito de refrigerante de pre-enfriamiento, en dos o más intercambiadores de calor de pre-enfriamiento, para proporcionar una corriente de hidrocarburos pre-enfriada. Preferentemente, la corriente de hidrocarburos pre-enfriada se licúa parcialmente, tal como a una temperatura por debajo de $0\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Preferentemente, dichos intercambiadores de calor de pre-enfriamiento podrían comprender una etapa de pre-enfriamiento, llevándose a cabo cualquier enfriamiento posterior en uno o más intercambiadores de calor principales para licuar una fracción de la corriente de hidrocarburos en una o más etapas principales de enfriamiento y/o sub-enfriamiento.

De esta forma, pueden verse implicadas una o más etapas de enfriamiento, teniendo cada una de ellas un o más etapas, partes, etc. Por ejemplo, cada etapa de enfriamiento puede comprender de uno a cinco intercambiadores de calor. Puede ocurrir que toda o parte de una corriente de hidrocarburos y/o el refrigerante mixto no pasen a través de todos, y/o los mismos, intercambiadores de calor de una etapa de enfriamiento.

En una realización, el hidrocarburo se puede enfriar y licuar en un método que comprende dos o más etapas de enfriamiento. Preferentemente, una etapa de pre-enfriamiento pretende reducir la temperatura de una corriente de alimentación de hidrocarburos por debajo de $0\text{ }^{\circ}\text{C}$, normalmente dentro del intervalo de $-20\text{ }^{\circ}\text{C}$ a $-70\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Preferentemente, la etapa de enfriamiento principal está separada de la etapa de pre-enfriamiento. Es decir, la etapa de enfriamiento principal comprende uno o más intercambiadores de calor principales separados. Preferentemente, se pretende que una etapa de enfriamiento principal reduzca la temperatura de una corriente de hidrocarburos, normalmente al menos una fracción de la corriente de hidrocarburos enfriada por medio de una etapa de pre-enfriamiento hasta una temperatura por debajo de -100 °C.

Los intercambiadores de calor para su uso como dos o más pre-enfriamientos o cualesquiera intercambiadores de calor se conocen bien en la técnica. Preferentemente, los intercambiadores de calor de pre-enfriamiento son intercambiadores de calor de cubierta y tubos.

Preferentemente, al menos uno de cualquiera de los intercambiadores de calor principales es un intercambiador de calor criogénico enrollado en carrete que se conoce en la técnica. Opcionalmente, un intercambiador de calor podría comprender una o más secciones de enfriamiento dentro de su cubierta, y cada sección de enfriamiento podría ser considerada como etapa de enfriamiento o como "intercambiador de calor" separado de las otras ubicaciones de enfriamiento.

En otra realización, se puede hacer pasar una o ambas de la corriente de refrigerante de pre-enfriamiento mixta y cualquier corriente de refrigerante principal mixta a través de uno o más intercambiadores de calor, preferentemente dos o más de los intercambiadores de calor principales y de pre-enfriamiento descritos anteriormente, para proporcionar corrientes de refrigerante mixtas enfriadas.

El refrigerante mixto del circuito de refrigerante mixto, tal como el circuito de refrigerante de pre-enfriamiento o cualquier circuito de refrigerante, puede estar formado a partir de una mezcla de dos o más componentes seleccionados entre el grupo que comprende: nitrógeno, metano, etano, etileno, propano, propileno, butanos, pentanos, etc. Se pueden usar uno o más refrigerantes, en circuitos de refrigerante separados o que se solapan o en otros circuitos de enfriamiento.

El circuito de refrigerante de pre-enfriamiento puede comprender un refrigerante de pre-enfriamiento mixto. El circuito de refrigerante principal puede comprender un refrigerante principal mixto. Un refrigerante mixto o una corriente de refrigerante mixto, según se hace referencia en la presente memoria, comprende al menos un 5 % en moles de dos componentes diferentes. Más preferentemente, el refrigerante mixto comprende dos o más del grupo que comprende: nitrógeno, metano, etano, etileno, propano, propileno, butanos y pentanos.

Una composición común para un refrigerante mixto de pre-enfriamiento puede ser:

Metano (C1)	0-20 % en moles
Etano (C2)	5-80 % en moles
Propano (C3)	5-80 % en moles
Butanos (C4)	0-15 % en moles

La composición total comprende un 100 % en moles.

Una composición común para un refrigerante mixto de enfriamiento principal puede ser:

Nitrógeno	0-25 % en moles
Metano (C1)	20-70 % en moles
Etano (C2)	30-70 % en moles
Propano (C3)	0-30 % en moles
Butanos (C4)	0-15 % en moles

La composición total comprende un 100 % en moles.

La corriente de hidrocarburos pre-enfriada, tal como la corriente de gas natural pre-enfriada, se puede enfriar de manera adicional para proporcionar una corriente de hidrocarburos licuada, tal como una corriente de LNG. Tras la licuefacción, la corriente de hidrocarburos licuada se puede procesar de manera adicional. A modo de ejemplo, se puede des-presurizar el hidrocarburo licuado obtenido por medio de uno o más dispositivos de expansión tales como una válvula de Joule-Thomson y/o un turbo-expansor criogénico.

En otra realización divulgada en la presente memoria, se hace pasar la corriente de hidrocarburos licuada a través de un separador de gas/líquido tal como un recipiente instantáneo final para proporcionar una corriente de cabecera de gas desprendido final y una corriente inferior líquida, la última para almacenamiento en uno o más tanques de almacenamiento de hidrocarburos licuados en forma de producto licuado, tal como LNG. El gas de evaporación procedente de dicho tanque se puede tratar de acuerdo con el método y el aparato descrito en la presente memoria.

Haciendo referencia a los dibujos, la Figura 2 muestra un método y un aparato 100 para tratar, enfriar y licuar una corriente 105 de alimentación de hidrocarburos para proporcionar un corriente 175 de hidrocarburos licuada. Se puede hacer pasar la corriente 175 de hidrocarburos licuada a un tanque 10 de almacenamiento de hidrocarburos licuados, que puede proporcionar una corriente de BOG 15, que se puede tratar para producir una corriente 55 de BOG controlada por temperatura.

La corriente 105 de alimentación de hidrocarburos puede ser cualquier hidrocarburo o mezcla de hidrocarburos, tal como gas natural. La corriente 105 de alimentación de hidrocarburos se puede hacer pasar a una unidad de tratamiento 110, en la cual se trata la corriente de alimentación para retirar los contaminantes no deseados, tales como los gases ácidos y los hidrocarburos más pesados. Dichos tratamientos se conocen por parte de la persona experta. Los gases ácidos se pueden retirar de la corriente de alimentación por medio de extracción con disolvente, para proporcionar una corriente 95a de gases ácidos. Los hidrocarburos pesados se pueden retirar por medio de separación en una o más columnas de separación, tal como una columna de lavado, para proporcionar líquidos de gas natural (NGLs). Se muestra una corriente de NGL 95b abandonando la unidad 110. También se pueden retirar las cantidades de agua presente en la corriente 105 de alimentación de hidrocarburos.

La unidad de tratamiento 110 proporciona una corriente 115 de hidrocarburos tratados. La corriente 115 de hidrocarburos tratados es una corriente rica en metano que tiene un contenido reducido de gases ácidos y NGLs en comparación con la corriente 105 de alimentación de hidrocarburos.

Se puede hacer pasar la corriente 115 de hidrocarburos tratada a una unidad de pre-enfriamiento que comprende uno o más intercambiadores 120 de calor de pre-enfriamiento. Uno o más de los intercambiadores 120 de calor de pre-enfriamiento pueden enfriar la corriente 115 de hidrocarburos tratados frente a un refrigerante, tal como un refrigerante de pre-enfriamiento en un circuito de refrigerante de pre-enfriamiento para proporcionar una corriente 125 de hidrocarburo pre-enfriada.

Posteriormente, se puede hacer pasar la corriente 115 de hidrocarburos pre-enfriada a un dispositivo de división de corriente de pre-enfriamiento, que proporciona una corriente 145 de alimentación de hidrocarburos de enfriamiento principal y un corriente de proceso 135a, que en este caso es una corriente de derivación de hidrocarburos de enfriamiento principal.

La corriente 145 de alimentación de hidrocarburos de enfriamiento principal se puede hacer pasar a una unidad de enfriamiento principal que comprende uno o más intercambiadores 130 de calor de enfriamiento principal. Uno o más intercambiadores 130 de calor de enfriamiento principal pueden enfriar la corriente 145 de alimentación de hidrocarburos de enfriamiento principal frente a un refrigerante, tal como un refrigerante en un circuito de refrigerante principal para licuar, al menos parcialmente, preferentemente completamente, el hidrocarburo. Una o más de los intercambiadores principales proporcionan una corriente 155a de hidrocarburos licuada. La corriente 155a de hidrocarburos licuada es una corriente de hidrocarburos al menos parcialmente licuada, y preferentemente una corriente de hidrocarburos completamente licuada.

Un ejemplo de la operación de pre-enfriamiento y de los circuitos de refrigerante principales para enfriar y licuar una corriente de hidrocarburos se puede encontrar en la Patente de EE.UU. N° 6.370.910.

Se puede combinar, al menos parcialmente, preferentemente de forma completa, la corriente 155a de hidrocarburos licuada con la corriente 195 de proceso enfriada para proporcionar una corriente 155b de hidrocarburos al menos parcialmente, preferentemente de forma completamente licuada (combinada).

La corriente 155b de hidrocarburos al menos parcialmente, preferentemente de forma completamente licuada (combinada) se puede expandir posteriormente en uno o más dispositivos de expansión 150, tal como uno o ambos de una válvula de Joule-Thomson y un turboexpansor, para proporcionar una corriente 165 de hidrocarburos parcialmente licuada expandida. La corriente 165 de hidrocarburos parcialmente licuada expandida es una corriente de dos fases que comprende componentes líquidos y de vapor.

La corriente 165 de hidrocarburos parcialmente licuada expandida se puede hacer pasar a un separador 160 final de gas/líquido, tal como un recipiente instantáneo final, para proporcionar una corriente 175 de hidrocarburos licuada en forma de corriente de parte inferior y una corriente 185 de hidrocarburos de cabecera, también conocida como gas desprendido final. La corriente 175 de hidrocarburos licuada puede ser un sistema LNG cuando la corriente 105 de alimentación de hidrocarburos es gas natural.

La corriente 175 de hidrocarburos licuada se puede hacer pasar a la primera entrada 4 de un tanque 10 de almacenamiento de hidrocarburos licuados. El tanque 10 de almacenamiento de hidrocarburos licuados puede comprender una bomba sumergida 210 para proporcionar el hidrocarburo licuado a una segunda salida 6, donde abandona el tanque de almacenamiento 10 en forma de corriente 215 de alimentación de hidrocarburos licuada. La corriente 215 de alimentación de hidrocarburos licuada puede transferir el hidrocarburo licuado a tanques de almacenamiento adicionales (no mostrados), por ejemplo en un buque portador, tal como un portador de LNG.

Durante la carga del buque portador, se puede producir el gas de evaporación en el proceso de enfriamiento de los tanques de almacenamiento adicionales y/o de conexión de las tuberías a la temperatura del hidrocarburo licuado. Se puede hacer pasar este gas de evaporación a una segunda entrada 4 del tanque 10 de almacenamiento de hidrocarburos licuados en forma de corriente 315 de gas evaporación de carga. Si se desea, se puede hacer pasar al menos una parte de la corriente 315 de gas de evaporación de carga directamente a la corriente 15 de gas de evaporación a lo largo del conducto 335.

Así como también comprende opcionalmente una parte del gas de evaporación de carga procedente del conducto 335, la corriente de BOG 15 puede también comprender el hidrocarburo de cabecera procedente del separador 160 final de gas/líquido de la corriente d175 de hidrocarburos de cabecera.

Posteriormente, se puede procesar la corriente de BOG 15 de acuerdo con el método y el aparato descritos en la presente memoria, para proporcionar una corriente 55 de BOG controlada por temperatura.

En la realización que se muestra en la Figura 2, se hace pasar la corriente de BOG 15 a una primer dispositivo 220 de división de flujo, donde se separa para dar lugar a una corriente 25a de alimentación de intercambiador de calor de BOG y una corriente 35a de derivación de BOG.

La corriente 25a de alimentación de intercambiador de calor de BOG se hace pasar a una válvula 20 de control de flujo de corriente de alimentación de intercambiador de calor, que controla el flujo másico de la corriente para proporcionar una corriente 25b de alimentación de intercambiador de calor de BOG (controlada) a una primera entrada 41 del intercambiador 40 de calor de BOG. Se hace pasar la corriente 35a de derivación de BOG a una válvula 30 de control de flujo de corriente de derivación, que controla el flujo másico de la corriente para proporcionar una corriente 35b de derivación de BOG (controlada).

La válvula 20 de control de flujo de corriente de BOG y la válvula 30 de control de flujo de corriente de derivación se conectan a los accionadores de control de flujo (no mostrados) que controlan la posición de las válvulas. Los accionadores de control de flujo reciben las señales de control de flujo a lo largo de la línea 61 de señal de control de flujo procedentes del segundo controlador de temperatura 60. Como se comenta en relación con la realización de la Figura 1, el cambio en la posición de las válvulas 20, 30 de control de flujo ajusta el flujo másico relativo de la corriente 25b de alimentación de intercambiador de calor de BOG (controlada) (y de este modo de la corriente 45 de BOG caliente) y de la corriente 35b de derivación de BOG (controlada), de manera que la temperatura de la corriente 55 de BOG controlada por temperatura se puede mantener en un valor igual o próximo a la temperatura de segundo punto de referencia.

A continuación, se puede hacer pasar la corriente 55 de BOG controlada por temperatura a la entrada 71 de un tambor 70 de descarga de compresor de gas de evaporación donde se puede retirar el líquido de la corriente 55 de BOG controlada por temperatura para proporcionar una corriente 75 de alimentación de compresor de gas de evaporación en forma de corriente de cabecera en la salida 72.

Se puede hacer pasar la corriente 75 de alimentación de compresor de BOG a la entrada 81 de un compresor 80 de gas de evaporación. La corriente 75 de alimentación de compresor de BOG es una corriente controlada por temperatura ya que procede de la corriente 55 de BOG controlada por temperatura. De este modo, se proporciona la succión del compresor de BOG 80 con una corriente a una temperatura controlada. Este control de temperatura permite mantener la operación del compresor de BOG 80 dentro de la cubierta operacional.

Volviendo a la operación del intercambiador 40 de calor de BOG, se proporciona el calentamiento de la corriente 25b de alimentación de intercambiador de calor de BOG (controlada) por medio una corriente de proceso. En esta realización, la corriente de proceso es una corriente 135a de derivación de hidrocarburos de enfriamiento principal proporcionada a partir de la corriente 125 de hidrocarburos pre-enfriada por medio de un dispositivo de división de corrientes de pre-enfriamiento como se ha comentado anteriormente. Se puede proporcionar la corriente 135a de derivación de hidrocarburos de enfriamiento principal a una temperatura fija, tal como la producida por uno o más de los intercambiadores 120 de calor de pre-enfriamiento, tal como al menos un intercambiador de calor de propano de baja presión.

Se hace pasar la corriente 135a de derivación de hidrocarburos de enfriamiento principal a una válvula 170 de corriente de proceso para proporcionar una corriente 135b de derivación de hidrocarburos de enfriamiento principal (controlada) que se hace pasar a la segunda entrada 42 del intercambiador 40 de calor de BOG. Se controla el flujo másico de la corriente 135b de derivación de hidrocarburos de enfriamiento principal (controlada) por medio del ajuste de la válvula 170 de corriente de proceso. El ajuste de la válvula 170 de corriente de proceso está controlado por un proceso de accionador de corriente de proceso, que recibe señales de control de proceso procedentes de un primer controlador de temperatura 50 a lo largo de la línea 51 de señal de control de proceso. De esta forma, se puede controlar la primera temperatura de la corriente 45 de BOG caliente modificando el flujo másico de la corriente 135b de derivación de hidrocarburos de enfriamiento principal (controlada).

El intercambiador de calor BOG enfría la corriente 135b de derivación de hidrocarburos de enfriamiento frente a la corriente 25b de alimentación de intercambiador de calor de BOG (controlada) para proporcionar una corriente 195 de derivación de hidrocarburos de enfriamiento principal enfriada en forma de corriente de proceso enfriada. Cuando la corriente 195 de derivación de hidrocarburo de enfriamiento principal enfriada se licua, al menos parcialmente, preferentemente de forma completa, se puede combinar con la corriente 155a de hidrocarburos al menos parcialmente, de forma preferida completamente licuada procedente de uno o más de los intercambiadores 130 de calor principales para proporcionar una corriente 155b de hidrocarburos al menos parcialmente, de forma preferida completamente licuados (combinada). De esta forma, se puede reciclar una parte de la energía de frío procedente del gas de evaporación a una corriente de proceso de hidrocarburos, de manera que se puede introducir una derivación con respecto a uno o más de los intercambiadores 120 de calor principales, con el fin de reducir la carga de enfriamiento de uno o más de los intercambiadores 130 de calor principales.

La Figura 3 muestra un método alternativo y un aparato 100 para tratar, enfriar y licuar una corriente 105 de alimentación de hidrocarburos para proporcionar una corriente 175 de hidrocarburos licuada. Se puede hacer pasar la corriente 175 de hidrocarburos licuada a un tanque 10 de almacenamiento de hidrocarburos licuados, que puede proporcionar la corriente de BOG 15, que se puede tratar para producir una corriente 55 de BOG controlada por temperatura.

En esta realización, la corriente de proceso 135c comprende un refrigerante principal procedente de uno o más de los intercambiadores 130 de calor principales. En particular, la corriente de proceso 135c puede ser una corriente de refrigerante mixta ligera procedente de un dispositivo de división de refrigerante mixto de un circuito de refrigerante mixto, tal como el que se describe en la patente de EE.UU. 6.370,910. Dicha corriente de refrigerante mixta ligera puede proceder de una corriente de refrigerante mixta por medio de formación de un corriente de refrigerante mixta parcialmente condensada y separación de la fase vapor de la corriente de refrigerante mixta parcialmente condensada, normalmente por medio del dispositivo de división de refrigerante mixto, para formar una corriente de refrigerante mixta ligera. La corriente 135c de refrigerante mixta ligera se hace pasar a una segunda entrada del intercambiador 40 de calor de BOG, donde se calienta frente a una corriente 25 de alimentación de intercambiador de calor de BOG, para proporcionar una corriente 195a de refrigerante mixta ligera enfriada.

En este caso, se controla el flujo másico del refrigerante mixto ligero a través del intercambiador 40 de calor de BOG, por medio de una válvula 170a de corriente de proceso aguas abajo, en lugar de aguas arriba, del intercambiador 40 de calor de BOG. La válvula 170a de corriente de proceso proporciona una corriente 195b de refrigerante mixta ligera y enfriada que se puede mandar de nuevo a uno o más de los intercambiadores de calor 130. La válvula 170a de corriente de proceso se controla por medio de un accionador de corriente de proceso provisto de una señal de control de proceso en la línea 51 de señal de control de proceso procedente del primer controlador de temperatura 50. De este modo, se puede controlar la primera temperatura de la corriente de BOG caliente.

La válvula 170a de corriente de proceso puede producir una caída de presión grande en la corriente de proceso, de manera que puede ocurrir un régimen de presión baja con un flujo de dos fases aguas abajo de la válvula. Es preferible producir dicho régimen de presión de baja aguas abajo del intercambiador 40 de calor de BOG. Si la válvula 170a de corriente de proceso está ubicada aguas arriba del intercambiador 40 de calor de BOG, se puede adaptar el intercambiador para adaptar el flujo de dos fases. Esto puede aumentar el coste del intercambiador 40 de calor de BOG.

La realización de la Figura 3 también muestra una ubicación alternativa de la válvula 20a de control de flujo de corriente de BOG, controlada por el segundo controlador de temperatura 60. En lugar de estar ubicada aguas arriba del intercambiador 40 de calor de BOG en la corriente 25 de alimentación de intercambiador de calor de BOG, se proporciona aguas abajo en la corriente 45a de BOG caliente que abandona la primera salida 43 del intercambiador de calor 40. Se hace pasar la corriente 45a de BOG caliente a la válvula 20a de control de flujo de corriente de BOG, que proporciona una corriente 45b de BOG caliente (controlada) para combinarse con la corriente 35b de derivación de BOG (controlada) en el primer dispositivo 230 de combinación de corrientes. De este modo, la válvula 20a de control de flujo de corriente de BOG aguas abajo del intercambiador 40 de calor de BOG opera para controlar el flujo másico de la corriente 25 de alimentación de intercambiador de calor de BOG/corriente de BOG caliente. En combinación con la válvula 30 de control de flujo de corriente de derivación, es posible controlar los flujos másicos relativos de la corriente de BOG caliente/corriente 25 de alimentación de intercambiador de calor de BOG y la corriente 35a de derivación de BOG/corriente 35b de derivación de BOG (controlada), con el fin de proporcionar una corriente de BOG controlada por temperatura a la temperatura de segundo punto de referencia.

El primer controlador de temperatura 50 se puede situar bien aguas arriba o bien aguas abajo de la válvula 20a de control de flujo de corriente de BOG. La Figura 3 muestra el primer controlador de temperatura 50 situado aguas arriba de la válvula 20a de control de flujo de corriente de BOG en la corriente 45a de BOG caliente. Colocando el primer controlador de temperatura 50 aguas arriba de la válvula 20a de control de flujo de corriente BOG, se puede determinar la primera temperatura antes de cualesquiera cambios de flujo en la corriente 45a de BOG caliente que procede de la operación de la válvula 20a de control de flujo de corriente de BOG.

En una realización alternativa (no mostrada), se puede situar el primer controlador de temperatura 50 para medir la

temperatura de la corriente 195 de proceso enfriada. En este caso, es preferible que el primero controlador de temperatura 50 se coloque entre el intercambiador 40 de calor de BOG y la válvula 170a de corriente de proceso, de manera que se pueda determinar la primera temperatura antes de cualesquiera cambios de presión o temperatura en la corriente 195 de proceso enfriado que surge de la operación de la válvula 170a de corriente de proceso. Por tanto, la temperatura de primer punto de referencia diferiría de la propuesta en las realizaciones de las Figuras 1 y 2, y podría estar dentro del intervalo de -137 a -162 °C para la corriente 195 de proceso enfriada.

Aunque la presente invención no está limitada a dichos casos, resultará evidente para la persona experta en la técnica que la tecnología descrita anteriormente es particularmente ventajosa en aquellos casos donde la temperatura de la corriente de gas de evaporación pueda variar, tal como cuando la instalación de licuefacción oscila entre los modos de operación.

Cuando se encuentra en modo de espera, el gas de evaporación se produce principalmente a partir de los tanques de almacenamiento criogénico. La temperatura del gas de evaporación estará próxima a la temperatura criogénica. Por ejemplo, si el hidrocarburo licuado es gas natural licuado (LNG), el gas de evaporación procedente de los tanques de almacenamiento puede estar a una temperatura menor de -150 °C.

No obstante, cuando un vehículo de hidrocarburo licuado, tal como un buque portador de LNG, llega a la planta de licuefacción para extraer el LNG, la instalación pasa de modo espera a modo de carga. Durante el modo de carga, las tuberías que conectan los tanques de almacenamiento criogénico de la instalación de licuefacción y el vehículo de hidrocarburos líquidos, y los tanque de almacenamiento criogénicos del vehículo de hidrocarburos licuados pueden estar más calientes que la temperatura criogénica. De este modo, el proceso de carga produce gas de evaporación procedente del paso de los hidrocarburos licuados a través de las tuberías y hasta el interior de los tanques de almacenamiento del vehículo, que está significativamente más caliente que el gas de evaporación producido por medio de los tanques de almacenamiento criogénicos de la instalación de licuefacción en modo de espera. Esto se produce particularmente así si se usa el propio hidrocarburo licuado para proporcionar el enfriamiento a la tubería de conexión y a los tanques de almacenamiento del vehículo. Además, los sopladores que transfieren el gas de evaporación generado en buque portador hasta la instalación de licuefacción pueden supercalentar el gas, aumentando la temperatura del gas de evaporación.

Además, se pueden producir cantidades significativamente más grandes de gas de evaporación durante el modo de carga en comparación con el modo de espera, debido a las tuberías adicionales que conectan los tanques de almacenamiento con el buque portador y los tanques de almacenamiento del buque portador.

De este modo, durante al menos las etapas iniciales del modo de carga de la instalación de licuefacción, se puede producir gas de evaporación a una temperatura más elevada y a en mayor cantidad que la que se produce durante el modo de espera.

Durante el modo de espera, la temperatura y el caudal másico de la corriente del gas de evaporación pueden ser menores en comparación con el modo de carga. El primer controlador de temperatura puede operar para mantener la primera temperatura medida en el primer punto de referencia por medio de la modificación del flujo másico de la corriente de proceso con el fin de proporcionar el calor necesario al intercambiador de calor de BOG para calentar la corriente de alimentación de intercambiador de calor de BOG hasta que se alcanza la temperatura del primer punto de referencia.

Cuando se selecciona la temperatura del segundo punto de referencia del segundo controlador de temperatura para que sea menor que la temperatura del primer punto de referencia, se puede lograr reduciendo la temperatura de la corriente de BOG caliente hasta la temperatura del segundo punto de referencia por medio de combinación con la corriente de derivación de BOG más fría. La corriente de derivación de BOG puede estar a una temperatura menor que la temperatura del primer punto de referencia debido a que no se ha pasado a través del intercambiador de calor de BOG. Normalmente, la corriente de derivación de BOG está más fría que la temperatura del segundo punto de referencia. El segundo controlador de temperatura puede controlar los caudales másicos relativos de una o ambas de corriente de BOG caliente y corriente de derivación de BOG para lograr la temperatura del segundo punto de referencia.

Por ejemplo, cuando la segunda temperatura medida es más alta que la temperatura del segundo punto de referencia, el segundo controlador de temperatura puede aumentar el caudal másico de la corriente de derivación de BOG y/o reducir el caudal másico de la corriente de alimentación de intercambiador de calor de BOG. Cuando la segunda temperatura medida es menor que la temperatura del segundo punto de referencia, el segundo controlador de temperatura puede disminuir el caudal másico de la corriente de derivación de BOG y/o aumentar el caudal másico de la corriente de alimentación de intercambiador de calor de BOG.

Cuando la instalación pasa a estado de carga, la temperatura y el flujo másico de la corriente de gas de evaporación pueden aumentar en comparación con el modo de espera. El primer controlador de temperatura puede actuar para mantener la corriente de BOG caliente a la temperatura del primer punto de referencia, modificando el caudal de flujo másico de la corriente de proceso para modificar la carga del intercambiador de calor de BOG. Esto puede implicar

un aumento del flujo másico de la corriente de proceso para proporcionar un calentamiento adicional al flujo másico más elevado de la corriente de alimentación de BOG, o una disminución del flujo másico de la corriente de proceso si se requiere menos calentamiento de la corriente de alimentación de BOG como resultado de su temperatura más elevada.

5 Resultará evidente que en una realización, se puede dimensionar el intercambiador de calor de BOG para proporcionar la máxima carga requerida a la corriente de alimentación de BOG. Durante el modo de carga, la carga adicional que resulta de un mayor flujo másico de la corriente de BOG normalmente superará la disminución de carga como resultado del aumento de la temperatura de la corriente de BOG. Por tanto, el modo de carga puede producir la carga máxima de intercambiador de calor de BOG.

15 Como ya se ha comentado, cuando se escoge una temperatura de segundo punto de referencia del segundo controlador de temperatura que es menor que la temperatura del primer punto de referencia, se reduce la temperatura de la corriente de BOG caliente hasta la temperatura del segundo punto de referencia por medio de combinación con la corriente de derivación de BOG. Cuando se pasa de modo de espera a modo de carga, aumenta la temperatura de la corriente de derivación de BOG usada para enfriar la corriente de BOG caliente. Esto se detecta en forma de aumento de la segunda temperatura medida por el segundo controlador de temperatura. Por consiguiente, el segundo controlador de temperatura puede operar para aumentar el flujo másico de la corriente de derivación de BOG y/o reducir el flujo másico de la corriente de alimentación de intercambiador de calor de BOG para rebajar la temperatura de la corriente de BOG controlada por temperatura hasta la temperatura de segundo punto de referencia. Visto de otro modo, la corriente de derivación de BOG, que está a una temperatura más baja que la corriente de BOG caliente ya que no se ha calentado en el intercambiador de calor de BOG, puede proporcionar enfriamiento a la corriente de BOG caliente que se hace pasar aguas abajo hasta el intercambiador de calor de BOG.

25 Cuando el sistema vuelve al modo de espera, la temperatura y el flujo másico de la corriente de gas de evaporación pueden disminuir. Esto se puede detectar como una disminución de la segunda temperatura medida por debajo de la temperatura de segundo punto de referencia, como resultado de la disminución de la temperatura de la corriente de derivación de BOG. Por este motivo, es preferible que se mantenga un flujo másico de la corriente de derivación de BOG. El segundo controlador de temperatura reaccionará reduciendo el flujo másico de la corriente de derivación de BOG y/o aumentando el flujo másico de la corriente de alimentación de intercambiador de calor de BOG, con el fin de aumentar la temperatura de la corriente de BOG controlada por temperatura hasta la temperatura de segundo punto de referencia.

35 El primer controlador de temperatura puede también detectar una disminución de la primera temperatura medida por debajo de la temperatura del primer punto de referencia, como resultado de la disminución de la temperatura de la corriente de alimentación de intercambiador de calor de BOG, que en ausencia de cambio en la carga proporcionada por medio de la corriente de proceso tendrá como resultado una disminución de la temperatura de la corriente de BOG caliente. El primer controlador de temperatura puede responder aumentando el flujo másico de la corriente de proceso con el fin de proporcionar un enfriamiento adicional de la corriente de alimentación de intercambiador de calor de BOG de temperatura más baja, dando como resultado un aumento de la temperatura de la corriente de BOG caliente hasta la temperatura del primer punto de referencia. En esta caso, los controladores de temperatura primero y segundo pueden detectar una reducción de las temperaturas medidas primera y segunda de forma simultánea.

45 En este caso, se puede proporcionar el gas de evaporación controlado por temperatura al compresor de BOG a la temperatura deseada. Dicha temperatura puede estar dentro del intervalo de temperatura de la corriente de gas de evaporación y la corriente de proceso. La temperatura de la corriente de gas de evaporación puede depender de si la instalación está en modo de espera o en modo de carga. La presente invención puede operar para evitar una corriente de temperatura demasiado baja, tal como durante el modo de operación, pase hasta el compresor de BOG, proporcionando calentamiento a partir de la corriente de proceso.

55 La persona experta en la técnica comprenderá que la presente invención se puede llevar a cabo de varias formas sin alejarse del alcance de las reivindicaciones adjuntas.

REIVINDICACIONES

1. Un método para la manipulación de una corriente de gas de evaporación (15) procedente de unas existencias (11) de hidrocarburos licuados almacenados criogénicamente, que comprende al menos las etapas de:

5 - proporcionar una corriente (15) de gas de evaporación (BOG) procedente de un tanque (10) de almacenamiento de hidrocarburos licuados; y
 - someter a intercambio de calor una corriente (25) de alimentación de intercambiador de calor de BOG en un intercambiador (40) de calor de BOG frente a una corriente de proceso (135), donde se controla el flujo másico de la corriente de proceso (135) en respuesta a una primera temperatura medida para hacer pasar la primera temperatura medida hasta una temperatura de primer punto de referencia;

10 **caracterizado por que** dicho intercambio de calor de la corriente (25) de alimentación de intercambiador de calor de BOG en el intercambiador (40) de calor de BOG frente a la corriente de proceso (135) proporciona una corriente (45) de BOG caliente y una corriente (195) de proceso enfriada, y **por que** el método además comprende las etapas de:

15 - separar la corriente de BOG (15) en una corriente (25) de alimentación de intercambiador de calor de BOG y una corriente (35) de derivación de BOG; y

20 - combinar la corriente (45) de BOG caliente con la corriente (35) de derivación de BOG para proporcionar una corriente (55) de BOG controlada por temperatura;

25 donde la primera temperatura medida es de al menos una de (i) la corriente (45) de BOG caliente y (ii) la corriente (195) de proceso enfriada, y donde el flujo másico de una o ambas de la corriente (25) de alimentación de intercambiador de calor de BOG y la corriente (35) de derivación de BOG se controlan en respuesta a una segunda temperatura medida de la corriente (55) de BOG controlada por temperatura, para hacer pasar la segunda temperatura medida hasta una temperatura de segundo punto de referencia.

2. El método de acuerdo con la reivindicación 1, que además comprende las etapas de :

30 - hacer pasar la corriente (55) de BOG controlada por temperatura a un tambor (70) de descarga de compresor de BOG para proporcionar una corriente (75) de alimentación de compresor de BOG;

- comprimir la corriente (75) de alimentación de compresor de BOG en un compresor de BOG (80) para proporcionar una corriente (85) de BOG comprimida.

3. El método de acuerdo con la reivindicación 1 o la reivindicación 2, donde la corriente de proceso (135) se proporciona a una temperatura de corriente de proceso pre-establecida.

4. El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones anteriores, donde el control del flujo másico de la corriente de proceso (135) en respuesta a la primera temperatura medida de la corriente (45) de BOG caliente comprende las etapas de:

40 - determinar la primera temperatura medida de la corriente (45) de BOG caliente con un primer controlador de temperatura (50) que tiene la temperatura de primer punto de referencia;

- modificar el flujo másico de la corriente de proceso (135) ajustando la válvula (170) de corriente de proceso para hacer pasar la primera temperatura medida hasta la temperatura de primer punto de referencia.

5. El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones anteriores donde el control del flujo másico de una o ambas de la corriente (25) de alimentación del intercambiador de calor de BOG y la corriente (35) de derivación de BOG en respuesta a la segunda temperatura medida de la corriente (55) de BOG controlada por temperatura comprende las etapas de:

50 - determinar la segunda temperatura medida de la corriente (55) de BOG controlada por temperatura con un segundo controlador de temperatura (60) que tiene la temperatura del segundo punto de referencia;

55 - modificar el flujo másico de una o ambas de la corriente (25) de alimentación de intercambiador de calor de BOG y la corriente (35) de derivación de BOG ajustando la válvula (20) de corriente de alimentación y la válvula (30) de corriente de derivación, respectivamente, para hacer pasar la segunda temperatura medida hasta la temperatura del segundo punto de referencia.

6. El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones anteriores, que además comprende:

60 - proporcionar una corriente (105) de alimentación de hidrocarburos;

- licuar al menos parte (125, 145) de la corriente de alimentación de hidrocarburos que comprende intercambiar calor frente a al menos un refrigerante ciclado en un circuito de refrigerante para proporcionar una corriente (155, 155a) de hidrocarburos licuada;

65 - añadir al menos parte (175) de la corriente (155, 155a) de hidrocarburos licuada a las existencias (11) de hidrocarburos licuados almacenados criogénicamente en un tanque (10) de almacenamiento de hidrocarburos licuados.

7. El método de acuerdo con la reivindicación 6, donde la corriente de proceso (135) comprende al menos una parte (135a) de la corriente (105) de alimentación de hidrocarburos, de forma que dicha parte de la corriente de alimentación de hidrocarburos tras su intercambio de calor en el intercambiador (40) de calor de BOG se añade, al menos en parte, a las existencias (11) de hidrocarburos licuados almacenados criogénicamente en el tanque (10) de almacenamiento de hidrocarburos licuados.
8. El método de acuerdo con la reivindicación 7, donde la parte (135a) de la corriente (105) de alimentación de hidrocarburos de la corriente de proceso (135) se forma por medio de una corriente de deslizamiento que desvía al menos parte del intercambio de calor frente a dicho al menos un refrigerante ciclado en un circuito de refrigerante objeto de intercambio de calor en el intercambiador (40) de calor de BOG.
9. El método de acuerdo con la reivindicación 6, donde la corriente de proceso (135) comprende al menos una corriente de refrigerante (135c) obtenida a partir de al menos un refrigerante ciclado en el circuito de refrigerante.
10. El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 6 a 9, donde dicha adición de al menos parte de la corriente (155, 155a) de hidrocarburos licuados a las existencias (11) de hidrocarburos licuados almacenados criogénicamente comprende las etapas de:
- expandir la corriente (155, 155a) de hidrocarburos licuada en uno o más dispositivos (150) de expansión finales para proporcionar una corriente (165) de hidrocarburos al menos parcialmente licuada expandida;
 - hacer pasar la corriente (165) de hidrocarburos al menos parcialmente licuada expandida a un recipiente instantáneo final (160) para proporcionar una corriente (175) de hidrocarburos licuada y una corriente (185) de hidrocarburos de cabecera;
 - hacer pasar la corriente de hidrocarburos licuada al tanque de almacenamiento criogénico; y
 - añadir la corriente (185) de hidrocarburos de cabecera a la corriente (15) de gas de evaporación.
11. Un aparato para manipular una corriente (15) de gas de evaporación (BOG) procedente de unas existencias (11) de hidrocarburos licuados almacenados criogénicamente, comprendiendo dicho aparato al menos:
- un tanque (10) de almacenamiento de hidrocarburos licuados para almacenar las existencias (11) de hidrocarburos licuados, teniendo el tanque (10) de almacenamiento de hidrocarburos licuados una primera entrada (3) para permitir la entrada de una corriente (175) de hidrocarburos licuada al interior del tanque (10) de almacenamiento de hidrocarburos licuados y una primera salida (5) para permitir que la corriente (15) de gas de evaporación salga fuera del tanque (10) de almacenamiento de hidrocarburos licuados;
 - un intercambiador (40) de calor de BOG para someter a intercambio de calor una corriente (25) de alimentación de intercambiador de calor de BOG frente a una corriente de proceso (135), teniendo el intercambiador de calor de BOG una primera entrada (41) para recibir la corriente (25) de alimentación de intercambiador de calor de BOG, una primera salida (43), una segunda entrada (42) para recibir la corriente de proceso (135) y una segunda salida (44);
 - una válvula (170) de corriente de proceso para controlar el flujo másico de la corriente de proceso (135); y
 - un primer controlador de temperatura (50) para determinar una primera temperatura medida y tener una temperatura de primer punto de referencia, estando dicho primer controlador de temperatura (50) dispuesto para ajustar la válvula (170) de corriente de proceso con el fin de hacer pasar la primera temperatura medida hasta la temperatura del primer punto de referencia;
- caracterizado por que** el intercambiador (40) de calor de BOG es para calentar la corriente (25) de alimentación de intercambiador de calor de BOG por medio de intercambio de calor frente a la corriente de proceso (135), donde la primera salida (43) es para descargar la corriente (45) de BOG caliente y la segunda salida (44) es para descargar una corriente (195) de proceso enfriada; **y por que** el aparato además comprende:
- un primer dispositivo (220) de división de flujo para dividir la corriente (15) de gas de evaporación para dar lugar a una corriente (25) de alimentación de intercambiador de calor de BOG y una corriente (35) de derivación de BOG;
 - un primer dispositivo (230) de combinación de corrientes para combinar la corriente (35) de derivación de BOG y la corriente (45) de BOG caliente para proporcionar una corriente (55) de gas de evaporación controlada por temperatura;
 - una o más válvulas (20, 30) de control de flujo para controlar el flujo másico de al menos una de la corriente (25) de alimentación de intercambiador de calor de BOG y la corriente (35) de derivación de BOG; y
 - un segundo controlador de temperatura (60) para determinar una segunda temperatura medida de la corriente (55) de gas de evaporación controlada por temperatura, y que tiene una temperatura de segundo punto de referencia, estando dicho segundo controlador de temperatura (60) dispuesto para ajustar una o más válvulas (20, 30) de control de flujo para hacer pasar la segunda temperatura medida hasta la temperatura del segundo punto de referencia, donde la primera temperatura medida es de al menos una de (i) corriente (45) de BOG caliente y (ii) corriente (195) de proceso enfriada.
12. El aparato de acuerdo con la reivindicación 11, que además comprende:
- un tambor (70) de descarga de compresor de BOG que tiene una entrada (71) para la corriente (55) de BOG

controlada por temperatura y una salida (72) para la corriente (75) de alimentación del compresor de BOG;
- un compresor de BOG (80) que tiene una entrada (81) conectado a la salida (72) del tambor (70) de descarga del compresor de BOG, para recibir la corriente (75) de alimentación del compresor de BOG y una salida (82) para una corriente (85) de BOG comprimida.

- 5 13. El aparato de acuerdo con la reivindicación 11 o 12, que además comprende:
- 10 - una unidad de enfriamiento principal que comprende uno o más intercambiadores de calor de enfriamiento principal para licuar al menos una parte (125, 145) de una corriente (105) de alimentación de hidrocarburos por medio de intercambio de calor frente a un refrigerante, para obtener una corriente (155, 155a) de hidrocarburos licuada;
 - 15 - un circuito de refrigerante para ciclar el refrigerante; cuya unidad de enfriamiento principal está conectada al tanque (10) de almacenamiento de hidrocarburos licuados con el fin de permitir la adición de al menos una parte de la corriente (155, 155a) de hidrocarburos licuada a las existencias (11) de hidrocarburos licuados almacenados criogénicamente en el tanque (10) de almacenamiento de hidrocarburos licuados.

- 20 14. El aparato de la reivindicación 13, donde la segunda entrada (42) del intercambiador (40) de calor de BOG está dispuesta para recibir al menos una parte (135a) de la corriente (105) de alimentación de hidrocarburos, de forma que la corriente de proceso (135) comprende al menos una parte (135a) de la corriente (105) de alimentación de hidrocarburos, y donde la segunda salida (44) del intercambiador (40) de calor de BOG está conectada al tanque (10) de almacenamiento de hidrocarburos licuados.

- 25 15. El aparato de acuerdo con la reivindicación 13, donde la segunda entrada (42) y la segunda salida (44) del intercambiador (40) de calor de BOG están conectadas al circuito de refrigerante, de forma que la corriente de proceso (135) comprende al menos una parte (135c) del refrigerante.

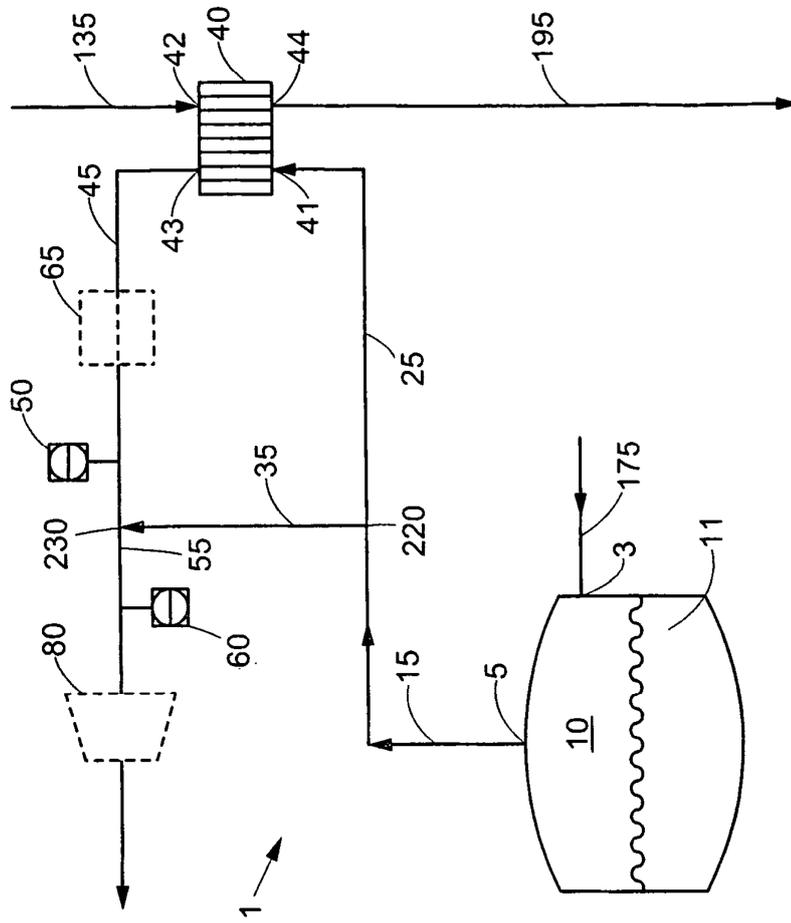


FIG. 1

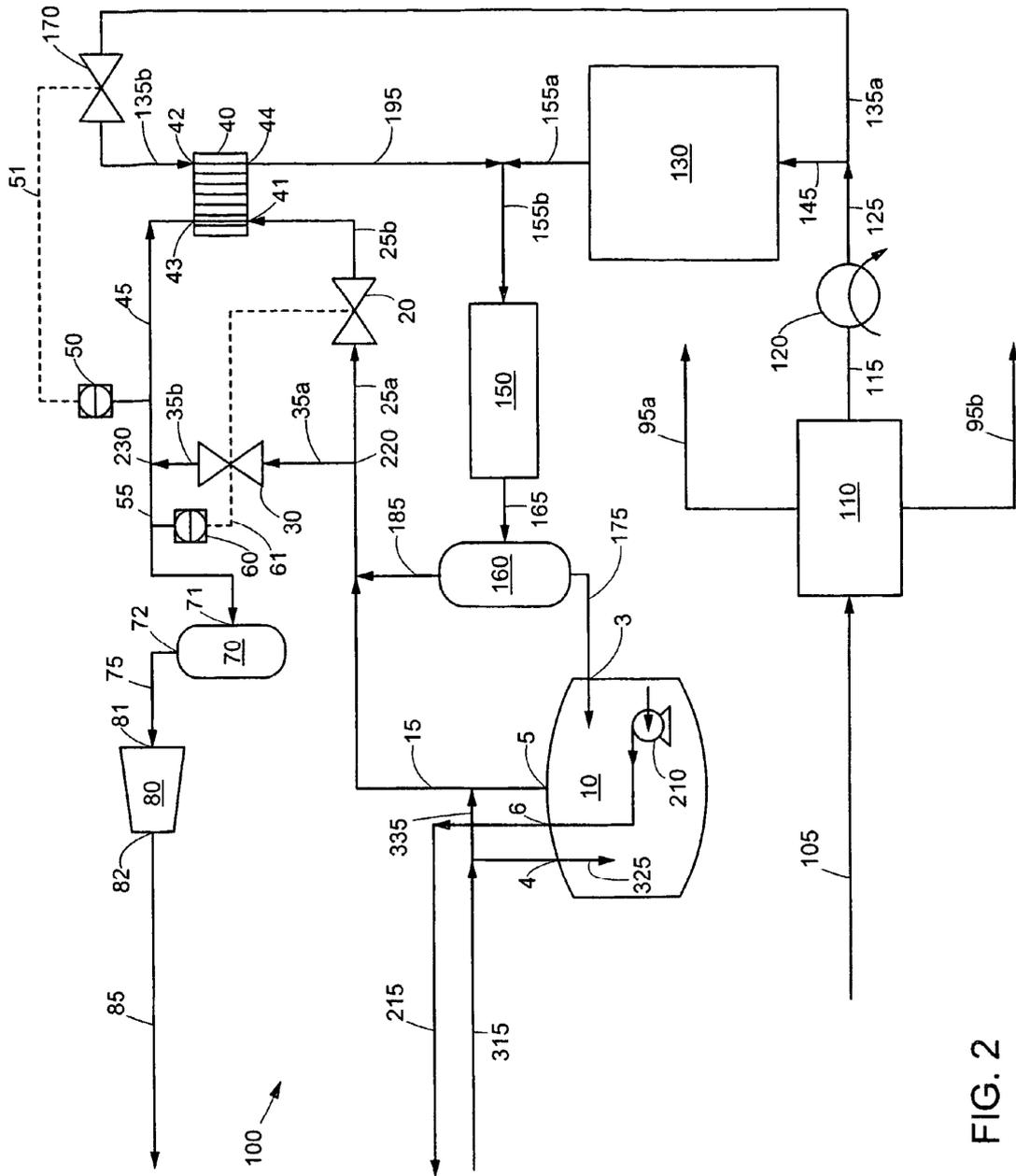


FIG. 2

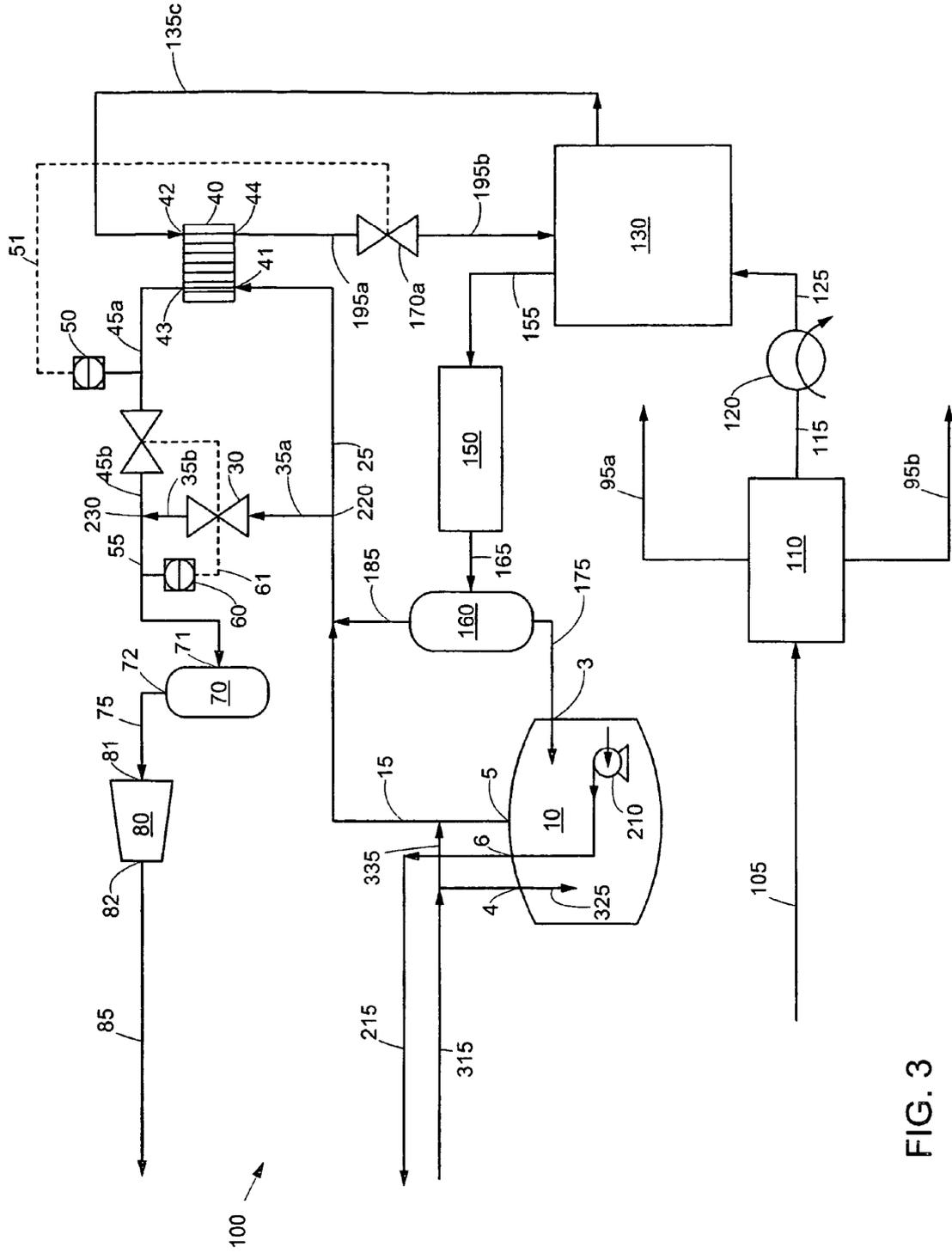


FIG. 3