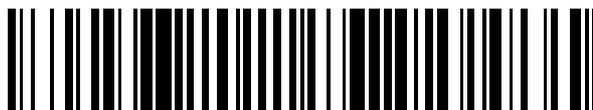


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 502 365**

51 Int. Cl.:

F17C 9/02 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **08.10.2010 E 10776596 (8)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **25.06.2014 EP 2486321**

54 Título: **Conversión de gas natural licuado**

30 Prioridad:

09.10.2009 EP 09352005

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

03.10.2014

73 Titular/es:

**CRYOSTAR SAS (100.0%)
Zone Industrielle Boite Postale 48
68220 Hesingue, FR**

72 Inventor/es:

**POZIVIL, JOSEF y
DE NARDIS, DAVID**

74 Agente/Representante:

LEHMANN NOVO, María Isabel

ES 2 502 365 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

Conversión de gas natural licuado.

5 La presente invención se refiere a un método para convertir gas natural licuado en un fluido sobrecalentado. El método y el aparato son particularmente adecuados para uso a bordo de un barco u otra nave transoceánica, por ejemplo, un FSRU (Floating Storage and Regasification Unit).

El gas natural se almacena y transporta convenientemente en estado líquido. En cambio, el mismo se utiliza generalmente en estado gaseoso. Existe por tanto necesidad de convertir grandes volúmenes de gas natural licuado en un fluido sobrecalentado, típicamente un gas por debajo de la presión crítica del gas natural, pero a veces líquido a una presión superior a la presión crítica.

10 La Patente US 6.945.049 da a conocer un método y aparato para vaporización de gas natural licuado. El gas natural licuado se bombea a través de un primer cambiador de calor para efectuar la vaporización y un segundo cambiador de calor para elevar la temperatura del vapor hasta aproximadamente la temperatura ambiente, o un poco por debajo de la temperatura ambiente. El primer cambiador de calor es calentado por un fluido de intercambio de calor, tal como propano, que fluye en circuito cerrado. El propano cambia de estado gaseoso a líquido en el primer
15 cambiador de calor y se convierte nuevamente en gas en una pluralidad de cambiadores de calor que son calentados típicamente por un flujo de agua de mar. En el segundo cambiador de calor, el gas natural del vaporizador se calienta con un flujo de vapor.

La técnica anterior más próxima FR 2.496.754 A1 da a conocer también un método de este tipo.

20 Exigencias particulares en cuanto al método y aparato de calentamiento se han establecido para los gases naturales requeridos a una temperatura mayor que 5°C, por ejemplo del orden de 10 a 25°C.

La presente invención proporciona un método orientado a satisfacer estas demandas.

25 Conforme a la presente invención, se proporciona un método de conversión de gas natural licuado en un fluido sobrecalentado que tiene una temperatura mayor que 5°C, que comprende los pasos de: hacer pasar el gas natural a presión a través de un tren de etapas principales de intercambio de calor primera, segunda y tercera en serie en las cuales el gas natural se calienta, en donde cada etapa principal de intercambio de calor es calentada por un medio de intercambio de calor condensante, o las etapas principales de intercambio de calor primera y segunda son calentadas por un medio de intercambio de calor condensante, siendo calentada la tercera etapa principal de intercambio de calor por un medio líquido que no cambia de fase en la tercera etapa principal de intercambio de calor, en donde cada etapa principal de intercambio de calor que es calentada por un medio de intercambio de calor condensante tiene dicho flujo de medio de intercambio de calor en un circuito sin fin que comprende, además de la
30 etapa principal de intercambio de calor, una vasija para recogida del medio de intercambio de calor condensado procedente del intercambiador de calor principal, al menos un intercambiador de calor subsidiario para revaporización del medio de intercambio de calor condensado y una bomba para presurización de un flujo del medio de intercambio de calor condensado, estando localizada la bomba en posición intermedia a la salida de la vasija de recogida y el cambiador de calor subsidiario, y en donde el gas natural se genera a una temperatura comprendida en el intervalo que va desde -40°C a -20°C en la primera etapa principal de intercambio de calor, a una temperatura comprendida en el intervalo de -5°C a +5°C en la segunda etapa principal de intercambio de calor y a una temperatura en el intervalo de +10°C a +25°C en la tercera etapa de intercambio de calor.

40 Con referencia a la dirección del flujo de gas natural, debe entenderse que la corriente que se encuentra más aguas arriba de las etapas de intercambio de calor es la primera etapa de intercambio de calor, la etapa intermedia es la segunda etapa de intercambio de calor, y la etapa más aguas abajo es la tercera etapa de intercambio de calor. Cada intercambio de calor principal comprende preferiblemente un intercambiador de calor discreto.

45 Cada etapa principal de intercambio de calor puede estar calentada por un medio de intercambio de calor condensante. La composición del medio de intercambio de calor condensante puede ser la misma en cada etapa principal de intercambio de calor que es calentada por un medio de intercambio de calor condensante, empleándose presiones de condensación diferentes a fin de conseguir la gradación requerida en la temperatura de salida del gas natural de cada etapa principal de intercambio de calor que es calentada por un medio de intercambio de calor condensante en la serie. Alternativamente, sólo las etapas principales de intercambio de calor primera y segunda pueden ser calentadas por un medio de intercambio de calor condensante, siendo calentada la tercera etapa de
50 intercambio de calor por un medio líquido tal como agua, por ejemplo agua de mar, o una mezcla de agua y glicol en un circuito cerrado, que no cambia de fase en la tercera etapa principal de intercambio de calor .

55 El medio de intercambio de calor condensante utilizado para calentar cualquier etapa principal de intercambio de calor puede fluir en un circuito sin fin que comprende además de la etapa principal de intercambio de calor, una vasija para recogida del medio de intercambio de calor condensado procedente del intercambiador de calor principal, al menos un intercambiador de calor subsidiario para revaporización del medio de intercambio de calor condensado y una bomba para presurización de un flujo del medio de intercambio de calor condensado, estando localizada la bomba en posición intermedia a la salida de la vasija de recogida y el intercambiador de calor subsidiario. En

particular, las etapas principales de intercambio de calor primera y segunda forman ambas preferiblemente parte de dicho circuito.

5 Si se desea, dos circuitos de intercambio de calor pueden compartir una vasija de recogida común. El cambiador de calor subsidiario en el circuito de intercambio de calor que incluye la primera etapa principal de intercambio de calor puede estar calentado por agua de mar. Lo mismo puede ocurrir con el cambiador de calor subsidiario en el que el circuito de intercambio de calor que incluye la segunda etapa principal de intercambio de calor .

10 Si se emplea un medio de intercambio de calor condensante para calentar la tercera etapa principal de intercambio de calor, la tercera etapa principal de intercambio de calor puede formar parte de un circuito de intercambio de calor de la clase arriba descrita. Un intercambiador de calor subsidiario en este circuito de intercambio de calor es calentado preferiblemente por una fuente de agua o una mezcla de agua y glicol que fluye en un circuito cerrado y que se ha utilizado para capturar calor residual procedente, por ejemplo, de un motor o de gases de combustión. Si no existe calor residual fácilmente disponible, puede utilizarse una bomba de calor para elevar la temperatura del líquido fluyente (agua o mezcla agua-glicol) a una temperatura superior deseada y a fin de proporcionar el calentamiento necesario del medio de intercambio de calor en el circuito de intercambio de calor. Una alternativa 15 menos preferida consiste en hacer funcionar una caldera para generar vapor y emplear el vapor resultante para elevar la temperatura del medio de intercambio de calor. Típicamente, el tercer intercambiador de calor no cubre más de 5% de la carga total de las etapas de intercambio de calor principales, y por consiguiente el coste operativo de este calentamiento se mantiene bajo.

20 Típicamente, el circuito de intercambio de calor que incluye el primer intercambiador de calor puede emplear dos o más intercambiadores de calor subsidiarios en paralelo a fin de satisfacer la carga térmica aplicada al mismo. El propano es una elección preferida para el medio de intercambio de calor en la totalidad de los circuitos de intercambio de calor, particularmente los que incluyen la primera etapa principal de intercambio de calor y la segunda etapa principal de intercambio de calor . El propano está disponible fácilmente en el comercio y tiene propiedades termodinámicas que permiten que las temperaturas de condensación en los tres cambiadores de calor 25 principales se seleccionen cada una en el intervalo de -40°C a $+25^{\circ}\text{C}$. Pueden utilizarse otros fluidos de intercambio de calor en lugar de o en mezcla con propano. Tales fluidos de intercambio de calor alternativos o adicionales comprenden etano, butano y fluidos refrigerantes fluorocarbonados, particularmente R134(a).

En caso deseado, dependiendo de la tasa máxima de suministro de gas natural, el método y aparato de acuerdo con la presente invención pueden emplear una pluralidad de dichos trenes en paralelo.

30 Otra alternativa se refiere a dos trenes para compartir una tercera etapa principal de intercambio de calor . En un ejemplo, existen cuatro trenes que comparten dos terceras etapas de intercambio de calor principal. En general, cualquier número de dichos trenes puede compartir cualquier número de terceras etapas de intercambio de calor.

35 Otra alternativa adicional se refiere a dos trenes que comparten las etapas principales segunda y tercera de intercambio de calor. En un ejemplo adicional, existen cuatro etapas principales de intercambio de calor en paralelo que comunican con pares primero y segundo de segundas y terceras etapas de intercambio de calor principales. En general, cualquier número de dichos trenes puede compartir cualquier número de segundas y terceras etapas de intercambio de calor.

Si se desea, un tren puede intercambiar gas natural con otro tren.

40 El método conforme a la presente invención puede realizarse a bordo de una nave de altura, por ejemplo, una denominada FSRU (Floating Storage and Regasification Unit).

El medio de intercambio de calor en cualquiera o la totalidad de los circuitos de intercambio de calor puede vaporizarse parcialmente en su intercambiador o intercambiadores de calor subsidiario(s). Si se vaporiza parcialmente, el líquido residual puede separarse del vapor resultante en, por ejemplo, una vasija de separación provista de medios de separación líquido-vapor adecuados.

45 El método conforme a la presente invención se describirá a continuación a modo de ejemplo con referencia a los dibujos que se adjuntan, en los cuales:

La Figura 1 es un diagrama de flujo de un primer aparato conforme a la invención;

La Figura 2 es una representación esquemática del aparato representado en la Figura 1,

50 La Figura 3 es una representación esquemática de un segundo aparato para uso en el método conforme a la invención;

La Figura 4 es una representación esquemática de un tercer aparato para uso en el método conforme a la invención; y

La Figura 5 es un diagrama de flujo de una alternativa a dicho primer aparato para uso en el método conforme a la invención.

Haciendo referencia a la Figura 1, el conducto 2 tiene dispuesta a lo largo del mismo una bomba de LNG 4. La bomba 4 puede ser capaz de elevar la presión del LNG a 100 bar o más dependiendo de la demanda del usuario. El conducto 2 comunica en su extremo interior con una instalación de LNG (no representada, que comprende típicamente al menos un tanque de almacenamiento aislado térmicamente (no representada) que tiene una bomba sumergida de LNG (no representada). La bomba sumergida de LNG es capaz de transferir LNG al conducto 2 durante su funcionamiento.

La salida de la bomba 4 comunica con un aparato conforme a la invención para calentamiento del flujo de LNG. El aparato y los tanques de almacenamiento están localizados típicamente a bordo de un buque transoceánico, que puede, por ejemplo, ser una denominada FSRU (Floating Storage and Regasification Unit). De vez en cuando hay necesidad de suministrar gas natural desde el aparato a presión elevada y a una temperatura no criogénica, en el caso de la presente invención, a una temperatura no inferior a +15°C. El aparato ilustrado en la Figura 1 hace posible el suministro de un gas natural a una presión, tasa y temperatura seleccionadas. Este aparato incluye un primer cambiador de calor principal 10, un segundo cambiador de calor principal 12 y un tercer cambiador de calor principal 14. El primer cambiador de calor principal 10, el segundo cambiador de calor principal 12 y el tercer intercambio de calor principal 14 están calentados por un fluido de intercambio de calor condensante que fluye, respectivamente, en un primer circuito de intercambio de calor 16, un segundo circuito de intercambio de calor 18 y un tercer circuito de intercambio de calor 20. Los circuitos de intercambio de calor 16, 18 y 20 son todos ellos sin fin, pero están alimentados con fluido de intercambio de calor en estado líquido procedente de una tubería común 22.

El primer circuito de intercambio de calor 16 incluye un tanque de líquido de intercambio de calor 24 que puede recibir una carga inicial de líquido de intercambio de calor y cualquier líquido de relleno procedente de la tubería 22. La bomba de líquido 26 es operativa para extraer líquido de intercambio de calor del tanque 24 y hacerlo pasar a dos primeros cambiadores de calor subsidiarios paralelos 28 y 30. El líquido de intercambio de calor se vaporiza parcialmente a medida que pasa a través de los cambiadores de calor 28 y 30. El líquido de intercambio de calor parcialmente vaporizado resultante fluye a una vasija de separación líquido-vapor 34 con un separador de partículas adecuado u otro medio de separación líquido-vapor 36. El líquido separado se devuelve al tanque de recogida 24. El vapor fluye a través del primer cambiador de calor principal 10 en contracorriente o en paralelo respecto al flujo de gas natural.

Un flujo suficiente del fluido de intercambio de calor se proporciona por medio del primer cambiador de calor principal 10 a fin de vaporizar la totalidad del gas natural licuado que fluye a su través y recalentarlo a una temperatura seleccionada típicamente en el intervalo de -20 a -40°C. Debe apreciarse, sin embargo, que la bomba puede elevar típicamente la presión del gas natural licuado hasta por encima de su presión crítica, por ejemplo a aproximadamente 100 bar, en cuyo caso el gas natural entra en el primer cambiador de calor principal 10 como un fluido supercrítico, y por tanto, hablando estrictamente, no se vaporiza el mismo. La presión en el circuito de intercambio de calor puede ajustarse por sí misma de acuerdo con la temperatura del fluido de intercambio de calor, la carga térmica en el primer cambiador de calor principal 10, el área de la superficie de intercambio de calor proporcionada en el primer cambiador de calor 10, la diferencia de temperatura entre la corriente que se enfría y la corriente que se calienta en el primer cambiador de calor principal 10, y el coeficiente de transmisión de calor. En general, se requiere que el circuito de refrigeración 16 satisfaga el 70% al 80% de la carga térmica en todo el aparato. Esta es la razón de que se utilicen dos primeros intercambiadores 28 y 30 subsidiarios.

El primer medio líquido de intercambio de calor es propano. El propano está disponible fácilmente en el comercio y tiene propiedades termodinámicas que permiten que la temperatura de condensación en el primer cambiador de calor varíe o se "autoajuste" en el intervalo de -20°C a 0°C.

El medio o líquido de intercambio de calor se vaporiza típicamente en los primeros cambiadores de calor subsidiarios 28 y 30 en intercambio de calor indirecto con un flujo de agua de mar tomada de una primera tubería principal 40 y devuelta a una segunda tubería principal 42. El agua de mar fluye típicamente en circuito abierto. La temperatura del agua de mar puede variar estacionalmente o a lo largo de un día en el intervalo de 5°C a 13°C, y la misma se enfriará por regla general aproximadamente 7 a 9°C por paso a través de los primeros cambiadores de calor subsidiarios 28 y 30. El agua de mar está disponible por supuesto fácilmente a bordo de un barco u otra nave de altura.

Una válvula de control de flujo 44 está localizada en un conducto 46 a través del cual se hace volver el líquido desde la vasija de recogida 34 al tanque 24. La válvula de control de flujo 44 está asociada operativamente con un detector de nivel 48 en la vasija 34 y su posición se ajusta en caso necesario a fin de mantener un nivel constante de propano líquido en la vasija 34.

El segundo circuito de intercambio de calor 18 es similar al primero. El mismo incluye un tanque de recogida del medio líquido de intercambio de calor 54 en el cual el líquido puede separarse por operación de una bomba 56. La bomba envía el medio líquido de intercambio de calor a través de un segundo cambiador de calor subsidiario simple 58 en el que aquélla se vaporiza parcialmente. El medio de intercambio de calor parcialmente vaporizado resultante fluye a una vasija de separación líquido-vapor 64 que contiene una almohadilla separadora de partículas 66. El vapor de que se ha separado el líquido fluye a través del segundo cambiador de calor principal 12 en contracorriente o en paralelo con el flujo del gas natural y proporciona calentamiento adicional para el gas natural, condensándose

el vapor propiamente dicho en el segundo cambiador de calor principal 12. Típicamente, el gas natural se calienta en el segundo cambiador de calor principal 12 a una temperatura de aproximadamente 0°C. El medio de intercambio de calor se condensa en el segundo cambiador de calor principal 12, y el condensado resultante retorna al tanque de recogida 54. El líquido separado del vapor en la vasija 64 se devuelve al tanque de recogida 54 a través de un conducto 68. Una válvula de control de flujo 70 está localizada en el conducto 68. La válvula de control de flujo 70 responde a las señales de un sensor de nivel 72 en la vasija 64 a fin de mantener un nivel constante de fluido refrigerante líquido en el mismo. El segundo cambiador de calor subsidiario es calentado por medio de agua de mar procedente de la tubería principal 40. El agua de mar enfriada resultante se devuelve a la tubería principal 42.

El medio de intercambio de calor utilizado en el segundo circuito de intercambio de calor 18 es preferiblemente el mismo medio de intercambio de calor utilizado en el primer circuito de intercambio de calor 16. Por tanto, el mismo puede ser propano. El propano se condensa fácilmente a -5 hasta +5°C. La presión de condensación en el segundo circuito de intercambio de calor 18 es mayor que la existente en el primer circuito de intercambio de calor 16. Típicamente, el segundo cambiador de calor 18 cubre del 15% al 20% de la carga térmica total en el aparato.

El tercer circuito de intercambio de calor 20 es similar a los circuitos de intercambio de calor primero y segundo 16 y 18. El mismo contiene un tanque de recogida de líquido 74 que, antes de la puesta en marcha, puede estar alimentado con medio de intercambio de calor líquido procedente de la tubería 22. La bomba 76 extrae líquido del tanque 74 y lo hace pasar a través de un tercer cambiador de calor subsidiario 78. El paso del medio de intercambio de calor líquido a través del cambiador de calor 78 da como resultado su vaporización parcial. El líquido parcialmente vaporizado resultante fluye a la vasija de separación líquido-vapor 84 provista de un separador de partículas 86. El líquido se separa del vapor en la vasija 84. El vapor separado fluye a través del tercer cambiador de calor principal 14 en intercambio de calor en contracorriente o paralelo con el gas natural, y eleva la temperatura del gas natural hasta una temperatura de suministro deseada, por ejemplo, +15°C. El medio de intercambio de calor en estado de vapor se condensa en el cambiador de calor 14. El condensado resultante fluye de nuevo al tanque de recogida 74. El líquido separado fluye desde la vasija 84 a través de un conducto 88 al tanque de recogida 74. Una válvula de control de flujo 90 está localizada en el conducto 88. La válvula 90 está asociada operativamente con un sensor de nivel 92 de la vasija 84, siendo la disposición tal que es posible mantener un nivel constante de medio de intercambio de calor líquido en la vasija 84 durante la operación del aparato. Típicamente, no se utiliza agua de mar para calentar el tercer cambiador de calor subsidiario 78. En lugar de ello, puede emplearse una fuente de agua caliente o mezcla agua-glicol que se ha utilizado para capturar calor residual. El agua fluye al tercer cambiador de calor subsidiario 78 a través de una tubería 94, y, aguas abajo de haber sido enfriada en ella, sale del tercer cambiador de calor secundario 78 a otra tubería 96. Las tuberías 94, 96 pueden encontrarse en circuito cerrado.

La carga térmica en el tercer circuito de intercambio de calor 20 es típicamente mucho menor que la existente en el primer circuito de intercambio de calor 16 o el segundo circuito de intercambio de calor 18. El medio líquido de intercambio de calor empleado en el tercer circuito de intercambio de calor puede ser el mismo que el empleado en el primer circuito de intercambio de calor 16 y el segundo circuito de intercambio de calor 18. Así pues, puede utilizarse propano como medio de intercambio de calor en el tercer circuito de intercambio de calor 20. El mismo se condensará todavía en el intervalo de +15°C a +30°C, pero a una presión mayor que la existente en el segundo circuito de intercambio de calor 18.

El control de temperatura del gas natural suministrado desde el conducto 2 puede ejercerse ajustando el reglaje de una válvula de control de flujo 98 en la tubería 94 en respuesta a un sensor de temperatura 100 posicionado en el conducto 2 aguas abajo del paso del gas natural a través del tercer cambiador de calor principal 14. Si la temperatura es demasiado baja, el reglaje de la válvula 98 puede ajustarse para aumentar el flujo del medio caliente de calentamiento a su través. Adicionalmente, puede estar provista una válvula de control de flujo 102 en el conducto 2 aguas arriba del primer cambiador de calor principal 10. La válvula 102 puede controlarse en respuesta a señales procedentes de un sensor de temperatura 104 en una posición intermedia del conducto 2 entre el segundo cambiador de calor principal 12 y el tercer cambiador de calor principal 14.

Una estrategia de control consiste en especificar un flujo de demanda y una temperatura de entrada de agua de mar para una temperatura deseada detectada por el sensor 104. Si la temperatura detectada llega a ser demasiado baja, la señal de temperatura sobrepasará un control de demanda de flujo y ajustará el reglaje de la válvula 102 a fin de reducir el flujo de LNG. Por ejemplo, si la temperatura de entrada del agua de mar es menor que la especificada o el flujo de entrada de LNG es mayor que el especificado, el sensor de temperatura 104 emitirá señales haciendo que la válvula 102 reduzca el flujo de LNG. Por el contrario, si la temperatura de entrada del agua de mar es mayor que la especificada, el flujo de LNG puede aumentarse por encima de la válvula especificada. Para un flujo de entrada de LNG menor que el especificado, la temperatura detectada por el sensor 104 será mayor y el sistema de control se configurará de modo que el control de temperatura no exceda del control de flujo, y se dejará que la temperatura detectada por el sensor 104 se deslice a valores superiores.

Pueden hacerse diversos cambios y modificaciones en el aparato que se muestra en la Figura 1. En particular, dado que se requiere típicamente que el tercer circuito de intercambio de calor 20 cubra menos del 5% de la carga térmica total en el aparato, el mismo puede simplificarse empleando agua o una mezcla agua-glicol para calentar el tercer cambiador de calor principal 14. Una configuración de este tipo se muestra en la Figura 5. Las partes de la Figura 5 que son esencialmente las mismas que las partes correspondientes representadas en la Figura 1 se indican por los

mismos números de referencia que en la Figura 1, y debe hacerse referencia a la descripción de la Figura 1 para comprender su funcionamiento.

- Haciendo referencia a la Figura 5, el tercer circuito de intercambio de calor 20 utiliza agua líquida o mezcla agua-glicol a su través como medio de intercambio de calor. No existe cambio de fase alguno del líquido en el tercer cambiador de calor principal 14 o el tercer cambiador de calor subsidiario 78. En la vasija 74 se recoge agua relativamente fría procedente del tercer cambiador de calor principal 14 y se hace pasar por la bomba 76 a través del tercer cambiador de calor subsidiario 78 en el cual aquélla es sobrecalentada por intercambio de calor con agua relativamente caliente u otro medio de calentamiento. El agua sobrecalentada fluye directamente desde el tercer cambiador de calor subsidiario 78 al tercer cambiador de calor principal 14 a fin de calentar el gas natural a la temperatura requerida del orden de +10°C a +25°C. El agua es enfriada por el intercambio de calor y forma el agua que pasa al tanque de recogida 74. Aunque el tercer circuito de intercambio de calor 20 es menos eficiente térmicamente que el circuito 20 correspondiente en el aparato representado en la Figura 1, el efecto global sobre la eficiencia térmica del aparato como un todo es pequeño debido a la carga térmica relativamente baja en el tercer circuito de intercambio de calor 20.
- 15 Una modificación adicional al aparato representado en la Figura 1 es que, en lugar de utilizar dos tanques de recogida 24 y 54, puede utilizarse un solo tanque común de recogida (no representado).

Haciendo ahora referencia a la Figura 2, se muestra una representación simplificada del mismo aparato que el representado en la Figura 1. La misma clase de simplificación se utiliza en las Figuras 3 y 4 ilustran aparatos destinados a manipular una tasa de flujo de LNG mayor que el aparato representado en la Figura 1 o la Figura 5.

- 20 La Figura 3 ilustra un aparato conforme a la invención que emplea una pluralidad de trenes de primer cambiador de calor 10, segundo cambiador de calor 12 y tercer cambiador de calor 14. El aparato representado en la Figura 3 emplea cuatro cambiadores de calor principales 10 en paralelo. Cada primer cambiador de calor principal 10 comunica con un segundo cambiador de calor principal 12. Existen por tanto cuatro cambiadores de calor secundarios 12 en paralelo. En este ejemplo, es deseable operar el tercer cambiador de calor principal 14 con una carga térmica relativamente mayor que la del correspondiente cambiador de calor principal 14 representado en la Figura 1. De acuerdo con ello, en el aparato representado en la Figura 3, existen sólo dos terceros cambiadores de calor principales 14 en paralelo. El gas natural calentado procedente de cada uno de los segundos cambiadores de calor principales 12 fluye a una tubería de distribución común 300. El gas natural se distribuye desde ésta a los dos terceros cambiadores de calor principales 14. Cada uno de los cambiadores de calor principales puede hacerse funcionar y estar provisto de calentamiento de igual manera que los cambiadores de calor correspondientes en el aparato representado en la Figura 1.

- La Figura 4 muestra una modificación adicional. En este caso existen todavía cuatro primeros cambiadores de calor principales 10 en paralelo, pero cada uno de estos cambiadores de calor conduce gas natural calentado a una tubería de distribución común 400 que conduce a su vez el gas natural calentado a una configuración de dos segundos cambiadores de calor principales 12 en paralelo. El gas natural fluye desde ambos segundos cambiadores de calor principales 12 a su propio tercer cambiador de calor principal 14. Existen por tanto dos terceros cambiadores de calor principales 14 en paralelo. Los principales primeros cambiadores de calor principales 10, los segundos cambiadores de calor principales 12 y los terceros cambiadores de calor 14 pueden ser de la misma clase que los cambiadores de calor correspondientes en el aparato representado en la Figura 1.

- 40 Los trenes con combinaciones diferentes seleccionadas de cambiadores de calor principales 10, 12 y 14, como se representan en las Figuras 2, 3 y 4, y los circuitos de intercambio de calor respectivos 16, 18 y 20 pueden estar dimensionados todos ellos de acuerdo con las necesidades de exceso del aparato entero de suministro de gas natural.

- 45 Un método conforme a la invención es particularmente ventajoso en el sentido de que el uso del tercer o terceros cambiadores de calor principales 14 hace posible un aumento considerable de eficiencia operativa. La carga térmica en los primeros y segundos cambiadores de calor principales 10 y 12 puede maximizarse; los circuitos de intercambio de calor 16 y 18 pueden ser calentados por agua de mar que fluye en circuito abierto, y el circuito de intercambio de calor 20 puede estar calentado por un medio de calentamiento en circuito cerrado.

REIVINDICACIONES

1. Un método de conversión de gas natural licuado en un fluido sobrecalentado que tiene una temperatura mayor que 5°C, que comprende los pasos de:
 hacer pasar el gas natural a presión a través de un tren de etapas de intercambio de calor primera (10),
 5 segunda (12) y tercera (14) en serie principales en las cuales el gas natural se calienta, en donde
 cada etapa principal de intercambio de calor es calentada por un medio de intercambio de calor condensante,
 o las etapas principales de intercambio de calor primera (10) y segunda (12) son calentadas por un medio de
 intercambio de calor condensante, siendo calentada la tercera etapa principal de intercambio de calor (14) por un
 10 medio líquido que no cambia de fase en la tercera etapa principal de intercambio de calor (14), en donde
 cada etapa principal de intercambio de calor que es calentada por un medio de intercambio de calor
 condensante tiene dicho flujo de medio de intercambio de calor en un circuito sin fin que comprende, además de la
 etapa principal de intercambio de calor, una vasija (24, 54, 74) para recogida del medio de intercambio de calor
 condensado procedente del intercambiador de calor principal, al menos un intercambiador de calor subsidiario (30,
 58, 78) para revaporización del medio de intercambio de calor condensado y una bomba (26, 56, 76) para
 15 presurización de un flujo del medio de intercambio de calor condensado, estando localizada la bomba (26, 56, 76) en
 posición intermedia a la salida de la vasija de recogida (24, 54, 74) y el cambiador de calor subsidiario (30, 58, 78), y
 en donde
 el gas natural se calienta a una temperatura comprendida en el intervalo que va desde menos 40°C a menos
 20 20°C en la primera etapa principal de intercambio de calor (10), a una temperatura comprendida en el intervalo de
 menos 5°C a más 5°C en la segunda etapa principal de intercambio de calor (12) y a una temperatura en el intervalo
 de más 10°C a más 25°C en la tercera etapa de intercambio de calor (14).
2. Un método conforme a la reivindicación 1, en donde la composición del medio de intercambio de calor
 condensante es la misma en cada etapa principal de intercambio de calor (10, 12, 14) que es calentada por un
 25 medio de intercambio de calor condensante, empleándose presiones de condensación diferentes a fin de conseguir
 una gradación requerida en la temperatura de salida del gas natural de cada etapa principal de intercambio de calor
 (10, 12, 14) que es calentada por un medio de intercambio de calor condensante en la serie.
3. Un método conforme a la reivindicación 1, en el que las etapas principales de intercambio de calor
 primera (10) y segunda (12) son calentadas por un medio de intercambio de calor condensante y la tercera etapa
 30 principal de intercambio de calor (14) es calentada por un medio líquido que no cambia de fase en la tercera etapa
 principal de intercambio de calor (14), en donde el medio líquido que no cambia de fase es agua o una mezcla de
 agua y glicol.
4. Un método conforme a una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en donde el medio de
 intercambio de calor condensante es propano.
5. Un método conforme a la reivindicación 1, en donde los dos circuitos de intercambio de calor (10, 12)
 35 comparten una vasija de recogida común (24, 54).
6. Un método conforme a cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en donde los circuitos de
 intercambio de calor que incluyen las etapas principales de intercambio de calor primera (10) y segunda (12)
 emplean cambiadores de calor subsidiarios (30, 58) que están calentados por agua de mar.
7. Un método conforme a la reivindicación 6, en donde el agua de mar fluye en circuito abierto.
8. Un método conforme a una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en donde el circuito de
 40 intercambio de calor que incluye el primer (10) cambiador de calor principal emplea dos o más cambiadores de calor
 subsidiarios (28, 30) en paralelo a fin de satisfacer la carga térmica aplicada al mismo.
9. Un método conforme a una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en donde la tercera etapa
 (14) de intercambio de calor principal cubre 5% o menos de la carga térmica requerida para calentar el gas natural a
 45 una temperatura deseada.
10. Un método conforme a una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, que emplea una pluralidad
 de dichos trenes (10, 12, 14) en paralelo.
11. Un método conforme a la reivindicación 10, en donde dos de dichos trenes comparten una tercera
 etapa (14) de intercambio de calor principal.
12. Un método conforme a la reivindicación 10, en donde dos de dichos trenes comparten segundas (12) y
 50 terceras (14) etapas de intercambio de calor principales.
13. Un método conforme a la reivindicación 10, en donde cualquier número de dichos trenes (10, 12, 14)
 comparten cualquier número de terceras (14) etapas de intercambio de calor principales.

14. Un método conforme a la reivindicación 10, en donde cualquier número de dichos trenes (10, 12, 14) comparten cualquier número de segundas (12) y terceras (14) etapas de intercambio de calor principales.

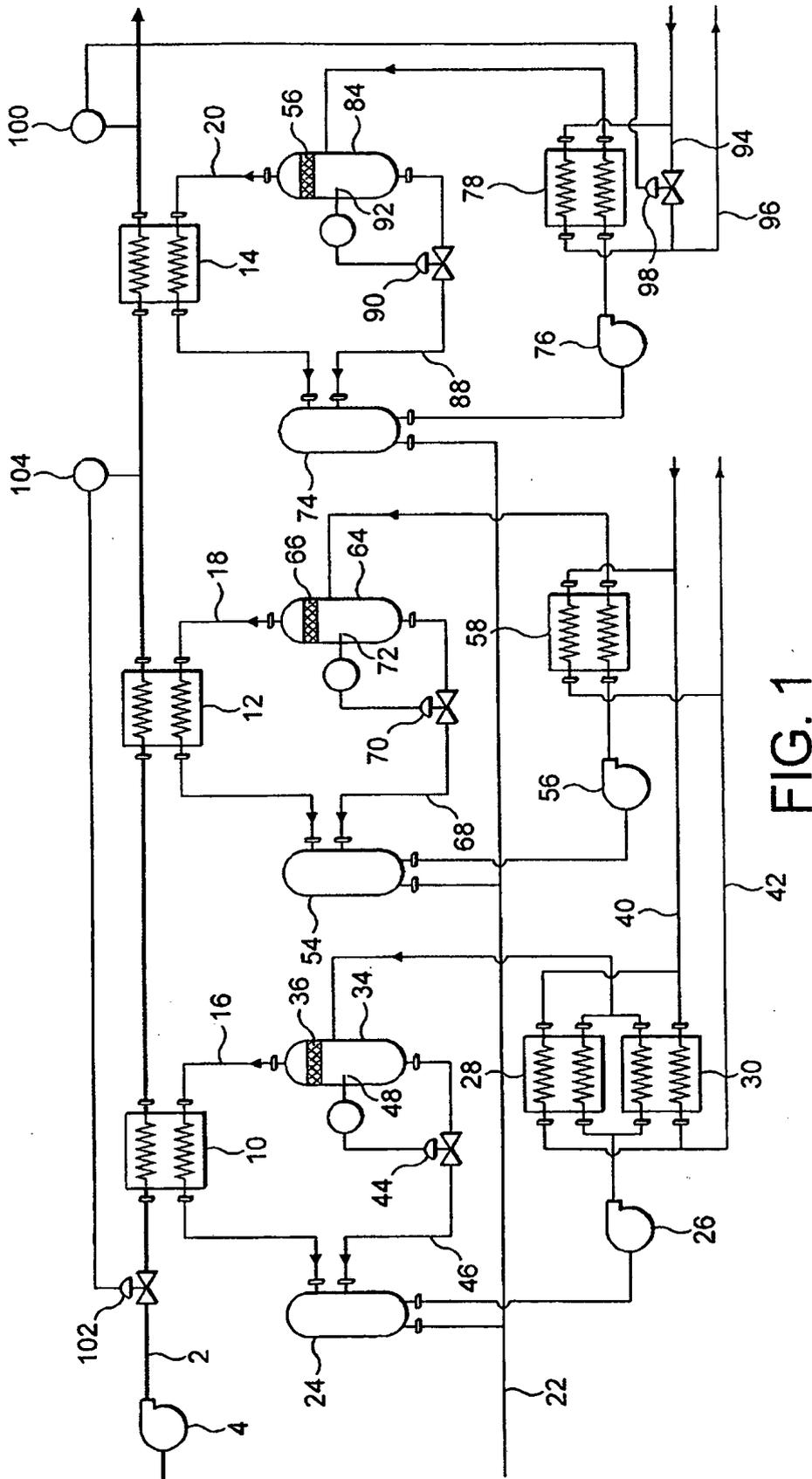


FIG. 1

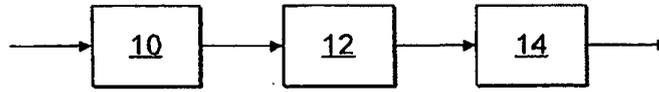


FIG. 2

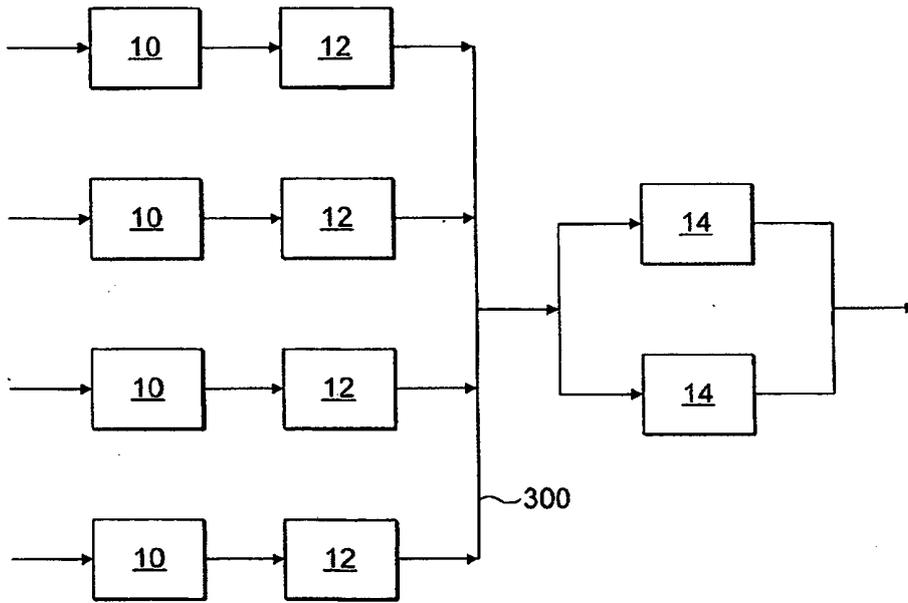


FIG. 3

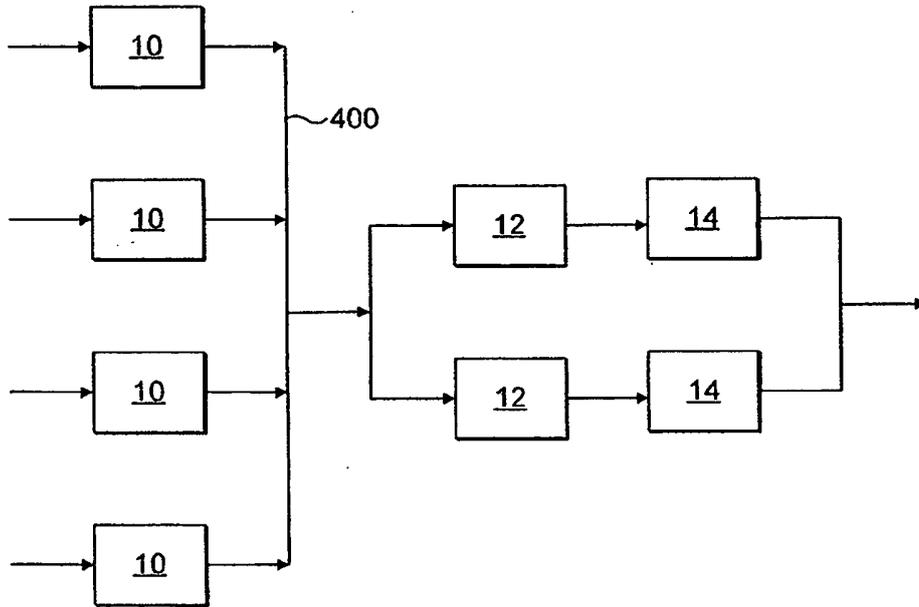


FIG. 4

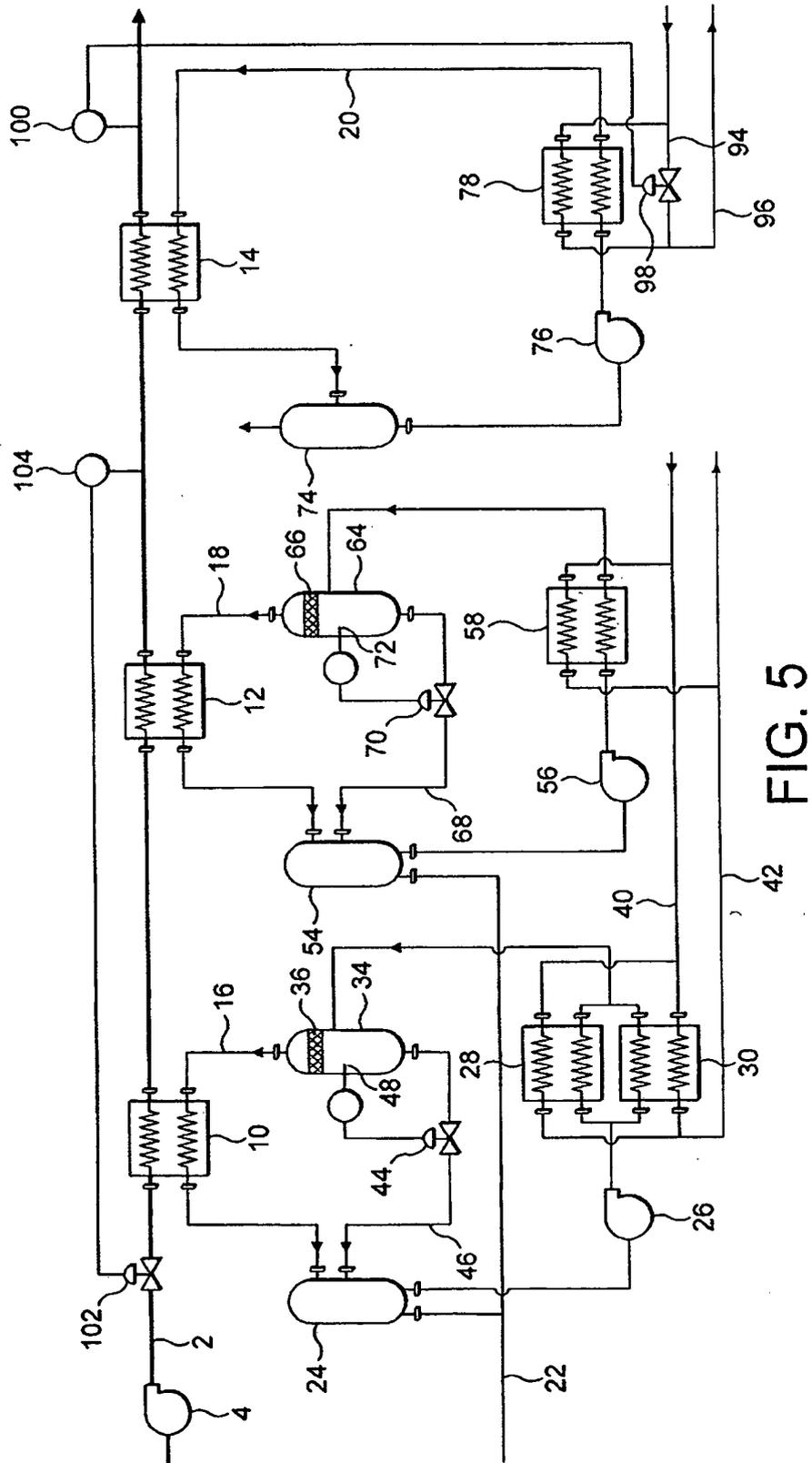


FIG. 5