

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 396 178**

51 Int. Cl.:

F17C 7/04

(2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **15.07.2009 E 09797605 (4)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **17.10.2012 EP 2313680**

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

30 Prioridad:

15.07.2008 EP 08352015

24.10.2008 EP 08352024

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
19.02.2013

73 Titular/es:

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

72 Inventor/es:

POZIVIL, JOSEF y
RAGOT, MATHIAS

74 Agente/Representante:

LEHMANN NOVO, María Isabel

ES 2 396 178 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

El presente invento se refiere a un método y aparato para convertir gas natural licuado en un fluido sobrecalentado. El método y aparato son particularmente adecuados para ser utilizados a bordo de un barco u otro navío que navega por el océano, por ejemplo, una FSRU (Unidad Flotante de Almacenamiento y Regasificación).

El gas natural es convenientemente almacenado y transportado en estado líquido. Sin embargo es generalmente utilizado en estado gaseoso. Existe por ello la necesidad de convertir grandes volúmenes de gas natural licuado a fluido sobrecalentado, típicamente un gas por debajo de la presión crítica de gas natural, pero a veces un fluido a una presión superior a la presión crítica.

La patente norteamericana nº 6.945.049 describe un método y aparato para vaporizar gas natural licuado. El gas natural licuado es bombeado a través de un primer intercambiador de calor para efectuar la vaporización y un segundo intercambiador de calor para elevar la temperatura del vapor aproximadamente a temperatura ambiente, o a una temperatura un poco inferior a la ambiente. El primer intercambiador de calor es calentado por fluido de intercambio de calor, tal como propano, que circula en un ciclo cerrado. El propano cambia de estado gaseoso a líquido en el primer intercambiador de calor y es convertido a un gas de nuevo en una pluralidad de intercambiadores de calor que son típicamente calentados por un flujo de agua de mar. En el segundo intercambiador de calor, el gas natural vaporizado es calentado adicionalmente por un flujo de vapor.

El documento GB 2.008.239 de la técnica anterior más próxima describe dos intercambiadores de calor en serie para la regasificación del LNG. Su fluido de intercambio de calor común es calentado por agua de mar en un tercer intercambiador de calor.

El método y aparato de acuerdo con el invento tiene el propósito de reducir el área de los intercambiadores de calor correspondientes sin pérdidas de eficiencia termodinámica indebidas.

De acuerdo con el presente invento se ha proporcionado un método para convertir un gas natural licuado a un fluido sobrecalentado, que comprende las operaciones de:

a. hacer pasar un flujo del gas natural a presión a través de un primer intercambiador de calor principal y de un segundo intercambiador de calor principal en serie uno con otro;

b. calentar el flujo del gas natural en el primer intercambiador de calor principal por intercambio de calor con un primer fluido de intercambio de calor que fluye en un primer circuito sin fin a una primera presión, sufriendo el primer fluido de intercambio de calor un cambio de estado de vapor a líquido en dicho primer intercambiador de calor principal;

c. calentar adicionalmente el flujo del gas natural en el segundo intercambiador de calor principal por intercambio de calor con un segundo fluido de intercambio de calor que fluye en un segundo circuito sin fin a una segunda presión, siendo el segundo fluido de intercambio de calor de la misma composición que el primer fluido de intercambio de calor y sufriendo un cambio de estado de vapor a líquido en dicho segundo intercambiador de calor principal;

d. recoger el primer fluido de intercambio de calor desde el primer intercambiador de calor principal y el segundo fluido de intercambio de calor desde el segundo intercambiador de calor principal;

e. volver a vaporizar en el primer circuito de fluido intercambio de calor sin fin un flujo del fluido de intercambio de calor licuado recogido en un primer intercambiador de calor suplementario y alimentar el vapor resultante como el primer fluido de intercambio de calor al primer intercambiador de calor principal;

f. volver a vaporizar un flujo de fluido de intercambio de calor licuado recogido en un segundo intercambiador de calor suplementario en el segundo circuito sin fin de intercambio de calor y alimentar el vapor resultante como el segundo fluido de intercambio de calor al segundo intercambiador de calor principal; y en el que

g. la presión de condensación del primer fluido de intercambio de calor en el primer intercambiador de calor principal es menor que la presión de condensación del segundo fluido de intercambio de calor en el segundo intercambiador de calor principal.

En algunas realizaciones preferidas, dicho vapor resultante en la operación (e) puede ser turbo-expandido entre el primer intercambiador de calor suplementario y el primer intercambiador de calor principal. La turbo-expansión hace posible recuperar energía del vapor.

El invento también proporciona un aparato para convertir gas natural licuado a un fluido sobrecalentado que comprende:

- a. un primer intercambiador de calor principal y un segundo intercambiador de calor principal en serie uno con otro dispuestos para el calentamiento del gas natural licuado en intercambio de calor con un primer fluido de intercambio de calor en curso de condensación con un segundo fluido de intercambio de calor en curso de condensación, respectivamente;
- 5 b. un primer circuito sin fin de fluido de intercambio de calor de presión de condensación que se extiende a través del primer intercambiador de calor principal;
- c. un segundo circuito sin fin de fluido de intercambio de calor de presión de condensación más elevada que se extiende a través del segundo intercambiador de calor principal, en el que
- 10 d. el primer y segundo circuitos sin fin de fluido de intercambio de calor incluyen ambos un recipiente o cuba de recogida de líquido para recoger un fluido de intercambio de calor condensado;
- e. el primer circuito sin fin de fluido de intercambio de calor se extiende a través de un primer intercambiador de calor suplementario para volver a vaporizar el primer fluido de intercambio de calor condensado;
- f. el segundo circuito sin fin de fluido de intercambio de calor se extiende a través de un segundo intercambiador de calor suplementario para volver a vaporizar el segundo fluido de intercambio de calor condensado; y
- 15 g. el aparato comprende también medios para controlar el caudal del primer fluido de intercambio de calor a través del primer intercambiador de calor principal y el caudal del segundo fluido de intercambio de calor a través del segundo intercambiador de calor principal.
- El aparato de acuerdo con el invento puede también incluir en el primer circuito sin fin de fluido de intercambio de calor un turboexpansor entre el primer intercambiador de calor suplementario y el primer intercambiador de calor principal. El
- 20 turboexpansor puede ser asociado operativamente con medios de generación de potencia, haciendo por ello posible la recuperación de potencia.
- El empleo de diferentes presiones de condensación en el primer y segundo circuitos de fluido intercambio de calor hace posible mantener pequeña el área del primer y segundo intercambiadores de calor principales sin pérdidas de eficiencia termodinámica indebidas. Preferiblemente, la diferencia de temperatura entre la temperatura del primer fluido de intercambio de calor en su entrada al primer intercambiador de calor principal y la temperatura del gas natural en su salida desde el primer intercambiador de calor principal es mayor que la diferencia de temperatura entre la temperatura del segundo fluido de intercambio de calor en su entrada al segundo intercambiador de calor principal y la temperatura del gas natural en su salida desde el segundo intercambiador de calor principal.
- 25 En el método y aparato de acuerdo con el invento cada uno de los intercambiadores de calor principales y suplementarios pueden comprender un único cuerpo o núcleo o una pluralidad de cuerpos o núcleos. Si hay varios, los cuerpos o núcleos de intercambio de calor pueden ser dispuestos en serie o en paralelo.
- 30 El aparato de acuerdo con el invento comprende de manera adicional preferiblemente al menos una bomba de líquido para tomar el fluido de intercambio de calor líquido desde el recipiente de recogida y para hacerlo circular a través del primer y segundo circuitos sin fin de intercambio de calor.
- 35 El fluido de intercambio de calor líquido en el primer y segundo circuitos de intercambio de calor es recogido preferiblemente en un recipiente de recogida común que es compartido por el primer y segundo circuitos de fluido de intercambio de calor. Por consiguiente, el primer fluido de intercambio de calor es preferiblemente el mismo que el segundo fluido de intercambio de calor.
- 40 Alternativamente, cada circuito puede tener su propio recipiente de recogida y su propia bomba de líquido. En este caso, el primer fluido de intercambio de calor puede ser diferente del segundo fluido de intercambio de calor.
- Los caudales del primer y segundo fluidos de intercambio de calor a través del primer y segundo intercambiadores de calor principales, respectivamente, son variados preferiblemente de acuerdo con cualesquiera cambios en la carga térmica de los mismos. Por consiguiente, los medios de control incluyen preferiblemente un primer medio de válvula adaptado para ser accionado de modo que varíe el caudal del primer fluido de intercambio de calor a través del primer intercambiador de calor principal de acuerdo con cualquier variación en la carga térmica del mismo. De modo similar
- 45 los medios de control incluyen preferiblemente uno segundo medio de válvula que está también preferiblemente adaptado para ser accionado de modo que varíe el caudal del segundo fluido de intercambio de calor a través del segundo intercambiador de calor principal de acuerdo con cualesquiera variaciones en la carga térmica del mismo. Si el primer circuito sin fin de intercambio de calor incluye un turboexpansor, el caudal pueden ser controlado por las
- 50 válvulas de guía de entrada del turboexpansor.
- En ejemplos del método y aparato de acuerdo con el invento en los que el primer circuito sin fin del intercambiador de calor incluye un turboexpansor, este circuito incluye preferiblemente de manera adicional una bomba de líquido con un

accionamiento de frecuencia variable operable para variar la relación de presión a través del turboexpansor. Esto permite que el circuito abastezca diferentes temperaturas de nueva vaporización y condensación.

El primer medio de válvula está posicionado preferiblemente en el primer circuito sin fin de fluido de intercambio de calor entre la bomba de líquido y la entrada del primer fluido de intercambio de calor al primer intercambiador de calor suplementario. El segundo medio de válvula está posicionado preferiblemente en el segundo circuito sin fin de fluido de intercambio de calor entre la salida para el segundo fluido de intercambio de calor desde el segundo intercambiador de calor principal y el recipiente de recogida común.

El aparato de acuerdo con el invento incluye preferiblemente también un conducto para recircular fluido condensado de intercambio de calor al recipiente de recogida común y un tercer medio de válvula en el conducto para abrir (o incrementar el caudal a través de) dicho conducto en el caso de que la carga térmica sobre el aparato caiga por debajo de un mínimo elegido.

Preferiblemente la presión en el espacio que falta para llenar un depósito del recipiente de recogida común es esencialmente la presión de condensación del primer fluido de intercambio de circuito sin fin.

El primer y segundo fluidos líquidos de intercambio de calor pueden ser calentados en el primer y segundo intercambiadores de calor suplementarios por cualquier medio conveniente, pero la temperatura de este medio influye en la elección del fluido de intercambio de calor. El agua de mar es típicamente un medio conveniente para utilizar a bordo de un navío que navega, pero pueden ser utilizados en su lugar otros medios tales como agua dulce, agua de refrigeración de motor o una mezcla de agua y etilenglicol. En general, si dicho medio es suministrado aproximadamente a temperatura ambiente, el propano es una elección preferida tanto para el primer como para el segundo de los fluidos de intercambio de calor. El propano es fácilmente disponible comercialmente y tiene propiedades termodinámicas que permiten que las temperaturas de condensación en el primer y segundo intercambiadores de calor principales sean seleccionadas para estar por encima de -40°C pero por debajo de $+15^{\circ}\text{C}$. Otro fluido de intercambio de calor puede ser utilizado en lugar de propano o mezclado con él. Tales fluidos de intercambio de calor alternativos o adicionales contienen etano, butano, otros hidrocarburos y refrigerantes de fluorocarbono, particularmente R134(a). El fluido intercambio de calor seleccionado tiene preferiblemente una presión de equilibrio positiva por debajo de -30°C o de -40°C . Si la temperatura del agua de mar (o medio alternativo) es particularmente baja, el primer y segundo fluidos de intercambio de calor pueden ambos estar compuestos de la misma mezcla de propano y etano. Si, por otro lado, tal temperatura es particularmente elevada, el primer y segundo fluidos de intercambio de calor pueden ambos estar compuestos de la misma mezcla de propano y butano.

El primer y segundo fluidos de intercambio de calor pueden ser completamente vaporizados y, si se desea, sobrecalentados en el primer y segundo intercambiadores de calor suplementarios. Si se desea, puede haber una sección de sobrecalentamiento separada de la sección de vaporización. Ambas secciones pueden estar previstas en diferentes cuerpos. Alternativamente, pueden ser parcialmente vaporizados en el primer y segundo intercambiadores de calor suplementarios, en cuyo caso tanto el primer como el segundo circuito de intercambio de calor pueden incluir un separador de fase para liberar el fluido de intercambio de calor no vaporizado de su vapor. El líquido resultante puede ser devuelto al recipiente de recogida asociado con el circuito de intercambio de calor.

En un ejemplo preferido del método de acuerdo con el invento en el que dicho flujo de gas natural a presión es tomado de un depósito de almacenamiento y es empleado aguas arriba de su paso a través del primer intercambiador de calor principal para condensar el vapor que hierve del depósito de almacenamiento. El aparato para realizar el ejemplo preferido puede comprender un depósito de almacenamiento para el gas natural licuado, una bomba sumergida en el depósito de almacenamiento para extraer un flujo de gas natural licuado del mismo, una bomba para aumentar la presión para incrementar además la presión del gas natural licuado y para suministrar el gas natural licuado presurizado al primer intercambiador de calor principal, en el que la bomba sumergida comunica con la bomba para aumentar la presión mediante un recipiente de succión de modo que mantenga una cabeza adecuada de succión neta positiva para la bomba de aumento de presión, en que el recipiente de succión comunica también con un compresor para extraer el gas natural que ha hervido del depósito de almacenamiento, y en el que el recipiente de succión contiene superficies de contacto de líquido-vapor para llevar el gas natural que ha hervido a contacto íntimo con el gas natural licuado de modo que efectúe la condensación del gas natural que ha hervido.

El método y aparato de acuerdo con el invento serán descritos a continuación a modo de ejemplo con referencia los dibujos adjuntos, en los que:

Las figs. 1 a 4 son diagramas de flujo esquemático generales de diferentes formas de aparatos de vaporización de LNG y la fig. 5 está mostrando la parte de aguas arriba del aparato.

Con referencia a la fig. 1, una instalación 2 de LNG comprende típicamente al menos un depósito 4 de almacenamiento aislado térmicamente que tiene una bomba 6 de LNG sumergida. La salida de la bomba 6 comunica con un conducto 8 que tiene, dispuesto a lo largo del mismo, fuera de la instalación 2, una segunda bomba 9 de LNG. La salida de la

bomba 9 comunica con un aparato de acuerdo con el invento para calentar el flujo de LNG. La instalación está situada típicamente a bordo de un barco que está navegando, que puede, por ejemplo, ser un así llamado FSRU (Unidad Flotante de Almacenamiento y Regasificación). Existe de vez en cuando una necesidad para entregar gas natural desde la instalación 2 a presión elevada y a una temperatura no criogénica, típicamente una temperatura cercana a la temperatura ambiente. El aparato como se ha mostrado en la fig. 1 permite que el gas natural sea entregado a una presión, caudal y temperatura elegidos. Este aparato incluye un primer intercambiador de calor 10 principal un segundo intercambiador de calor 12 principal, un primer intercambiador de calor 14 suplementario y un segundo intercambiador de calor 16 suplementario. El primer y segundo intercambiadores de calor 10 y 12 principales están ambos adaptados para ser calentados por un fluido de intercambio de calor común de condensación que fluye a contracorriente con el gas natural.

Existe un primer circuito sin fin 20 de fluido de intercambio de calor que hace que el fluido de intercambio de calor fluya a través del primer intercambiador de calor 10 principal y del primer intercambiador de calor 14 suplementario, y un segundo circuito 22 que hace que el fluido de intercambio de calor fluya a través del segundo intercambiador de calor 12 principal y del segundo intercambiador de calor 16 suplementario. Los circuitos 20 y 22 tienen en común un recipiente 24 de recogida de fluido líquido de intercambio de calor y una bomba 26 para elevar la presión a la que está sometido el fluido líquido de intercambio de calor. Es, sin embargo, posible que cada circuito tenga su propio recipiente de recogida dedicado. El primer circuito sin fin 20 de fluido de intercambio de calor se extiende desde una salida de líquido desde el primer intercambiador de calor 10 principal al recipiente 24 de recogida de líquido e incluye la bomba 26. Aguas abajo de la bomba 26 el primer circuito 20 de fluido de intercambio de calor se extiende a través del primer intercambiador de calor 14 suplementario en el cual el fluido de líquido de intercambio de calor es reconvertido a vapor. El circuito 20 de fluido de intercambio de calor es completado por un conducto poniendo la salida para el fluido de intercambio de calor vaporizado desde el primer intercambiador de calor 14 suplementario en comunicación con una entrada para el fluido de intercambio de calor vaporizado al intercambiador de calor 10 principal. Si se desea, ambos circuitos de intercambio de calor pueden comunicarse o ser capaces de ser puestos en comunicación con una fuente de fluido de intercambio de calor de respaldo para permitir que cualquier pérdida de fluido de intercambio de calor desde los circuitos sea compensada.

Hay previsto suficiente flujo del fluido de intercambio de calor a través del primer intercambiador de calor 10 principal para que se vaporice todo el gas natural licuado que fluye a su través y para sobrecalentarlo a una temperatura elegida. Debe apreciarse, sin embargo, que la bomba 8 puede elevar típicamente la presión del gas natural licuado por encima de su presión crítica, es decir de cerca de 100 bares, en cuyo caso, el gas natural que entra en el primer intercambiador de calor 10 principal es un fluido supercrítico, de modo que hablando en sentido estricto, no es vaporizado. Si el gas natural licuado es presentado o no al primer intercambiador de calor 10 principal como un fluido supercrítico, el aparato mostrado en la fig. 1 es operado de modo que asegure que la temperatura a la que deja el primer intercambiador de calor 10 principal está en un rango de temperatura elegido, algo por debajo de 0° C.

El segundo circuito 22 de intercambio de calor es operado de modo que aumente la temperatura del gas natural adicionalmente a un valor de entrega elegido. En el segundo circuito 22 de fluido de intercambio de calor, algún fluido de intercambio de calor líquido es desviado desde el primer circuito 20 de fluido de intercambio de calor desde una región de aguas abajo de la bomba 26 y fluye a través del segundo intercambiador de calor 16 suplementario en el cual es vaporizado. El vapor resultante fluye a una entrada para fluido de intercambio de calor al segundo intercambiador de calor 12 principal. Este fluido de intercambio de calor es condensado en el segundo intercambiador de calor 12 principal por intercambio de calor con el gas natural, siendo calentado el gas natural por ello a la temperatura deseada. El fluido de intercambio de calor así condensado pasa desde el segundo intercambiador de calor principal al recipiente de recogida común 24 mediante una tubería o conducto 34.

El calor necesario para el primer y segundo intercambiadores de calor 14 y 16 suplementarios puede ser proporcionado por cualquier medio conveniente de intercambio de calor suplementario.

El recipiente 24 de líquido está previsto con un conducto 28 de recirculación. Un extremo del conducto 28 termina en una región común de los circuitos de intercambio de calor 20 y 22 que está aguas abajo de la salida de la bomba 26 pero aguas arriba de donde el segundo circuito 22 de intercambio de calor se bifurca desde el primer circuito 20 de intercambio de calor. El otro extremo del conducto 28 termina dentro del recipiente 24 de recogida de líquido. Una válvula 30 está dispuesta dentro del conducto 28. La válvula 30, cuando se abre, permite que el fluido condensado de intercambio de calor sea extraído de los circuitos 20 y 22 de intercambio de calor. Tal extracción puede ser llevada a cabo si la carga térmica de los intercambiadores de calor 10 y 12 principales cae por debajo de un nivel elegido.

El caudal de fluido de intercambio de calor a través de los intercambiadores de calor 10 y 12 principales es controlado por una primera válvula 32 y una segunda válvula 36, respectivamente. La primera válvula 32 está posicionada entre la salida de la bomba 26 y la entrada para el fluido de intercambio de calor al primer intercambiador de calor 14 suplementario. La segunda válvula 36 está posicionada en el conducto 34. Las válvulas 32 y 36 son accionadas de modo que varíen los caudales del fluido de intercambio de calor a través del primer y segundo intercambiadores de calor 10 y 12 principales, respectivamente con cualesquiera cambios en la carga térmica de los mismos.

En funcionamiento, el fluido de intercambio de calor efectúa de manera un intercambio de calor indirecto entre el medio de intercambio de calor suplementario y el gas natural licuado. A bordo de un barco o de una FSRU, el agua de mar es un medio de intercambio de calor suplementario particularmente conveniente. Puede, por ejemplo, ser tomado de los alrededores del barco o de la FSRU. Se pueden utilizar en su lugar otros medios tales como agua dulce, agua de refrigeración de motor o una mezcla de agua y etilenglicol. El medio de intercambio de calor suplementario puede fluir en circuito abierto o cerrado. Si lo hace en circuito cerrado, la temperatura del medio de intercambio de calor suplementario puede ser controlada fácilmente por medio de una fuente de calor adicional, por ejemplo, una caldera, y el fluido de intercambio de calor seleccionado de acuerdo con esta temperatura. El fluido de intercambio de calor preferido es propano. El propano es fácilmente disponible comercialmente y tiene propiedades termodinámicas que permiten que las temperaturas de condensación en el primer y segundo intercambiadores de calor 10 y 12 principales estén por encima de menos 40° C pero por debajo de +15° C. Si el medio de intercambio de calor suplementario, por ejemplo, agua de mar, fluye en circuito abierto, sin embargo, su temperatura puede variar a lo largo de todo el año y con la posición geográfica del barco o de la FSRU. La temperatura del agua de mar entrante puede variar por consiguiente entre, 10 y 27° C. Si se desea, el propano puede ser mezclado con etano para temperaturas inferiores del medio de intercambio de calor suplementario y con butano para temperaturas más elevadas. En general, la elección del fluido de intercambio de calor necesita ser hecha a la luz de estos factores, teniendo en cuenta que el fluido de intercambio de calor de manera deseable tiene una presión de equilibrio positiva por debajo de -30° C y preferiblemente por debajo de -40° C.

En operaciones típicas, la carga térmica en los intercambiadores de calor 10 y 12 principales, es decir el calor que se requieren que proporcionen con el fin de aumentar la temperatura del LNG desde su temperatura de almacenamiento de por debajo de menos 150° C a una temperatura de suministro elegida (por ejemplo +5° C) es probable que varíe. El aparato mostrado en la fig. 1 es capaz de satisfacer estas variaciones. El flujo del fluido de intercambio de calor a través del primer intercambiador de calor 14 suplementario es típicamente tal que enfría el agua de mar u otro medio de 5 a 7° C. El fluido de intercambio de calor es calentado en estado de líquido a vapor en el primer intercambiador de calor 14 suplementario y puede ser ligeramente sobrecalentado. Es este vapor el que sirve para calentar el LNG en el primer intercambiador de calor 10 principal. El fluido de intercambio de calor se condensa de nuevo en el primer intercambiador de calor 10 principal. La operación del segundo intercambiador de calor 12 principal es análoga a la del primer intercambiador de calor 10 principal. El gas natural es calentado en él por intercambio de calor indirecto con fluido de condensación de intercambio de calor. El accionamiento de las válvulas 32 y 36 tiene el efecto de hacer la presión de condensación en el segundo intercambiador de calor 12 principal más elevada que en el primer intercambiador de calor 10 principal. La diferencia en las presiones de condensación es igual a la presión diferencial a través de la bomba 26 menos las caídas de presión en las tuberías e intercambiadores de calor relevantes. Además, la presión de condensación en el primer intercambiador de calor es igual a la presión de condensación del espacio que falta por llenar del recipiente de recogida común. Esta presión no es fija pero tiene a flotar cuando los circuitos de intercambio de calor se ajustan a un cambio en la carga térmica. Para cargas más elevadas, la presión de condensación en el primer intercambiador de calor 10 principal es inferior, siendo estos cambios de calor llevados a cabo mediante ajuste de la válvula 32 en respuesta a los cambios en la carga térmica sobre el intercambiador de calor 10. Si se desea, el ajuste de la válvula 32 puede ser efectuado automáticamente en respuesta a un parámetro que es una función de los cambios en la carga térmica. La válvula 36 puede ser ajustada de manera similar y debido a que la presión de condensación en el primer intercambiador de calor 10 principal flota, también lo hace la presión de condensación en el segundo intercambiador de calor 12 principal.

Debido a que la presión de condensación en el segundo intercambiador de calor 12 principal es mayor que la presión de condensación en el primer intercambiador de calor 10 principal, los tamaños de los dos intercambiadores de calor pueden ser fácilmente mantenidos bajos sin pérdida indebida de eficiencia termodinámica incluso a bajas temperaturas del agua de mar (u otro medio de intercambio suplementario). En general, el primer intercambiador de calor 10 principal es llamado a satisfacer una carga térmica mayor que el segundo intercambiador de calor principal. Se prefiere que la diferencia de temperatura entre el fluido de intercambio de calor que entra en el primer intercambiador de calor 10 principal y el gas natural que sale sea mayor que la diferencia de temperatura entre el fluido de intercambio de calor que entra en el segundo intercambiador de calor 12 principal y el gas natural que sale del mismo.

Puede comprenderse que la diferencia de presión a través de la bomba 26 es un factor significativo en la determinación de la diferencia en la presión de condensación y por tanto en la temperatura de condensación entre los dos intercambiadores de calor 10 y 12 principales. Típicamente, la bomba 26 tiene un accionamiento de frecuencia constante y por ello no se puede alterar la presión diferencial. No existe una desventaja en que el aparato mostrado en la fig. 1 pueda sobrellevar generalmente los cambios normales en la carga térmica que son encontrados. Si la carga térmica cae demasiado haciendo que las válvulas de control 32 y 36 estrangulen demasiado el flujo, la configuración de la válvula 30 es capaz de mantener automáticamente el flujo mínimo a través de la bomba 26 necesaria para que sea hecho circular. Si la carga térmica aumenta mucho, entonces una válvula (no mostrada) en la tubería de LNG puede ser ajustada para reducir el flujo de LNG. A temperaturas inferiores de entrada de agua de mar sin embargo (es decir

del orden de 10° C), puede ser ventajoso utilizar una bomba 26 de frecuencia variable y hacerla funcionar a un diferencial de presión ligeramente aumentado para reducir la temperatura de condensación en el primer intercambiador de calor 10 principal a cargas térmicas más elevadas.

En un ejemplo típico, el primer intercambiador de calor 10 principal eleva la temperatura del LNG de menos 40 a menos 20° C de manera que lo vaporiza (al menos a una presión supercrítica) y el segundo intercambiador de calor 12 principal eleva además su temperatura de 0° C a 5° C. El primer intercambiador de calor 10 principal puede satisfacer típicamente el 80% de la carga térmica y el segundo intercambiador de calor 12 principal el 20% restante. En este ejemplo, el fluido de intercambio de calor es propano, y el medio de intercambiado de calor suplementario es agua de mar.

El aparato mostrado en la fig. 1 es esencialmente autoajutable para cambios en la carga de vaporización del LNG colocado sobre él. Si el flujo de LNG disminuye, habrá una tasa de condensación de propano inferior en los intercambiadores de calor 10 y 12 y la presión de propano aumentará en los intercambiadores de calor 14 y 16 suplementarios y en el recipiente de recogida común. Este aumento en la presión tiene un efecto compensatorio en la tasa de vaporización de propano disminuyendo la diferencia de temperatura entre el medio de intercambio de calor suplementario y el propano de vaporización en los intercambiadores de calor 14 y 16. Los circuitos de intercambio de calor 20 ó 22 son capaces de ser ajustados para mantener la temperatura del propano vaporizado no más de unos pocos grados Celsius por encima de su temperatura de ebullición. De manera similar, si el flujo de LNG aumenta, habrá una tasa de condensación de propano más elevada en los intercambiadores de calor 10 y 12 y la presión de propano caerá en los intercambiadores de calor 14 y 16 suplementarios y en el recipiente 24 de recogida común. Esta disminución de presión tiene un efecto compensatorio sobre la tasa de vaporización de propano aumentando la diferencia de temperatura entre el medio de intercambio de calor suplementario y el propano de vaporización en los intercambiadores de calor 14 y 16. Los circuitos de intercambio de calor 20 y 22 son capaces de ser ajustados para mantener la temperatura del propano vaporizado no más de unos pocos grados Celsius por encima de su temperatura de ebullición.

El aparato mostrado en la fig. 2 permite que se evite el sobrecalentamiento del propano (u otro fluido de intercambio de calor) en los intercambiadores de calor 14 y 16 suplementarios. A continuación los circuitos de intercambio de calor 20 y 22 incluyen ambos separadores de fase, y los intercambiadores de calor 14 y 16 suplementarios efectúan solamente una vaporización parcial del propano u otro fluido de intercambio de calor.

Un primer separador de fase 40 está previsto en el primer circuito 20 de intercambio de calor entre la salida de propano del primer intercambiador de calor 14 suplementario y el extremo de la entrada de propano del primer intercambiador de calor 10 principal. Si se desea, como se ha mostrado en la fig. 2, el primer intercambiador de calor 14 suplementario puede ser dividido y comprende dos unidades paralelas de intercambio de calor 14(a) y 14(b).

El primer separador de fase 40 tiene una entrada 42 para una mezcla de propano líquido- vapor a un recipiente 44, en el cual se recoge la fase líquida.

El recipiente separador de fase 44 tiene una primera salida 46 en su parte superior para comunicación de vapor con la entrada de propano al primer intercambiador de calor 10 principal, y una segunda salida 48 en su parte inferior para comunicación de propano líquido con el recipiente 24 de recogida común. Una válvula 52 de control de flujo está situada en el conducto 50 y está asociada de manera operativa con un detector de nivel 54 en el recipiente 44 de tal manera que un nivel constante de propano líquido puede ser mantenido en él. Un separador de partículas 56 está situado en el recipiente 44 con el fin de liberar gotitas de líquido del vapor que fluye al primer intercambiador de calor 10 principal.

Un segundo separador de fase 60 está previsto en el segundo circuito 22 de intercambio de calor entre el extremo de la salida de propano del segundo intercambiador de calor 16 suplementario y el extremo de salida de propano del segundo intercambiador de calor 12 principal. El segundo separador de fase 60 tiene una entrada 62 para una mezcla de líquido- vapor a un recipiente 64, una primera salida 66 en su parte superior para comunicar vapor con la entrada de propano al segundo intercambiador de calor 12 principal, y una segunda salida 68 en su parte inferior para comunicación de propano líquido mediante el conducto 70 con el recipiente 24 de recogida común de propano líquido. Una válvula 72 de control de flujo está situada en el conducto 70 y está asociada de manera operativa con un detector de nivel 74 en el recipiente 64 de tal manera que un nivel constante de líquido pueda ser mantenido en él. Un separador de partículas 76 está situado en el recipiente 64 con el fin de liberar gotitas de líquido del vapor que fluye al segundo intercambiador de calor 12 principal.

Los intercambiadores de calor 14 y 16 pueden estar divididos en dos o más partes paralelas.

En vistas de la previsión de los separadores de fase 40 y 60, el conducto de reciclaje 28 y la válvula 30 son omitidos del aparato mostrado en la fig. 2. La operación del aparato mostrado en la fig. 2 es análoga al mostrado en la fig. 1, pero no existe sobrecalentamiento del propano en los intercambiadores de calor 14 y 16.

En comparación con el aparato mostrado en la fig. 1, el aparato mostrado en la fig. 2 tiene una bomba 80 de líquido adicional para ayudar en la circulación del propano líquido. Las bombas 26 y 80 se pueden accionar para variar, si se desea, la diferencia de presión entre el propano en los circuitos de intercambio de calor 20 y 22. En funcionamiento, los circuitos de intercambio de calor 20 y 22 son autoajustables de una manera análoga a los circuitos correspondientes en el aparato mostrado en la fig. 1. El aparato puede ser cargado con propano mediante un conducto 78 que tiene la válvula de parada 79 dispuesta en él y que termina en el recipiente de recogida 24.

Con referencia ahora a la fig. 3 de los dibujos, se ha mostrado una variación sobre el aparato mostrado en la fig. 2, en la cual en lugar de haber un recipiente 24 de recogida común, ambos circuitos de intercambio de calor 20 y 22 tienen recipientes 82 y 84 de recogida de propano líquido dedicados, respectivamente. Así los circuitos 20 y 22 están separados entre sí y cada circuito tiene su propia tubería 86 de suministro de propano líquido, que tiene una válvula de parada 88 dispuesta en ella, que termina en el recipiente 82, y el circuito 22 tiene una tubería 90 de suministro de propano líquido, con una válvula de parada 92 dispuesta en ella, que termina en el recipiente 64.

En la operación del aparato mostrado en la fig. 3, las bombas 26 y 80 crean de manera simple la circulación necesaria de propano líquido y compensan la caída de presión en el aparato. En otros aspectos, el funcionamiento del aparato mostrado en la fig. 3 es análogo al mostrado en la fig. 2.

Con referencia ahora a la fig. 4 de los dibujos, se ha mostrado una variante del aparato mostrado en la fig. 1 en el cual en lugar de haber un recipiente 24 de recogida común, ambos circuitos de intercambio de calor 20 y 22 tienen recipientes 82 y 84 de recogida de líquido dedicados, respectivamente. Así los circuitos 20 y 22 tienen recipientes 82 y 84 de recogida de líquido dedicados, respectivamente. Así los circuitos 20 y 22 están separados uno de otro.

El circuito 20 tiene su propia tubería 86 de suministro de fluido de intercambio de calor líquido, que tiene una válvula de parada 88 dispuesta en ella, que termina en el recipiente 82, y el circuito 22 tiene una tubería 90 de suministro de fluido de intercambio de calor líquido, con una válvula de parada 92 dispuesta en ella, que termina en el recipiente 84. El fluido de intercambio de calor en el circuito 20 puede ser de la misma o diferente composición que la del fluido de intercambio de calor en el circuito 22.

El circuito 20 tiene un turboexpansor 100 entre la salida de vapor de intercambio de calor desde el intercambiador de calor 14 suplementario y la entrada de vapor de intercambiador de calor al intercambiador de calor 10 principal. El turboexpansor 100 está asociado de manera operativa de un modo convencional con un generador 104 que está conectado a una rejilla eléctrica 106, haciendo así posible recuperación de energía desde el fluido del intercambiador de calor. La bomba de ciclo 26 está diseñada de manera correspondiente para que una presión diferencial más elevada se adapte a la relación de presión del diseño de turbina y está equipada con un accionamiento 110 de frecuencia variable para adaptar la relación de presión para diferentes temperaturas de revaporización y condensación.

En la operación del aparato mostrado en la fig. 4, la bomba 26 crea el diferencial de presión necesario para la operación del turboexpansor 100 para generar energía eléctrica además de hacer circular el fluido de intercambio de calor en el circuito 20. La bomba 80 hace circular el fluido de intercambio de calor en el circuito 22. Además, ambas bombas 26 y 80 compensan la caída de presión en el aparato. En otros aspectos, el funcionamiento del aparato mostrado en la fig. 4 es análogo al mostrado en las figs. 1 y 3.

Con referencia ahora a la fig. 5, se ha mostrado una de parte aguas arriba de un aparato de sobrecalentamiento de LNG modificado instalado a bordo de un barco, en el que el exceso de gas natural que es evaporado durante una operación de reclasificación es vuelto a condensar. La recondensación es efectuada por contacto con el LNG subenfriado desde el depósito o depósitos de almacenamiento. El condensador es incorporado en el tambor de succión o depósito de succión que proporciona una cabeza de succión positiva neta suficiente (NPSH) a la bomba o bombas para de refuerzo que aumenta la presión del LNG a un nivel adecuado para pasar a través del primer y segundo intercambiadores de calor principal del aparato de acuerdo con el invento.

Con referencia a la fig. 5 una instalación 502 de LNG comprende típicamente al menos uno y normalmente varios depósitos de almacenamiento 504 aislados térmicamente, cada uno de los cuales tiene una bomba 506 de LNG sumergida. (Solamente un depósito de almacenamiento aislado 504 con su bomba 506 de LNG sumergida asociada está mostrado en la fig. 5). La salida de la bomba 506 comunica con el conducto 508. El conducto 508 termina en un recipiente 510 que, como se describirá a continuación, proporciona una cabeza de succión positiva neta para las bombas de refuerzo de aguas abajo y que sirve como un condensador para el gas natural que se evapora desde el depósito de almacenamiento 504. Hay una tasa natural de evaporación desde el LNG almacenado en el depósito 504 como resultado de la absorción de calor desde su entorno circundante. La tasa natural de evaporación puede ser mejorada durante la operación para suministrar gas natural desde el depósito 504 como resultado de la energía gastada por la bomba 506 de LNG. En funcionamiento, el gas natural evaporado es extraído del depósito 504 por un compresor 520. Una parte del gas evaporado comprimido es suministrado típicamente mediante un conducto 522 a los motores del barco o FSRU de revaporización a bordo del cual está situada la instalación de almacenamiento 502. El gas natural evaporado restante pasa a una entrada 524 al recipiente 510. El flujo de LNG al recipiente 510 desde el

- conducto 508 es predeterminado de modo que asegure que todo el gas natural evaporado que entra en el recipiente 510 es condensado en él por contacto con el LNG en las superficies de un envasado 512 u otro medio de contacto líquido-vapor situado dentro del recipiente 510. debe comprenderse que el LNG entra en el recipiente 510 en estado subenfriado en virtud de la operación de la bomba 506 para elevar su presión. Por consiguiente, es capaz de efectuar la condensación necesaria del gas natural evaporado. El LNG resultante pasa fuera del recipiente 510 a través de una salida 514 a una tubería de distribución 516. El LNG que no es requerido para los propósitos de condensación en el recipiente 510 puede puentear ese recipiente y ser reunido en la tubería de distribución 516 con el LNG del recipiente 510. Una válvula de control 526 está situada en el conducto 508 de modo que controle el flujo de LNG subenfriado al recipiente 510. El flujo de LNG que puentea el recipiente 510 puede ser controlado por otra válvula de control de flujo 528. Cualquier exceso de gas natural evaporado puede ser ventilado mediante un conducto 533 a una unidad de combustión de gas 531.
- La tubería de distribución 516 comunica con una pluralidad de bombas de refuerzo 519. Para facilidad de ilustración, solamente se ha mostrado una de tales bombas en la fig. 5, pero en una instalación típica pueden preverse varias bombas, una sola bomba o pares de bombas que alimentan a agrupaciones separadas de un primer y segundo intercambiadores de calor principales para vaporizar y sobrecalentar el LNG de acuerdo con el invento. Para facilidad de ilustración, los intercambiadores de calor no están mostrados en la fig. 5, sino que se puede emplear cualquiera de las disposiciones mostradas en las figs. 1 a 4.
- Cada bomba 519 tiene una salida 530 que comunica con un aparato de vaporización y sobrecalentamiento (no mostrado). Cada bomba 519 puede estar dispuesta para suministrar un flujo variable de LNG al aparato. El exceso de LNG puede ser devuelto al recipiente 510 a través de una tubería 532. Una válvula 534 de control de flujo puede abrirse automáticamente si el caudal detectado de la bomba es menor que el caudal mínimo requerido.
- El gas natural que se vaporiza dentro de cada bomba 519 puede también ser devuelto mediante la tubería 536 al recipiente 510. Una válvula de ventilación 538 está dispuesta en la tubería 536 para este propósito.
- El aparato como se ha mostrado en la fig. 5 incluye también una tubería de retorno 540 desde la parte superior del recipiente 510 al depósito de almacenamiento 504. La tubería 540 tiene una válvula de control 542 situada en ella. La válvula 542 es normalmente mantenida cerrada. La válvula 542 se abre automáticamente en el caso de que sea detectado un nivel bajo en el recipiente 510. En el caso de que se detecte un nivel alto en el recipiente 510, la válvula de control 562 en la tubería 560 conectada a la fuente de gas de mayor presión se abre automáticamente.
- El aparato mostrado en la fig. 5 es así capaz de proporcionar el flujo necesario de gas natural licuado a presión para vaporización y sobrecalentamiento aguas abajo por el método de acuerdo con el invento.

REIVINDICACIONES

- 1.- Un método para convertir un gas natural licuado en un fluido sobrecalentado, que comprende las operaciones de:
 - a. hacer pasar un flujo del gas natural a presión a través de un primer intercambiador de calor principal y de un segundo intercambiador de calor principal en serie uno con otro;
 - 5 b. calentar el flujo del gas natural en el primer intercambiador de calor principal por intercambio de calor con un primer fluido de intercambio de calor que fluye en un primer circuito sin fin a una primera presión, sufriendo el primer fluido de intercambio de calor un cambio de estado de vapor a líquido en dicho primer intercambiador de calor principal;
 - c. calentar adicionalmente el flujo del gas natural en el segundo intercambiador de calor principal por intercambio de calor con un segundo fluido de intercambio de calor que fluye en un segundo circuito sin fin a una segunda presión, siendo el segundo fluido de intercambio de calor de la misma composición que el primer fluido de intercambio de calor y sufriendo un cambio de estado de vapor a líquido en dicho segundo intercambiador de calor principal;
 - 10 d. recoger el primer fluido de intercambio de calor desde el primer intercambiador de calor principal y el segundo fluido de intercambio de calor desde el segundo intercambiador de calor principal;
 - e. volver a vaporizar en el primer circuito de fluido intercambio de calor sin fin un flujo del fluido de intercambio de calor licuado recogido en un primer intercambiador de calor suplementario y alimentar el vapor resultante como el primer fluido de intercambio de calor al primer intercambiador de calor principal;
 - 15 f. volver a vaporizar un flujo de fluido de intercambio de calor licuado recogido en un segundo intercambiador de calor suplementario en el segundo circuito sin fin de intercambio de calor y alimentar el vapor resultante como el segundo fluido de intercambio de calor al segundo intercambiador de calor principal; y en el que
 - 20 g. la presión de condensación del primer fluido de intercambio de calor en el primer intercambiador de calor principal es menor que la presión de condensación del segundo fluido de intercambio de calor en el segundo intercambiador de calor principal.
- 2.- Un método según la reivindicación 1, en el que el fluido de intercambio de calor líquido desde el primer y segundo intercambiadores de calor es recogido en un recipiente de recogida común.
- 25 3.- Un método según la reivindicación 1 o la reivindicación 2, en el que el primer y el segundo fluidos de intercambio de calor son completamente vaporizados en el primer y segundo intercambiadores de calor suplementarios, respectivamente.
- 4.- Un método según la reivindicación 3, en el que el primer y el segundo fluidos de intercambio de calor son sobrecalentados en el primer y segundo intercambiadores de calor suplementarios, respectivamente.
- 30 5.- Un método según la reivindicación 4, en el que el primer y el segundo fluidos de intercambio de calor son sobrecalentados aguas abajo de los intercambiadores de calor suplementarios.
- 6.- Un método según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 5, en el que el primer y el segundo fluidos de intercambio de calor son parcialmente vaporizados en el primer y segundo intercambiadores de calor suplementarios, respectivamente, y adicionalmente incluyendo la operación de liberar fluido de intercambio de calor sin vaporizar del fluido de intercambio de calor vaporizado.
- 35 7.- Un método según la reivindicación 1, en el que dicho vapor resultante en la operación (e) es turbo-expandido entre el primer intercambiador de calor suplementario y el intercambiador de calor principal.
- 8.- Un aparato para convertir gas natural licuado a un fluido sobrecalentado que comprende:
 - a. un primer intercambiador de calor principal (10) y un segundo intercambiador de calor principal (12) en serie uno con otro dispuestos para el calentamiento del gas natural licuado en intercambio de calor con un primer fluido de intercambio de calor en curso de condensación con un segundo fluido de intercambio de calor en curso de condensación, respectivamente;
 - 40 b. un primer circuito sin fin (20) de fluido de intercambio de calor de presión de condensación que se extiende a través del primer intercambiador de calor principal (10);
 - c. un segundo circuito sin fin (22) de fluido de intercambio de calor de presión de condensación más elevada que se extiende a través del segundo intercambiador de calor principal (12), en el que
 - 45 d. el primer y segundo circuitos sin fin (20, 22) de fluido de intercambio de calor incluyen ambos un recipiente de recogida de líquido para recoger un fluido de intercambio de calor condensado;

- e. el primer circuito sin fin (20) de fluido de intercambio de calor se extiende a través de un primer intercambiador de calor suplementario (14) para volver a vaporizar el primer fluido de intercambio de calor condensado;
- f. el segundo circuito sin fin (22) de fluido de intercambio de calor se extiende a través de un segundo intercambiador de calor suplementario (16) para volver a vaporizar el segundo fluido de intercambio de calor condensado; y
- 5 g. el aparato comprende también medios (32, 36) para controlar el caudal del primer fluido de intercambio de calor a través del primer intercambiador de calor principal (10) y el caudal del segundo fluido de intercambio de calor a través del segundo intercambiador de calor principal (12).
- 9.- Un aparato según la reivindicación 8, en el que el primer y segundo circuitos sin fin (20, 22) de intercambio de calor, tienen un recipiente (24) de recogida de líquido común.
- 10 10.- Un aparato según la reivindicación 8 o la reivindicación 9, en el que dichos medios de control incluyen un primer medio de válvula (32) que está adaptado para ser hecho funcionar de modo que varíe el caudal del primer fluido de intercambio de calor a través del primer intercambiador de calor principal (10) de acuerdo con cualesquiera variaciones en la carga térmica en él.
- 15 11.- Un aparato según cualquiera de las reivindicaciones 8 a 10, en el que los medios de control incluyen un segundo medio de válvula (36) para controlar el caudal a través del segundo intercambiador de calor principal (12).
- 12.- Un aparato según las reivindicaciones 10 y 11, que incluye un conducto (28) para hacer circular el fluido de intercambio de calor condensado al recipiente (24) de recogida común y un tercer medio de válvula (30) en el conducto (28) para abrir o aumentar el caudal en dicho conducto (28) en el caso de que la carga térmica sobre el aparato caiga por debajo de un mínimo elegido.
- 20 13.- Un aparato según la reivindicación 8 o la reivindicación 9, en el que tanto el primero como el segundo circuitos sin fin (20, 22) de intercambio de calor incluyen un separador de fase (42, 62) para liberar el fluido de intercambio de calor sin vaporizar del fluido de intercambio de calor vaporizado.
- 14.- Un aparato según la reivindicación 8, en el que el primer circuito sin fin (20) de intercambio de calor es independiente del segundo circuito sin fin (22) de intercambio de calor e incluye un turboexpansor (100) entre el primer intercambiador de calor suplementario (14) y el primer intercambiador de calor principal (10).
- 25 15.- Un aparato según la reivindicación 14, en el que el primer circuito sin fin (20) de intercambio de calor incluye una bomba (26) con un accionamiento (110) de frecuencia variable accionable para variar la relación de presión a través del tuboexpansor (100).
- 30 16.- Un aparato según la reivindicación 8, que incluye una primera bomba (26) y una segunda bomba (80) en serie, siendo la primera bomba (26) común a ambos circuitos de intercambio de calor (20, 22) y estando la segunda bomba (80) situada en el segundo circuito de intercambio de calor (22).
- 17.- Un aparato según la reivindicación 8, en el que el primer circuito de intercambio de calor (20) tiene un primer recipiente (82) de recogida de fluido de intercambio de calor y un primer bomba (26) de circulación de intercambio de calor líquido y el segundo circuito (22) de intercambio de calor tiene un segundo recipiente (84) de recogida del fluido de intercambio de calor líquido y una segunda bomba (80) de circulación del fluido de intercambio de calor líquido.
- 35

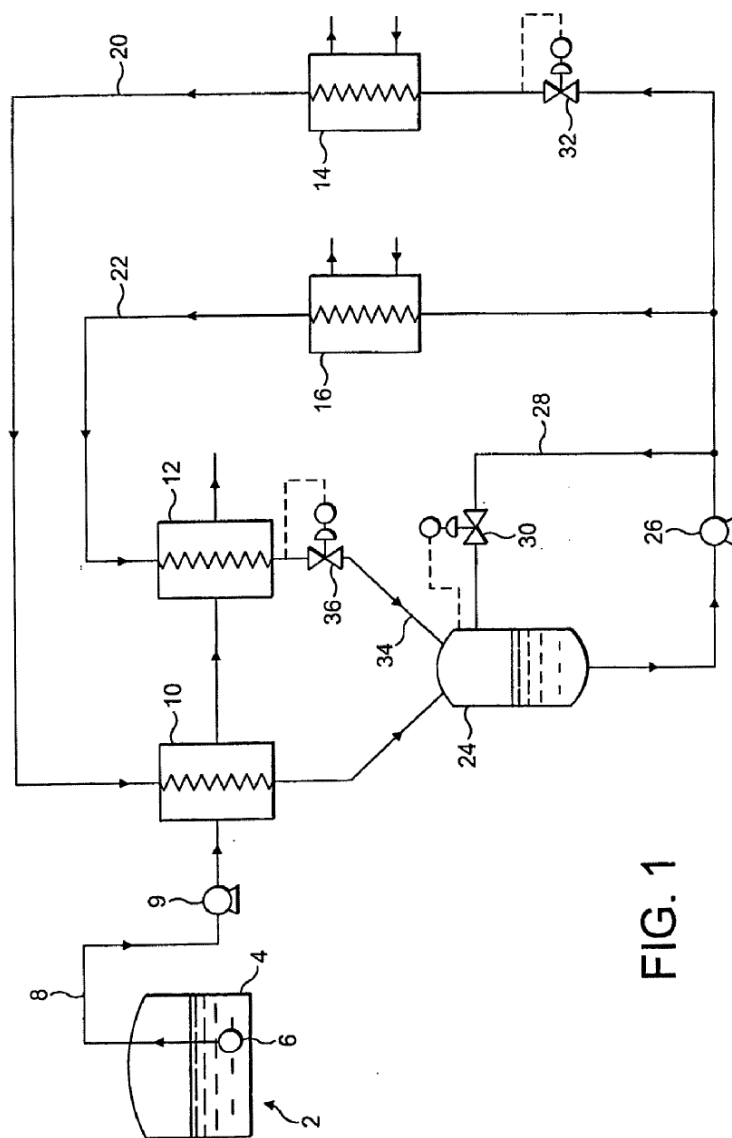


FIG. 1

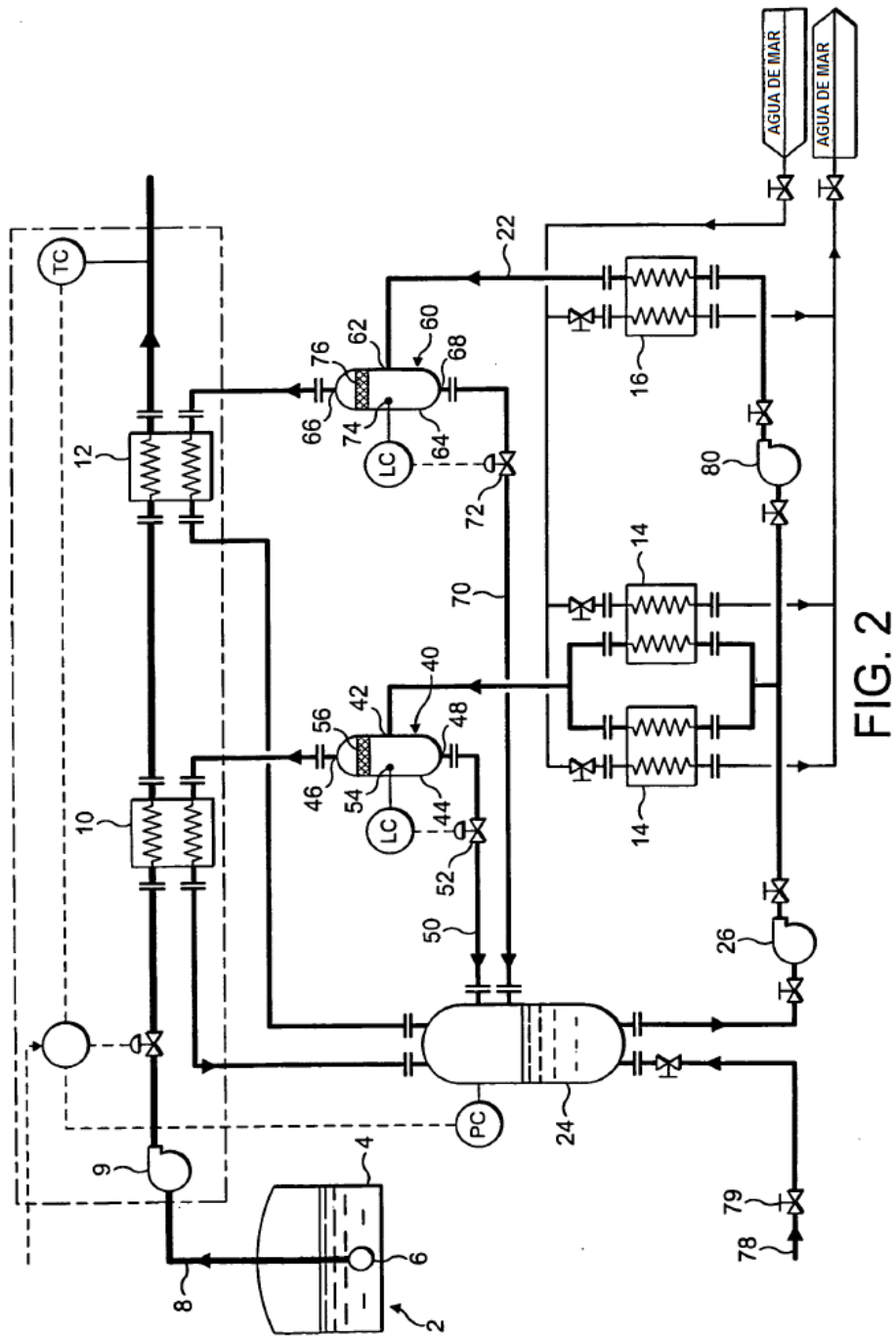


FIG. 2

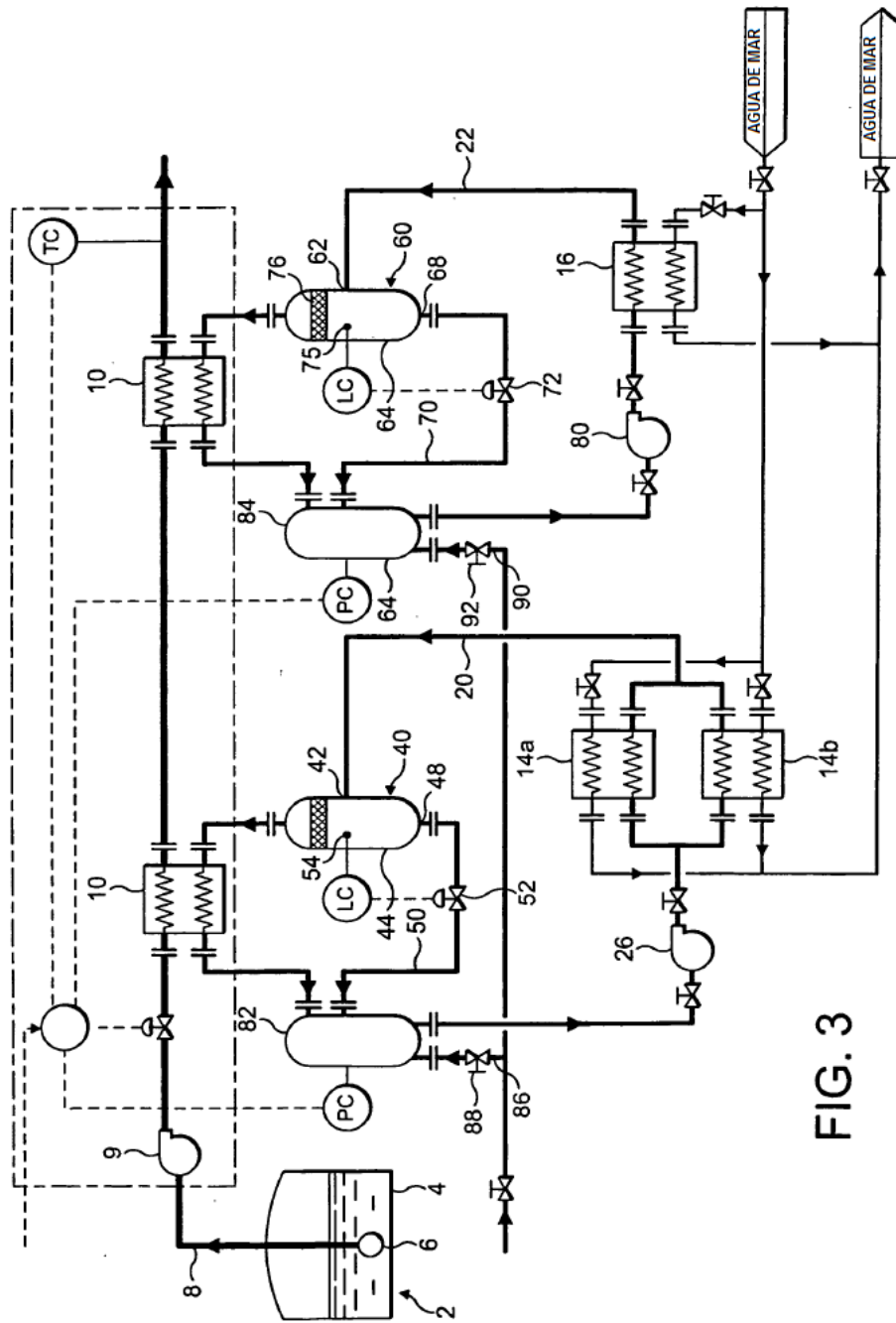


FIG. 3

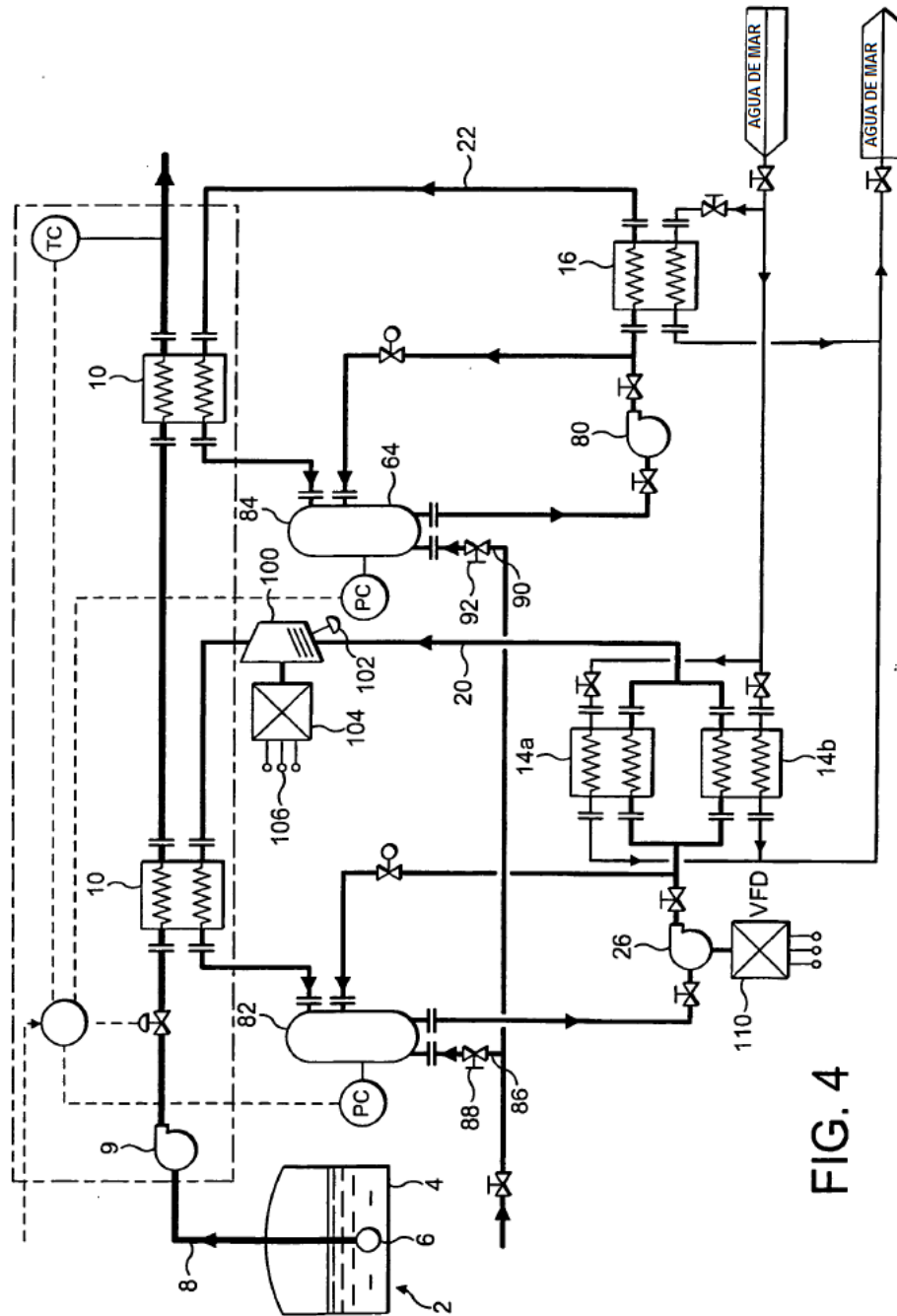


FIG. 4

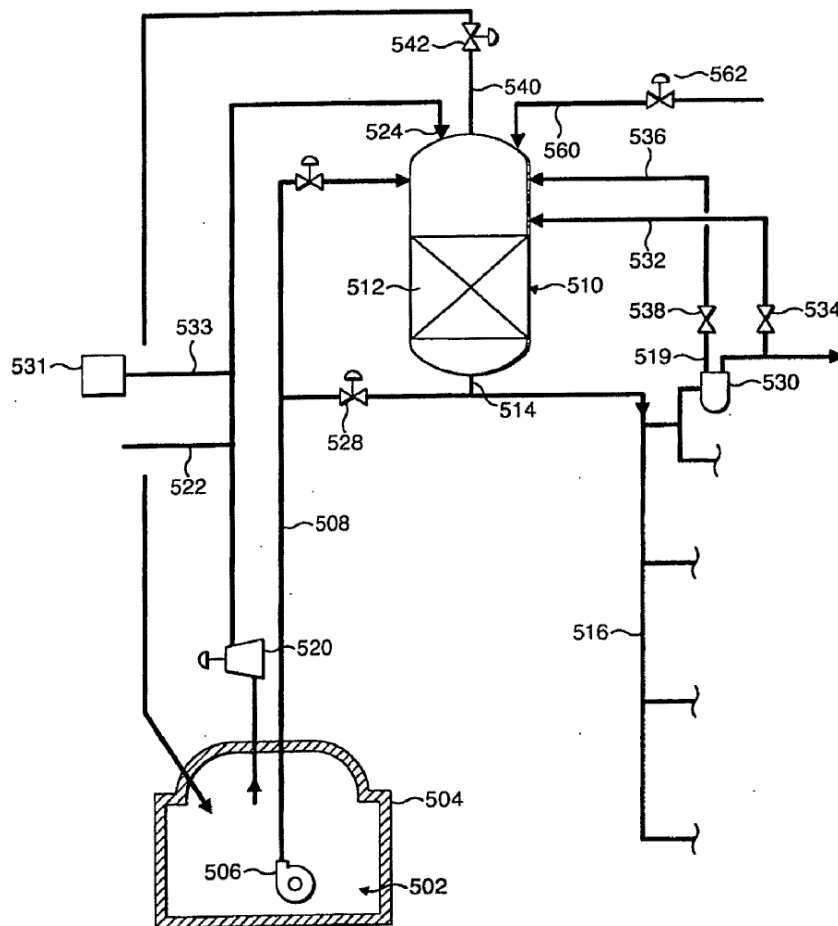


FIG. 5