

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 688 165**

51 Int. Cl.:

F25J 1/02	(2006.01)
F25J 3/00	(2006.01)
F25J 3/08	(2006.01)
B01D 53/52	(2006.01)
F28D 7/04	(2006.01)
F28F 27/02	(2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **01.07.2002 PCT/US2002/20924**

87 Fecha y número de publicación internacional: **04.09.2003 WO03072991**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **01.07.2002 E 02744788 (7)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **01.08.2018 EP 1478874**

54 Título: **Aparato para la licuefacción de gas natural y métodos relacionados con el mismo**

30 Prioridad:

27.02.2002 US 86066

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

31.10.2018

73 Titular/es:

**BATTELLE ENERGY ALLIANCE, LLC (100.0%)
1765 N. Yellowstone Highway
Idaho Falls, ID 83415, US**

72 Inventor/es:

**WILDING, BRUCE M.;
BINGHAM, DENNIS N.;
MCKELLAR, MICHAEL G.;
TURNER, TERRY D.;
RATERMAN, KEVIN T.;
PALMER, GARY L.;
KLINGLER, KERRY M. y
VRANICAR, JOHN J.**

74 Agente/Representante:

VEIGA SERRANO, Mikel

ES 2 688 165 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

Aparato para la licuefacción de gas natural y métodos relacionados con el mismo

5 **Antecedentes de la invención**

Sector de la técnica

10 La presente invención se refiere, en general, a la compresión y la licuefacción de gases y, más en particular, a la licuefacción parcial de un gas, tal como el gas natural, a pequeña escala utilizando un proceso combinado de refrigerante y expansión.

Estado de la técnica

15 El gas natural es una alternativa conocida a combustibles de combustión tales como la gasolina y el gasóleo. Se ha dedicado mucho esfuerzo al desarrollo del gas natural como combustible de combustión alternativo con el fin de combatir diversos inconvenientes de la gasolina y del gasóleo, incluyendo los costes de producción y las emisiones subsiguientes creadas por su uso. Como se conoce en la técnica, el gas natural es un combustible de quemado más limpio que otros combustibles de combustión. Además, se considera que el gas natural es más seguro que la gasolina o el gasóleo, ya que el gas natural se elevará en el aire y se disipará, en lugar de asentarse.

20 Para usarse como combustible de combustión alternativo, el gas natural (también denominado "gas de alimentación" en el presente documento) se convierte convencionalmente en gas natural comprimido (GNC) o en gas natural licuado (o líquido) (GNL) con el fin de almacenar y transportar el combustible antes de su uso. Convencionalmente, dos de los ciclos básicos conocidos para la licuefacción de gases naturales se denominan "ciclo en cascada" y "ciclo de expansión".

25 Brevemente, el ciclo en cascada consiste en una serie de intercambios de calor con el gas de alimentación, siendo cada intercambio a temperaturas sucesivamente más bajas hasta que se logra la licuefacción deseada. Los niveles de refrigeración se obtienen con diferentes refrigerantes o con el mismo refrigerante a diferentes presiones de evaporación. El ciclo en cascada se considera muy eficiente en la producción de GNL, ya que los costes de explotación son relativamente bajos. Sin embargo, la eficiencia en la explotación a menudo se ve contrarrestada por los costes de inversión relativamente altos asociados con el costoso intercambio de calor y el equipo de compresión asociado con el sistema refrigerante. Además, puede que una planta de licuefacción que incorpora un sistema de este tipo sea poco práctica cuando el espacio físico es limitado, ya que los componentes físicos usados en los sistemas en cascada son relativamente grandes.

30 En un ciclo de expansión, el gas se comprime convencionalmente a una presión seleccionada, se enfría, a continuación se deja que se expanda a través de una turbina de expansión, produciendo así trabajo y reduciendo la temperatura del gas de alimentación. Después, el gas de alimentación de baja temperatura se intercambia térmicamente para efectuar la licuefacción del gas de alimentación. Convencionalmente, un ciclo de este tipo se ha considerado poco práctico en la licuefacción de gas natural, ya que no hay ninguna previsión para manejar algunos de los componentes presentes en el gas natural que se congelan a las temperaturas encontradas en los intercambiadores de calor, por ejemplo agua y dióxido de carbono.

35 Además, para hacer rentable la explotación de los sistemas convencionales, dichos sistemas se construyen convencionalmente a gran escala para manejar grandes volúmenes de gas natural. Como resultado, se construyen menos instalaciones, haciendo que sea más difícil proporcionar el gas bruto a la planta o instalación de licuefacción, y convirtiendo la distribución del producto licuado en un problema. Otro gran problema de las instalaciones a gran escala son los gastos de capital y de explotación asociados con las mismas. Por ejemplo, una planta de licuefacción a gran escala convencional, es decir, que produce del orden de 265.000 litros (70.000 galones) de GNL al día, puede costar entre 2 millones y 15 millones de dólares, o más, en gastos de capital. Además, una planta de este tipo puede precisar miles de caballos de potencia para accionar los compresores asociados con los ciclos de refrigerante, encareciendo la explotación de las plantas.

40 Un problema adicional de las grandes instalaciones es el coste asociado con el almacenamiento de grandes cantidades de combustible en previsión del uso y/o transporte futuro. No solo hay un coste asociado con la construcción de grandes instalaciones de almacenamiento, sino que también hay un problema de eficiencia relacionado con esto ya que el GNL almacenado tenderá a calentarse y evaporarse con el tiempo generando una pérdida del producto combustible de GNL. Además, la seguridad puede convertirse en un problema cuando se almacenan cantidades mayores de producto combustible de GNL.

45 Al hacer frente a los problemas anteriores, se han ideado diversos sistemas que intentan producir GNL o GNC a partir de gas de alimentación a menor escala, en un esfuerzo por eliminar los problemas de almacenamiento a largo plazo y reducir los gastos de capital y de explotación asociados con la licuefacción y/o compresión de gas natural. Sin embargo, todos esos sistemas y técnicas han sufrido uno o más inconvenientes.

La patente de Estados Unidos 5.505.232 de Barclay, expedida el 9 de abril de 1996, está orientada a un sistema para producir GNL y/o GNC. Se expone que el sistema desvelado se explota a pequeña escala produciendo aproximadamente 3.785 litros (1.000 galones) al día de producto combustible licuado o comprimido. Sin embargo, la parte de licuefacción del propio sistema requiere el flujo de un gas "limpio" o "purificado", lo que significa que diversos componentes del gas, tales como dióxido de carbono, agua o hidrocarburos pesados, deben eliminarse antes de que pueda comenzar el verdadero proceso de licuefacción.

De manera similar, las patentes de Estados Unidos 6.085.546 y 6.085.547 de Johnston, ambas expedidas el 11 de julio de 2000, describen métodos y sistemas de producción de GNL. Ambas patentes de Johnston están orientadas a la producción a pequeña escala de GNL, pero una vez más, las dos requieren una "prepurificación" del gas con el fin de poner en marcha el verdadero ciclo de licuefacción. La necesidad de proporcionar un gas "limpio" o "prepurificado" al ciclo de licuefacción se basa en el hecho de que determinados componentes de gas podrían congelarse y taponar el sistema durante el proceso de licuefacción debido a sus puntos de congelación relativamente más altos en comparación con el metano que constituye la mayor parte del gas natural.

El documento WO03/062725, publicado después de la fecha de prioridad de la presente invención desvela la retirada de especies congelables tales como dióxido de carbono, agua e hidrocarburos pesados de una corriente de alimentación de gas natural durante la licuefacción para producir GNL. Las especies congelables pueden retirarse como un sólido, evitando el costoso paso del pretratamiento para eliminar especies congelables de la corriente de alimentación de gas natural antes de la etapa de licuefacción. Las especies congelables pueden retirarse de forma continua separándose como sólidos después de la licuefacción de la corriente de alimentación de gas natural con la subsiguiente separación de los sólidos. Las especies congelables sólidas pueden licuarse después de forma continua si es necesario con gas natural reciclado para el proceso. La retirada continua de las especies congelables de la corriente de alimentación de gas natural puede conseguirse manteniendo aparatos de enfriamiento y separación a la misma presión de trabajo. De manera ventajosa, al menos parte del recipiente de enfriamiento se construye de un material que tiene una baja conductividad térmica que frustra la formación de los sólidos de las especies congelables en las paredes del recipiente de enfriamiento. Aunque se utiliza un separador ciclónico (artículo 16 en las figuras), el enfriamiento de la corriente de alimentación de gas natural es por expansión de gases en lugar de un intercambiador de calor.

El documento US2900797 desvela la separación de componentes ácidos normalmente gaseosos y metano. Aunque se utilizan un separador ciclónico y un enfriador, el documento no especifica la naturaleza del enfriador, ni desvela el uso de la pasta desde el subdesbordamiento del ciclón para enfriar el enfriador.

El documento DE1443597 desvela un método para retirar dióxido de carbono de metano empleando múltiples ciclones que suministran una suspensión o pasta dentro de un evaporador 24. El documento también desvela el cambio de fase de CO₂ sólido y gas natural licuado en sus respectivas formas de gas que después se suministran a un intercambiador de calor. Sin embargo, no hay ninguna sugerencia de un intercambiador de calor que tenga múltiples serpentines.

Puesto que muchas fuentes de gas natural, tales como el gas de servicio residencial o industrial, se consideran relativamente "sucias", el requisito de proporcionar un gas "limpio" o "prepurificado" es realmente un requisito de puesta en marcha de sistemas de filtración y purificación costosos y a menudo complejos antes del proceso de licuefacción. Este requisito únicamente añade gastos y complejidad a la construcción y la explotación de dichas plantas o instalaciones de licuefacción.

A la vista de las deficiencias en la técnica, sería ventajoso proporcionar un proceso, y una planta para llevar a cabo dicho proceso, de producción eficiente de gas natural licuado a pequeña escala. Más en particular, sería ventajoso proporcionar un sistema para producir gas natural licuado a partir de una fuente de gas natural relativamente "sucio" o "no purificado" sin necesidad de una "prepurificación". Dicho sistema o proceso puede incluir diversos ciclos de limpieza que se integran con el ciclo de licuefacción con fines de eficiencia.

Además, sería ventajoso proporcionar una planta para la licuefacción de gas natural cuya construcción y explotación sean relativamente económicas, y que requiera de forma conveniente una supervisión escasa o nula por parte del operario.

Además, sería ventajoso proporcionar una planta que sea fácilmente transportable y que pueda ubicarse y explotarse en fuentes de gas natural existentes que estén dentro o cerca de comunidades pobladas, proporcionando así un fácil acceso a los consumidores de combustible de GNL.

Objeto de la invención

De acuerdo con un aspecto de la invención se proporciona un método de retirada de dióxido de carbono de una masa de gas natural de acuerdo con la reivindicación 1. De acuerdo con un segundo aspecto de la invención se proporciona un sistema para retirar dióxido de carbono de una masa de gas natural que incluye al menos un

componente adicional de acuerdo con la reivindicación 10. Las realizaciones de la presente invención se definen en las reivindicaciones dependientes.

Descripción de las figuras

5 Las anteriores ventajas y otras distintas de la invención se pondrán de manifiesto con la lectura de la siguiente descripción detallada y con referencia a los dibujos, en los que:

- 10 la figura 1 es una vista general esquemática de una planta de licuefacción de acuerdo con una realización de la presente invención;
- la figura 2 es un diagrama de flujo de proceso que representa el ciclo básico de una planta de licuefacción que no forma parte de la presente invención;
- la figura 3 es un diagrama de flujo de proceso que representa un ciclo de limpieza de agua integrado con el ciclo de licuefacción que no forma parte de la presente invención;
- 15 la figura 4 es un diagrama de flujo de proceso que representa un ciclo de limpieza de dióxido de carbono integrado con un ciclo de licuefacción de acuerdo con una realización de la presente invención;
- las figuras 5A y 5B muestran un intercambiador de calor de acuerdo con una realización de la presente invención;
- 20 las figuras 6A y 6B muestran vistas en planta y en alzado de serpentines de enfriamiento usados en el intercambiador de calor de las figuras 5A y 5B;
- la figura 7A muestra un diagrama esquemático de un modo de funcionamiento del intercambiador de calor representado en las figuras 5A y 5B que no forma parte de la presente invención.
- Las figuras 7B y 7C muestran un diagrama esquemático de diferentes modos de funcionamiento del intercambiador de calor representado en las figuras 5A y 5B de acuerdo con diversas realizaciones de la
- 25 invención;
- las figuras 8A y 8B muestran una vista en perspectiva y una vista en alzado, respectivamente, de un tapón que puede usarse junto con el intercambiador de calor de las figuras 5A y 5B;
- la figura 9 es una vista en sección transversal de un filtro de CO₂ ejemplar usado junto con la planta y el proceso de licuefacción de la figura 4;
- 30 la figura 10 es un diagrama de flujo de proceso que representa un ciclo de licuefacción de acuerdo con otra realización de la presente invención;
- la figura 11A es un diagrama esquemático de proceso que muestra un circuito de presión diferencial incorporado en la planta y el proceso de la figura 10;
- la figura 11B es un diagrama esquemático de proceso que muestra un circuito de presión diferencial preferido incorporado en la planta y el proceso de la figura 10;
- 35 la figura 12 es un diagrama de flujo de proceso que representa un ciclo de licuefacción de acuerdo con otra realización de la presente invención;
- la figura 13 es una vista en perspectiva de la planta de licuefacción de acuerdo con una realización de la presente invención;
- 40 la figura 14 muestra la planta de licuefacción de la figura 4 durante el transporte a un sitio de planta; y
- la figura 15 es un diagrama de flujo de proceso que muestra los puntos de estado de la masa de flujo a lo largo del sistema de acuerdo con una realización de la presente invención.

Descripción detallada de la invención

45 Haciendo referencia a la figura 1, se muestra una vista general esquemática de una parte de una estación de gas natural licuado (GNL) 100 de acuerdo con una realización de la presente invención.

50 La estación de licuefacción 100 incluye una planta de licuefacción de gas natural 102 a "pequeña escala" que está acoplada a una fuente de gas natural, tal como una tubería 104, aunque otras fuentes, tales como una boca de pozo, se consideran igualmente adecuadas. La expresión "a pequeña escala" se usa para distinguirse de una planta a mayor escala con capacidad para producir, por ejemplo, 265.000 litros (70.000 galones) de GNL o más al día. En comparación, la planta de licuefacción actualmente desvelada puede tener capacidad para producir, por ejemplo, aproximadamente 37.850 litros (10.000 galones) de GNL al día, pero puede regularse para una salida diferente

55 según las necesidades y no está limitada a explotaciones o plantas a pequeña escala. Además, tal como se indicará con más detalle a continuación, la planta de licuefacción 102 de la presente invención es considerablemente más pequeña en tamaño que una planta a gran escala y puede transportarse fácilmente de un sitio a otro.

60 Uno o más reguladores de presión 106 están colocados a lo largo de la tubería 104 para controlar la presión del gas que fluye a través de la misma. Dicha configuración es representativa de una estación de descarga de presión en la que la presión del gas natural se reduce desde las altas presiones de transmisión en una localización aguas arriba a una presión adecuada para su distribución a uno o más clientes en una localización aguas abajo. Aguas arriba de los reguladores de presión 106, por ejemplo, la presión en la tubería puede variar entre aproximadamente 2.068 y 6.894 kPa absolutos (kPaa) (entre 300 y 1000 libras por pulgada cuadrada absoluta (psia)) mientras que la presión

65 aguas abajo de los reguladores puede reducirse a aproximadamente 448 kPaa (65 psia) o menos. Por supuesto, tales presiones son a ejemplares y pueden variar dependiendo de la tubería 104 específica y las necesidades de los

clientes aguas abajo. Se observa además que la presión disponible del gas aguas arriba en la tubería 104 (es decir, en la entrada de planta 112) no es crítica ya que su presión puede elevarse, por ejemplo, mediante el uso de una bomba reforzadora auxiliar y un intercambiador de calor antes de que el gas entre en el proceso de licuefacción descrito en el presente documento.

5 Antes de cualquier reducción de presión a lo largo de la tubería 104, una corriente de gas de alimentación 108 se separa de la tubería 104 y se alimenta a través de un medidor de flujo 110 que mide y registra la cantidad de gas que fluye a su través. La corriente de gas de alimentación 108 entra a continuación en la planta de licuefacción 102 a pequeña escala a través de una entrada de planta 112 para su procesamiento como se detallará a continuación en el presente documento. Una parte del gas de alimentación que entra en la planta de licuefacción 102 se convierte en GNL y sale de la planta 102 por una salida de planta 114 para almacenarse en un tanque o recipiente 116 adecuado. El recipiente 116 se configura preferentemente para contener al menos 37.850 litros (10.000 galones) de GNL a una presión que varía entre aproximadamente 206 y 241 kPaa (entre 30 y 35 psia) y a temperaturas tan bajas como aproximadamente -151°C(-240 grados °F). Sin embargo, pueden utilizarse otros tamaños y configuraciones de recipiente dependiendo de los requisitos de salida específicos de la planta 102.

20 Una salida de recipiente 118 está acoplada a un medidor de flujo 120 en asociación con la administración del GNL desde el recipiente 116, tal como a un vehículo que se acciona mediante GNL, o al interior de un vehículo de transporte según las necesidades. Una entrada de recipiente 122, acoplada con un conjunto de válvula/medidor 124 que podría incluir dispositivos de medición de flujo y/o de proceso, permite la ventilación y/o la purga del tanque de un vehículo durante la administración de GNL desde el recipiente 116. La canalización 126 asociada con el recipiente 116 y que se conecta con una segunda entrada de planta 128 proporciona flexibilidad a la hora de controlar el flujo de GNL desde la planta de licuefacción 102 y también permite que el flujo se desvíe lejos del recipiente 116, o para extraer vapor del recipiente 116, si las condiciones hacen que tal acción sea conveniente.

25 La planta de licuefacción 102 también está acoplada a una sección aguas abajo 130 de la tubería 104 en una segunda salida de planta 132 para descargar la parte de gas natural no licuado durante el proceso realizado dentro de la planta de licuefacción 102 junto con otros componentes que pueden retirarse durante la producción del GNL. Opcionalmente, al lado de la entrada de recipiente 122, la canalización de ventilación 134 puede acoplarse con la canalización de la planta de licuefacción 102 como se indica mediante los puntos de interfaz 136A y 136B. De manera similar, dicha canalización de ventilación 134 transportará gas en la sección aguas abajo 130 de la tubería 104.

35 A medida que los diversos componentes de gas salen de la planta de licuefacción 102 y entran en la sección aguas abajo 130 de la tubería 104, un conjunto de válvula/medidor 138, que podría incluir dispositivos de medición de flujo y/o de proceso, puede usarse para medir el flujo del gas a su través. Los conjuntos de válvula/medidor 124 y 138, así como los medidores de flujo 110 y 120, pueden colocarse fuera de la planta 102 y/o dentro de la planta según se desee. Por lo tanto, los medidores de flujo 110 y 126, cuando se comparan las salidas de los mismos, ayudan a determinar la cantidad neta de gas de alimentación retirado de la tubería 104 a medida que el medidor de flujo aguas arriba 110 mide la cantidad bruta de gas extraído y el medidor de flujo aguas abajo 130 mide la cantidad de gas devuelto a la tubería 104, siendo la diferencia la cantidad neta de gas de alimentación retirado de la tubería 104. De forma similar, medidores de flujo 120 y 124 opcionales indican la descarga neta de GNL del recipiente 116.

45 Haciendo referencia ahora a la figura 2, que no forma parte de la presente invención, se muestra un diagrama de flujo de proceso, representativo de una realización de la planta de licuefacción 102 representada esquemáticamente en la figura 1. Como se ha indicado anteriormente con respecto a la figura 1, una corriente de alta presión de gas de alimentación (es decir, 2.068 a 6.894 kPaa (300 a 1.000 psia)), por ejemplo, a una temperatura de aproximadamente 16°C(60 °F) entra en la planta de licuefacción 102 a través de la entrada de planta 112. Antes de procesar el gas de alimentación, una pequeña parte del gas de alimentación 140 puede separarse, pasar a través de un filtro de secado 142 y utilizarse como gas de instrumento de control junto con el funcionamiento y el control de diversos componentes en la planta de licuefacción 102. Aunque solo se representa una única corriente 144 de gas de instrumento, los expertos en la materia apreciarán que pueden formarse múltiples líneas de gas de instrumento de manera similar.

55 Como alternativa, puede proporcionarse una fuente distinta de gas de instrumento, tal como, por ejemplo, nitrógeno, para controlar diversos instrumentos y componentes dentro de la planta de licuefacción 102. Como apreciarán los expertos en la materia, pueden implementarse igualmente controles de instrumento alternativos, tales como un accionamiento eléctrico.

60 Al entrar en la planta de licuefacción 102, el gas de alimentación fluye a través de un filtro 146 para retirar cualquier objeto de tamaño considerable que pueda provocar daños, u obstruir de otro modo, el flujo de gas a través de los diversos componentes de la planta de licuefacción 102. El filtro 146 puede utilizarse adicionalmente para retirar ciertos componentes líquidos y sólidos. Por ejemplo, el filtro 146 puede ser un filtro de tipo coalescente. Un filtro ejemplar está disponible en Parker Filtration, ubicada en Tewksbury, Massachusetts, y está diseñado para procesar aproximadamente 142 metros cúbicos (5.000 pies cúbicos estándar) por minuto (SCFM) de gas natural a aproximadamente 16°C(60 °F) a una presión de aproximadamente 3.447 kPaa (500 psia).

ES 2 688 165 T3

El filtro 146 puede estar provisto de un desagüe opcional 148 que se descarga en la canalización cerca de la salida de planta 132, como se indica mediante las conexiones de interfaz 136C y 136A, reintroduciéndose finalmente la descarga en la sección aguas abajo 130 de la tubería 104 (véase la figura 1). La canalización de derivación 150 se dirige alrededor del filtro 146, permitiendo que el filtro 146 se aisle y se revise según las necesidades sin interrumpir el flujo de gas a través de la planta de licuefacción 102.

Después de que el gas de alimentación fluya a través del filtro 146 (o alternativamente alrededor del filtro por medio de la canalización 150), el gas de alimentación se divide en dos corrientes, una corriente de enfriamiento 152 y una corriente de proceso 154. La corriente de enfriamiento 152 pasa a través de un turboexpansor 156 y se expande a una corriente de enfriamiento expandida 152' que muestra una presión más baja, por ejemplo, entre la presión atmosférica y aproximadamente 689 kPaa (100 psia), a una temperatura reducida de aproximadamente (38 °C) 100 °F. El turboexpansor 156 es una turbina que expande el gas y extrae potencia del proceso de expansión. Un compresor rotatorio 158 se acopla al turboexpansor 156 por medios mecánicos, tal como con un árbol 160, y utiliza la potencia generada por el turboexpansor 156 para comprimir la corriente de proceso 154. La proporción de gas en cada una de las líneas de enfriamiento y de proceso 152 y 154 está determinada por las necesidades de potencia del compresor 158, así como por la caída de flujo y de presión a través del turboexpansor 156. Pueden usarse válvulas de control de paletas dentro del turboexpansor 156 para controlar la proporción de gas entre las líneas de enfriamiento y de proceso 152 y 154 según las necesidades de acuerdo con los parámetros indicados anteriormente.

Un sistema de turboexpansor 156 y de compresor 158 ejemplar incluye un sistema de tamaño diez (10) de bastidor disponible en GE Rotoflow, ubicada en Gardona, California. El sistema de expansor 156 y compresor 158 está diseñado para funcionar a aproximadamente 3.034 kPaa (440 psia) a 2.267 kg (5.000 libras de masa) por hora a aproximadamente 16°C(60 °F). El sistema de expansor/compresor también puede estar equipado con rodamientos magnéticos para reducir el impacto del expansor 156 y el compresor 158 y para simplificar su mantenimiento.

La canalización de derivación 162 dirige la corriente de enfriamiento 152 alrededor del turboexpansor 156. De manera similar, la canalización de derivación 164 dirige la corriente de proceso 154 alrededor del compresor 158. La canalización de derivación 162 y 164 puede usarse durante la puesta en marcha para llevar ciertos componentes a una condición de estado estacionario antes del procesamiento de GNL dentro de la planta de licuefacción 102. Por ejemplo, la canalización de derivación 162 y 164 permite que el intercambiador de calor 166, y/u otros componentes, lleguen a una temperatura de estado estacionario sin inducir un choque térmico. Sin la canalización de derivación 162 y 164, el choque térmico podría resultar del flujo inmediato de gas procedente del turboexpansor 156 y el compresor 154. Dependiendo del diseño de los componentes específicos (es decir, el intercambiador de calor 166) que se usan en la planta de licuefacción 102, podrían ser necesarias varias horas para llevar el sistema a una condición de estado térmicamente estable en la puesta en marcha de la planta de licuefacción 102.

Por ejemplo, dirigiendo la corriente de proceso 154 alrededor del compresor 158, no se aumenta la temperatura de la corriente de proceso 154 antes de su introducción en el intercambiador de calor 166. Sin embargo, la corriente de enfriamiento 152, a medida que rodea el expansor 156, pasa a través de una válvula Joule-Thomson (JT) 163 que permite que la corriente de enfriamiento se expanda, reduciendo así su temperatura. La válvula JT 163 utiliza el principio de Joule-Thomson de acuerdo con el cual la expansión del gas ocasionará un enfriamiento asociado del gas también, como entienden los expertos en la materia. A continuación, puede usarse la corriente de enfriamiento 152 para reducir gradualmente la temperatura del intercambiador de calor 166.

En una realización, como se expone con más detalle a continuación, el intercambiador de calor 166 es un intercambiador de calor de alta eficiencia fabricado de aluminio. En situaciones de puesta en marcha puede que sea conveniente reducir la temperatura de dicho intercambiador de calor 166 a tanto como 1°C(1,8 °F) por minuto hasta que se alcance un límite de temperatura definido. Durante la puesta en marcha de la planta de licuefacción, la temperatura del intercambiador de calor 166 puede vigilarse a medida que disminuye gradualmente. La válvula JT 163 y otras válvulas 165 o instrumentos pueden controlarse en consecuencia con el fin de actuar sobre la velocidad y la presión del flujo en la corriente de enfriamiento 152' y la corriente de proceso 154' que controla en última instancia la velocidad de enfriamiento del intercambiador de calor 166 y/o los otros componentes de la planta de licuefacción.

Además, durante la puesta en marcha, puede que sea conveniente tener una cantidad de GNL ya presente en el tanque 116 (figura 1). Parte del vapor frío tomado del GNL presente en el tanque, o del vapor o gas frío procedente de otra fuente, puede hacerse circular a través del sistema con el fin de enfriar diversos componentes si se desea o se considera necesario. Además, como se pondrá de manifiesto con la lectura de la siguiente descripción adicional, otros dispositivos de enfriamiento, incluidas válvulas JT adicionales, localizados en diversos "bucles" o corrientes de flujo, pueden controlarse de manera similar durante la puesta en marcha con el fin de enfriar el intercambiador de calor 166 u otros componentes de la planta de licuefacción 102.

Al alcanzar una condición de estado estacionario, la corriente de proceso 154 se hace fluir a través del compresor 158 que eleva la presión de la corriente de proceso 154. Una relación ejemplar de las presiones de salida y entrada de un compresor rotatorio es de aproximadamente 1,5 a 2,0, con una relación media de aproximadamente 1,7. El

proceso de compresión no es ideal y, por lo tanto, añade calor a la corriente de proceso 154 a medida que se comprime. Para retirar calor de la corriente de proceso comprimida 154', se hace fluir a través del intercambiador de calor 166 y se enfría a una temperatura muy baja, por ejemplo, aproximadamente -129°C(-200 °F). El intercambiador de calor 166 ejemplar representado en la figura 2 es de un tipo que utiliza flujo a contracorriente, como saben los expertos en la materia.

Después de salir del intercambiador de calor 166, la corriente de proceso comprimida 154'' enfriada se divide en dos nuevas corrientes, una corriente de enfriamiento 170 y una corriente de producto 172. La corriente de enfriamiento 170 y la corriente de producto 172 se expanden cada una a través de las válvulas JT 174 y 176, respectivamente. La expansión de las corrientes de enfriamiento y de proceso 170 y 172 a través de las válvulas JT 174 y 176 ocasiona una presión reducida, tal como, por ejemplo, entre atmosférica y aproximadamente 100 psia, y una temperatura reducida, por ejemplo, de aproximadamente -151°C(-240 °F). La presión y las temperaturas reducidas harán que las corrientes de refrigeración y de producto 170 y 172 formen una mezcla de gas natural líquido y vapor.

La corriente de enfriamiento 170 se combina con la corriente de enfriamiento expandida 152' que sale del turboexpansor 156 para crear una corriente de enfriamiento combinada 178. A continuación, la corriente de enfriamiento combinada 178 se usa para enfriar la corriente de proceso comprimida 154' a través del intercambiador de calor 166. Después de enfriar la corriente de proceso comprimida 154' en el intercambiador de calor 166, la corriente de enfriamiento combinada 178 puede descargarse nuevamente en la tubería de gas natural 104 en la sección corriente abajo 130 (figura 1).

Después de la expansión a través de la válvula JT 176, la corriente de producto 172 entra en un separador de líquido/vapor 180. El componente de vapor del separador 180 se recoge y se retira del mismo a través de la canalización 182 y se añade a la corriente de enfriamiento combinada 178 aguas arriba del intercambiador de calor 166. El componente líquido en el separador es el producto combustible de GNL y pasa a través de la salida de planta 114 para su almacenamiento en el recipiente 116 (figura 1).

Controlando la proporción de gas que fluye respectivamente a través de las corrientes de enfriamiento y de producto 170 y 172, la termodinámica del proceso producirá una corriente de producto que tiene una alta fracción líquida. Si la fracción líquida es alta, es decir, superior al 90 %, el contenido de metano en el líquido será alto y los hidrocarburos pesados (etano, propano, etc.) serán bajos, acercándose así a la misma composición que la corriente de gas entrante 112. Si la fracción líquida es baja, el contenido de metano en el líquido será bajo, y el contenido de hidrocarburos pesados en el líquido será alto. Los hidrocarburos pesados añaden más contenido energético al combustible, lo que hace que el combustible se queme más caliente en procesos de combustión.

El proceso de licuefacción representado y descrito con respecto a la figura 2, que no forma parte de la presente invención, proporciona medios económicos, eficientes y eficaces de producir GNL cuando el agua y/o el dióxido de carbono no están presentes en el gas de origen que va a someterse al ciclo de licuefacción.

Haciendo referencia ahora a la figura 3, que no forma parte de la presente invención, se muestra un diagrama de flujo de proceso que representa un proceso de licuefacción realizado en una planta de licuefacción 102'. Como la planta de licuefacción 102' y el proceso realizado comparten por tanto una serie de similitudes con la planta 102 y el proceso representado en la figura 2, los componentes similares se identifican con los mismos números de referencia con fines de claridad.

La planta de licuefacción 102' mostrada en la figura 3 modifica esencialmente el ciclo básico mostrado en la figura 2 para permitir la eliminación de agua de la corriente de gas natural durante la producción de GNL y para evitar la formación de hielo en todo el sistema. Como se ilustra en la figura 3, el ciclo de limpieza de agua incluye una fuente de metanol 200, o algún otro producto de absorción de agua, que se inyecta en la corriente de gas, a través de una bomba 202, en un lugar antes de que el gas se divida en la corriente de enfriamiento 152 y la corriente de proceso 154. La bomba 202 incluye, convenientemente, una capacidad de flujo variable para inyectar metanol en la corriente de gas, preferentemente a través de al menos una de una boquilla de atomización o de vaporización. Como alternativa, puede usarse la válvula 203 para alojar múltiples tipos de boquillas, de tal manera que puede usarse una boquilla adecuada dependiendo de las características de flujo del gas de alimentación. Preferentemente, se usa una única boquilla sin válvula 203 cuando el contenido de agua en el gas de origen no fluctúa significativamente.

Una bomba adecuada 202 para inyectar el metanol puede incluir un control de flujo variable en el intervalo de 1,5 a 9,5 litros (0,4 a 2,5 galones) por minuto a una presión de diseño de aproximadamente 6.894 kPaa (1.000 psia) para un contenido de agua de entre aproximadamente 0,9 y 3,2 kg (entre 2 y 7 libras de masa) por 28.318 metros cúbicos (millones de pies cúbicos estándar). El control de caudal variable puede lograrse mediante el uso de una unidad de frecuencia variable acoplada a un motor de la bomba 202. Dicha bomba ejemplar está disponible en America LEWA ubicada en Holliston, Massachusetts.

El metanol se mezcla con la corriente de gas para bajar el punto de congelación de cualquier agua que pueda estar contenida en el mismo. El metanol se mezcla con la corriente de gas y se une con el agua para evitar la formación de hielo en la corriente de enfriamiento 152 durante la expansión en el turboexpansor 156. Además, como se ha

indicado anteriormente, el metanol está presente en la corriente de proceso 154 y pasa con la misma a través del compresor 158. Aproximadamente a la mitad del proceso de intercambio de calor (es decir, entre aproximadamente -51°C y -67°C (-60°F y -90°F) el metanol y el agua forman un líquido. La corriente de proceso comprimida 154' se desvía temporalmente del intercambiador de calor 166 y se hace pasar a través de un tanque de separación 204 en el que el líquido de metanol/agua se separa de la corriente de proceso comprimida 154', descargándose el líquido a través de una válvula 206 y fluyendo el gas hasta un filtro coalescente 208 para eliminar una cantidad adicional de la mezcla de metanol/agua. La mezcla de metanol/agua puede descargarse desde el filtro coalescente 208 a través de una válvula 210 reintroduciéndose el gas seco en el intercambiador de calor 166 para un enfriamiento y un procesamiento adicionales. Como indican las conexiones de interfaz 136D y 136A, ambas válvulas 206 y 210 descargan la mezcla de metanol/agua retirada en una canalización próxima a la salida de planta 132 para descargarla en la sección aguas abajo 130 de la tubería 104 (véase la figura 1).

Puede diseñarse un filtro coalescente 208 ejemplar usado para eliminar la mezcla de metanol/agua para procesar gas natural a aproximadamente -56°C (-70°F) en flujos de aproximadamente 71 metros cúbicos por minuto (2.500 SCFM) y a una presión de aproximadamente 5.515 kPaa (800 psia). Dicho filtro puede mostrar una eficiencia de retirada de la mezcla de metanol/agua a menos de 75 ppm/w. Un filtro adecuado está disponible en Parker Filtration, ubicada en Tewksbury, Massachusetts.

Por lo tanto, el proceso de licuefacción mostrado en la figura 3 proporciona una producción eficiente de gas natural integrando la extracción de agua durante el proceso sin un equipo costoso y el preprocesamiento requerido antes del ciclo de licuefacción y, especialmente, antes de la expansión del gas a través del expansor de turbina 156.

Haciendo referencia ahora a la figura 4, se muestra un diagrama de flujo de proceso que representa un proceso de licuefacción realizado de acuerdo con una realización de la planta de licuefacción 102". Como la planta 102" y el proceso realizado en la misma comparten una serie de similitudes con las plantas 102 y 102' y los procesos representados en las figuras 2 y 3, respectivamente, los componentes similares se vuelven a identificar con números de referencia similares con fines de claridad. Además, con fines de claridad, la parte del ciclo entre la entrada de planta 112 y el expansor 156/compresor 158 se omite en la figura 4, pero puede considerarse una parte integral de la planta 102" y el proceso mostrado en la figura 4.

La planta de licuefacción 102 mostrada en la figura 4 modifica el ciclo básico mostrado en la figura 2 para incorporar un ciclo adicional para retirar dióxido de carbono (CO₂) de la corriente de gas natural durante la producción de GNL. Aunque se muestra que la planta 102" y el proceso de la figura 4 incluyen el ciclo de limpieza de agua descrito en referencia a la planta 102' y el proceso de la figura 3, el ciclo de limpieza de CO₂ no depende de la existencia del ciclo de limpieza del agua y puede integrarse independientemente con el proceso de licuefacción inventivo.

El proceso de intercambio de calor puede dividirse entre tres intercambiadores de calor diferentes 166, 220 y 224. El primer intercambiador de calor 220 en la trayectoria de flujo de la corriente de proceso comprimida 154' usa condiciones ambientales, tales como, por ejemplo, la temperatura del aire, del agua o de la tierra o una combinación de las mismas para enfriar la corriente de proceso comprimida 154'. El intercambiador de calor a condición ambiente 220 sirve para reducir la temperatura de la corriente de proceso comprimida 154' para garantizar que el calor generado por el compresor 158 no daña térmicamente el intercambiador de calor de alta eficiencia 166 que sigue secuencialmente al intercambiador de calor a condición ambiente 220.

Un intercambiador de calor a condición ambiente 220 ejemplar puede diseñarse para procesar la corriente de proceso comprimida 154' a entre aproximadamente 3.038 y 3.084 kg (entre 6.700 y 6800 libras de masa) por hora a una presión de diseño de aproximadamente 5.515 kPaa (800 psia). El intercambiador de calor 220 puede configurarse además de manera que la temperatura de entrada del gas sea de aproximadamente 115°C (240°F) y la temperatura de salida del gas sea de aproximadamente 77°C (170°F) con una temperatura de origen ambiente (es decir, temperatura del aire, etc.) que sea de aproximadamente 38°C (100°F). Si dicho intercambiador de calor está provisto de un ventilador, este puede accionarse mediante un motor eléctrico adecuado.

El intercambiador de calor de alta eficiencia 166, que sigue secuencialmente al intercambiador de calor a condición ambiente 220 a lo largo de la trayectoria de flujo, puede formarse como un intercambiador de calor de flujo a contracorriente de tipo placa y aleta. Además, las placas y las aletas pueden estar formadas de un material conductor altamente térmico tal como, por ejemplo, aluminio. El intercambiador de calor de alta eficiencia 166 se coloca y se configura para transferir eficientemente todo el calor posible desde la corriente de proceso comprimida 154' a la corriente de enfriamiento combinada 178'. El intercambiador de calor de alta eficiencia 166 puede configurarse de tal manera que la temperatura de entrada del gas será de aproximadamente 170°F y la temperatura de salida del gas será de aproximadamente -41°C (-105°F). La planta de licuefacción 102' se configura convenientemente de tal manera que las temperaturas generadas dentro del intercambiador de calor de alta eficiencia 166 nunca sean lo suficientemente bajas como para generar CO₂ sólido, lo que podría ocasionar un bloqueo en la trayectoria de flujo de la corriente de proceso comprimida 154'.

El tercer intercambiador de calor 224 localizado secuencialmente a lo largo de la trayectoria de flujo de la corriente de proceso está asociado, en parte, con el procesamiento de CO₂ sólido retirado de la corriente de proceso en un

punto posterior del ciclo. Más específicamente, el intercambiador de calor 224 permite que el CO₂ se reintroduzca en la tubería de gas 104 en la sección aguas abajo sublimando el CO₂ sólido retirado en previsión de su nueva descarga en la tubería 104. La sublimación de CO₂ sólido en el intercambiador de calor 224 ayuda a evitar el daño en el intercambiador de calor 166 o el taponamiento del mismo. Cabe señalar que los intercambiadores de calor 166 y 224 podrían combinarse si se desea. La sublimación del CO₂ sólido también sirve para enfriar más el gas del proceso en previsión de la licuefacción del mismo.

Haciendo referencia a la figura 5A, se muestra un intercambiador de calor de tubo-en-carcasa 224 ejemplar construido de acuerdo con la presente invención con una parte del tanque 230 quitada para revelar una pluralidad de, en este caso tres, serpentines de enfriamiento 232A-232C apilados verticalmente en el mismo. También puede disponerse un material de filtro 234 en el tanque 230 alrededor de una parte del serpentín inferior 232A para garantizar que no sale nada de CO₂ del intercambiador de calor 224. El material de filtro 234 puede incluir, por ejemplo, una malla de acero inoxidable. Pueden colocarse uno o más soportes estructurales 236 en el tanque para soportar los serpentines 232A-232C según se requiera dependiendo del tamaño y la construcción de los serpentines 232A-232C.

Haciendo referencia brevemente a las figuras 6A y 6B, un serpentín de enfriamiento ejemplar, o un haz enrollado 232, puede incluir conductos de entrada/salida 238 y 240 con una pluralidad de serpentines de tubería individuales 242 acoplados entremedias. Los serpentines de tubería 242 están en comunicación fluida con cada uno de los conductos de entrada/salida 238 y 240 y están acoplados de manera estructural y estanca con los mismos. Por lo tanto, durante el funcionamiento, el fluido puede fluir en el primer conducto de entrada/salida 240 para su distribución entre la pluralidad de serpentines de tubería 242 y pasar desde los serpentines de tubería 242 al segundo conducto de entrada/salida 238 para descargarse posteriormente desde el mismo. Por supuesto, si se desea, el flujo a través de los serpentines de enfriamiento 232 podría ser en la dirección inversa como se indica a continuación.

Un serpentín a modo de ejemplo 232 puede incluir, por ejemplo, conductos de entrada/salida 238 y 240 que estén formados por un conducto de acero inoxidable Schedule 80 304L de 76 mm (3 pulgadas) de diámetro. Los serpentines de tubería 242 pueden estar formados por una tubería de acero inoxidable 304L que tiene un espesor de pared de 1,24 mm (0,049 pulgadas). Los serpentines de enfriamiento 232 también pueden diseñarse y dimensionarse para alojar flujos que tengan, por ejemplo, pero sin limitación, presiones de aproximadamente 5.619 kPaa (815 psia) a una temperatura de entre aproximadamente -151°Cy -129°C(-240°Fy -200°F). Tales serpentines 232 están disponibles en Graham Corporation, ubicada en Batavia, Nueva York.

Haciendo referencia de nuevo a la figura 5A, los extremos de los conductos de entrada/salida 238 y 240 de cada serpentín de enfriamiento individual, por ejemplo, el serpentín 232B, están acoplados de manera estanca y estructural a los correspondientes conductos de entrada/salida 238 y 240 de cada serpentín adyacente, es decir, 232A y 232C. Dicha conexión puede realizarse, por ejemplo, mediante soldadura u otros medios mecánicos.

Haciendo referencia ahora a la figura 5B, el tanque 230 incluye una carcasa 244 y tapas de extremo 246 con una pluralidad de entradas y salidas acopladas con las mismas. La carcasa 244 y las tapas de extremo 246 pueden estar formadas, por ejemplo, de acero inoxidable 304 o 304L, de tal manera que el tanque 230 tenga una presión de diseño de aproximadamente 655 kPaa (95 psia) para temperaturas de funcionamiento de aproximadamente -151°C(-240°F). De manera conveniente, el tanque 230 puede diseñarse con tolerancias de corrosión adecuadas para una vida útil mínima de 20 años.

Puede introducirse fluido en los tubos de enfriamiento 232A-232C a través de una de un par de entradas de serpentín 248A y 250A que están acopladas, respectivamente, con el/los conducto/s de entrada/salida 238 y 240 de un serpentín de enfriamiento 232A. Las entradas de serpentín 248A y 250A pueden diseñarse, por ejemplo, para alojar un flujo de gas de alta densidad de aproximadamente 2.267 kg/hr (5.000 lbm/hr) que tenga una presión de aproximadamente 5.171 kPaa (750 psia) a una temperatura de aproximadamente -74°C(-102°F).

Un conjunto de salidas de serpentín 248B y 250B están respectivamente asociadas con los conductos de entrada/salida 238 y 240 de un serpentín 232C y acopladas de manera estanca a los mismos. Cada salida de tubo 248B y 250B puede diseñarse, por ejemplo, para alojar un flujo de fluido de alta densidad de al menos aproximadamente 2.267 kg/h (5.000 lbm/h) que tiene una presión de aproximadamente 5.102 kPaa (740 psia) a una temperatura de aproximadamente -132°C(-205°F).

Una pluralidad de entradas de tanque 252A-252I están acopladas con el tanque 230 permitiendo que las corrientes de enfriamiento 253 y 255 (figura 4), incluyendo el CO₂ sólido retirado, entren en el tanque 230 y fluyan a lo largo de uno o más serpentines 232A-232C. Por ejemplo, las entradas de tanque 252A-252C permiten que una o más de las corrientes de enfriamiento 253 y 255 entren en el tanque 230 y fluyan a lo largo del serpentín 232A, mientras que las entradas de tanque 252D-252F permiten que una o más de las corrientes de enfriamiento 253 y 255 entren en el tanque 230 y fluyan primero a lo largo del serpentín 232B y después a lo largo del serpentín 232A. Las entradas de tanque 252A-252I pueden colocarse alrededor de la periferia de la carcasa 244 para proporcionar una distribución deseada de las corrientes de enfriamiento 253 y 255 con respecto a los serpentines 232A-232C.

Cada entrada de tanque 252A-252I puede diseñarse para alojar flujos que tienen características variables. Por ejemplo, la entrada de tanque 252G puede diseñarse para alojar una suspensión de metano líquido que tenga aproximadamente un 10% de CO₂ sólido a un caudal másico de aproximadamente 241 kg/hr (531 lbm/h) que tenga una presión de aproximadamente 483 kPaa (70 psia) y una temperatura de aproximadamente -150°C(-238°F). La entrada de tanque 252H puede diseñarse para alojar un flujo de gas, líquido y CO₂ sólido mezclados a un caudal de aproximadamente 459 kg/h (1.012 lbm/h) que muestra una presión de aproximadamente 483 kPaa (70 psia) y una temperatura de aproximadamente -138°C (-218°F). La entrada del tanque 252I puede diseñarse para alojar un flujo de gas, líquido y CO₂ sólido mezclados a un caudal de aproximadamente 1.859 kg/h (4.100 lbm/h) que muestra una presión de aproximadamente 483 kPaa (70 psia) y una temperatura de aproximadamente -138°C(-218°F).

También cabe señalar que, como se muestra en la figura 6A de los dibujos, puede formarse una carcasa o envoltura 292 de salpicadura interior externa alrededor de los serpentines de enfriamiento 232A-232C, de tal manera que puede formarse un anillo entre la carcasa interior y la carcasa de tanque 244. La carcasa interior puede configurarse para controlar el flujo de las corrientes de enfriamiento entrantes a través de las diversas entradas de tanque 252A-252I, de tal manera que las corrientes de enfriamiento fluyen a lo largo de los serpentines de enfriamiento 232A-232C, pero no entran en contacto con la carcasa de tanque 244 del intercambiador de calor 224. Además, puede formarse una carcasa o envoltura 294 de salpicadura interior interna dentro de los serpentines de enfriamiento 232A-232C, para que pueda formarse un anillo entre el interior de los serpentines y el conducto de entrada/salida 240. El acero inoxidable, tal como 304L, u otros materiales resistentes a la corrosión, son adecuados para su uso en la formación de las envolturas 292 y/o 294.

Una salida de tanque 254 permite la descarga de las corrientes de enfriamiento 253 y 255 después de haber pasado a lo largo de uno o más serpentines 232A-232C. La salida de tanque 254 puede diseñarse, por ejemplo, para alojar un flujo de gas a un caudal másico de aproximadamente 2.555 kg/h (5.637 lbm/h) que tenga una presión de aproximadamente 475 kPaa (69 psia) y una temperatura de aproximadamente -106°C (-158°F).

Haciendo referencia ahora a las figuras 7A a 7C, se muestra un diagrama esquemático de diversas configuraciones de flujo posibles con el intercambiador de calor 224. El intercambiador de calor 224 puede configurarse de tal manera que la corriente de proceso 154''' que entra a través de la entrada de tubo 248A puede pasar a través de menos que el número total de serpentines de enfriamiento 232A-232C. Por lo tanto, si se desea, la corriente de proceso 154''' puede fluir a través de los tres serpentines de enfriamiento 232A-232C, o a través de solo dos de los serpentines de enfriamiento 232A y 232B. La figura 7A no forma parte de la presente invención.

Haciendo referencia a la figura 7B, puede verse que el uso de dos desviadores de flujo 251A y 251B hará que la corriente de proceso 154''' atraviese el primer serpentín 232A, como se ha descrito con respecto a la figura 7A y, a continuación, fluya a través del conducto de entrada/salida 238 hasta que se encuentre con el segundo desviador 251B. El segundo desviador hará que la corriente de proceso 154''' fluya a través del segundo serpentín 232B y, a continuación, a través del conducto de entrada/salida 240 a través de la salida de serpentín 248B.

Haciendo referencia a la figura 7C, se muestra que el uso de tres desviadores de flujo 251A-251C hará que la corriente de proceso 154''' atraviese los dos primeros serpentines, tal como se ha descrito con respecto a la figura 7B y, a continuación, a través del conducto de entrada/salida 240 hasta que se encuentre con el tercer desviador 251C. El tercer desviador hará que la corriente de proceso 154''' fluya a través del tercer serpentín 232C y, a continuación, a través del conducto de entrada/salida 238 que sale de la salida de serpentín 250B. Por lo tanto, dependiendo de la colocación de los desviadores 251A-251C, la capacidad del intercambiador de calor se adapta fácilmente a diversas condiciones de procesamiento y necesidades de salida.

Los desviadores de flujo 251A-251C pueden comprender tapones, válvulas o bridas ciegas según convenga. Mientras que las válvulas o las bridas ciegas pueden adaptarse fácilmente al proceso cuando se sitúan externamente al intercambiador de calor 224 (por ejemplo, en la salida de serpentín 248B) es conveniente que los tapones se usen en los lugares internos (por ejemplo, para los desviadores 251A y 251B adyacentes a los serpentines primero y segundo, respectivamente). En las figuras 8A y 8B se muestra un tapón 251 ejemplar. El tapón 251 puede incluir una parte exterior roscada 290 para su acoplamiento con una estructura roscada cooperativamente dentro de los conductos de entrada/salida 238 y 240. Un cabezal enchavetado 292 está configurado para acoplarse cooperativamente con una herramienta para hacer rotar el tapón 251 en asociación con la instalación de tapones o retirarlo de los conductos de entrada/salida 238 y 240. Además, puede formarse un conjunto de roscas interiores 294 en el cabezal enchavetado para acoplar de manera asegurable la herramienta de instalación/retirada con el mismo, de tal manera que el tapón pueda disponerse en un conducto de entrada/salida 238 y 240 de longitud sustancial. Además, la configuración, la cantidad y la colocación de los desviadores de flujo y de los serpentines de enfriamiento, como se ha expuesto e ilustrado, son ejemplares. Por lo tanto, se entenderá que puede usarse una amplia diversidad de disposiciones alternativas de desviadores de flujo y serpentines de enfriamiento de acuerdo con la presente invención.

Conjuntamente con el control del flujo de la corriente de proceso 154''' a través de los serpentines de enfriamiento 232A-232C, la/s corriente/s de enfriamiento que entra/n a través de las entradas de tanque 252A-252I puede/n

controlarse de manera similar a través de las válvulas y la canalización apropiadas.

Haciendo referencia de nuevo a la figura 4, a medida que la corriente de proceso 154''' sale del intercambiador de calor 224 a través de la línea 256, se divide en una corriente de enfriamiento 170' y una corriente de producto 172'. La corriente de enfriamiento 170' pasa a través de una válvula JT 174' que expande la corriente de enfriamiento 170' produciendo diversas fases de CO₂, incluyendo CO₂ sólido, en la misma, formando una suspensión de gas natural y CO₂. Esta suspensión rica en CO₂ entra en el intercambiador de calor 224 a través de una o más de las entradas de tanque 252A-252I para pasar a lo largo de uno o más serpentines 232A-232C (véanse las figuras 5A y 5B).

La corriente de producto 172' pasa a través de una válvula JT 176' y se expande a una baja presión, por ejemplo, de aproximadamente 241 kPaa (35 psia). La expansión a través de la válvula JT 176' también sirve para bajar la temperatura, por ejemplo, a aproximadamente -151°C(-240 °F). En este punto del proceso, se forma CO₂ sólido en la corriente de producto 172'. La corriente de producto expandida 172'', que ahora contiene CO₂ sólido, entra en el separador de líquido/vapor 180 en el que el vapor se recoge y se extrae del separador 180 a través de la canalización 182' y se añade a una corriente de enfriamiento combinada 257 para su uso como refrigerante en el intercambiador de calor 224. El líquido en el separador de líquido/vapor 180 será una suspensión que comprende el producto combustible de GNL y CO₂ sólido.

La suspensión puede retirarse del separador 180 a un hidrociclón 258 por medio de una bomba 260 correctamente dimensionada y configurada. La bomba 260 se usa principalmente para gestionar la generación de vapor resultante de una caída de presión a través del hidrociclón 258. Es decir, la bomba 260 gestiona el vapor tomando la suspensión fría y presurizándola a un estado subenfriado. Con el paso de suspensión subenfriada a través del hidrociclón 258, la suspensión retorna a un estado de equilibrio evitando así la formación de un vapor de producto combustible y/o de CO₂ vaporizado como resultado de que la suspensión experimenta una caída de presión mientras pasa a través del hidrociclón. La bomba 260 que se muestra esquemáticamente en la figura 4 es externa al separador de líquido/vapor 180, pudiendo colocarse físicamente la bomba dentro del separador de líquido/vapor 260 si se desea. En dicha configuración, la bomba puede sumergirse en la parte inferior del separador 180. Una bomba adecuada puede configurarse para tener un caudal ajustable de entre aproximadamente 7,5 y 23,5 litros por minuto (entre 2 y 6,2 galones por minuto (gpm)) de GNL con una presión diferencial de 551 kPaa (80 psi) mientras funciona a -151°C(-240 °F). El caudal ajustable puede controlarse por medio de una unidad de frecuencia variable. dicha bomba ejemplar está disponible en Barber-Nichols, ubicada en Arvada, Colorado.

El hidrociclón 258 actúa como un separador para retirar el CO₂ sólido de la suspensión permitiendo que se recoja y se almacene el producto combustible de GNL. Un hidrociclón 258 ejemplar puede diseñarse, por ejemplo, para funcionar a una presión de aproximadamente 862 KPaa (125 psia) a una temperatura de aproximadamente -150°C(-238 °F). El hidrociclón 258 usa una caída de presión para crear una fuerza centrífuga que separa los sólidos del líquido. Una pasta espesada, formada por una parte del gas natural líquido con el CO₂ sólido, sale del hidrociclón 258 a través de un subdesbordamiento 262. El resto del gas natural líquido se hace pasar a través de un desbordamiento 264 para un filtrado adicional. Existe un ligero diferencial de presión, por ejemplo, de aproximadamente 3kPa (0,5 psi), entre el subdesbordamiento 262 y el desbordamiento 264 del hidrociclón. Por lo tanto, por ejemplo, la pasta espesada puede salir del subdesbordamiento 262 a aproximadamente 279 kPaa (40,5 psia), saliendo el gas natural líquido del desbordamiento 264 a aproximadamente 276 kPaa (40 psia). Sin embargo, otros diferenciales de presión pueden ser más adecuados dependiendo del hidrociclón específico 258 utilizado. Una válvula de control 265 puede colocarse en el desbordamiento 264 del hidrociclón 258 para ayudar a controlar el diferencial de presión experimentado dentro del hidrociclón 258.

Un hidrociclón adecuado 258 está disponible, por ejemplo, en Krebs Engineering de Tucson, Arizona. Un hidrociclón ejemplar puede configurarse para funcionar a presiones de diseño de hasta aproximadamente 862 kPa (125 psi) dentro de un intervalo de temperatura de entre aproximadamente 38°Cy -184°C(entre 100°Fy -300 °F). Además, un hidrociclón ejemplar incluye de manera conveniente un interior que está micro-pulido con un acabado de entre 0,2 y 0,3 mm (8-12 micro pulgadas) o mejor.

El gas natural líquido pasa a través de uno de una pluralidad de, en este caso dos, filtros de pantalla de CO₂ 266A y 266B colocados en paralelo. Los filtros de pantalla 266A y 266B capturan todo el CO₂ sólido restante que puede no haberse separado en el hidrociclón 258. Haciendo referencia brevemente a la figura 9, un filtro de pantalla ejemplar 266 puede estar formado por un conducto de acero inoxidable Schedule 40 de 6 pulgadas 268, e incluye una primera pantalla de filtro 270 de malla gruesa de acero inoxidable, una segunda pantalla de filtro de forma cónica 272 de malla de acero inoxidable menos gruesa que la primera pantalla de filtro 270, y una tercera pantalla de filtro 274 formada de malla fina de acero inoxidable. Por ejemplo, en una realización, la primera pantalla de filtro 270 puede estar formada de acero inoxidable de malla 50 a 75, la segunda pantalla de filtro 272 puede estar formada de acero inoxidable de malla 75 a 100 y la tercera pantalla de filtro 274 puede estar formada de acero inoxidable de malla 100 a 150. En otra realización, dos de las pantallas de filtro 270 y 274 pueden estar formadas del mismo grado de malla, por ejemplo, de acero inoxidable de malla 40 o más fina, y envasarse de una manera menos densa o más densa para obtener el efecto deseado. Es decir, la pantalla de filtro 270 puede fabricarse a partir de un entramado o pantalla de malla que se enrolla relativamente suelto para proporcionar un envasado menos denso, o de menor área de superficie, y la pantalla de filtro 274 puede fabricarse a partir del mismo material de entramado o pantalla de

mallas, pero enrollado más firmemente para envasado un empaquetado más denso o de mayor área de superficie.

De vez en cuando los filtros de pantalla de CO₂ 266A y 266B pueden llegar a obstruirse o taponarse con CO₂ sólido capturado en los mismos. Por lo tanto, cuando se usa un filtro, es decir, 266A, para capturar CO₂ a partir de la corriente de gas natural líquido, el otro filtro, es decir, 266B, puede purgarse de CO₂ haciendo pasar un gas natural de temperatura relativamente alta a través del mismo a contracorriente. Por ejemplo, puede extraerse gas después del ciclo de limpieza de agua a través de un cuarto intercambiador de calor 275 como se indica en los puntos de interfaz 276C y 276B para que fluya a través del filtro de pantalla de CO₂ 266B y limpie el mismo. El gas puede hacerse fluir a través de una o más válvulas de regulación de presión 277 antes de pasar a través del intercambiador de calor 275 y al interior del filtro de pantalla de CO₂ 266B, como puedan dictar las condiciones de presión y de flujo dentro del proceso.

Durante la limpieza del filtro 266B, el gas de limpieza puede descargarse de nuevo al intercambiador de calor de tipo serpentín 224 como indican las conexiones de interfaz 301B y 301C. Unas válvulas y una canalización apropiadas permiten que los filtros 266A y 266B se conmuten y se aislen entre sí según las necesidades. Otros métodos para retirar los sólidos de CO₂ que se han acumulado en los filtros son fácilmente conocidos por los expertos en la materia.

El gas natural líquido filtrado sale de la planta 102'' para su almacenamiento, como se ha descrito anteriormente en el presente documento. Una válvula de tipo fallo de apertura 279 puede colocarse entre las líneas procedentes de la entrada y la salida de la planta como un dispositivo a prueba de fallos en caso de condiciones de desajuste, ya sea dentro de la planta 102'' o desde fuentes externas, tales como el tanque 116 (figura 1).

La pasta espesada formada en el hidrociclón 258 sale del subdesbordamiento 262 y pasa a través de la canalización 278 al intercambiador de calor 224, donde ayuda a enfriar la corriente de proceso 154' que fluye a su través. El vapor que pasa a través de la línea 182' procedente del separador de líquido/vapor 180 pasa a través de una válvula de control de contrapresión 280A y se combina con una parte del gas extraído del intercambiador de calor 224 a través de la línea 259 para formar una corriente de enfriamiento combinada 257. La corriente de enfriamiento combinada 257 que fluye a través de la línea 259 sirve además como "maquillaje" para mantener el eductor 282 funcionando correctamente si el caudal a través de la válvula de control de contrapresión 280A es demasiado bajo. La válvula de control de contrapresión 280B se ajusta preferentemente entre un par y algunos psi por encima de la válvula de control de presión 280A para mantener la corriente de enfriamiento combinada 257 moviéndose en la dirección correcta. La corriente de enfriamiento combinada 257 pasa después a través de un eductor 282. Una corriente motriz 284, extraída de la corriente de proceso entre el intercambiador de calor de alta eficiencia 166 y el intercambiador de calor de tipo serpentín 224, también fluye a través del eductor y sirve para extraer la corriente de enfriamiento combinada 257 al interior de una o más de las entradas de tanque 252A-252I (figura 5B). Puede configurarse un eductor 282 ejemplar para funcionar a una presión de aproximadamente 5.268 kPaa (764 psia) y una temperatura de aproximadamente -76°C (-105 °F) para la corriente motriz, y una presión de aproximadamente 241 kPaa (35 psia) y una temperatura de aproximadamente -151°C (-240 °F) para la corriente de aspiración con una presión de descarga de aproximadamente 476 KPaa (69 psia). Dicho eductor está disponible en Fox Válvula Development Corp. de Dover, Nueva Jersey.

Las suspensiones de CO₂ introducidas en el intercambiador de calor 224, ya sea a través de la corriente de enfriamiento 170', la corriente de enfriamiento combinada 257 o la corriente de subdesbordamiento 278, fluyen hacia abajo a través del intercambiador de calor 224 a lo largo de uno o más serpentines de enfriamiento 232A-232C haciendo que se sublime el CO₂ sólido. Esto produce una corriente de enfriamiento 286 que tiene una temperatura suficientemente alta para eliminar el CO₂ sólido en su interior. La corriente de enfriamiento 286 que sale del intercambiador de calor 224 se combina con la corriente de enfriamiento expandida 152' procedente del turboexpansor 156 para formar la corriente de enfriamiento combinada 178' que se usa para enfriar la corriente de proceso comprimida 154' en el intercambiador de calor de alta eficiencia 166. Al salir del intercambiador de calor 166, la corriente de enfriamiento combinada 178' también se combina con otros diversos componentes de gas que fluyen a través de la conexión de interfaz 136A, como se describe a lo largo del presente documento, para descargarse en la sección aguas abajo 130 de la tubería 104 (figura 1).

Haciendo referencia ahora a la figura 10, se muestra una planta de licuefacción 102''' de acuerdo con otra realización de la invención. La planta de licuefacción 102''' funciona básicamente de la misma manera que la planta de licuefacción 102' de la figura 4 con algunas modificaciones poco importantes.

Un cuarto intercambiador de calor 222 se encuentra a lo largo de la trayectoria de flujo de la corriente de proceso secuencialmente entre el intercambiador de calor de alta eficiencia 166' y el intercambiador de calor 224. El intercambiador de calor 222 está asociado con la retirada de CO₂ y sirve principalmente para calentar el CO₂ sólido que se extrae de la corriente de proceso en un punto posterior del ciclo, como se analizará con mayor detalle a continuación. El cuarto intercambiador de calor 222 también ayuda a enfriar el gas en preparación para la licuefacción y la extracción de CO₂.

La pasta espesada formada en el hidrociclón 258 sale del subdesbordamiento 262 y pasa a través de la canalización

278' al intercambiador de calor 222, en donde se reduce la densidad del lodo espesado. A medida que la suspensión de CO₂ sale del intercambiador de calor 222, se combina con cualquier vapor que entra a través de la entrada de planta 128 (procedente del tanque 116 mostrado en la figura 1) así como el vapor que pasa a través de la línea 182' procedente del separador 180 de líquido/vapor formando la corriente de enfriamiento combinada 257'. La corriente de enfriamiento combinada 257' pasa a través de una válvula de control de presión 280A y después a través de un educor 282. Una corriente motriz 284', extraída de la corriente de proceso entre el intercambiador de calor 222 y el intercambiador de calor 224, también fluye a través del educor y sirve para extraer la corriente de enfriamiento combinada 158 en una o más de las entradas de tanque 252A-252I (figura 5B).

Como con la realización descrita en referencia a la figura 4, las suspensiones de CO₂ introducidas en el intercambiador de calor 224, ya sea a través de la corriente de enfriamiento 170' o de la corriente de enfriamiento combinada 257, fluyen hacia abajo a través del intercambiador de calor 224 a lo largo de uno o más serpentines de enfriamiento 232A-232C haciendo que se sublime el CO₂ sólido. Esto produce una corriente de enfriamiento 286 que tiene una temperatura lo suficientemente alta para eliminar CO₂ sólido en su interior. La corriente de enfriamiento que sale del intercambiador de calor 224 se combina con la corriente de enfriamiento expandida 152' procedente del turboexpansor 156 para formar la corriente de enfriamiento combinada 178' que se usa para enfriar la corriente de proceso comprimida 154' en el intercambiador de calor de alta eficiencia 166. Al salir del intercambiador de calor 166, la corriente de enfriamiento combinada 178' también se combina con otros diversos componentes de gas que fluyen a través de la conexión de interfaz 136A, como se describe a lo largo del presente documento, para descargarse en la sección aguas abajo 130 de la tubería 104 (figura 1).

Como en las realizaciones analizadas anteriormente, puede que los filtros de pantalla de CO₂ 266A y 266B necesiten limpieza o purga de vez en cuando. Sin embargo, en la realización mostrada en la figura 10, el gas puede extraerse después del ciclo de limpieza de agua en el punto de interfaz 276C e introducirse en el punto de interfaz 276A o 276B para fluir a través de los filtros de pantalla de CO₂ 266A o 266B y limpiar los mismos. Durante la limpieza del filtro 266B, el gas de limpieza puede descargarse de nuevo en la tubería 104 (figura 1) como indican las conexiones de interfaz 136E o 136F y 136B. Unas válvulas y una canalización apropiadas permiten que los filtros 266A y 266B se conmuten y se aislen entre sí según las necesidades. Otros métodos para retirar sólidos de CO₂ que se hayan acumulado en los filtros son fácilmente conocidos por los expertos en la materia. El gas natural líquido filtrado sale de la planta 102'' para almacenarse como se ha descrito anteriormente en el presente documento.

Haciendo referencia ahora a las figuras 11A y 12, se muestra un circuito de presión diferencial 300 de la planta 102'''. El circuito de presión diferencial 300 está diseñado para equilibrar el flujo que entra en la válvula JT 176' justo antes del separador de líquido/vapor 180 en función de la diferencia de presión entre la corriente de proceso comprimida 154' y la corriente de producto 172'. La válvula JT 174' situada a lo largo de la corriente de enfriamiento 170' actúa como la válvula de control primaria que hace pasar una mayoría del flujo de masa que sale del intercambiador de calor 224 con el fin de mantener la temperatura correcta en la corriente de producto 172'. En condiciones de funcionamiento normales, se supone que el gas fluirá siempre a través de la válvula JT 174'. La apertura de la válvula JT 174' aumenta el flujo de vuelta al intercambiador de calor 224 y, en consecuencia, disminuye la temperatura en la corriente de producto 172'. Por el contrario, restringir el flujo a través de la válvula JT 174' ocasionará un aumento de temperatura en la corriente de producto 172'.

La válvula JT 176' situada en la corriente de producto 172' sirve para equilibrar cualquier exceso de flujo en la corriente de producto 172' debido a variaciones, por ejemplo, en el control de la temperatura de la corriente de producto 172' o las sobrepresiones experimentadas debido al funcionamiento del compresor 158.

Una válvula de control diferencial de presión (PDC) 302 está dispuesta entre, y acoplada a, la corriente de proceso comprimida 154' y la corriente de producto 172' (como también indican las conexiones de interfaz 301A y 301B en la figura 4). Una línea piloto 304 está acoplada entre el lado de baja presión 306 de la válvula PDC 302 y el piloto 308 de la válvula JT 176'. Tanto la válvula PDC 302 como el piloto 308 de la válvula JT 176' se desvían (es decir, con resortes) para desplazamientos de presión para compensar las pérdidas de presión experimentadas por el flujo de la corriente de proceso 154' a través del circuito que contiene los intercambiadores de calor 166, 222 (si se usa) y 224.

A continuación se indican ejemplos de cómo puede comportarse el circuito de presión diferencial 300 en determinadas situaciones ejemplares.

En una situación, la presión y el flujo aumentan en la corriente de proceso comprimida 154' debido a fluctuaciones en el compresor 158. A medida que aumenta la presión en la corriente de proceso comprimida 154', el lado alto 310 de la válvula PDC 302 hace que se abra la válvula PDC 302, aumentando así la presión dentro de la línea piloto 304 y el piloto 308 de la válvula JT 176'. Después de fluir a través de los diversos intercambiadores de calor, una nueva presión ocasionará la corriente de producto 172'. Con el flujo mantenido por la válvula JT 174', el fluido de proceso excesivo acumulado en la corriente de producto 172' ocasionará menos pérdida de presión a través de los intercambiadores de calor, acercando la presión en la corriente de producto 172' a la presión mostrada por la corriente de proceso comprimida 154'. La presión aumentada en la corriente de producto 172' será detectada por la válvula PDC 302 y hará que se cierre, superando de este modo la presión en la línea piloto 304 y el elemento de desviación del piloto 308. Como resultado, la válvula JT 176' se abrirá y aumentará el flujo a su través. A medida que

el flujo aumenta a través de la válvula JT 176', se reducirá la presión en la corriente de producto 172'.

En un segundo escenario, la presión y el flujo están en una condición de estado estacionario en la corriente de proceso comprimida 154'. En este caso, el compresor proporcionará más flujo que el que eliminará la válvula JT 174', ocasionando un aumento de presión en la corriente de producto 172'. A medida que la presión se acumula en la corriente de producto, la válvula PDC 302 y la válvula JT 176' reaccionarán como se ha descrito anteriormente con respecto al primer escenario para reducir la presión en la corriente de producto 172'.

En un tercer escenario, la válvula JT 174' se abre de repente, magnificando la pérdida de presión a través de los intercambiadores de calor 224 y 166 y reduciendo de este modo la presión en la corriente de producto 172'. La pérdida de presión en la corriente de producto 172' será detectada por la válvula PDC 302, accionando así el piloto 308, de tal manera que la válvula JT 176' se cierre hasta que el flujo vuelva a estar en equilibrio.

En un cuarto escenario, la válvula JT 174' se cierra de repente, provocando un pico de presión en la corriente de producto 172'. En este caso, el aumento de presión será detectado por la válvula PDC 302, accionando así el piloto 308 y haciendo que la válvula JT 176' se abra y libere el exceso de presión/flujo hasta que la presión y el flujo vuelvan a estar en equilibrio.

En un quinto escenario, la presión disminuye en la corriente de proceso comprimida 154' debido a fluctuaciones en el compresor. Esto hará que el circuito 300 responda de tal manera que la válvula JT 176' se cierre momentáneamente hasta que la presión y el flujo se equilibren en la corriente de producto 172'.

La válvula JT 174' es un componente significativo del circuito de presión diferencial 300, ya que sirve para mantener la división entre la corriente de enfriamiento 170' y la corriente de producto 172' subsiguiente al flujo de la corriente de proceso comprimida 154' a través del intercambiador de calor 224. La válvula JT 174' logra esto manteniendo la temperatura de la corriente en la línea 256 que sale del intercambiador de calor 224. A medida que la temperatura en la línea 256 (y, por lo tanto, en la corriente de enfriamiento 170' y la corriente de proceso 172') cae por debajo de una temperatura deseada, puede ajustarse el flujo a través de la válvula JT 174' para proporcionar menos enfriamiento al intercambiador de calor 224. A la inversa, a medida que la temperatura en la línea 256 se eleva por encima de una temperatura deseada, el flujo a través de la válvula JT 174' puede ajustarse para proporcionar un enfriamiento adicional al intercambiador de calor 224.

Haciendo referencia ahora a la figura 11B, se muestra un circuito preferido 300'. El funcionamiento del circuito 300' generalmente es el mismo que el circuito 300 descrito anteriormente, sin embargo, en lugar de usar un control mecánico, el circuito 300' se controla electro-neumáticamente. Las principales diferencias entre los circuitos 300 y 300' incluyen reemplazar las líneas de detección de presión 370 y 372 con sensores de presión 374 y 376 y cables eléctricos 370' y 372'. Además, el regulador de presión diferencial 302 y la línea de control 304 se reemplazan por un controlador eléctrico 302' y una línea de detección electro-neumática 304', y el piloto 308 se reemplaza por un control piloto de corriente a neumática (I/P) 308'. Cabe señalar que, al usar el circuito 300 o el circuito 300', funcionarán con cualquier número de intercambiadores de calor que proporcionen una caída de presión de 154' a 172'.

Haciendo referencia ahora a la figura 12, se muestra una planta de licuefacción 102'''' y un proceso de acuerdo con otra realización de la invención. La planta de licuefacción 102'''' funciona básicamente de la misma manera que la planta de licuefacción 102''' de la figura 10 con algunas modificaciones poco importantes. En lugar de hacer pasar la pasta espesada de CO₂ desde el hidrociclón 258 a través de un intercambiador de calor 222 (figura 10), una bomba 320 aloja el flujo de la pasta espesada de CO₂ de vuelta al intercambiador de calor 224. La configuración de la planta 102'''' elimina la necesidad de un intercambiador de calor adicional (es decir, 222 de la figura 10). Sin embargo, el flujo de la pasta de espesada CO₂ puede estar limitado por la capacidad de la bomba y la densidad de la pasta espesada en la configuración mostrada en la figura 10.

Haciendo referencia ahora a la figura 13, una configuración física ejemplar de la planta 102'' descrita en referencia a la figura 4 está de acuerdo con una realización de la misma. La planta 102'' aparece sin un revestimiento o un techo para su visibilidad. Sustancialmente, puede montarse toda una planta 102'' sobre una estructura de soporte, tal como una corredera 330, de tal manera que la planta 102'' pueda moverse y transportarse según las necesidades. Señalando algunos de los componentes principales de la planta 102'', el turboexpansor 156/compresor 158 se muestra en la parte derecha de la corredera 330. Un operario humano 332 aparece junto al turboexpansor 156/compresor 158 para proporcionar un marco de referencia general con respecto al tamaño de la planta 102''. En general, la planta en conjunto puede configurarse, por ejemplo, para tener aproximadamente 30 pies (9,14 m) de largo, 17 pies (5,18 m) de alto y 8½ pies (2,59 m) de ancho. Sin embargo, la planta en conjunto puede tener un tamaño menor o mayor según se desee.

El intercambiador de calor de alta eficiencia 166 y el intercambiador de calor 224 usados para la sublimación de CO₂ sólido se encuentran en el lado izquierdo de la corredera 330. Los filtros de CO₂ paralelos 266A y 266B pueden observarse junto al intercambiador de calor 224. Puede extenderse cableado 334 desde la corredera 330 hasta un lugar alejado, tal como una placa 335 o sala de control separada, para controlar diversos componentes, tales como,

por ejemplo, el turboexpansor 156/compresor 158, como apreciarán y comprenderán los expertos en la materia. Además, podrían extenderse líneas neumáticas y/o hidráulicas desde la corredera 330 para el control o la entrada de alimentación externa según se desee. Cabe destacar que colocar lejos los controles, o al menos algunos de los controles, puede reducir los costes, ya que dichos controles e instrumentos colocados lejos no necesitan tener, por ejemplo, recintos a prueba de explosiones u otras características de seguridad que harían falta si se colocasen en la corredera 330.

También se señala que puede montarse un armazón 340 sobre la corredera 330 y configurarse para abarcar sustancialmente la planta 102". Se muestra una primera sección 342, que presenta una primera altura, que abarca sustancialmente el volumen alrededor del turboexpansor 156 y del compresor 158. Una segunda sección 344 abarca sustancialmente el volumen alrededor de los intercambiadores de calor 166, 224, los filtros 266A y 266B y otros componentes que funcionan a temperaturas reducidas. La segunda sección 344 incluye dos subsecciones 344A y 344B, siendo la subsección 344A sustancialmente equivalente en altura a la sección 342. La subsección 344B se extiende por encima de la altura de la sección 342 y puede ser desmontable con fines de transporte como se analiza a continuación. La canalización asociada con la planta 102" puede aislarse para minimizar la transferencia de calor no deseado. Como alternativa, o en combinación con conductos aislados y componentes seleccionados, una pared aislada 346 puede separar la sección 342 de la sección 344 y del entorno exterior de la planta 102". Además, pueden colocarse paredes aisladas sobre el armazón 340 alrededor del exterior de la planta 102" para aislar al menos una parte de la planta 102" de las condiciones de temperatura ambiente que podrían reducir la eficiencia de la planta 102". Además, pueden aislarse individualmente diversos componentes además de la canalización de interconexión, incluyendo, sin limitación, el tanque de separación 180, los módulos de filtro 266A, B, y los intercambiadores de calor 166 y 224.

Haciendo referencia ahora a la figura 14, la planta 102", o una parte sustancial de la misma, puede, por ejemplo, cargarse en un remolque 350 para que el camión 352 la transporte a un sitio de planta. Como alternativa, la estructura de soporte puede actuar como remolque con la corredera 330 configurada con ruedas, suspensión y un enganche para montarse en el camión tractor 352 en un extremo, y un segundo conjunto de ruedas 354 en el extremo opuesto. Otros medios de transporte se pondrán de manifiesto fácilmente para los expertos en la materia.

Se observa que se ha retirado la subsección superior 344B y, aunque no se ilustra explícitamente en el dibujo, se han retirado algunos componentes más grandes, tales como el intercambiador de calor de alta eficiencia 166 y el intercambiador de calor de procesamiento de CO₂ sólido 224. Esto permite potencialmente que la planta se transporte sin ningún permiso especial (es decir, carga ancha, carga sobredimensionada, etc.) manteniendo la planta sustancialmente intacta.

Se observa además que la planta puede incluir controles, de manera que se requiera una mínima participación del operario. De hecho, puede ser conveniente que cualquier planta 102-102"" funcione sin un operario en el sitio. Por lo tanto, con un diseño de programación y de control adecuado, puede accederse a la planta a través de telemetría remota para monitorizar y/o ajustar las operaciones de la planta. De manera similar, pueden incorporarse diversas alarmas en dichos controles para avisar a un operario alejado o para apagar la planta en una condición de desajuste. Un controlador adecuado puede ser, por ejemplo, un controlador lógico programable de la serie DL405 (PLC) disponible en el mercado en Automation Direct de Cumming, Georgia.

Aunque la invención se ha desvelado principalmente en términos de licuefacción de gas natural, se observa que la presente invención puede utilizarse simplemente para la retirada de CO₂ de una corriente de gas relativamente "sucio".

EJEMPLO

Haciendo referencia ahora a las figuras 4 y 15, se expone un ejemplo del proceso realizado en la planta de licuefacción 102". Se observa que la figura 14 es el mismo diagrama de flujo de proceso que la figura 4 (en combinación con los componentes adicionales de la figura 3, por ejemplo, el compresor 154 y el expansor 156 etc.), pero con los números de referencia de componentes omitidos con fines de claridad. Como el proceso general se ha descrito anteriormente con referencia a la figura 4, el siguiente ejemplo indicará condiciones ejemplares del gas/líquido/suspensión en diversos lugares a lo largo de la planta, denominadas en el presente documento puntos de estado, de acuerdo con el diseño operativo calculado de la planta 102".

En el punto de estado 400, a medida que el gas sale de la tubería de distribución y entra en la planta de licuefacción, el gas estará a aproximadamente 15,5°C(60 °F) a una presión de aproximadamente 3.034 kPaa (440 psia) con un flujo de aproximadamente 4.530 kg/hr (10.000 lbm/hr).

En los puntos de estado 402 y 404, el flujo se dividirá de tal manera que fluya aproximadamente a 2.294 kg/hr (5.065 lbm/hr) a través del punto de estado 402 y que fluya aproximadamente a 2.240 kg/hr (4.945 lbm/hr) a través del punto de estado 404, siendo las temperaturas y presiones de cada punto de estado similares a las del punto de estado 400.

ES 2 688 165 T3

En el punto de estado 406, a medida que la corriente sale del turboexpansor 156, el gas estará a aproximadamente -76°C(-104 °F) a una presión de aproximadamente 448 kPaa (65 psia). En el punto de estado 408, a medida que el gas sale del compresor 158, el gas estará a aproximadamente 86°C(187 °F) a una presión de aproximadamente 5.309 kPaa (770 psia).

5 En el punto de estado 410, después del primer intercambiador de calor 220 y antes del intercambiador de calor de alta eficiencia 166, el gas estará aproximadamente a 79°C(175 °F) a una presión de aproximadamente 5.309 kPaa (770 psia). En el punto de estado 412, después de la limpieza de agua y a mitad de camino a través del intercambiador de calor de alta eficiencia 166, el gas estará aproximadamente a -57°C(-70 °F) a una presión de aproximadamente 5.281 kPaa (766 psia) y mostrará un caudal de aproximadamente 2.237 kg/hr (4.939 lbm/hr).

El gas que sale del intercambiador de calor de alta eficiencia 166, como se muestra en el punto de estado 414, estará aproximadamente a -76°C(-105 °F) a una presión de aproximadamente 5.260 kPaa (763 psia).

15 El flujo a través de la corriente de producto 172' en el punto de estado 418 estará aproximadamente a -132°C(-205 °F) a una presión de aproximadamente 5.247 kPaa (761 psia) con un caudal de aproximadamente 1.692 kg/hr (3.735 lbm/hr). En el punto de estado 420, después de pasar a través de la válvula Joule-Thomson, y antes de entrar en el separador 180, la corriente se convertirá en una mezcla de gas, gas natural líquido, y CO₂ sólido y estará aproximadamente a -151°C(-240 °F) a una presión de aproximadamente 241 kPaa (35 psia). La suspensión de CO₂ sólido y gas natural líquido tendrá temperaturas y presiones similares a medida que deje el separador 180, sin embargo, tendrá un caudal de aproximadamente 600 kg/h (1.324 lbm/hr).

20 En el punto de estado 422, la presión de la suspensión se elevará, por medio de la bomba 260, a una presión de aproximadamente 786 kPaa (114 psia) y una temperatura de aproximadamente -149°C(-236 °F). En el punto de estado 424, después de separarse a través del hidrociclón 258, el gas natural líquido estará aproximadamente a -151°C(-240 °F) a una presión de aproximadamente 241 kPaa (35 psia) con un caudal de aproximadamente 479 kg/hr (1.059 lbm/hr). El estado del gas natural líquido será básicamente el mismo a medida que sale de la planta 102" al interior de un recipiente de almacenamiento.

25 En el punto de estado 426 la pasta espesada (que incluye CO₂ sólido) que sale del hidrociclón 258 estará aproximadamente a -148°C(-235 °F) a una presión de aproximadamente 472 kPaa (-68,5 psia) y fluirá a una velocidad de aproximadamente 120 kg/h (265 lbm/hr).

30 En el punto de estado 430, el gas que sale del separador 180 estará aproximadamente a -151°C(-240 °F) a una presión de aproximadamente 241 kPaa (35 psia) con un caudal de aproximadamente 119 kg/h (263 lbm/hr).

35 En el punto de estado 434, el gas en la corriente motriz que entra en el eductor estará aproximadamente a -76°C(-105 °F) a aproximadamente 5.268 kPaa (764 psia). El caudal en el punto de estado 434 será de aproximadamente 546 kg/hr (1.205 lbm/hr). En el punto de estado 436, subsiguiente al eductor, la corriente mezclada estará aproximadamente a -138°C(-217 °F) a aproximadamente 483 kPaa (70 psia) con un caudal combinado de aproximadamente 316 kg/h (698 lbm/hr).

40 En el punto de estado 438, antes de la válvula JT 174', el gas estará aproximadamente a -132°C(-205 °F) a una presión de aproximadamente 5.247 kPaa (761 psia) con un caudal de aproximadamente 972 kg/hr (2.147 lbm/hr). En el punto de estado 440, después de pasar a través de la válvula JT 174' por medio de la cual se forma CO₂ sólido, la suspensión estará aproximadamente a -141°C(-221 °F) con una presión de aproximadamente 472 kPaa (68,5 psia).

45 En el punto de estado 442, al salir del intercambiador de calor 224, la temperatura del gas será de aproximadamente -126°C(-195 °F) y la presión será de aproximadamente 448 kPaa (65 psia). El caudal en el punto de estado 442 será de aproximadamente 1.765 kg/hr (3.897 lbm/hr). En el punto de estado 444, después de combinar dos corrientes, el gas tendrá una temperatura de aproximadamente -102°C(-151 °F) y una presión de aproximadamente 448 kPaa (65 psia).

50 En el punto de estado 446, al salir del intercambiador de calor de alta eficiencia 166, y antes de descargarse en la tubería 104, el gas tendrá una temperatura de aproximadamente 37°C(99 °F) y una presión de aproximadamente 448 kPaa (65 psia). El caudal en el punto de estado 446 será de aproximadamente 4.059 kg/hr (8.962 lbm/hr).

55 A la luz de la divulgación anterior, se entenderá que el proceso de licuefacción representado y descrito en el presente documento proporciona medios económicos, eficientes y eficaces de producir GNL sin la "purificación" requerida del gas antes de someter el gas al ciclo de licuefacción. Esto permite el uso de gas relativamente "sucio" encontrado habitualmente en líneas de servicio residenciales e industriales, y elimina los requisitos de equipos de pretratamiento costosos y proporciona una reducción significativa en los costes de explotación para procesar dicho gas relativamente "sucio".

60 Aunque la invención pueda admitir diversas modificaciones y formas alternativas, las realizaciones específicas se hayan mostrado a modo de ejemplo en los dibujos y se hayan descrito en detalle en el presente documento, deberá

entenderse que la invención no se ha concebido para limitarse a las formas específicas desveladas. Más bien, la invención incluye todas las modificaciones, equivalentes y alternativas incluidas en de las reivindicaciones adjuntas.

REIVINDICACIONES

1. Un método de retirada de dióxido de carbono de una masa de gas natural, comprendiendo el método las etapas de: filtrar una corriente de gas de origen que comprende gas natural:

5 dividir la corriente filtrada de gas de origen en una corriente de enfriamiento (152) de gas natural y una corriente de proceso (154) de gas natural;
 hacer fluir la corriente de enfriamiento (152) de gas natural a través de un expansor (156) y formar una corriente de enfriamiento expandida (152'), comprimiendo la corriente de proceso (154) en un compresor (158) utilizando potencia generada desde el expansor (156) para formar una corriente de gas natural calentada (154');
 10 enfriar la corriente de gas natural calentada (154') para formar una corriente de gas natural enfriada (154'') utilizando una pluralidad de intercambiadores de calor (220, 166, 224), incluyendo la pluralidad de intercambiadores de calor (220, 166, 224) un intercambiador de calor a condición ambiente (220) para enfriar la corriente de gas natural calentada para formar una corriente de gas natural comprimido, un intercambiador de calor de flujo a contracorriente de alta eficiencia (166) e incluyendo además otro intercambiador de calor de tubo-en-carcasa (224) que tiene una pluralidad de serpentines de tubería (232A-232C) en su interior;
 15 dividir la corriente de gas natural enfriada (154'') en otra corriente de enfriamiento (170') y una corriente de producto (172');
 enfriando el intercambiador de calor de flujo a contracorriente de alta eficiencia (166) la corriente de gas natural comprimida (154') parcialmente con la corriente de enfriamiento expandida (152') y parcialmente con la otra corriente de enfriamiento (170') a una temperatura que no genere dióxido de carbono sólido en su interior;
 20 mantener un flujo de estado estacionario de al menos una parte de una corriente de gas natural que sale del intercambiador de calor de flujo a contracorriente de alta eficiencia (166) a través del otro intercambiador de calor (224) desviando la al menos una parte de la corriente de gas natural que sale del intercambiador de calor de flujo a contracorriente de alta eficiencia (166) a través de al menos un serpentín (232A, 232B, 232C) de la pluralidad de serpentines de tubería (232A-232C) del otro intercambiador de calor (224) para formar la corriente de gas natural enfriada (154'') que sale del otro intercambiador de calor (224);
 25 expandir la corriente de producto (172') después del otro intercambiador de calor (224) formando una pasta de dióxido de carbono sólido y vapor de gas natural y gas natural líquido mezclados (172'');
 30 hacer fluir la pasta de dióxido de carbono sólido y el gas natural líquido del vapor de gas natural y el gas natural líquido mezclados (172'') en un hidrociclón (258);
 retirar una pasta espesada de dióxido de carbono sólido y una parte del gas natural líquido a través de un subdesbordamiento (262) del hidrociclón (258);
 35 hacer fluir la pasta espesada de dióxido de carbono sólido y gas natural líquido desde el subdesbordamiento (262) del hidrociclón (258) al otro intercambiador de calor (224) de la pluralidad de intercambiadores de calor (166, 224);
 enfriar el otro intercambiador de calor (224) utilizando la pasta espesada del dióxido de carbono sólido y el gas natural líquido desde el subdesbordamiento (262) del hidrociclón (258); y
 40 sublimar dióxido de carbono sólido de la pasta espesada del subdesbordamiento (262) del hidrociclón (258) en el otro intercambiador de calor (224) durante el enfriamiento del otro intercambiador de calor (224).

2. El método de acuerdo con la reivindicación 1, también **caracterizado por** hacer fluir la parte de gas natural líquido restante a través de un desbordamiento (264) del hidrociclón (258).

45 3. El método de acuerdo con la reivindicación 1, **caracterizado por que** enfriar la corriente de gas natural calentada (154') incluye hacer fluir la corriente de gas natural comprimida (154') a través del intercambiador de flujo a contracorriente de alta eficiencia (166) de la pluralidad de intercambiadores de calor (166, 224) en una contracorriente a una corriente de enfriamiento (178') de gas natural que comprende la corriente de enfriamiento expandida (152') y la corriente de enfriamiento (170') a través del intercambiador de calor de alta eficiencia (166).

50 4. El método de acuerdo con la reivindicación 2, también **caracterizado por** hacer fluir la parte de gas natural líquido restante a través del al menos un filtro de pantalla (266A, 266B).

55 5. El método de acuerdo con la reivindicación 2, **caracterizado por que** enfriar la corriente de gas natural calentada (154') incluye utilizar la pasta espesada de dióxido de carbono sólido y gas natural líquido como refrigerante en el otro intercambiador de calor (224).

60 6. El método de acuerdo con la reivindicación 2, también **caracterizado por** extraer el gas de origen de una fuente (104) de gas natural no purificado.

65 7. El método de acuerdo con la reivindicación 6, también **caracterizado por** combinar una corriente de enfriamiento (286) generada por la sublimación del dióxido de carbono sólido de la pasta espesada con la corriente de enfriamiento expandida (152') para formar una corriente de enfriamiento combinada (178') para enfriar la corriente de gas natural comprimida (154') en el intercambiador de calor de flujo a contracorriente de alta eficiencia (166), desde el cual se descarga el dióxido de carbono sublimado de vuelta al interior de la fuente (104) de gas natural no purificado.

8. El método de acuerdo con la reivindicación 1, **caracterizado por que** expandir la corriente de producto (172') después del otro intercambiador de calor (224) formando una pasta de dióxido de carbono sólido y vapor de gas natural y gas natural líquido mezclados (172'') incluye hacer fluir la corriente de producto (172') a través de una válvula Joule-Thomson (176').

9. El método de acuerdo con la reivindicación 1, también **caracterizado por** retirar agua de la corriente de gas natural del intercambiador de calor (166) de flujo a contracorriente de alta eficiencia antes de hacer fluir la corriente de gas natural desde el intercambiador de calor de flujo a contracorriente de alta eficiencia (166) a través de los serpentines (232A, 232B, 232C) del otro intercambiador de calor (224).

10. Un sistema para retirar dióxido de carbono de una masa de gas natural que incluye al menos un componente adicional, teniendo el sistema un compresor (158) configurado para producir una corriente comprimida (154') de gas natural procedente de una parte de corriente de proceso (154) de una corriente filtrada de gas de origen que comprende gas natural y al menos un intercambiador de calor (166) de una pluralidad de intercambiadores de calor (166, 220, 224) colocados y configurados para recibir y enfriar la corriente comprimida (154') de gas natural; el sistema también está configurado por:

la corriente filtrada de gas de origen se divide en una corriente de enfriamiento (152) y la corriente de proceso (154);

un expansor (156) acoplado al compresor, el expansor (156) para recibir la corriente de enfriamiento (152) y formar una corriente de enfriamiento expandida (156'), el compresor acoplado mecánicamente al expansor (156) para comprimir la corriente de proceso (154) utilizando potencia generada desde el expansor para formar una corriente de gas natural calentada (154');

la pluralidad de intercambiadores de calor (166,220,224) incluye un intercambiador de calor a condición ambiente (220) para enfriar la corriente de gas natural calentada para formar una corriente de gas natural comprimida, un intercambiador de calor de flujo a contracorriente de alta eficiencia (166) para enfriar la corriente comprimida (154') a una temperatura que no genere dióxido de carbono sólido en su interior y otro intercambiador de calor (224) de la pluralidad de intercambiadores de calor (166,220,224) que comprende un intercambiador de calor de tubo-en-carcasa (224) que incluye una pluralidad de serpentines (232A-232C) en su interior y al menos una válvula desviadora (251A, 251B, 251C), saliendo la al menos una válvula desviadora (251A, 251B, 251C) para mantener un flujo continuo de una corriente de gas natural que sale del intercambiador de calor de flujo a contracorriente de alta eficiencia (166) a través de un serpentín de la pluralidad de serpentines (232A-232C) del intercambiador de calor de tubo-en-carcasa (224) para enfriar aún más la corriente de gas natural comprimido (154') para formar una corriente de gas natural enfriada (154''');

estructura para dividir la corriente de gas natural enfriada (154''') en otra corriente de enfriamiento (170') y una corriente de producto (172');

en donde el intercambiador de calor de flujo a contracorriente de alta eficiencia (166) se configura para recibir la corriente de enfriamiento expandida (152') y la otra corriente de enfriamiento (170') para enfriar la corriente de gas natural comprimido (154');

medios (176') colocados y configurados para recibir y expandir una parte de la corriente de producto (172') y formar una pasta que comprende gas, gas natural líquido y dióxido de carbono sólido mezclados (172'');

un hidrociclón (258) colocado y configurado para recibir gas natural líquido y el dióxido de carbono sólido y separar el gas natural líquido y el dióxido de carbono sólido en una primera parte de gas natural líquido y una pasta espesada que comprende el dióxido de carbono sólido y una segunda parte de gas natural líquido; y

al menos una línea (278) para devolver pasta espesada de dióxido de carbono y una parte del gas natural líquido desde un subdesbordamiento (262) del hidrociclón (258) a través de al menos un serpentín de la pluralidad de serpentines (232A-232C) del intercambiador de calor de tubo-en-carcasa (224).

11. El sistema de la reivindicación 10, en donde el expansor (156) es un turboexpansor (156).

12. El sistema de la reivindicación 10, **caracterizado por que** el intercambiador de calor de flujo a contracorriente de alta eficiencia (166) se coloca para recibir la corriente de enfriamiento expandida (152') para fluir a su través a contracorriente con respecto a la corriente comprimida (154').

13. El sistema de la reivindicación 12, también **caracterizado por que** se coloca y se configura un filtro (208) para retirar agua de la corriente comprimida (154') a medida que fluye a través del intercambiador de calor de flujo a contracorriente de alta eficiencia (166).

14. El sistema de la reivindicación 13, también **caracterizado por que** se coloca y se configura al menos un filtro de pantalla (266A, 266B) para recibir la primera parte de gas natural líquido a su través.

15. El sistema de la reivindicación 14, **caracterizado por que** el al menos un filtro de pantalla (266A, 266B) incluye una pluralidad de filtros de pantalla (266A, 266B) formados de malla de acero inoxidable dispuesta en paralelo en una trayectoria de flujo de la primera parte de gas natural líquido, teniendo cada filtro de pantalla (266A, 266B) a lo largo de la trayectoria de flujo una pluralidad de pantallas, teniendo cada pantalla un tamaño de malla reducido con respecto a una pantalla próxima en el respectivo filtro (266A, 266B) aguas arriba a lo largo de la trayectoria de flujo.

16. El sistema de la reivindicación 10, **caracterizado por que** el al menos un intercambiador de calor de flujo a contracorriente de alta eficiencia (166) incluye una pluralidad de placas de aluminio.

5 17. El sistema de la reivindicación 10, **caracterizado por que** el intercambiador de calor de tubo-en-carcasa (224) incluye una pluralidad de serpentines (232A-232C) de acero inoxidable apilados verticalmente dentro de un tanque de acero inoxidable (230).

10 18. El sistema de la reivindicación 10, también **caracterizado por que** se coloca y se configura un separador de líquido-gas (180) para recibir la pasta de gas, gas natural líquido y dióxido de carbono sólido mezclados (172") y separar el gas natural líquido y dióxido de carbono sólido de un vapor de gas natural antes de que el gas natural líquido y el dióxido de carbono sólido sean recibidos por el hidrociclón (258).

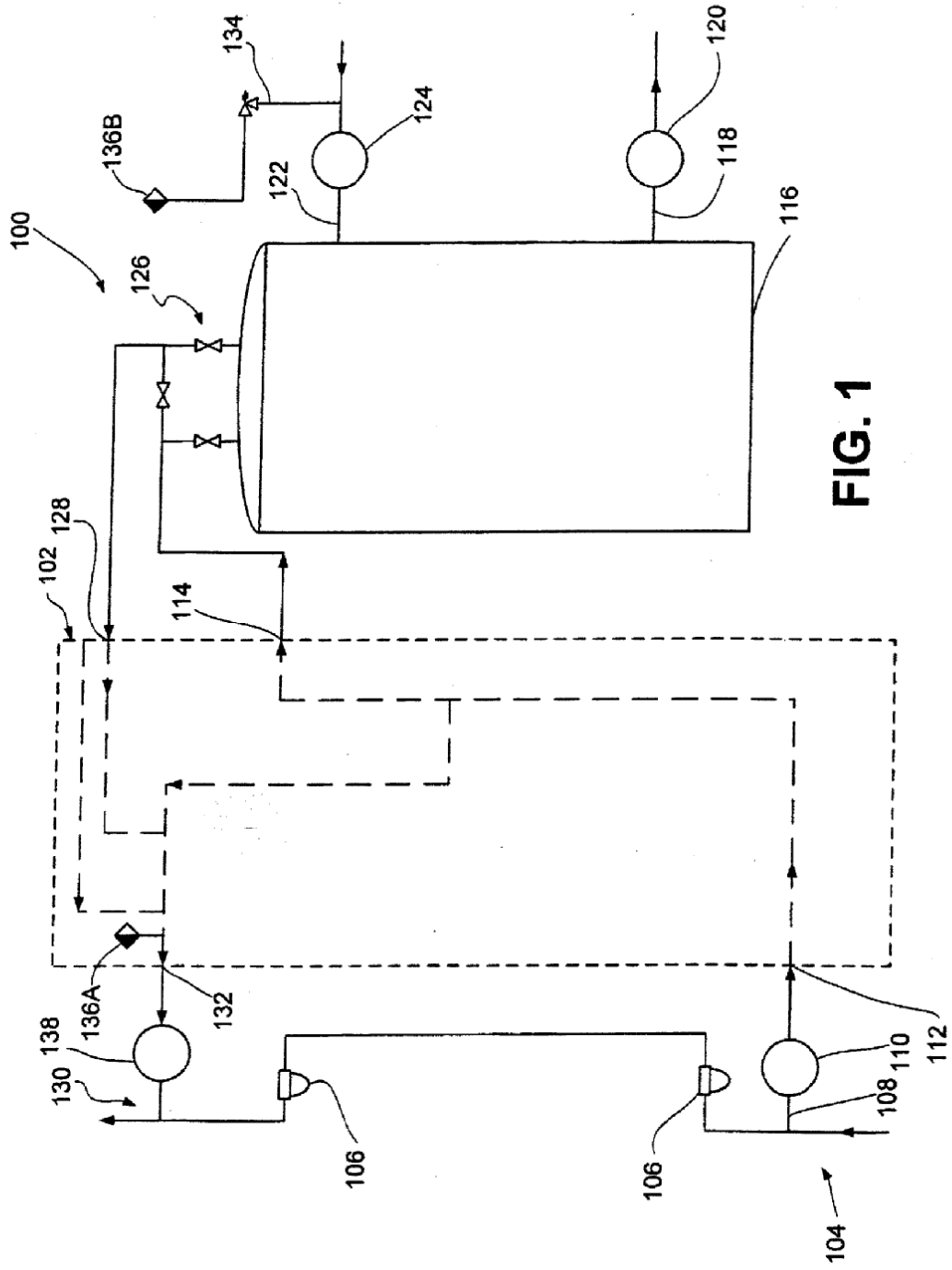


FIG. 1

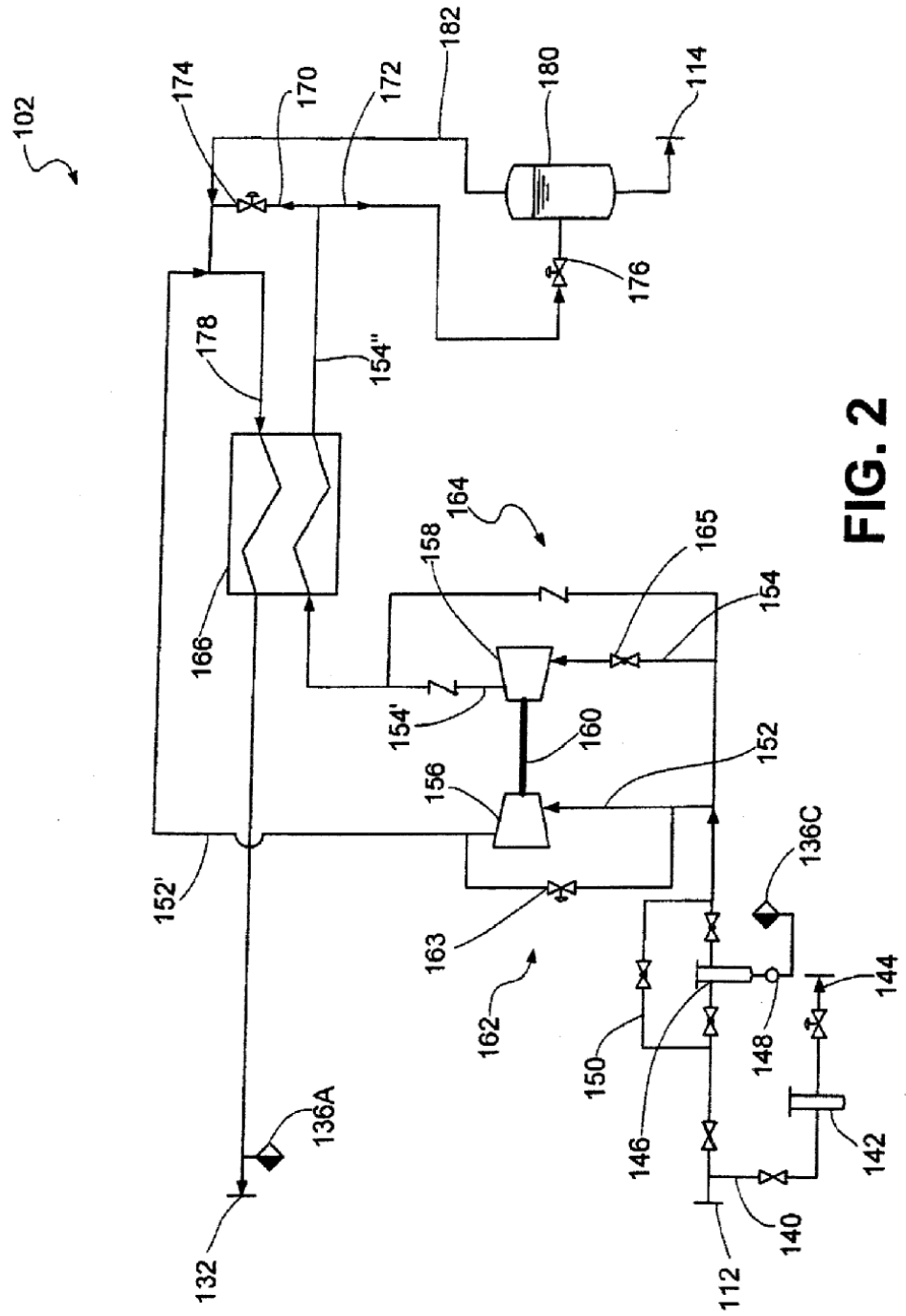


FIG. 2

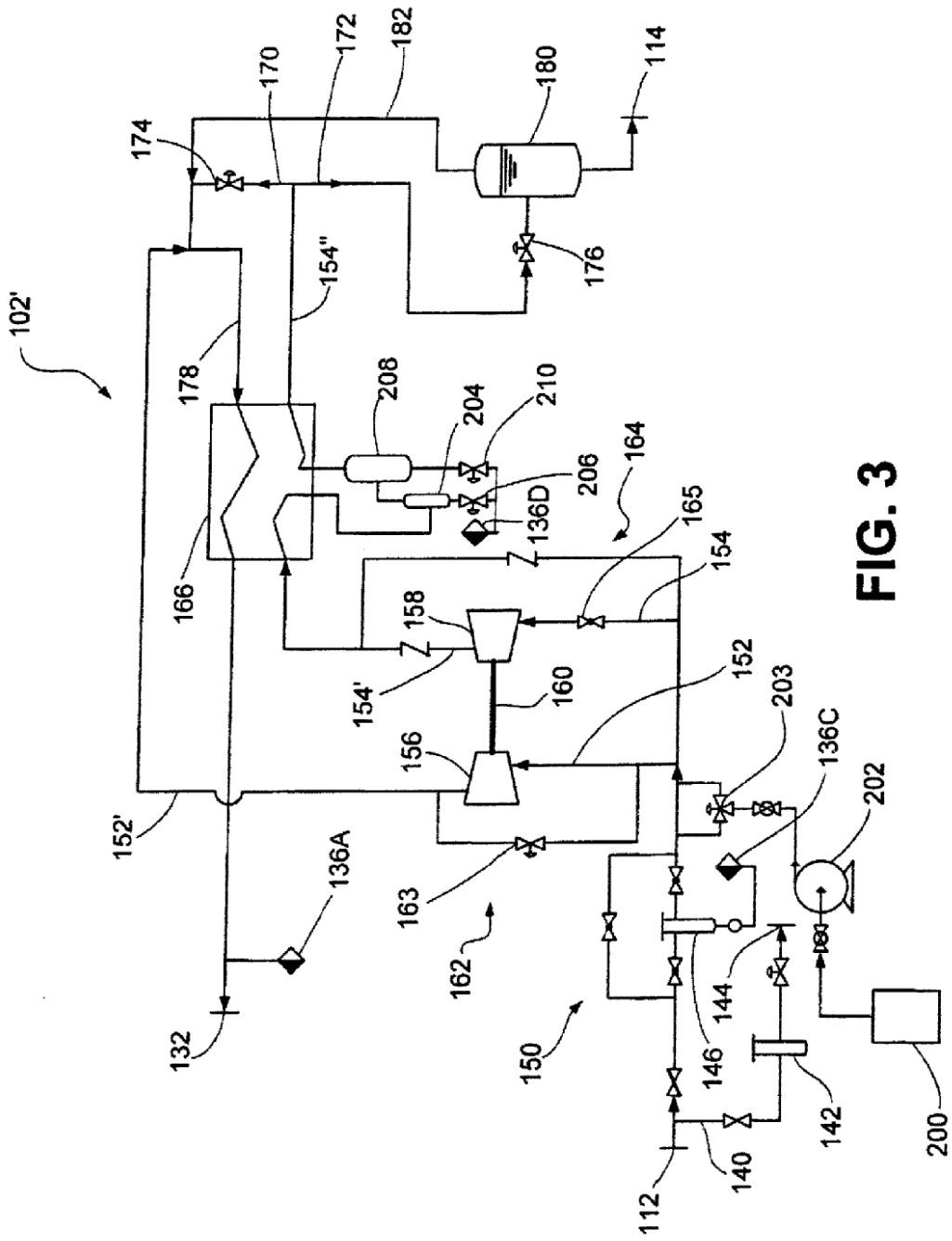


FIG. 3

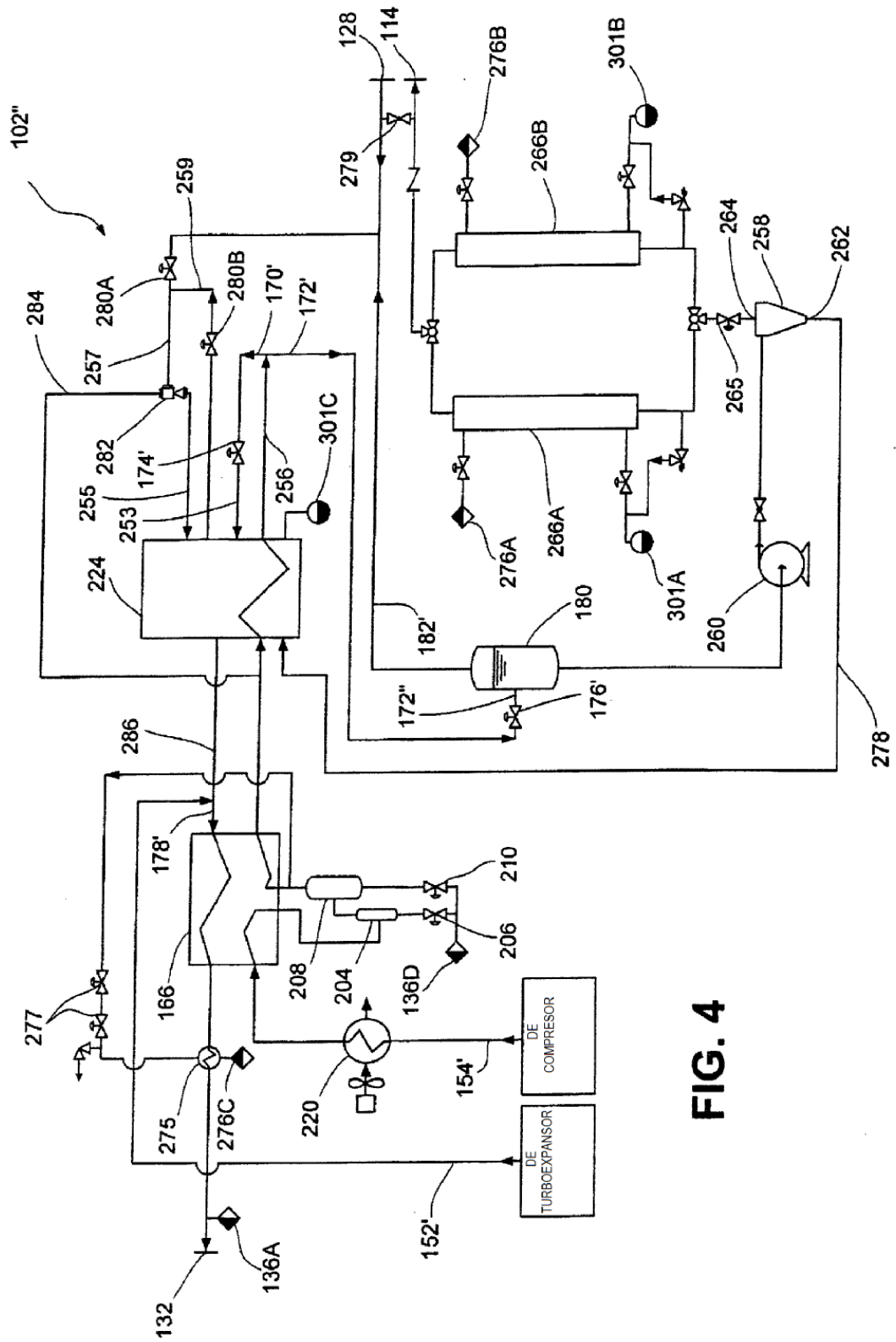


FIG. 4

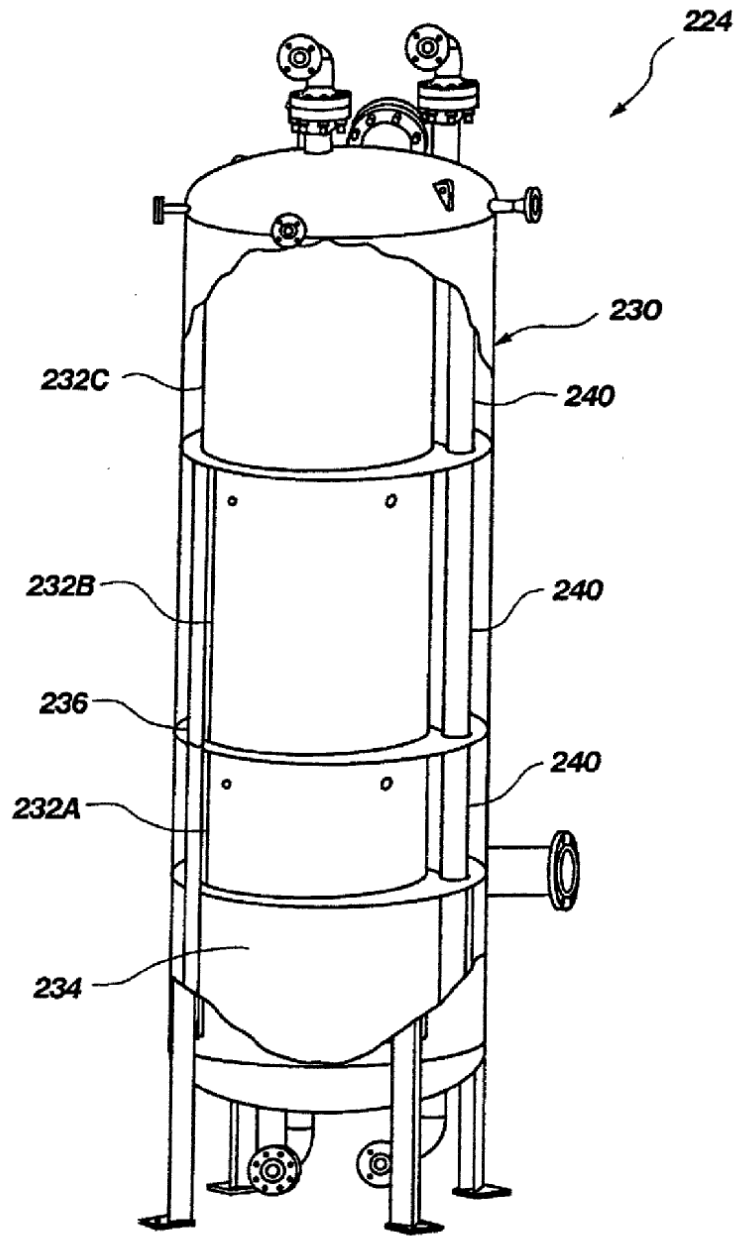


Fig. 5A

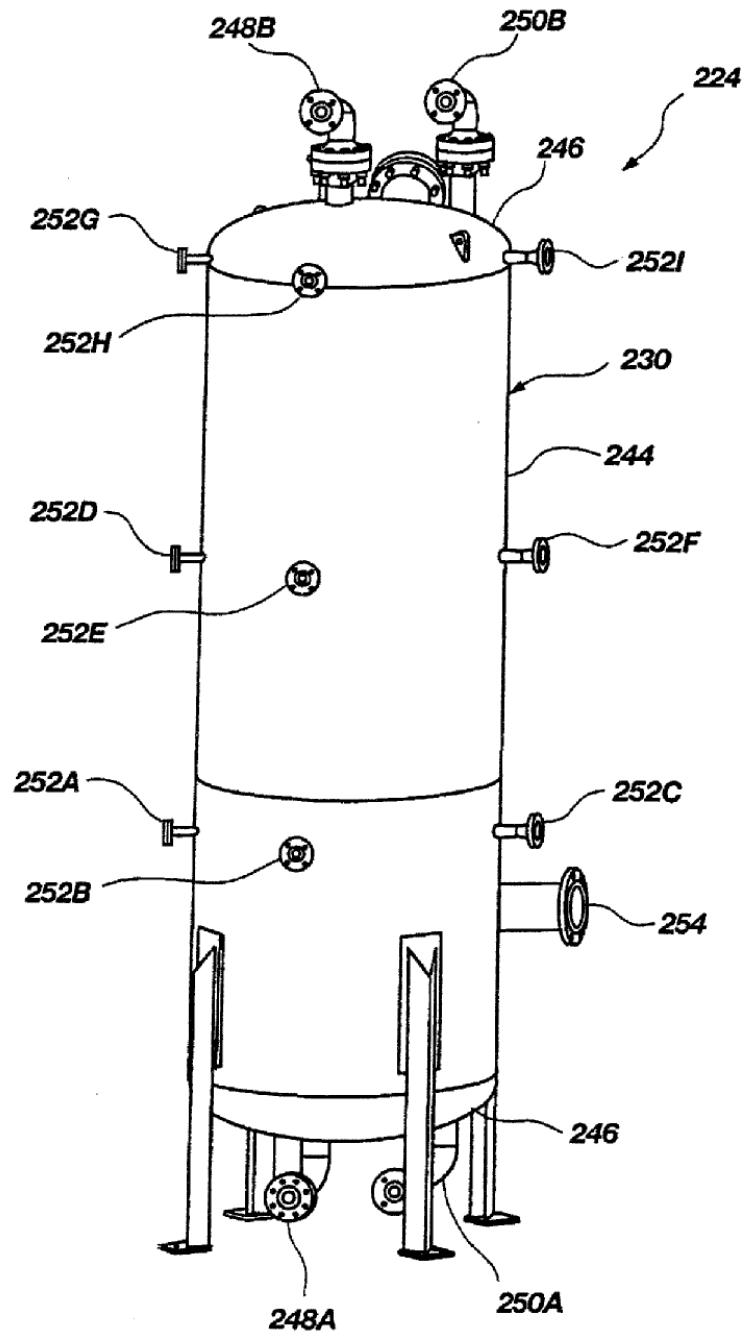


Fig. 5B

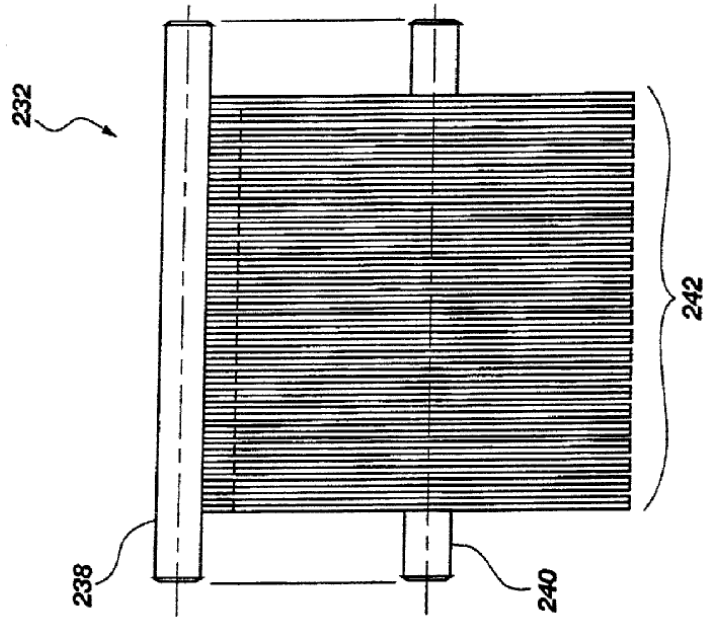


Fig. 6B

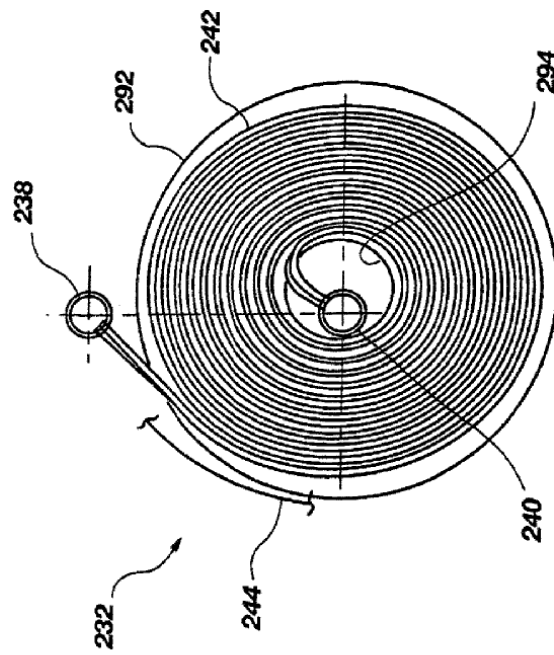


Fig. 6A

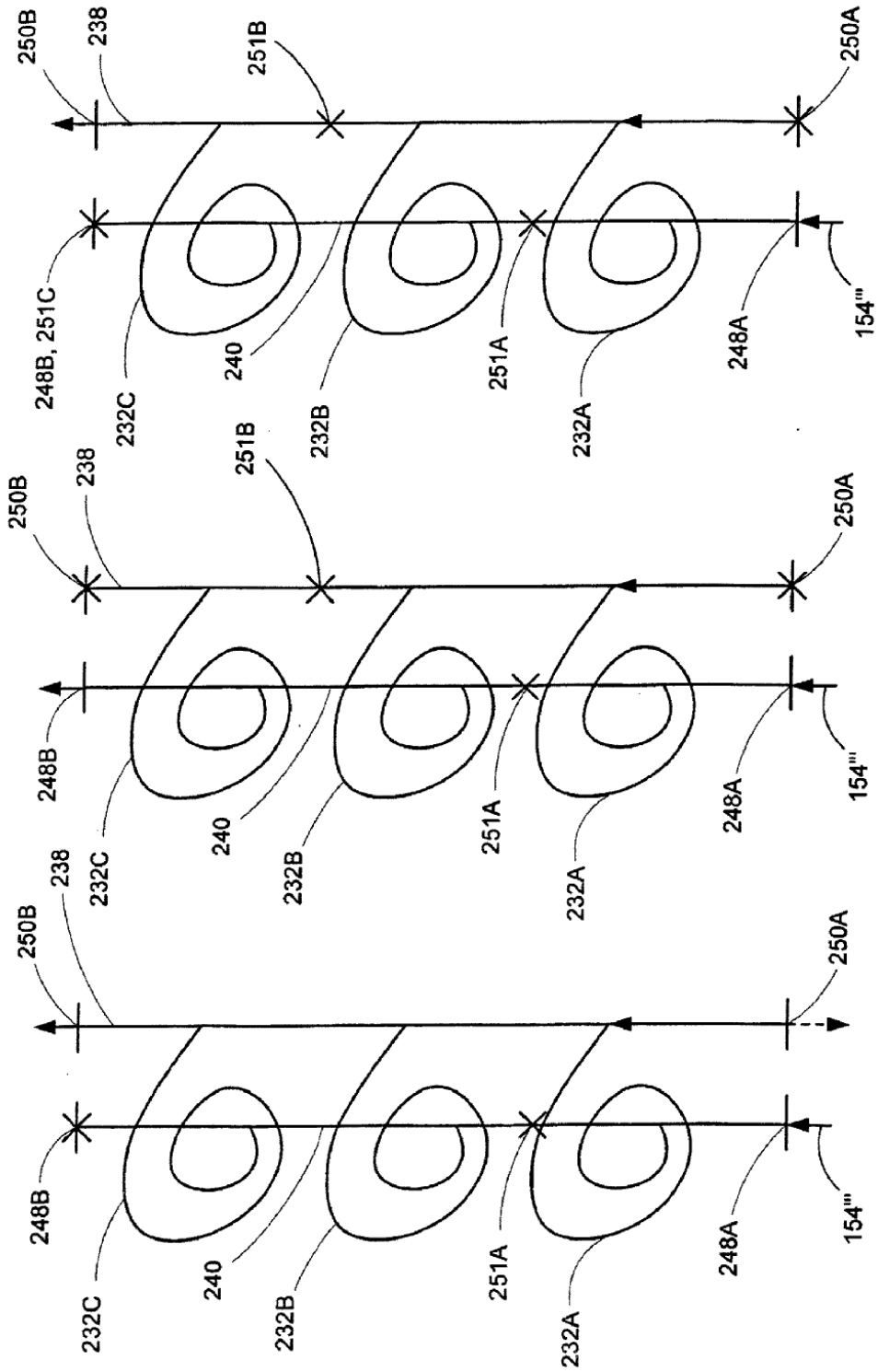


FIG. 7A

FIG. 7B

FIG. 7C

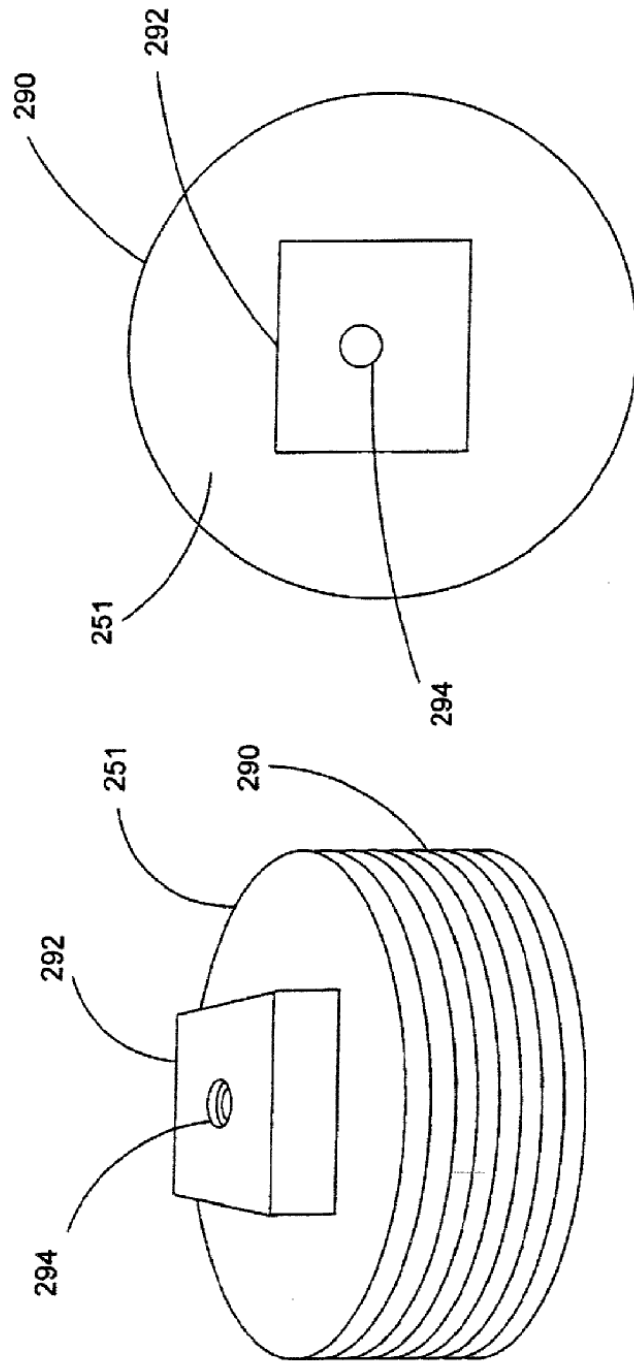


FIG. 8A

FIG. 8B

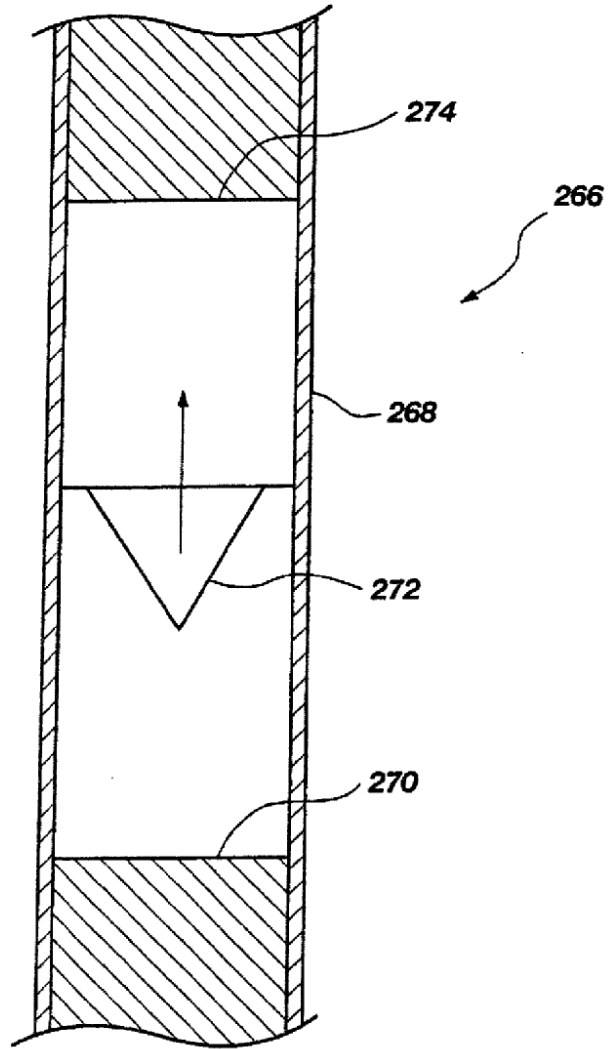


Fig. 9

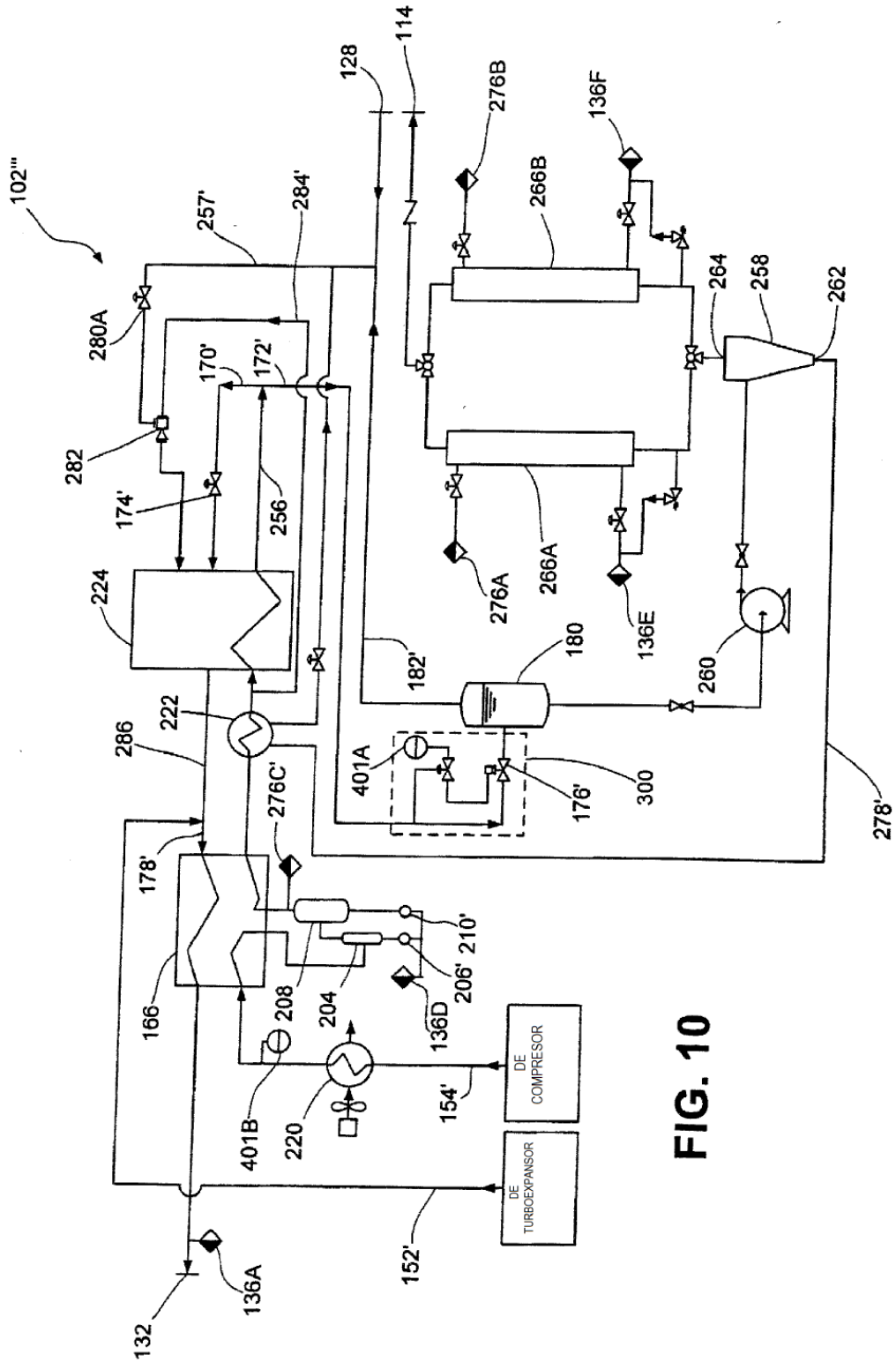


FIG. 10

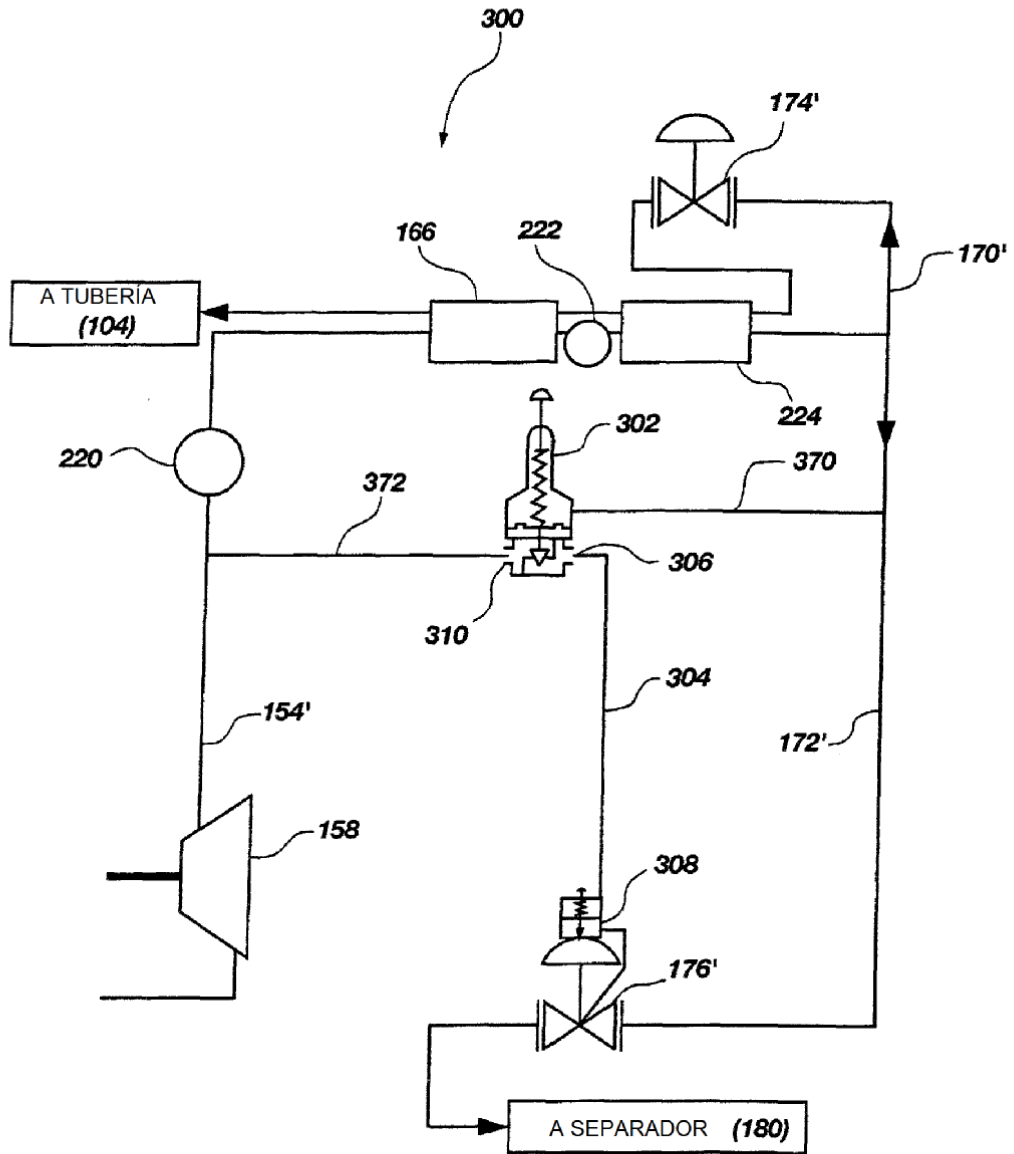


Fig. 11A

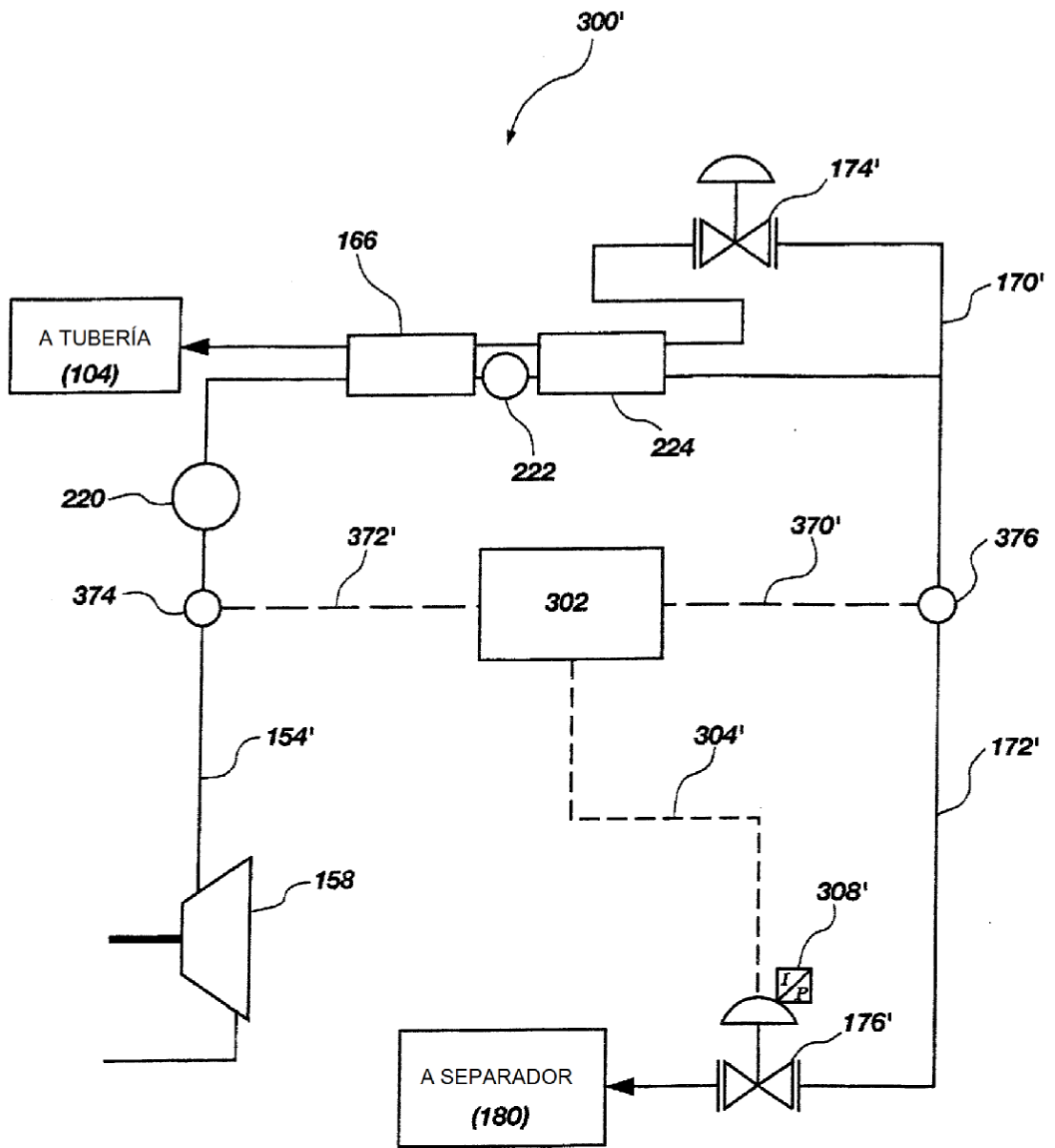


Fig. 11B

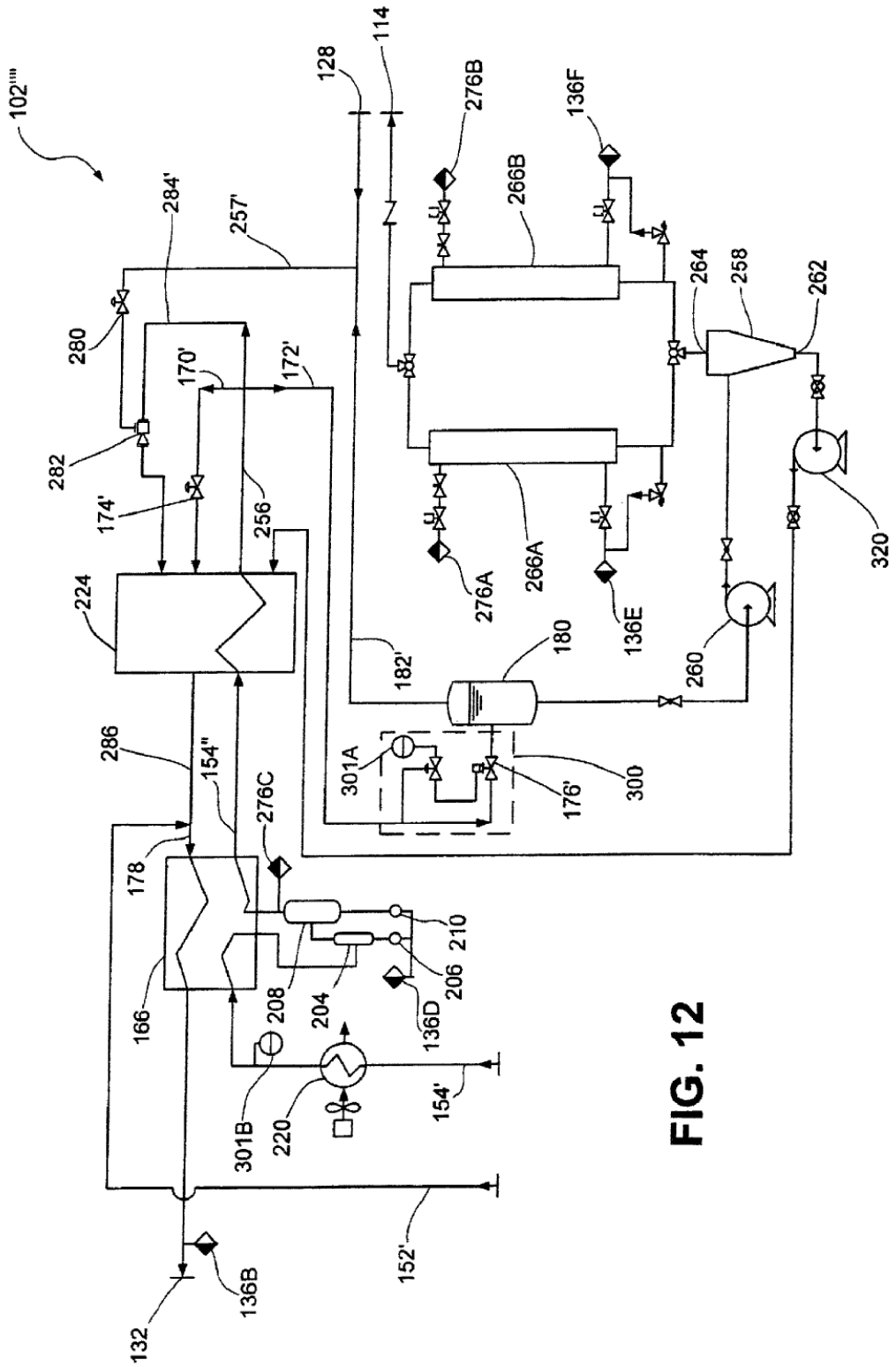


FIG. 12

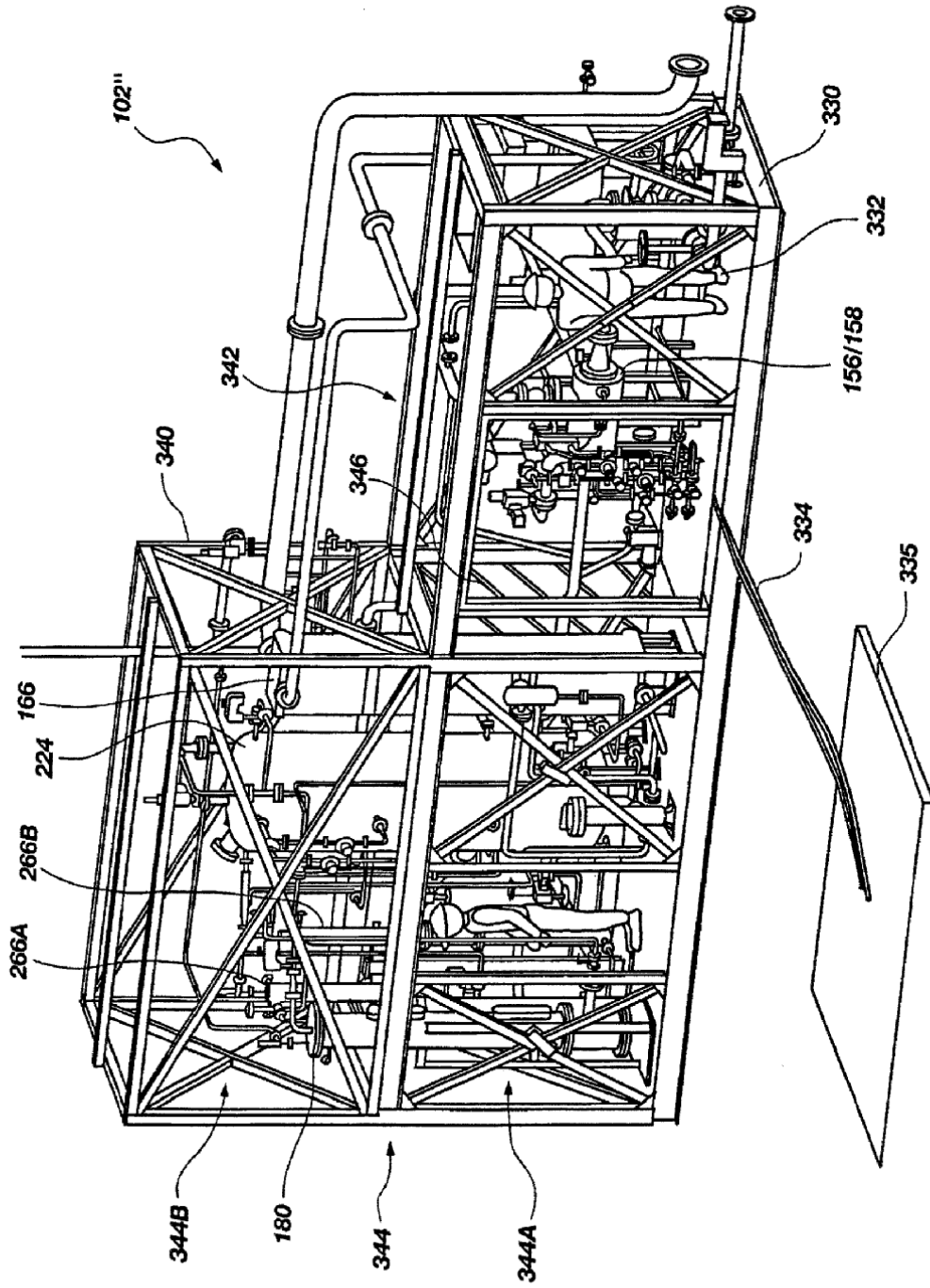


Fig. 13

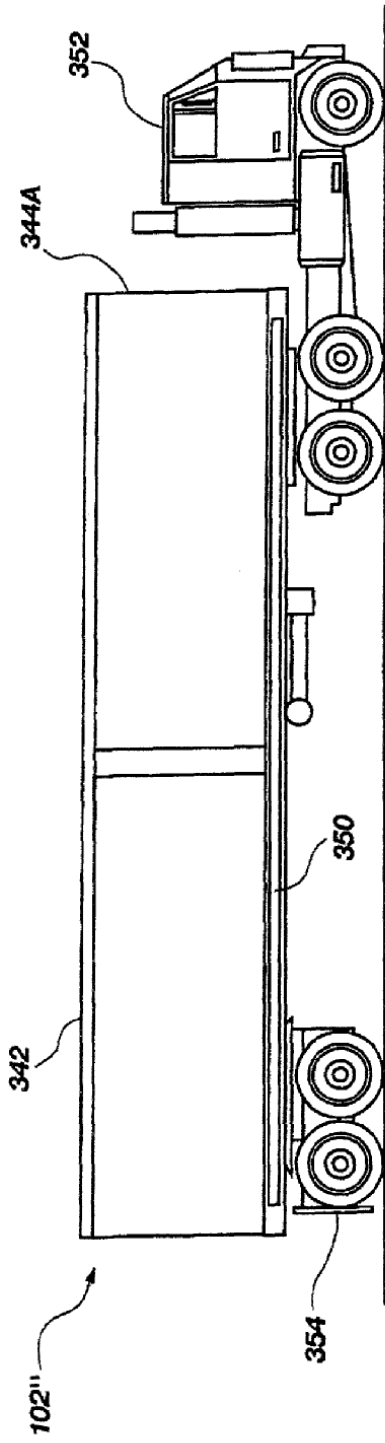


Fig. 14

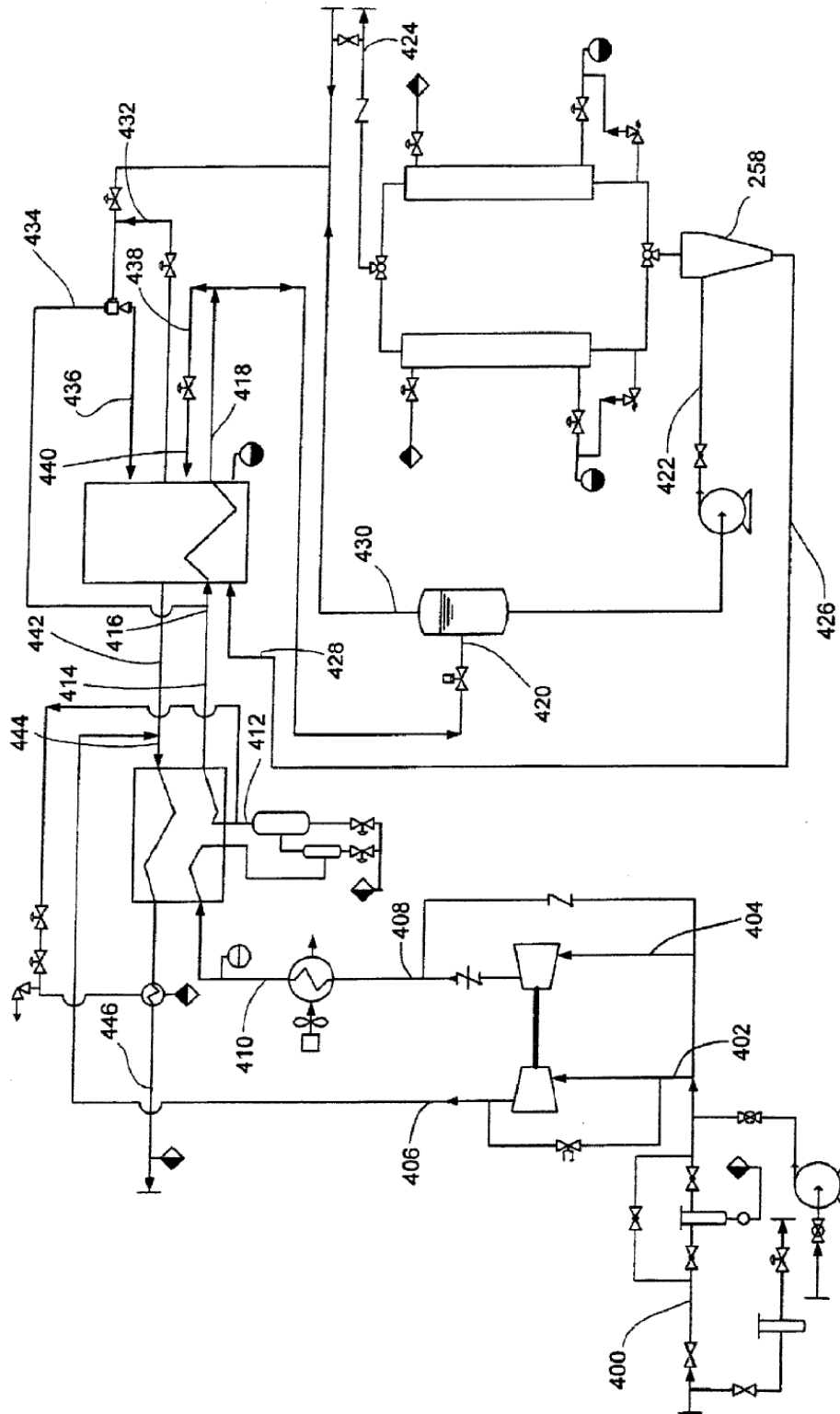


FIG. 15