

19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 745 413**

51 Int. Cl.:

**F25J 1/02** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **01.11.2007 PCT/NO2007/000386**

87 Fecha y número de publicación internacional: **08.05.2008 WO08054229**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **01.11.2007 E 07834794 (5)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **12.06.2019 EP 2084476**

54 Título: **Procedimiento y planta de proceso para licuación de gas**

30 Prioridad:

**01.11.2006 NO 20065003**

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

**02.03.2020**

73 Titular/es:

**WÄRTSILÄ GAS SOLUTIONS NORWAY AS  
(100.0%)**

**Solbråveien 10  
1383 Asker, NO**

72 Inventor/es:

**BRENDENG, EINAR y  
NEKSÅ, PETTER**

74 Agente/Representante:

**LINAGE GONZÁLEZ, Rafael**

ES 2 745 413 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**

Procedimiento y planta de proceso para licuación de gas

**5 Campo de invención**

La presente invención se refiere a un procedimiento y planta para el enfriamiento de gas, particularmente gas natural, usando refrigerante de múltiples componentes según el preámbulo de las reivindicaciones 1 y 8 respectivamente. Un procedimiento tal respectivamente planta se conoce a partir del documento US-A-6 751 984.

**Antecedentes**

La licuación de gas, particularmente gas natural, se conoce bien a partir de plantas industriales más grandes, las denominadas plantas de "carga base", y a partir de plantas de nivelación de cargas punta. Tales plantas tienen en común la propiedad de que convierten un gas cuántico sustancial por unidad de tiempo, de modo que pueden soportar una inversión inicial significativa. Los costes por volumen de gas todavía serán relativamente bajos con el tiempo. Los refrigerantes de múltiples componentes se usan habitualmente para tales plantas, ya que es la manera más efectiva de alcanzar las temperaturas suficientemente bajas.

Kleemenko (10º Congreso Internacional de Refrigeración, 1959) describe un procedimiento para el enfriamiento y licuación de múltiples componentes de gas natural, basado en el uso de intercambiadores de calor de múltiples flujos.

La patente estadounidense nº. 3.593.535 describe una planta para el mismo fin, basada en intercambiadores de calor en espiral de tres flujos con una dirección de flujo hacia arriba para el fluido de condensación y una dirección de flujo hacia abajo para el fluido de vaporización.

Se conoce una planta similar a partir de la patente estadounidense nº. 3.0364.685, en la que sin embargo los intercambiadores de calor son intercambiadores de calor de dos flujos en dos etapas de presión y con direcciones de flujo tal como se mencionó anteriormente.

La patente estadounidense nº. 2.041.725 describe una planta para la licuación de gas natural basada en parte en intercambiadores de calor de dos flujos, en los que el componente más volátil del refrigerante se condensa hacia fuera en un proceso abierto. En un proceso abierto tal se requiere que la composición de gas se adapte al fin. Los procesos cerrados son generalmente más versátiles. Existe, sin embargo, una necesidad para la licuación de gas, particularmente gas natural, en muchos lugares en los que no es posible tener beneficios a gran escala, por ejemplo con respecto a la distribución local de gas natural, en la que planta debe disponerse en una tubería de gas, mientras que el gas licuado se transporta mediante camiones, buques pequeños o similares. Por situaciones tales existe una necesidad de plantas más pequeñas y menos caras.

Las plantas pequeñas también serán convenientes con respecto a yacimientos de gas pequeños, por ejemplo del denominado gas asociado, o con respecto a plantas más grandes en las que se desea evitar la combustión del gas. A continuación el término "gas de producto" se usa de manera sinónima con gas natural u otro gas que debe licuarse.

Para tales plantas son más importantes los bajos costes de inversión que la optimización de energía óptima. Además una planta pequeña puede ensamblarse en fábrica y transportarse al sitio de uso en uno o más contenedores estándar.

La patente estadounidense nº. 6.751.984, del mismo solicitante que la presente invención, describe un concepto para la licuación a pequeña escala de gas de producto. El concepto se basa en intercambiadores de calor de dos flujos con una dirección de flujo hacia abajo para el fluido de condensación y una dirección de flujo hacia arriba para el fluido de vaporización. El enfriamiento tiene lugar a esencialmente un nivel de presión. El inconveniente de este proceso es sin embargo que requiere muchos intercambiadores de calor para realizar el proceso, y al menos dos intercambiadores de calor primarios conectados en serie para condensar el gas de producto. Esto hace que el proceso sea algo complejo y por tanto menos apropiado para el uso en algunas aplicaciones.

**Objetivo**

Es por tanto un objeto de la presente invención proporcionar un procedimiento y una planta de proceso para la licuación de gas, particularmente gas natural, que se adapta para la licuación a pequeña escala. Es además un objeto proporcionar una planta para la licuación de gas para la que los costes de inversión son modestos.

Es por tanto un objeto derivado proporcionar un procedimiento y una planta de proceso a pequeña escala para el enfriamiento y la licuación de gas, particularmente gas natural, con un refrigerante de múltiples componentes, en

el que la planta se basa únicamente en intercambiadores de calor de dos flujos convencionales y preferiblemente compresores lubricados con aceite convencionales.

5 Es además un objeto derivado proporcionar una planta a pequeña escala para la licuación de gas natural, la cual puede transportarse ensamblada en fábrica al sitio de uso

10 Es adicionalmente un objeto proporcionar un concepto simplificado en comparación con conceptos conocidos, para reducir adicionalmente el coste, facilitar el funcionamiento y el mantenimiento y por tanto aumentar la aplicabilidad.

### La invención

15 Los objetos mencionados anteriormente se logran mediante un procedimiento según la reivindicación 1 y una planta según la reivindicación 8.

Las realizaciones preferidas y alternativas del procedimiento y la planta según la invención se divulgan en las reivindicaciones dependientes.

20 Con la planta según la invención se obtiene una planta a pequeña escala para el enfriamiento y la licuación, en la que los costes de planta no son prohibitivos de un funcionamiento rentable. Mediante el modo en el que se combinan los componentes de la planta, se evita que el aceite de los compresores, que en alguna medida contaminan el refrigerante, siga el flujo de refrigerante a las partes más frías de la planta. Se evita por tanto que el aceite se congele y obstruya los conductos, etc.

25 En el concepto según el documento de patente US 6 751 984 era necesario incluir equipo para la distribución de refrigerante entre pares de intercambiadores de calor en filas separadas. En el presente concepto no se necesita equipo especial para la distribución de refrigerante entre pares paralelos de intercambiadores de calor. El gas de producto se enfría, se licua y/o se subenfía en un intercambiador de calor, preferiblemente un intercambiador de calor de placas, denominado intercambiador de calor primario, mientras que el refrigerante de múltiples  
30 componentes se enfría, se licua parcialmente y se licua adicionalmente y/o se subenfía en dos intercambiadores de calor, denominados intercambiadores de calor secundarios. Los intercambiadores de calor primario y secundarios pueden o no ser del mismo tipo y tener dimensiones similares, y el número de canales dependerá del caudal a través de los intercambiadores de calor. El uso de refrigerante de múltiples componentes se conoce en sí mismo, mientras que lograr los beneficios inherentes con poder alcanzar temperaturas muy bajas en una  
35 planta sencilla, basándose en componentes convencionales de este modo sencillo, no lo es. Con la planta según la invención también es posible obtener una dirección de flujo natural en la planta, concretamente de modo que fluido en evaporación se mueve hacia arriba mientras que fluido en condensación se mueve hacia abajo, evitando que la gravedad interfiera de manera negativa en el proceso. Sin embargo, la invención no se limita a esto, ya que otras configuraciones son igualmente posibles.

### 40 Dibujos

la figura 1 muestra un diagrama de flujo de una planta de proceso según la invención,

45 la figura 2 muestra una realización alternativa de la planta de la figura 1,

la figura 3 muestra una realización alternativa de la planta de la figura 1,

50 la figura 4 muestra una realización alternativa de la planta de la figura 1,

la figura 5 muestra una sección de la planta de la figura 1, con una realización alternativa de un dispositivo de mezclado para el refrigerante

55 Un flujo de alimentación de gas, por ejemplo de gas natural se suministra por el conducto 10. Esta materia prima se reduce a una temperatura de por ejemplo entre aproximadamente -10°C y 20°C y con una presión tan alta como sea permisible para el intercambiador de calor de placas en cuestión, por ejemplo 30 barg. El gas natural se ha secado previamente y se ha eliminado CO<sub>2</sub> a un nivel en el que no sucede ninguna solidificación en el intercambiador de calor. El gas de producto se enfría en el intercambiador 20 primario de calor a aproximadamente -130 a -160°C, normalmente -150°C, mediante el intercambio de calor con refrigerante de bajo  
60 nivel (baja presión) que se suministra al intercambiador de calor por el conducto 78 y sale del intercambiador de calor por el conducto 88. En el intercambiador 20 de calor el gas de producto se enfría a una temperatura lo suficientemente baja como para asegurar poca o ninguna vaporización en el estrangulamiento posterior a la presión del depósito 28 de almacenamiento. La temperatura puede ser normalmente - 136°C a 5 bara o - 156°C a 1,1 bara en el depósito 28 de almacenamiento, y el gas (22) natural se lleva al depósito a través del dispositivo  
65 24 de estrangulamiento y el conducto 26. El refrigerante de bajo nivel suministrado al intercambiador 20 de calor por el conducto 78 está en su punto más frío en la planta de proceso, y comprende sólo las partes más volátiles

del refrigerante.

El refrigerante de bajo nivel en el conducto 40 que viene del intercambiador 64 de calor en el que se usa para enfriar refrigerante de alto nivel de lleva a al menos un compresor 46 en el que la presión aumenta a normalmente 20 barg. El refrigerante a continuación fluye por el conducto 52 a un intercambiador 54 de calor en el que todo el calor absorbido por el refrigerante del gas natural en las etapas descritas anteriormente, se elimina mediante intercambio de calor con un sumidero disponible, como agua fría o una planta de preenfriamiento. El refrigerante se enfría así a una temperatura de normalmente aproximadamente 20°C, posiblemente inferior mediante preenfriamiento, y se condensa parcialmente. A continuación, el refrigerante fluye por el conducto 58 a un separador 60 de fases, en el que los componentes más volátiles se separan en la parte superior por el conducto 62. Esta parte del refrigerante constituye el refrigerante de alto nivel al intercambiador 64 de calor secundario. En el intercambiador 64 de calor el refrigerante de alto nivel del conducto 62 se enfría y se condensa parcialmente mediante el refrigerante de bajo nivel que se suministra al intercambiador 64 de calor por el conducto 90 y sale del mismo por el conducto 40. Del intercambiador 64 de calor el refrigerante de alto nivel fluye por el conducto 74 a un segundo intercambiador 114 de calor secundario dispuesto en paralelo con el intercambiador 20 de calor primario. En el intercambiador 114 de calor el refrigerante de alto nivel del conducto 74 se enfría y se condensa parcial o completamente mediante el refrigerante de bajo nivel que se suministra al intercambiador 114 de calor por el conducto 120 y sale del mismo por el conducto 86.

Del intercambiador 114 de calor el refrigerante de alto nivel parcial o completamente condensado fluye por el conducto 116 a los dispositivos 76 y 118 de estrangulamiento para el estrangulamiento a una presión inferior. El flujo (77) por el dispositivo 76 fluye a partir de este punto como refrigerante de bajo nivel por el conducto 78 al intercambiador 20 de calor en el que tiene lugar la licuación del gas de proceso. El refrigerante en el conducto 78 está por tanto a la temperatura más baja de todo el proceso, y aproximadamente igualmente frío que en el conducto 120, normalmente en el intervalo de -140°C a -160°C.

Las partes (117) del refrigerante de alto nivel parcialmente condensado, condensado o subenfriado en el conducto 116 se dirigen al segundo intercambiador 114 de calor secundario después de estrangularse a baja presión a través de un dispositivo 118 de estrangulamiento. Este refrigerante fluye por el conducto 120 al intercambiador 114 de calor en el que se usa para enfriar al refrigerante de alto nivel antes de salir del intercambiador de calor por el conducto 86.

Del separador 60 de fases, la parte menos volátil del refrigerante fluye por el conducto 100, se estrangula a una presión inferior a través del dispositivo 102 de estrangulamiento, se mezcla como la corriente 104 con flujos de refrigerante de bajo nivel de los conductos 86 y 88 que salen de los intercambiadores 114 y 20 de calor respectivamente, después de lo cual el flujo unido de refrigerante de bajo nivel fluye al intercambiador 64 de calor por 90.

Junto con la fracción menos volátil del refrigerante en el conducto 100 siempre habrá algunas contaminaciones en forma de aceite cuando se usan compresores enfriados con aceite habituales. Es por tanto una característica de la presente invención que este primer flujo 100 menos volátil de refrigerante del separador 60 de fases solamente se use para el intercambio de calor en el intercambiador 64 de calor que es el menos frío, como el intercambiador de calor constituye la primera etapa de enfriamiento del refrigerante. El refrigerante de bajo nivel que fluye hacia arriba por el par de intercambiadores de calor dispuestos en paralelo, denominados intercambiadores de calor primarios para en el enfriamiento del gas de producto e intercambiador de calor secundario para el enfriamiento del refrigerante de alto nivel, se calentará y evaporará parcialmente mediante el calor recibido del gas de producto y del refrigerante de alto nivel. El flujo de refrigerante de bajo nivel es, para el par de intercambiadores 114 y 20 de calor, dividido en flujos parciales que a continuación se unen de nuevo, teniendo esencialmente la misma presión. Es conveniente que los dos flujos de refrigerante de alto nivel que salen del par de intercambiadores de calor puedan controlarse en temperatura, es decir que la temperatura de refrigerante de alto nivel en el conducto 116 esté aproximadamente en el mismo intervalo que la temperatura del gas de producto en el conducto 22. Esto puede lograrse mediante el control apropiado de los dispositivos 118, 76 y 24 de estrangulamiento.

La figura 2 muestra una realización alternativa de la planta de la figura 1. El flujo de refrigerante de alto nivel en el conducto 74 estará en el estado bifásico en la entrada al intercambiador 114 de calor. Para lograr una distribución de refrigerante satisfactoria entre los canales paralelos en el intercambiador 114 de calor, podría insertarse un dispositivo 119 de mezclado estático en el conducto 74 en el orificio de entrada de intercambiador de calor. La eficacia de mezcladores estáticos aumenta con el aumento de caída de presión, y una caída de presión de por ejemplo 1 bar podría permitirse en el lado de refrigerante de alto nivel. El flujo de refrigerante de bajo nivel en el conducto 90 estará en el estado bifásico en la entrada al intercambiador 64 de calor. Para lograr una distribución de refrigerante satisfactoria entre los canales paralelos en el intercambiador 64 de calor, podría insertarse un dispositivo 121 de mezclado estático en el conducto 90 en el orificio de entrada de intercambiador de calor. Como cualquier caída de presión sustancial reduce la eficacia de la planta, la caída de presión en este mezclador debería ser lo más baja como sea prácticamente posible.

La figura 3 muestra una realización alternativa de la planta de la figura 1, en la que se ha insertado un separador 153 en el conducto 74 de refrigerante de alto nivel. El flujo de refrigerante bifásico en el conducto 74 se separa en una parte de gas, alimentada por el conducto 151 a la entrada de intercambiador 114 de calor, y una parte líquida, alimentada por el conducto 152 a la misma entrada de intercambiador 114 de calor. Debe instalarse un dispositivo de distribución especial, no mostrado, en el orificio de entrada para distribuir el líquido de manera uniforme entre los canales paralelos en el intercambiador de calor.

La figura 4 muestra una realización alternativa de la planta de la figura 1, en la que se ha insertado un separador 201 en el conducto 74 de refrigerante de alto nivel. El flujo de refrigerante bifásico en el conducto 74 se separa en una fracción de gas más volátil, dirigida por el conducto 211 al intercambiador 200 de calor, y una parte líquida menos volátil, dirigida por el conducto 212 al intercambiador 114 de calor. La parte de gas se licua y posiblemente se subenfria en el intercambiador 200 de calor, y el líquido se subenfria en el intercambiador 114 de calor. El líquido del intercambiador 200 de calor se transporta en el conducto 213 a un mezclador 220 estático, y el líquido del intercambiador 114 de calor se transporta en el conducto 116 al mismo mezclador 220 para mezclar de nuevo las dos corrientes líquidas separadas. Adicionalmente una parte de la corriente líquida más volátil mezclada de nuevo se dirige en el conducto 117 al dispositivo 118 de estrangulamiento y se dirige en el conducto 120 al intercambio de calor en el intercambiador 114 de calor como refrigerante de bajo nivel. Otra parte de la corriente líquida más volátil mezclada de nuevo se dirige en el conducto 214 al dispositivo 202 de estrangulamiento y se dirige en el conducto 215 al intercambio de calor en el intercambiador 200 de calor como refrigerante de bajo nivel. Todavía otra parte de la corriente líquida más volátil mezclada de nuevo se dirige en el conducto 77 al dispositivo 76 de estrangulamiento y se dirige en el conducto 78 como refrigerante de bajo nivel al intercambio de calor con el gas de producto que debe enfriarse en el intercambiador 20 de calor primario.

La figura 5 muestra una sección de la planta de la figura 1, que comprende el separador 60 de fases, el intercambiador 64 de calor secundario (la primera etapa de enfriamiento de refrigerante) y los conductos 86 y 88 que vienen de los intercambiadores de calor 114/20. Adicionalmente la figura 5 además muestra un dispositivo 106 de expulsión y mezclado combinado que recibe los flujos de refrigerante de los conductos 86, 88 y 104, véase la figura 1, en el que la energía de velocidad de la reducción de presión desde un nivel de presión alto a uno bajo en el conducto 104 se usa para superar la pérdida de presión en un mezclador para la dispersión fina del líquido en el flujo bifásico. En su lado aguas abajo, el dispositivo 106 de mezclado alimenta el flujo al conducto 90 que lleva al intercambiador 64 de calor secundario para obtener una buena distribución del flujo bifásico en los canales paralelos en el intercambiador de calor. Un medio de control, no mostrado, se interconecta entre el separador 60 de fases y el dispositivo 102 de estrangulamiento, que se controla continuamente de modo que asegura que el nivel de fase condensada en el separador de fases se mantiene entre un nivel máximo y uno mínimo. Esto también puede combinarse con un control de la zona de la boquilla en el expulsor, manual o automáticamente mediante un circuito controlado por procesador.

Mientras que la figura 1 sólo muestra un compresor, es a menudo más conveniente comprimir el refrigerante en dos etapas en serie, preferiblemente con enfriamiento interconectado. Esto tiene que ver con el grado de eficacia de compresión que puede obtenerse con compresores lubricados con aceite sencillos, y puede adaptarse según la necesidad por el experto en la técnica.

De nuevo con referencia a la figura 1 puede ser conveniente incluir un intercambiador de calor adicional tal como se explica a continuación en el presente documento. Como el refrigerante de bajo nivel en el conducto 40 normalmente tendrá una temperatura inferior a la del refrigerante de alto nivel en el conducto 58, puede ser conveniente el intercambio de calor de ellos entre sí (no mostrado), disminuyendo por tanto la temperatura de dicho refrigerante de alto nivel adicionalmente antes de su introducción en el separador 60 de fases a través del conducto 58.

Mediante el procedimiento y la planta según la invención se proporciona una solución por la que un gas de producto, como gas natural, puede licuarse de manera rentable a pequeña escala, como los medios de procesamiento utilizados son de un tipo muy sencillo. El control y la adaptación del proceso aseguran que el aceite de los compresores que contamina el gas de producto no puede congelarse y obstruir los conductos o intercambiadores de calor, ya que el aceite no alcanza las partes más frías de la planta. La planta de licuación a pequeña escala descrita en el presente documento puede usarse en varias aplicaciones diferentes, para la licuación parcial o total de un gas con baja temperatura de ebullición. La ventaja de la planta es que puede montarse sobre patines o entregarse en contenedores estándar, que el consumo de energía es bastante bajo, y que el tiempo de entrega puede ser más corto que para otros sistemas a escala pequeña.

Varios ejemplos no limitativos de uso del procedimiento y planta según la presente invención pueden ser:

La licuación de gas natural de canalizaciones de gas, para transporte por camión a usuarios remotos. Los usuarios pueden ser usuarios permanentes en los que la distribución por tubería no es económicamente factible. La planta de licuación a pequeña escala puede entregarse montada sobre patines al sitio real, y puede retirarse fácilmente si cambia la demanda de producción de GNL.

5 La licuación de gas natural de canalizaciones de gas, para producción de combustible de vehículos. El transporte por camión de gas natural licuado puede en algunos casos considerarse como un riesgo para el medio ambiente, pero con la producción de combustible local se evita el transporte por camión de gas natural licuado. La planta de licuación a pequeña escala puede entregarse montada sobre patines al sitio real, y puede retirarse fácilmente si cambia la demanda de producción de combustible.

10 El metano licuado de vertederos es de creciente interés como combustible de vehículos por ejemplo. La planta de licuación a pequeña escala descrita en el presente documento es muy apropiada para este fin, con un consumo de energía comparativamente bajo, y bajos costes de inversión. La planta de licuación a pequeña escala puede entregarse montada sobre patines al sitio del vertedero, y puede retirarse fácilmente cuando se agote la producción de gas de vertedero.

La planta también es muy apropiada para la licuación de gas de digestor.

15 La Licuación de gas natural remoto de pozos de gas pequeños, pozos de gas encerrados, y gas inmovilizado. Como las reservas de gas para pozos de gas pequeños pueden ser limitadas, la fácil transportabilidad de la planta de licuación pequeña será ventajosa. Adicionalmente, la planta puede usarse para la licuación de gas que de otro modo podría tener que combustionarse. El gas licuado puede transportarse por camión a los consumidores o a centrales eléctricas para la producción de electricidad, haciendo posible por tanto el uso de  
20 gas natural en zonas en las que no se justifica económicamente la construcción de canalizaciones de gas pipe.

25 El gas de capas de carbón, que consiste principalmente en metano, es una importante recurso energético. Para capas de carbón en las que deben perforarse un gran número de pozos y la tasa de producción de gas para cada pozo es limitada, la planta de licuación a pequeña escala puede usarse para licuar el metano, ahorrando por tanto un combustible valioso para el uso con diferentes fines. Adicionalmente, la reducción de emisiones de metano es importante para la contribución al calentamiento global.

30 La relicuación de gas de evaporación de tanques a bordo de pequeños buques tanque, especialmente buques para el transporte de gas natural licuado. Para pequeños buques tanque para el transporte de gas natural licuado sólo se ha considerado hasta ahora la oxidación térmica del gas de evaporación, ya que otros procesos, como el uso de un ciclo Brayton invertido, pueden ser demasiado costoso y de demasiado consumo energético en el tamaño pequeño que se necesita.

35 La relicuación de gas de evaporación de tanques en tierra, como tanques de gas natural licuado de satélites, en los que la demanda de gas varía, y en ocasiones puede ser inferior a la tasa de gas de evaporación.

40

## REIVINDICACIONES

1. Procedimiento para el enfriamiento y opcionalmente la licuación de un gas de producto, basado en un bucle cerrado de refrigerante de múltiples componentes con una composición unidad de una fracción más volátil y una fracción menos volátil, en intercambio de calor con el gas que debe enfriarse y opcionalmente condensarse, el procedimiento comprende las etapas de:
- 5 dirigir el gas de producto que debe enfriarse a través de al menos un intercambiador (20) de calor de dos flujos primario,  
 10 dirigir el refrigerante con la composición unida de un primero de al menos dos intercambiadores (64) de calor de dos flujos secundarios a través de al menos un compresor (46),  
 eliminar el calor absorbido por el refrigerante mediante el intercambio de calor en uno o más intercambiadores (54) de calor,  
 15 pasar el refrigerante enfriado a al menos un separador (60) de fases para separar el refrigerante en la fracción más volátil y la fracción menos volátil,  
 20 enfriar la fracción más volátil en intercambio de calor con refrigerante de baja presión de la composición unida pasándola a través del primero de los al menos dos intercambiadores (64) de calor secundarios,  
 enfriar adicionalmente la fracción más volátil en intercambio de calor a través del segundo de al menos dos intercambiadores (114) de calor de dos flujos secundarios,  
 25 dirigir una primera parte de la fracción más volátil enfriada adicionalmente desde el segundo de al menos dos intercambiadores (114) de calor secundarios a un primer dispositivo (118) de estrangulamiento y dirigir esta parte al intercambio de calor en el segundo de al menos dos intercambiadores (114) de calor secundarios como un primer refrigerante de baja presión,  
 dirigir la otra parte restante de la fracción más volátil enfriada adicionalmente desde el segundo de los al menos dos intercambiadores (114) de calor secundarios a un segundo dispositivo (76) de estrangulamiento para convertirse en un refrigerante de baja presión restante y dirigir esta parte al intercambio de calor con el gas de producto que debe enfriarse a través del al menos un intercambiador (20) de calor primario,  
 30 estrangular mediante un tercer dispositivo (102) de estrangulamiento la fracción menos volátil del al menos un separador (60) de fases para convertirse en un segundo refrigerante de baja presión y dirigir esta fracción menos volátil, combinada con el refrigerante de baja presión restante del al menos un intercambiador (20) de calor primario y el primer refrigerante de baja presión del segundo de al menos dos intercambiadores (114) de calor secundarios, al intercambio de calor y la vaporización completa a través del primero de los al menos dos intercambiadores (64) de calor secundarios, y cerrar el bucle dirigiendo el refrigerante vaporizado al compresor (46),  
 35 caracterizado porque el segundo refrigerante de baja presión con la fracción menos volátil, el primer refrigerante de baja presión con la primera parte de la fracción más volátil y el refrigerante de baja presión restante con la otra parte restante de la fracción más volátil forma la cantidad total del refrigerante de baja presión de composición unida.
- 40
2. Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque la etapa de dirigir el gas de producto que debe enfriarse a través de al menos un intercambiador (20) de calor de dos flujos primario, también comprende la etapa de dirigir el gas de producto enfriado y opcionalmente licuado a través de un cuarto dispositivo (24) de estrangulamiento a un depósito (28) de almacenamiento.
- 45
3. Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque las etapas de enfriar la fracción más volátil en intercambio de calor con el refrigerante de baja presión pasándola a través de el primero de los al menos dos intercambiadores (64) de calor de dos flujos secundarios y enfriarla adicionalmente en intercambio de calor a través del segundo de al menos dos intercambiadores (114) de calor de dos flujos secundarios, también comprende la etapa de mezclar gas y líquido en el segundo de al menos dos intercambiadores (114) de calor mediante un dispositivo (119) de mezclado en un orificio de entrada de alta presión del intercambiador (114) de calor.
- 50
- 55
4. Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque un dispositivo (121) de mezclado está dispuesto entre el primero y el segundo de los al menos dos intercambiadores (64, 114) de calor de dos flujos secundarios para lograr una mejor distribución de gas y líquido en el segundo de al menos dos intercambiadores (114) de calor secundarios.
- 60
5. Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque las etapas de enfriar la fracción más volátil en intercambio de calor con el refrigerante de baja presión pasándola a través del primero de los al menos dos intercambiadores (64) de calor de dos flujos secundarios, incluye además separar gas y líquido en un segundo separador
- 65

(153) de fases colocado después del primer intercambiador (64) de calor secundario antes de dirigir adicionalmente una parte de gas de la fracción más volátil y una parte de líquido de la fracción más volátil para el mezclado de nuevo antes el enfriamiento adicional de la fracción más volátil en intercambio de calor a través del segundo de al menos dos intercambiadores (114) de calor de dos flujos secundarios.

5

6. Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque el segundo de al menos dos intercambiadores de calor de dos flujos secundarios comprende al menos dos intercambiadores de calor de dos flujos paralelos y porque las etapas de enfriar la fracción más volátil en intercambio de calor con la cantidad total de refrigerante de baja presión de composición unida pasándola a través del primero de los intercambiadores (64) de calor de dos flujos secundarios, están seguidas de la separación de gas y líquido en un segundo separador (201) de fases colocado después del primer intercambiador de calor (64) secundario antes de dirigir adicionalmente la parte de gas de la fracción más volátil a uno de los al menos dos intercambiadores (200) de calor de dos flujos paralelos para la licuación, y dirigir la parte de líquido de la fracción más volátil al segundo de los al menos dos intercambiadores (114) de calor de dos flujos paralelos para el subenfriamiento antes del mezclar de nuevo las corrientes líquidas separadas en un dispositivo (220) de mezclado; y además dirigir una parte de la fracción más volátil enfriada adicionalmente al primer dispositivo (118) de estrangulamiento y dirigir esta parte al intercambio de calor en uno de los al menos dos intercambiadores (114, 200) de calor paralelos como un primer refrigerante de baja presión, dirigir otra parte de la fracción más volátil enfriada adicionalmente a un quinto dispositivo (202) de estrangulamiento y dirigir esta parte al intercambio de calor en uno de los al menos dos intercambiadores (200) de calor paralelos como un tercer refrigerante de baja presión, dirigir la otra parte restante de la fracción más volátil enfriada adicionalmente al segundo dispositivo (76) de estrangulamiento y dirigir esta parte al intercambio de calor con el gas de producto que debe enfriarse a través del al menos un intercambiador de calor de dos flujos primario como un refrigerante (20) de baja presión restante, estrangular mediante el dispositivo de estrangulamiento la fracción menos volátil del al menos un separador (60) de fases para convertirse en parte del segundo refrigerante de baja presión y dirigir esta fracción menos volátil, mezclada junto con el refrigerante de baja presión restante del al menos un intercambiador (20) de calor primario y el primer y tercer refrigerante de baja presión de los intercambiadores de calor (114, 200) secundarios, al intercambio de calor a través del primero de los al menos dos intercambiadores de calor (64) secundarios como la cantidad total del refrigerante de baja presión de composición unida.

10

15

20

25

30

35

7. Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque la fracción menos volátil del al menos un separador (60) de fases se usa como fluido propulsor en un expulsor (106) para convertirse en parte de la cantidad total de refrigerante de baja presión de composición unida, y para obtener un aumento de presión o un mejor mezclado de los flujos del refrigerante de baja presión menos volátil antes de que el flujo entre en intercambio de calor a través del primero de los al menos dos intercambiadores (64) de calor de dos flujos secundarios.

40

8. Planta de proceso para el enfriamiento y opcionalmente la licuación de un gas de producto, basado en un bucle cerrado de refrigerante de múltiples componentes con una composición unida de una fracción más volátil y una fracción menos volátil, en intercambio de calor con el gas que debe enfriarse y opcionalmente condensarse, la planta de proceso comprende:

45

al menos un intercambiador (20) de calor de dos flujos primario dispuesto para enfriar el gas de producto dirigido al intercambiador (10) de calor,

50

al menos un compresor (46) dispuesto para comprimir un refrigerante de baja presión de la composición unida dirigido de un primero (64) de al menos dos intercambiadores (64, 114) de calor de dos flujos secundarios,

al menos un intercambiador (54) de calor de preenfriamiento para subenfriar y parcialmente licuar el refrigerante comprimido,

55

al menos un separador (60) de fases dispuesto para separar el refrigerante de múltiples componentes parcialmente licuado en una fracción más volátil y una fracción menos volátil,

en el que el primero (64) de los al menos dos intercambiadores (64, 114) de calor secundarios está dispuesto para enfriar la fracción más volátil del separador (62) de fases, y el segundo (114) de los al menos dos intercambiadores (64, 114) de calor secundarios está dispuesto para enfriar adicionalmente la fracción más volátil,

60

un primer dispositivo de (118) estrangulamiento dispuesto para reducir la presión de una primera parte de la fracción más volátil para convertirse en un primer refrigerante de baja presión para someterse a intercambio de calor en el segundo de los al menos dos intercambiadores de calor secundarios,

65

un segundo dispositivo (76) de estrangulamiento dispuesto para reducir la presión de una parte restante de la fracción más volátil para convertirse en un refrigerante de baja presión restante para someterse a intercambio de calor en el al menos un intercambiador (20) de calor primario,



- 5 un tercer dispositivo (102) de estrangulamiento dispuesto para reducir la presión de la fracción menos volátil del al menos un separador (60) de fases para convertirse en un segundo refrigerante de baja presión, para el mezclado con el refrigerante de baja presión restante del al menos un intercambiador (20) de calor primario, y el primero refrigerante de baja presión del segundo de al menos dos intercambiadores (114) de calor secundarios, caracterizado porque
- 10 la fracción menos volátil, la primera parte de la fracción más volátil y la otra parte restante de la fracción más volátil forma la cantidad total de refrigerante de baja presión de la composición unida que se dirige al intercambio de calor a través del primero de los al menos dos intercambiadores (64) de calor secundarios.
9. Planta de proceso según la reivindicación 8, caracterizado porque al menos uno de los intercambiadores de calor es un intercambiador de calor en contraflujo.
- 15 10. Planta de proceso según la reivindicación 8, caracterizado porque comprende un dispositivo de mezclado por ejemplo mezclador (119) estático entre el primero y el segundo de los al menos dos intercambiadores de calor (64, 114) de dos flujos secundarios, en el que dicho dispositivo (119) de mezclado está dispuesto para contribuir a una mejor distribución de gas y líquido en el segundo de los al menos dos intercambiadores (114) de calor secundarios.
- 20 11. Planta de proceso según la reivindicación 8, caracterizado porque comprende un dispositivo de mezclado por ejemplo mezclador (121) estático entre el primero y el segundo de los al menos dos intercambiadores de calor (64, 114) de dos flujos secundarios, en el que dicho dispositivo (121) de mezclado está dispuesto para contribuir a una mejor distribución de gas y líquido en el primero de los al menos dos intercambiadores (64) de calor secundarios.
- 25 12. Planta de proceso según la reivindicación 8, caracterizado porque comprende un segundo separador (153) de fases entre el primero y el segundo de los al menos dos intercambiadores de calor (64, 114) de dos flujos secundarios, en el que dicho segundo separador (153) de fases está dispuesto para separar el gas y el líquido para mejor la distribución de las dos fases de manera uniforme entre los canales paralelos en el intercambiador (114) de calor antes de enfriar adicionalmente la fracción más volátil en el segundo de al menos dos intercambiadores (114) de calor secundarios.
- 30 35 13. Planta de proceso según la reivindicación 8, caracterizado porque comprende un segundo separador (201) de fases después del primero (64) de los al menos dos intercambiadores de calor de dos flujos secundarios, en el que dicho segundo separador (201) de fases está dispuesto para separar y enfriar el gas y el líquido en al menos dos intercambiadores de calor de dos flujos paralelos que forman el segundo de los al menos dos intercambiadores (114, 200) de calor secundarios antes de mezclarlos de nuevo y posteriormente estrangular el fluido fluid en al menos tres válvulas (76, 118, 202) para convertirse en una parte del refrigerante de baja presión en los al menos dos intercambiadores (114, 200) de calor secundarios y el al menos un intercambiador (20) de calor de dos flujos primario.
- 40 45 14. Planta de proceso según la reivindicación 8, caracterizado porque comprende un expulsor (106) en el que la fracción menos volátil del separador (60) de fase se usa como un flujo propulsor para aumentar la presión u obtener un mejor mezclado de los otros flujos (86, 88) de refrigerante de baja presión antes de que el flujo mezclado entre como el refrigerante de baja presión en el primero de los al menos dos intercambiadores (64) de calor de dos flujos secundarios.

55

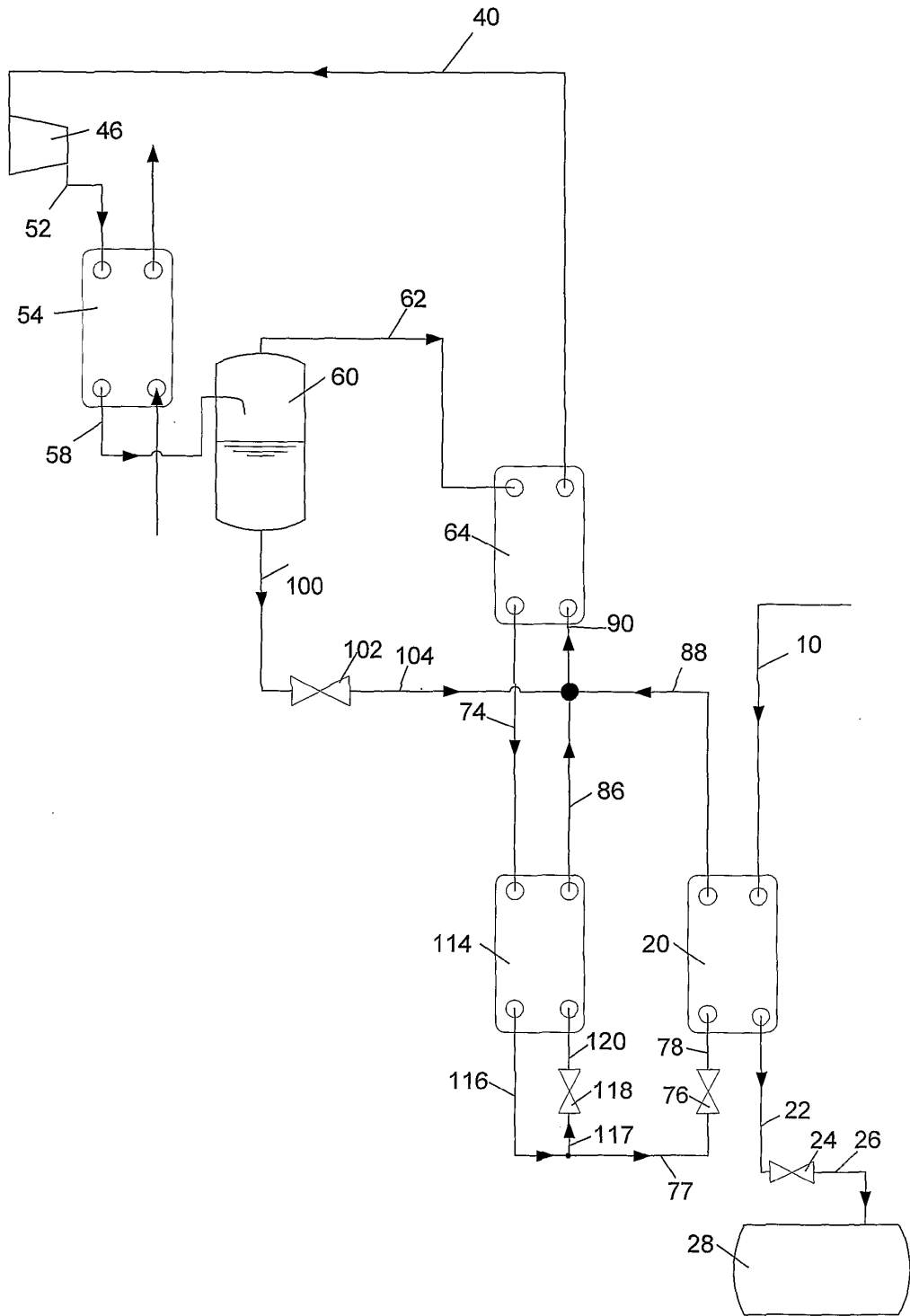


FIG. 1

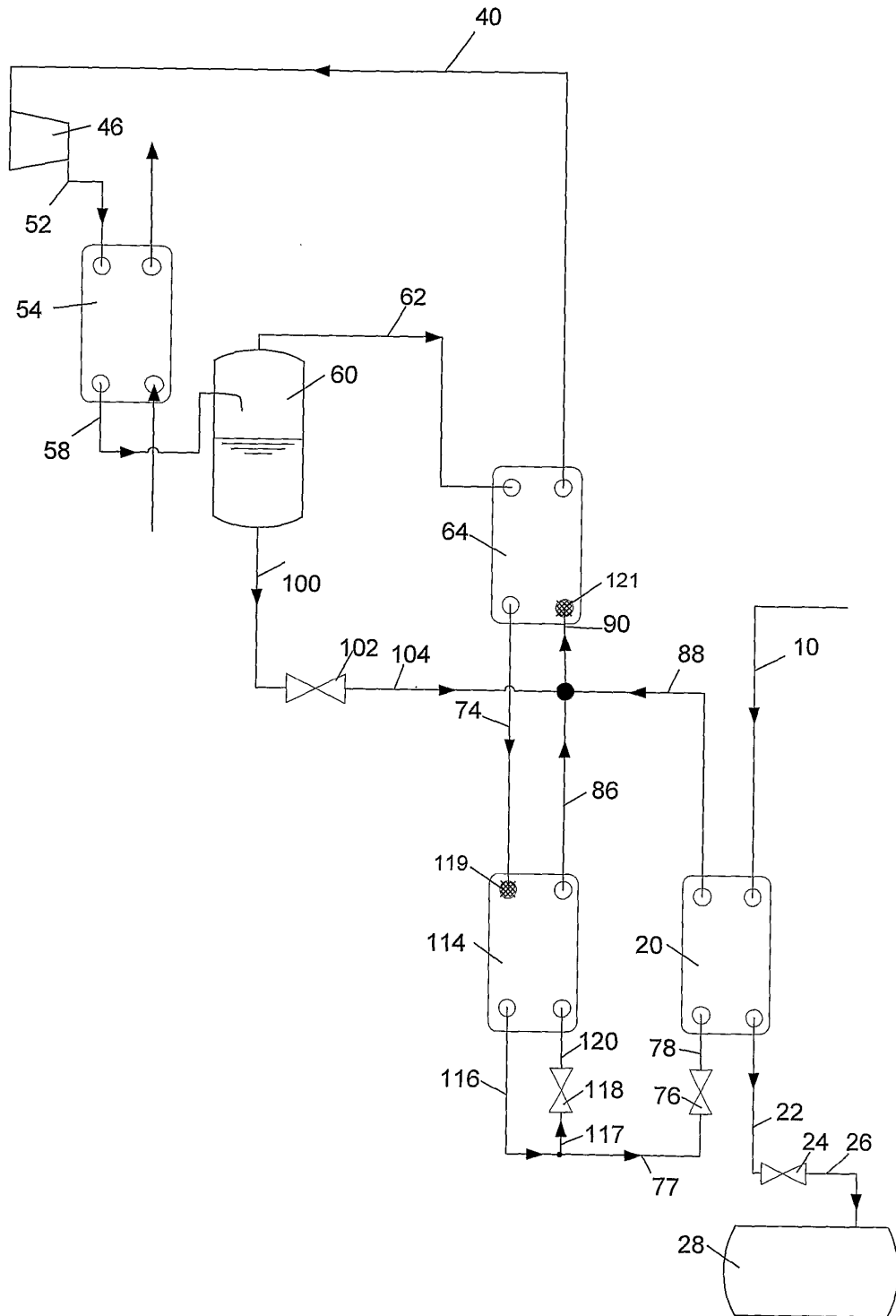


FIG. 2

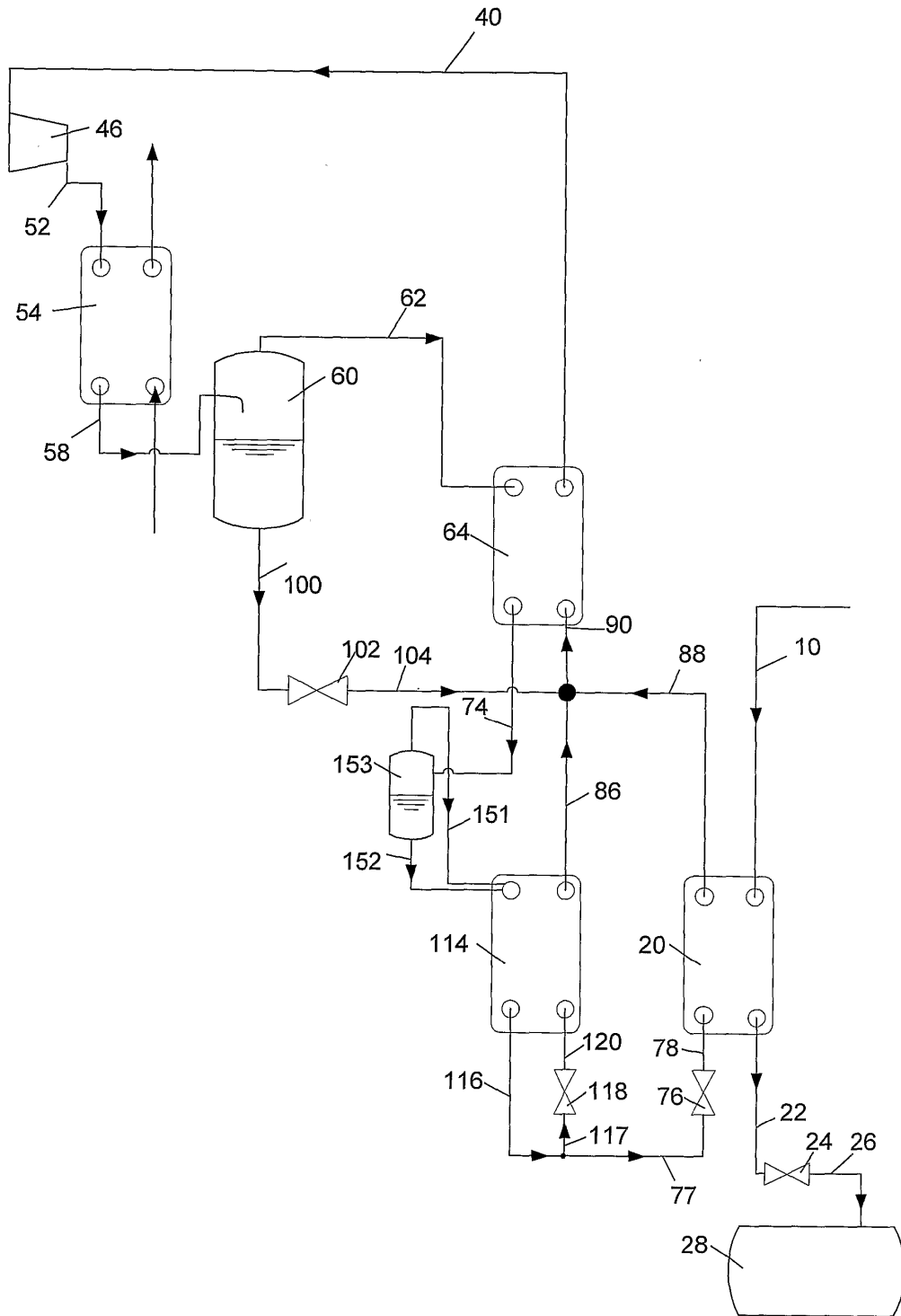


FIG. 3

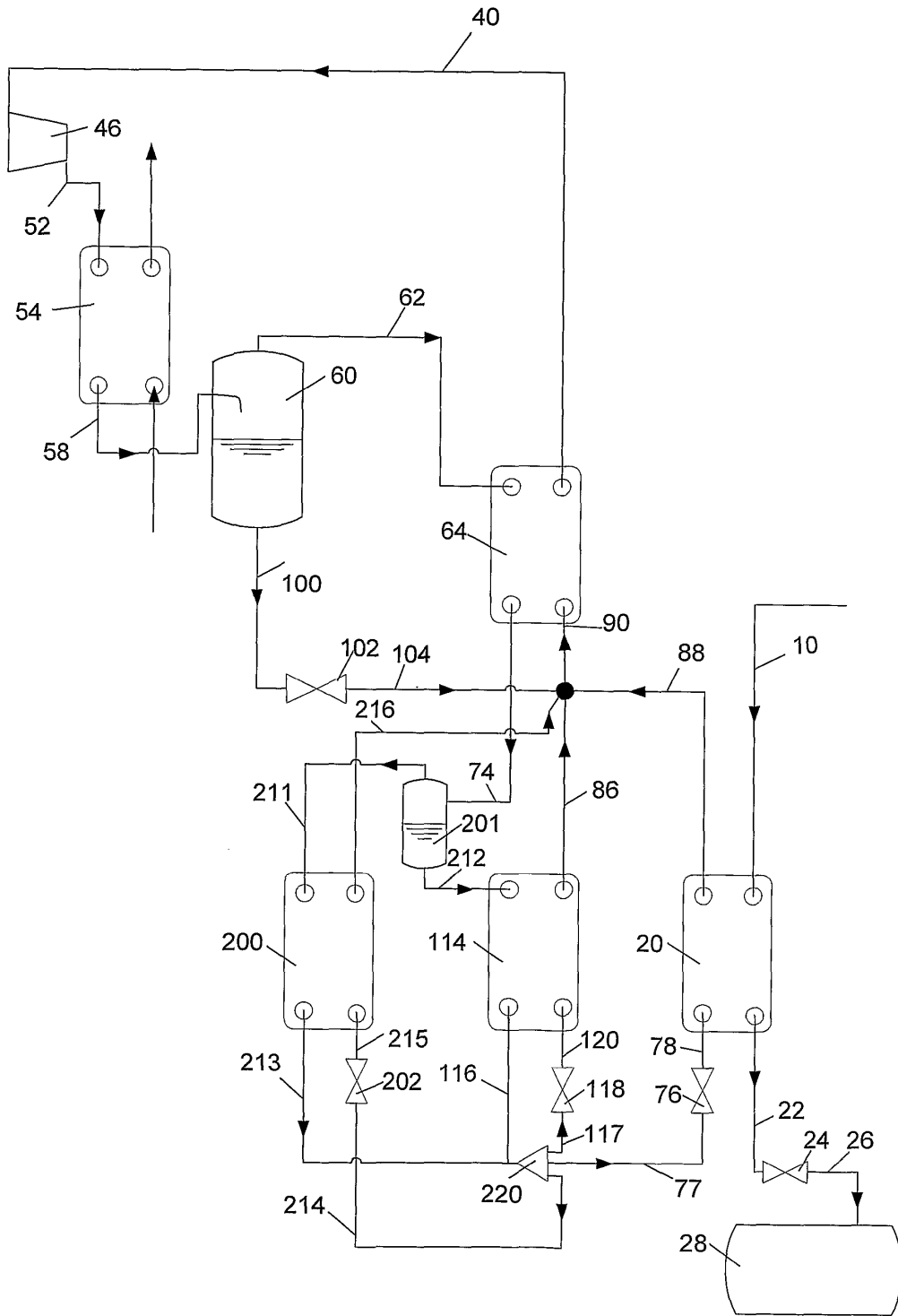


FIG. 4

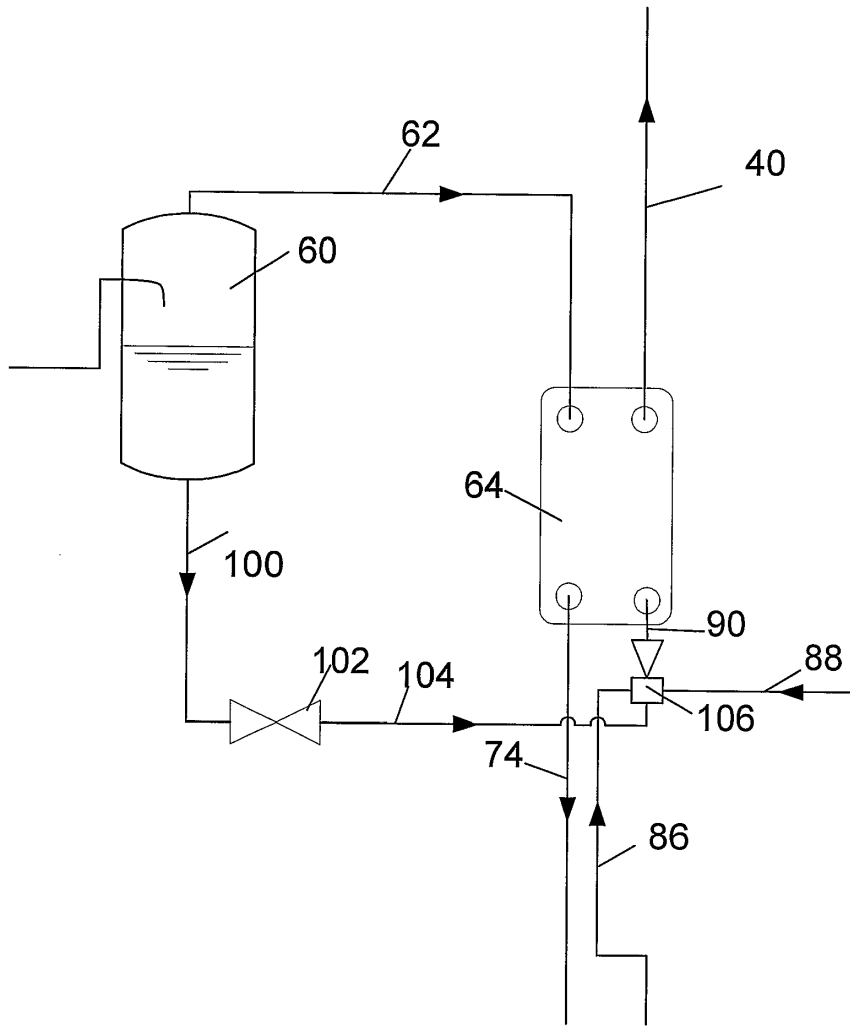


FIG. 5