

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 638 424**

51 Int. Cl.:

F25J 3/02 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **01.03.2002 PCT/US2002/06271**

87 Fecha y número de publicación internacional: **10.10.2002 WO02079706**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **01.03.2002 E 02757773 (3)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **24.05.2017 EP 1373815**

54 Título: **Proceso criogénico que utiliza una columna absorbadora de alta presión**

30 Prioridad:

01.03.2001 US 272417 P
07.03.2001 US 274069 P
22.10.2001 US 3388

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
20.10.2017

73 Titular/es:

LUMMUS TECHNOLOGY INC. (100.0%)
1515 Broad Street
Bloomfield, NJ 07003, US

72 Inventor/es:

FOGLIETTA, JORGE, H.;
MOWREY, EARLE, R.;
PATEL, SANJIV, N.;
SANGAVE, AJIT y
HADDAD, HAZEM

74 Agente/Representante:

ELZABURU, S.L.P

ES 2 638 424 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

Proceso criogénico que utiliza una columna absorbidora de alta presión

Campo técnico

5 Esta invención está relacionada con procesos de gas criogénico para separar corrientes de hidrocarburos gaseosos multicomponente para recuperar tanto compuestos gaseosos como líquidos. Más particularmente, los procesos de gas criogénico de esta invención utilizan un absorbedor de alta presión.

Antecedentes y técnica anterior

10 En la mayoría de plantas, la capacidad de procesamiento de gas está limitada generalmente por la potencia disponible para recompresión de la corriente de gas de ventas por conducto. La corriente de gas de alimentación es suministrada típicamente a 48,26-103,42 bar absolutos (700-1500 psi absolutos) y se expande a una menor presión para la separación de los diversos compuestos de hidrocarburos. La corriente rica en metano producida es suministrada típicamente a aproximadamente 10,34-31,03 bar absolutos (150-450 psi absolutos) y es recomprimada a especificaciones de gas de ventas por conducto de 68,95 bar absolutos (1000 psi absolutos) o superior. Esta diferencia de presión representa una mayor parte del requisito de potencia de una planta de procesamiento de gas
15 criogénico. Si esta diferencia de presión se puede minimizar, entonces habrá disponible más potencia de recompresión, permitiendo de ese modo mayor capacidad de planta de las plantas de procesamiento de gas existentes. También, el proceso de la invención puede ofrecer menores requisitos energéticos para nuevas plantas.

Los procesos de expansión criogénica producen gas de ventas por conducto al separar los líquidos de gas natural de las corrientes de gas de alimentación de hidrocarburos.

20 En los procesos criogénicos de la técnica anterior, una corriente de gas de alimentación de hidrocarburo presurizada es separada en metano constituyente, compuestos de etano (C₂) y/o compuestos de propano (C₃) por medio de esquemas de separación criogénica de única columna o de dos columnas. En esquemas de única columna, la corriente de gas de alimentación es enfriada por contacto con intercambio de calor con otras corrientes de proceso o refrigeración externa. La corriente de gas de alimentación también puede ser expandida por expansión isentrópica a una menor presión y de ese modo enfriarse aún más. Conforme la corriente de alimentación es enfriada, se condensan líquidos a alta presión para producir una corriente de dos fases que se separa en uno o más separadores fríos en una corriente de líquido a alta presión y una corriente de vapor rica en metano en uno o más separadores fríos. Estas corrientes se expanden entonces a la presión de funcionamiento de la columna y se introducen a una o más bandejas de alimentación de la columna para producir una corriente inferior que contiene compuestos de C₂ y/o
25 compuestos de C₃ y compuestos más pesados y una corriente superior que contiene metano y/o compuestos de C₂ y compuestos más ligeros. Otros esquemas de única columna para separar corrientes de hidrocarburos a alta presión se describen en las patentes de EE. UU. n.^{os}: 5.881.569 de Campbell et al, 5.568.737 de Campbell et al, 5.555.748 de Campbell et al, 5.275.005 de Campbell et al., 4.966.612 de Bauer, 4.889.545 de Campbell et al., 4.869.740 de Campbell y 4.251.249 de Gulsby.

35 La separación de una corriente de alimentación gaseosa de hidrocarburos a alta presión también se puede conseguir en un esquema de separación de dos columnas que incluye una columna de absorbedor y una columna de fraccionamiento que típicamente funcionan a diferencial de presión positiva muy leve. En el esquema de separación de dos columnas para recuperación de líquidos de gas natural de C₂₊ y/o C₃₊, la alimentación a alta presión es enfriada y separada en uno o más separadores para producir una corriente de vapor a alta presión y una corriente de líquido a alta presión. La corriente de vapor a alta presión se expande a la presión de funcionamiento de la columna de fraccionamiento. Esta corriente de vapor es suministrada a la columna de absorbedor y separada en una corriente inferior de absorbedor y una corriente de vapor superior de absorbedor que contiene metano y/o compuestos de C₂ junto con cantidades de traza de nitrógeno y dióxido de carbono. La corriente de líquido a alta presión desde los separadores y la corriente inferior de absorbedor se suministran a una columna de fraccionamiento. La columna de fraccionamiento produce una corriente inferior de columna de fraccionamiento que contiene compuestos de C₂₊ y/o compuestos C₃₊ y una corriente superior de columna de fraccionamiento que puede ser condensada y suministrada a la columna de absorbedor como reflujo. La columna de fraccionamiento funciona típicamente a un diferencial de presión positiva leve por encima del de la columna de absorbedor de modo que la parte superior de columna de fraccionamiento puede fluir a la columna de absorbedor. En muchos de los sistemas de dos columnas, ocurre desestabilización que provoca que la columna de fraccionamiento aumente de presión, particularmente durante el arranque. La presurización de la columna de fraccionamiento supone amenazas para la seguridad y el ambiente, particularmente si la columna de fraccionamiento no está diseñada para manejar la mayor presión. Otros esquemas de dos columnas para separar corrientes de hidrocarburos a alta presión se describen en los n.^{os} de patente de EE. UU.: 6.182.469 de Campbell et al., 5.799.507 de Wilkinson et al., 4.895.584 de Buck et al, 4.854.955 de Campbell et al, 4.705.549 de Sapper, 4.690.702 de Paradowski et al., 4.617.039 de Buck y 3.675.435
50 de Jackson et al

La patente de EE. UU. n.º 4.657.5711 de Gazzì describe otro esquema de separación de dos columnas para separar corrientes de alimentación gaseosas de hidrocarburos a alta presión. El proceso de Gazzì utiliza un absorbedor y

una columna de fraccionamiento que funcionan a mayores presiones que los esquemas de dos columnas explicados anteriormente. Sin embargo, el proceso de Gazzi funciona con la presión de absorbedor significativamente mayor que la presión de columna de fraccionamiento, a diferencia de la mayoría de esquemas de dos columnas que funcionan a un diferencial de presión leve entre los dos envases. Gazzi enseña específicamente el uso de un desflamador dentro de la columna de fraccionamiento para despojar las corrientes de alimentación de una parte de los constituyentes pesados para proporcionar un líquido de despoje para uso en el absorbedor. Las presiones de funcionamiento de torre de Gazzi son independientes entre sí. El rendimiento de separación de las torres individuales es controlado alterando individualmente la presión de funcionamiento de cada torre. Como resultado de funcionar de esta manera, las torres en el proceso de Gazzi deben funcionar a presiones muy altas con el fin de lograr el rendimiento de separación deseado en cada torre.

Las mayores presiones de torre requieren costes de capital inicial más altos para los envases y equipos asociados dado que tienen que diseñarse para mayores presiones que para el presente proceso.

Se sabe que el rendimiento energético de los esquemas de separación de única columna y de dos columnas puede ser mejorado haciendo funcionar dichas columnas a presión más alta, tal como en la patente de Gazzi. Cuando se aumentan las presiones de funcionamiento, sin embargo, se reduce el rendimiento de separación y la recuperación de líquido, a menudo a niveles inaceptables. Conforme aumentan las presiones de columna, las temperaturas de columna también aumentan, dando como resultado volatilidades relativas inferiores de los compuestos en las columnas. Esto es particularmente cierto de la columna de absorbedor donde la volatilidad relativa del metano e impurezas gaseosas, tales como dióxido de carbono, se aproximan a la unidad a presión y temperatura de columna más altas. También, el número de fases teóricas en columnas respectivas tendrá que aumentar con el fin de mantener el rendimiento de separación. Sin embargo, el impacto de los costes de compresión de gas de residuo predomina por encima de otros componentes de coste. Por lo tanto, existe la necesidad de un esquema de separación que funcione a presiones altas, tales como presiones por encima de aproximadamente 34,47 bar (500 psi absolutos), pero que mantenga alta recuperación de hidrocarburos con reducido consumo de potencia.

Patentes anteriores han abordado el problema de menor rendimiento de separación y recuperación de líquido, típicamente, introduciendo y/o reciclando corrientes ricas en etano a la columna. La patente de EE. UU. n.º 5.992.175 de Yao describe un proceso para mejorar la recuperación de líquidos de gas natural C_{2+} y C_{3+} en una única columna que funciona a presiones de hasta 48,26 bar absolutos (700 psi absolutos). El rendimiento de separación se mejora introduciendo a la columna un gas de despojamiento rico en compuestos de C_2 y compuestos más pesados. El gas de despoje se obtiene expandiendo y calentando una corriente condensada de líquido retirada de debajo de la bandeja de alimentación más baja de la columna. La corriente de dos fases producida es separada con los vapores comprimidos y enfriados y se recicla a la columna como gas de despoje.

Sin embargo, este proceso tiene un rendimiento energético inaceptable debido a la alta carga de recompresión que es inherente en esquemas de una columna.

La patente de EE. UU. n.º 6.116.050 de Yao describe un proceso para mejorar el rendimiento de separación de compuestos de C_{3+} en un sistema de dos columnas, que tienen una columna desmetanizadora, que funciona a 30,34 bar absolutos (440 psi absolutos), y una columna de fraccionamiento aguas abajo, que funciona a 31,72 bar absolutos (460 psi absolutos). En este proceso, una parte de una corriente superior de columna de fraccionamiento es enfriada, condensada y separada con la corriente de vapor restante combinada con una corriente retrógrada de gas de conducto. Estas corrientes son enfriadas, condensadas e introducidas a la columna desmetanizadora como corriente de reflujo superior para mejorar la separación de compuestos de C_3 . El rendimiento energético se mejora condensando la corriente superior por intercambio cruzado con un condensado líquido de una bandeja inferior de la columna de fraccionamiento. Este proceso funciona a menos de 34,47 bar absolutos (500 psi absolutos).

La patente de EE. UU. n.º 4.596.588 de Cook describe un proceso para separar una corriente que contiene metano en un esquema de dos columnas, que incluye un separador que funciona a una presión que es mayor que la de una columna de destilación. El reflujo al separador puede ser obtenido de una de las siguientes fuentes: (a) comprimir y enfriar el vapor superior de columna de destilación; (b) comprimir y enfriar el vapor de separador de dos fases y vapor superior de columna de destilación; y (c) enfriar una corriente de vapor de entrada separada. Este proceso también parece funcionar a menos de 34,47 bar absolutos (500 psi absolutos).

Hasta aquí, no ha habido un proceso criogénico para separar corrientes de hidrocarburos gaseosos multicompuesto para recuperar tanto compuestos gaseosos como líquidos en una o más columnas de alta presión. Por lo tanto, existe la necesidad de un esquema de dos columnas para separar una corriente multicompuesto a alta presión, en donde la presión de un absorbedor sea sustancialmente mayor que la presión de una columna de fraccionamiento aguas abajo, y a una presión diferencial predeterminada de esta, que mejore el rendimiento energético, mientras se mantiene el rendimiento de separación y la recuperación de líquido.

La presente invención descrita en esta memoria cumple estas y otras necesidades. Las metas de la presente invención son aumentar el rendimiento energético, proporcionar una presión diferencial entre el absorbedor y las columnas de fraccionamiento, y proteger la columna de fraccionamiento de presión ascendente durante el arranque del proceso.

Compendio de la invención

La presente invención se define en las reivindicaciones 1 y 7 e incluye un proceso y, respectivamente, un aparato para separar un componente clave pesado de una corriente de gas de entrada que contiene una mezcla de metano, compuestos de C₂, compuestos de C₃ y compuestos más pesados en donde se hace funcionar un absorbedor a una presión que es sustancialmente mayor que la presión de columna de fraccionamiento y a una presión diferencial específica o predeterminada entre el absorbedor y la columna de fraccionamiento. El componente clave pesado son compuestos de C₃ y compuestos más pesados. La presión diferencial en este proceso puede ser aproximadamente de 3,45 bar a 24,13 bar (de 50 psi a 350 psi) entre el absorbedor y la columna de fraccionamiento.

Una corriente de gas de entrada que contiene una mezcla de metano, compuestos de C₂, compuestos de C₃ y compuestos más pesados es enfriada, condensada al menos parcialmente y separada en un intercambiador de calor, un expansor de líquido, expansor de vapor, una válvula de expansión o combinaciones de los mismos, para producir una primera corriente de vapor y una primera corriente de líquido. La primera corriente de líquido puede ser expandida y suministrada a una columna de fraccionamiento junto con una corriente de alimentación de fraccionamiento y una corriente de reflujo de fraccionamiento. Estas corrientes de alimentación pueden ser suministradas a una parte media de la columna de fraccionamiento y entibiadas mediante contacto con intercambio de calor con gas de residuo, gas de entrada, corriente superior de absorbedor, corriente inferior de absorbedor y combinaciones de los mismos en un aparato tal como consistente en un intercambiador de calor y un condensador. La columna de fraccionamiento produce un vapor superior de fraccionamiento y una corriente inferior de fraccionamiento. La primera corriente de vapor es suministrada a un absorbedor junto con una corriente de reflujo de absorbedor para producir una corriente superior de absorbedor y una corriente inferior de absorbedor.

Al menos una parte de la corriente superior de fraccionamiento es condensada al menos parcialmente y separada para producir una segunda corriente de vapor y la corriente de reflujo de fraccionamiento. La segunda corriente de vapor se comprime esencialmente a aproximadamente la presión de absorbedor para producir una segunda corriente de vapor comprimida que es condensada al menos parcialmente por contacto con intercambio de calor con una o más corrientes de proceso tales como la corriente inferior de absorbedor, la corriente superior de absorbedor, al menos una parte de la primera corriente de líquido o combinaciones de las mismas. La segunda corriente de vapor comprimida contiene una mayor parte del metano en la corriente de alimentación de fraccionamiento y la segunda corriente de alimentación de fraccionamiento. Cuando el componente clave pesado son compuestos de C₃ y compuestos más pesados, entonces la segunda corriente de vapor comprimida adicionalmente contiene una mayor parte de los compuestos de C₂ en la corriente de alimentación de fraccionamiento y segunda corriente de alimentación de fraccionamiento. Esta corriente es suministrada luego al absorbedor como corriente de alimentación de absorbedor. La corriente superior de absorbedor puede ser retirada como corriente de gas de residuo que contiene sustancialmente todo el metano y/o los compuestos de C₂ y una parte menor de compuestos de C₃ o de C₂. Tal corriente de gas de residuo es comprimida entonces a especificaciones de conductos por encima de aproximadamente 55,16 bar absolutos (800 psi absolutos). La corriente inferior de fraccionamiento se puede retirar como corriente de producto que contiene sustancialmente todos los compuestos de C₃ y compuestos más pesados y una parte menor del metano y compuestos de C₂.

En esta invención, la presión de absorbedor es superior a aproximadamente 34,47 bar absolutos (500 psi absolutos). El aparato para separar el componente clave pesado de una corriente de gas de entrada que contiene una mezcla de metano, compuestos de C₂, compuestos de C₃ y compuestos más pesados, incluye medios de enfriamiento. Cuando el componente clave pesado son compuestos de C₃ y compuestos más pesados, un aparato para separar el componente clave pesado de una corriente de gas de entrada comprende medios de enfriamiento para condensar al menos parcialmente la corriente de gas de entrada para producir una primera corriente de vapor y una primera corriente de líquido; una columna de fraccionamiento para recibir la primera corriente de líquido, una corriente de alimentación de fraccionamiento y una segunda corriente de alimentación de fraccionamiento, la columna de fraccionamiento produce una corriente inferior de fraccionamiento y una corriente de vapor superior de fraccionamiento; un condensador para condensar al menos parcialmente la corriente de vapor superior para producir una segunda corriente de vapor y una corriente de reflujo de fraccionamiento; un absorbedor para recibir al menos una parte de la primera corriente de vapor y una corriente de alimentación de absorbedor, el absorbedor produce una corriente superior de absorbedor y una segunda corriente de alimentación de fraccionamiento, el absorbedor tiene una presión que es sustancialmente mayor que la presión de columna de fraccionamiento, y a una presión diferencial predeterminada de esta; un compresor para comprimir la segunda corriente de vapor esencialmente a presión de absorbedor para producir una segunda corriente de vapor comprimida; medios de condensación para condensar al menos parcialmente la segunda corriente de vapor comprimida para producir la corriente de alimentación de absorbedor; y por lo que la corriente inferior de fraccionamiento contiene una mayor parte de componentes clave pesados y más pesados. Realizaciones del proceso y del aparato se definen en las reivindicaciones dependientes.

Breve descripción de los dibujos

De modo que la manera en la que Los rasgos, ventajas y objetos de la invención, así como otros que serán evidentes, pueden ser entendidos más en detalle, se puede tener una descripción más particular de la invención resumida brevemente antes por referencia de la realización de la misma que se ilustra en los dibujos adjuntos, que

forma una parte de esta memoria descriptiva. Sin embargo, cabe señalar que los dibujos ilustran únicamente una realización preferida de la invención y por lo tanto no se deben considerar limitativos del alcance de la invención ya que puede admitir otras realizaciones igualmente eficaces.

5 La figura 1 es un diagrama de flujo simplificado de un proceso de separación de gas criogénico para recuperación de compuestos de C_3 y compuestos más pesados que incorpora algunos de los rasgos de la presente invención, pero no forma parte de la presente invención.

La figura 2 es una realización alternativa del proceso en la figura 1 en donde una tercera corriente de alimentación se alimenta a la columna de fraccionamiento. La realización de la figura 2 no forma parte de la presente invención.

10 La figura 3 es una realización del proceso de la presente invención que incluye un sistema de refrigeración mecánico.

La figura 4 es una realización alternativa del proceso en la figura 3 que incluye un condensador interno de columna de fraccionamiento.

La figura 5 es una realización alternativa del proceso en la figura 4 que incluye integración de calor mediante el uso de un sistema de refrigeración mecánico.

15 La figura 6 es un diagrama de flujo simplificado de un proceso de separación de gas criogénico para recuperación de compuestos de C_2 y compuestos más pesados.

La figura 6a es una realización alternativa del proceso en la figura 6 que incluye una corriente de alimentación dividida que suministra al absorbedor de alta presión y a la torre de fraccionamiento.

20 La figura 7 es una realización alternativa de esta invención para una mejor recuperación de compuestos de C_2 y compuestos más pesados que incluye suministrar al absorbedor de alta presión con reflujo de gas de residuo reciclado y/o corrientes de alimentación y una corriente de alimentación de gas de entrada dividida.

La figura 7a es una realización alternativa del proceso en la figura 7 que incluye un absorbedor frío y que suministra al absorbedor frío con corrientes de alimentación gas de entrada divididas.

25 La figura 8 es una realización alternativa del proceso de la figura 7 que incluye suministrar al absorbedor de alta presión con reflujo de gas reciclado y/o corrientes de alimentación, pero sin las corrientes de gas de entrada divididas. Las realizaciones de las figuras 4-8 no forman parte de la presente invención.

Descripción detallada de realizaciones preferidas

30 Corrientes de gas natural e hidrocarburos, tales como gases de salida de refinerías y plantas petroquímicas, incluyen metano, etileno, etano, propileno, propano, butano y compuestos más pesados además de otras impurezas. Las ventas por conducto de gas natural comprenden principalmente metano con cantidades varias de otros compuestos ligeros, tales como hidrógeno, etileno y propileno. Etano, etileno y compuestos más pesados, que se les hace referencia como líquidos de gas natural, deben ser separados de corrientes de gas natural para producir gas natural para ventas por conducto. Una corriente de gas natural pobre típica contiene aproximadamente 92 % de metano, 4 % de etano y otros compuestos de C_2 , 1 % de propano y otros compuestos de C_3 , y menos del 1 % de C_4 y compuestos más pesados además de pequeñas cantidades de nitrógeno, dióxido de carbono y compuestos que contienen azufre, sobre la base de concentraciones molares. Las cantidades de compuestos de C_2 y compuestos más pesados y otros líquidos de gas natural son más altas para corrientes de gas natural ricas. Adicionalmente, el gas de refinería puede incluir otros gases, incluidos hidrógeno, etileno y propileno.

40 Como se emplea en esta memoria, la expresión "gas de entrada" significa un gas hidrocarburo que comprende sustancialmente el 85 % en volumen de metano, con el equilibrio de compuestos de C_2 , compuestos de C_3 y compuestos más pesados así como dióxido de carbono, nitrógeno y otras trazas de gases. La expresión "compuestos de C_2 " significa todos los compuestos orgánicos que tienen dos átomos de carbono, incluidas especies alifáticas tales como alcanos, olefinas y alquinos, particularmente, etano, etileno, acetileno y similares. La expresión "compuestos de C_3 " significa todos los compuestos orgánicos que tienen tres átomos de carbono, incluidas especies alifáticas tales como alcanos, olefinas y alquinos, y en particular, propano, propileno, metilacetileno y similares. La expresión "compuestos más pesados" significa todos los compuestos orgánicos que tienen cuatro o más átomos de carbono, incluidas especies alifáticas tales como alcanos, olefinas y alquinos, y en particular, butano, butileno, etilacetileno y similares. La expresión "compuestos más ligeros" cuando se usa en conexión con compuestos de C_2 o de C_3 significa compuestos orgánicos que tienen menos de dos o tres átomos de carbono, respectivamente. Como se explica en esta memoria, las etapas de expansión, preferiblemente mediante expansión isentrópica, pueden ser efectuadas con un turboexpansor, válvulas de expansión Joules-Thompson, un expansor de líquido, un expansor de gas o de vapor o algo semejante. También, los expansores pueden estar vinculados a unidades de compresión por fases correspondientes para producir trabajo de compresión mediante expansión de gas sustancialmente isentrópica.

La descripción detallada de realizaciones preferidas de esta invención se hace con referencia a la licuefacción de un gas de entrada presurizado, que tiene una presión inicial de aproximadamente 4826 bar absolutos (700 psi absolutos) a temperatura ambiente. Preferiblemente, el gas de entrada tendrá una presión inicial de aproximadamente 34,47 a aproximadamente 103,42 bar absolutos (de aproximadamente 500 a aproximadamente 1500 psi absolutos) a temperatura ambiente.

Las figuras 2, 4 y 5 tienen propósitos ilustrativos. Haciendo referencia ahora a la figura 3 de los dibujos, se muestra una realización preferida del proceso de separación de gas criogénico de la presente invención configurada para una mejor recuperación de compuestos de C_3 y compuestos más pesados. Este proceso utiliza un sistema de dos columnas que incluye una columna de absorbedor y una columna de fraccionamiento configurada secuencialmente o aguas abajo. El absorbedor 18 es una columna de absorbedor que tiene al menos una bandeja espaciada verticalmente, uno o más lechos empaquetados, cualquier otro tipo de dispositivo de transferencia de masa, o una combinación de los mismos. El absorbedor 18 funciona a una presión P que es sustancialmente mayor que una columna de fraccionamiento configurada secuencialmente o aguas abajo y a una presión diferencial predeterminada de esta. La presión diferencial predeterminada entre el absorbedor de alta presión y la columna de fraccionamiento es aproximadamente 3,45 bar - 24,13 bar (50 psi - 350 psi) en todas las realizaciones de la invención. Un ejemplo de esta presión diferencial sería si la presión de absorbedor fueran 55,16 bar manométricos (800 psi manométricos), entonces la presión de columna de fraccionamiento podrían ser de 51,71 bar manométricos a 31,03 bar manométricos (de 750 psi manométricos a 450 psi manométricos), dependiendo de la presión diferencial elegida. La presión diferencial preferible son típicamente 3,45 bar (50 psi). La columna de fraccionamiento 22 es una columna de fraccionamiento que tiene al menos una bandeja de chimenea espaciada verticalmente, uno o más lechos empaquetados o un combinación de los mismos.

Una corriente de gas hidrocarburo de entrada presurizado 40, preferiblemente una corriente de gas natural presurizado, se introduce al proceso de separación de gas criogénico 10 para una mejor recuperación de compuestos de C_3 y compuestos más pesados a una presión de aproximadamente 62,05 bar absolutos (900 psi absolutos) y temperatura ambiente. La corriente de gas de entrada 40 es tratada típicamente en una unidad de tratamiento (no se muestra) para retirar gases ácidos, tales como dióxido de carbono, ácido sulfhídrico y similares, mediante métodos conocidos tales como desecación, extracción de aminas o algo semejante. Según la práctica convencional en procesos criogénicos, el agua se tiene que retirar de corrientes de gas de entrada para impedir congelación y taponamiento de las líneas e intercambiadores de calor a las bajas temperaturas que se encuentran posteriormente en el proceso. Se usan unidades de deshidratación convencionales que incluyen desecantes de gas y tamices moleculares.

La corriente de gas de entrada 40 tratada es enfriada en el intercambiador de extremo delantero 12 por contacto con intercambio de calor con una corriente superior de absorbedor 46 enfriada, corriente inferior de absorbedor 45 y corriente inferior de separador fría 44. En todas las realizaciones de esta invención, el intercambiador de extremo delantero 12 puede ser un único intercambiador multirrecorrido, una pluralidad de intercambiadores de calor individuales, o combinaciones de los mismos. La corriente de gas de entrada 40 enfriada a alta presión es suministrada al separador frío 14 donde una primera corriente de vapor 42 es separada de una primera corriente de líquido 44.

La primera corriente de vapor 42 es suministrada al expansor 16 donde esta corriente se expande de manera isentrópica a la presión de funcionamiento P1 del absorbedor 18. La primera corriente de líquido 44 se expande en el expansor 24 y luego es suministrada al intercambiador de extremo delantero 12 y se entibia. La corriente 44 es suministrada entonces a una bandeja de alimentación a media columna de la columna de fraccionamiento 22 como primera corriente de alimentación de fraccionamiento 58. La primera corriente de vapor 42a expandida es suministrada a una bandeja de alimentación a media columna o inferior del absorbedor 18 como primera corriente de alimentación de absorbedor.

El absorbedor 18 funciona a una presión P1 que es sustancialmente mayor que una columna de fraccionamiento configurada secuencialmente o aguas abajo y a una presión diferencial predeterminada de esta. La presión de funcionamiento de absorbedor P se puede seleccionar sobre la base de la riqueza del gas de entrada así como la presión de gas de entrada. Para gas de entrada pobre que tiene menor contenido de LGN, el absorbedor puede funcionar a presión relativamente alta que se aproxima a la presión de gas de entrada, preferiblemente superior a aproximadamente 34,47 bar absolutos (500 psi absolutos). En este caso, el absorbedor produce una corriente de gas de residuo superior a alta presión que requiere menos carga de recompresión para comprimir dicho gas a las especificaciones de conducto. Para corrientes de gas de entrada ricas, la presión de absorbedor P es de al menos por encima de 34,47 bar absolutos (500 psi absolutos). En el absorbedor 18, los vapores ascendentes en la primera corriente de alimentación de absorbedor 42a son condensados al menos parcialmente por contacto cercano con líquidos descendentes de la corriente de alimentación de absorbedor 70 produciendo de ese modo una corriente superior de absorbedor 46 que contiene sustancialmente todo el metano, compuestos de C_2 y compuestos más ligeros en la corriente de vapor expandida 42a. Los líquidos condensados descienden bajando la columna y se retiran como corriente inferior de absorbedor 45, que contiene una mayor parte de los compuestos de C_3 y compuestos más pesados.

La corriente superior de absorbedor 46 se retira al intercambiador superior 20 y es entibiada por contacto con

intercambio de calor con la corriente inferior de absorbedor 45, la corriente superior de columna de fraccionamiento 60 y la segunda corriente de vapor comprimida 68. La segunda corriente de vapor comprimida 68 contiene una mayor parte del metano en la corriente de alimentación de fraccionamiento y la segunda corriente de alimentación de fraccionamiento. Cuando el componente clave pesado son compuestos de C_3 y compuestos más pesados, entonces la segunda corriente de vapor comprimida 68 contiene una mayor parte de los compuestos de C_2 en la corriente de alimentación de fraccionamiento y segunda corriente de alimentación de fraccionamiento. La corriente 45 se expande y enfría en el expansor 23 antes de entrar al intercambiador superior 20. (Como alternativa, una parte de la primera corriente de líquido 44 puede ser suministrada al intercambiador superior 20 como corriente 44b para proporcionar refrigeración adicional a estas corrientes de proceso antes de ser suministrada al intercambiador de extremo delantero 12 como corriente 53. Al dejar el intercambiador superior 20, la corriente 53 puede ser alimentada a la columna de fraccionamiento 22 o ser combinada con la corriente 58). La corriente superior de absorbedor 46 es entibiada además en el intercambiador de extremo delantero 12 y comprimida en el compresor potenciador 28 a una presión por encima de aproximadamente 55,16 bar absolutos (800 psi absolutos) o especificaciones de conducto para formar gas de residuo 50. El gas de residuo 50 es un gas de ventas por conducto que contiene sustancialmente todo el metano y compuestos de C_2 en el gas de entrada, y una parte menor de compuestos de C_3 y compuestos más pesados. La corriente inferior de absorbedor 45 es enfriada además en el intercambiador de extremo delantero 12 y suministrada a una bandeja de alimentación de una parte media de la columna de fraccionamiento 22 como segunda columna de corriente de alimentación de fraccionamiento 48. En virtud del alto diferencial de presión predeterminado entre el absorbedor 18 y la columna de fraccionamiento 22, la corriente inferior de absorbedor 48 puede ser suministrada a la columna de fraccionamiento 22 sin una bomba.

La columna de fraccionamiento 22 funciona a una presión P_2 que es inferior a una columna de absorbedor configurada secuencialmente o aguas arriba y a una presión diferencial predeterminada ΔP de esta, preferiblemente donde P_2 está por encima de aproximadamente 27,58 bar absolutos (400 psi absolutos) para dichas corrientes de gas. Para fines ilustrativos, si P_2 son 27,58 bar absolutos (400 psi absolutos) y ΔP son 10,34 bar (150 psi), entonces P_1 son 37,92 bar absolutos (550 psi absolutos). Las tasas de alimentación de columna de fraccionamiento, así como perfiles de temperatura y presión, se pueden seleccionar para obtener un rendimiento de separación aceptable de los compuestos en las corrientes de alimentación de líquidos, siempre que se mantenga la presión diferencial establecida entre la columna de fraccionamiento y el absorbedor. En la columna de fraccionamiento 22, la primera corriente de alimentación 48 y la segunda corriente de alimentación 58 se suministran a una o más bandejas de alimentación de media columna para producir una corriente inferior 72 y una corriente superior 60. La corriente inferior de columna de fraccionamiento 72 es enfriada en el intercambiador de precipitados 29 para producir una corriente de producto LGN que contiene sustancialmente todos los componentes clave pesados y más pesados.

La corriente superior de columna de fraccionamiento 60 es condensada al menos parcialmente en el condensador superior 20 por contacto con intercambio de calor con corrientes superior e inferior de absorbedor 46,45 y/o la primera corriente de parte líquida 53. La corriente superior condensada al menos parcialmente 62 es separada en el separador superior 26 para producir una segunda corriente de vapor 66 que contiene una mayor parte de metano, C_2 y compuestos más ligeros y una corriente de líquido que es devuelta a la columna de fraccionamiento 22 como corriente de reflujo de fraccionamiento 64. La segunda corriente de vapor 66 es suministrada al compresor superior 27 y comprimida esencialmente a la presión de funcionamiento P del absorbedor 18. La segunda corriente de vapor comprimida 68 es condensada al menos parcialmente en el intercambiador superior 20 por contacto con intercambio de calor con corrientes superior e inferior de absorbedor 46,45 y/o la primera corriente de parte líquida 53. La segunda corriente de vapor condensada y comprimida es suministrada al absorbedor 18 como corriente de reflujo 70. La segunda corriente de vapor comprimida contiene una mayor parte del metano en las corrientes de alimentación de fraccionamiento. Cuando el componente clave pesado son compuestos de C_3 y compuestos más pesados, entonces la segunda corriente de vapor comprimida contiene una mayor parte de los compuestos de C_2 en las corrientes de alimentación de fraccionamiento.

A modo de ejemplo, los caudales molares de las corrientes pertinentes en la figura 1 se muestran en la Tabla I de la siguiente manera:

Tabla I

Caudales de corriente kg Moles/H (Lb moles/H)								
Corriente	CO ₂	N ₂	C ₁	C ₂	C ₃	C ₄₊	Total	Presión absoluta bar (psi absolutos)
40	56 (123)	52 (114)	8.517 (18.777)	1.015 (2.237)	366 (806)	288 (635)	10.293 (22.692)	87,22 (1.265)
42	50 (111)	50 (111)	8.027 (17.696)	862 (1.901)	266 (586)	124 (273)	9.379 (20.677)	86,53 (1.255)
48	13 (29)	1 (3)	754 (1.663)	454 (1.001)	266 (586)	124 (273)	1.612 (3.554)	33,30 (483)
50	56 (123)	52 (114)	8.517 (18.777)	991 (2.184)	4 (8)	0 (0)	9.619 (21.206)	87,22 (1.265)
58	5 (12)	1 (3)	495 (1.091)	152 (336)	100 (221)	164 (362)	914 (2.016)	31,23 (453)
60	19 (41)	3 (6)	1.245 (2.744)	582 (1.284)	4 (8)	0 (0)	1.852 (4.084)	29,30 (425)
70	19 (41)	3 (6)	1.245 (2.744)	582 (1.284)	4 (8)	0 (0)	1.852 (4.084)	38,47 (558)
72	0 (0)	0 (0)	0 (0)	24 (53)	362 (798)	288 (635)	674 (1.486)	29,99 (435)

5 La figura 2 representa una variación del proceso en la figura 1. Aquí, la corriente inferior de absorbedor 45 se expande en el expansor 23 y es condensada al menos parcialmente en el intercambiador superior 20, formando la corriente 45a. La corriente 45a consiste en una fase de hidrocarburo líquido y vapor, que es separada en el envase 30. La corriente en fase líquida 45b se divide en dos corrientes, 45c y 45d. La corriente 45d es alimentada directamente a la columna de fraccionamiento 22 sin calentamiento adicional. La corriente 45c puede variar del 0 % al 100 % de la corriente 45b. La corriente de vapor 45e desde el envase 30 se combina con la corriente 45c y es
10 calentada aún más en el intercambiador de extremo delantero 12 por contacto con intercambio de calor con la corriente de gas de entrada 40 antes de entrar a la columna de fraccionamiento 22.

15 La figura 3 muestra una realización preferida de esta invención. En la figura 3, se usa un sistema de refrigeración mecánico 30 para condensar al menos parcialmente la corriente superior de columna de fraccionamiento 60 para producir una corriente condensada al menos parcialmente 62. La corriente condensada al menos parcialmente 62 es separada en el separador 26, como se ha señalado anteriormente. Dichos sistemas de refrigeración mecánicos incluyen sistemas de tipo refrigerante propano. En la figura 4, se usa un condensador interno 31 dentro de la columna de fraccionamiento 22 para condensar al menos parcialmente la columna de fraccionamiento superior usando la corriente 46. La corriente superior de absorbedor 46 es entibiada por intercambio de calor en el condensador interno y contacto con otras corrientes de proceso en el intercambiador de extremo delantero 12, como
20 se ha señalado anteriormente. La figura 5 representa el mismo proceso mostrado en la figura 4, pero con la adición del sistema de refrigeración mecánico del proceso representado en la figura 3, que se puede usar como sistema de refrigeración externo para el condensador interno. En todas las realizaciones, la corriente inferior de fraccionamiento contiene sustancialmente todos los pesados.

25 Las figuras 6 a 8 muestran todavía otros ejemplos del proceso de separación de gas criogénico, configurados para una mejor recuperación de compuestos de C₂ y compuestos más pesados. Este proceso utiliza un sistema similar de dos columnas, como se ha señalado anteriormente. La corriente de gas hidrocarburo de entrada presurizado 40,

preferiblemente una corriente de gas natural presurizado, se introduce al proceso de separación de gas criogénico 100 funcionando en modo de recuperación de C₂ a una presión de aproximadamente 61,05 bar absolutos (900 psi absolutos) y temperatura ambiente. El gas de entrada tratado 40 se divide en dos corrientes 40a, 40b. La corriente de gas de entrada 40a es enfriada en el intercambiador de extremo delantero 12 por contacto con intercambio de calor con corriente 150, que se forma entibiando la corriente superior de absorbedor 146 en el intercambiador superior 20.

La corriente de gas de entrada 40b se usa para proporcionar calor a hervidores laterales 32a, 32b de la columna de fraccionamiento 22 y es enfriada de ese modo. La corriente 40b es suministrada primero al hervidor de lado inferior 32b para contacto con intercambio de calor con líquido condensado 127 que se retira de una bandeja por debajo de la bandeja de alimentación más baja de la columna de fraccionamiento 22. El líquido condensado 127 es de ese modo entibiado y redirigido de nuevo a una bandeja por debajo de la que fue retirado. La corriente 40b es suministrada a continuación al hervidor de lado superior 32a para contacto con intercambio de calor con líquido condensado 126 que se retira de una bandeja por debajo de la bandeja de alimentación más baja de la columna de fraccionamiento 22 pero por encima de la bandeja de la que fue retirado el líquido condensado 127. El líquido condensado 126 es de ese modo entibiado y redirigido de nuevo a una bandeja por debajo de la que fue retirado, pero por encima de la bandeja de la que fue retirado el líquido condensado 127. La corriente 40b es enfriada y condensada al menos parcialmente y luego recombinada con la corriente enfriada 40a. Las corrientes combinadas 40a, 40b se suministran al separador frío 14 que separa estas corrientes, preferiblemente, evaporando una primera corriente de vapor 142 de una primera corriente de líquido 144. La primera corriente de líquido 144 se expande en el expansor 24 y es suministrada a una bandeja de alimentación de media columna de la columna de fraccionamiento 22 como primera corriente de alimentación de fraccionamiento 158. Una corriente retrógrada 144a desde la primera corriente de líquido 144 se puede combinar con la segunda corriente de vapor expandida 142b y ser suministrada al intercambiador superior 20.

Al menos una parte de la primera corriente de vapor 142 se expande en el expansor 16 y luego es suministrada al absorbedor 18 como corriente de vapor expandida 142a. La parte restante de la primera corriente de vapor 142, la segunda corriente de vapor expandida 142b, es suministrada al condensador superior 20 y es condensada al menos parcialmente por contacto con intercambio de calor con otras corrientes de proceso, anotadas más adelante. La segunda corriente de vapor expandida condensada al menos parcialmente 142b es suministrada a una región media del absorbedor 18 después de ser expandida en el expansor 35, preferiblemente como segunda corriente de alimentación de absorbedor 151, que es rica en compuestos de C₂ y compuestos más ligeros.

El absorbedor 18 produce una corriente superior 146 y una corriente inferior 145 de la corriente de vapor expandida 142a, una segunda corriente de alimentación de absorbedor 151, y una corriente de alimentación de absorbedor 170.

En el absorbedor 18, los vapores ascendentes en la corriente de vapor expandida 142a y la segunda corriente de alimentación de absorbedor 151, explicado más adelante, se condensan al menos parcialmente por contacto cercano con líquidos descendentes desde la corriente de alimentación de absorbedor 170 produciendo de ese modo una corriente superior de absorbedor 146 que contiene sustancialmente todo el metano y compuestos más ligeros en la corriente de vapor expandida 142a y la segunda corriente de vapor expandida 142b. Los líquidos condensados descienden bajando la columna y se retiran como corriente inferior de absorbedor 145 que contiene una mayor parte de los compuestos de C₂ y compuestos más pesados.

La corriente superior de absorbedor 146 se retira al intercambiador superior 20 y es entibiada por contacto con intercambio de calor con la segunda corriente de vapor expandida 142b y la segunda corriente de vapor comprimida 168. La corriente superior de absorbedor 146 es entibiada además en el intercambiador de extremo delantero 12 como corriente 150 y comprimida en el expansor - compresores potenciadores 28 y 25 a una presión de al menos por encima de aproximadamente 55,16 bar absolutos (800 psi absolutos) o especificaciones de conducto para formar gas de residuo 152. El gas de residuo 152 es un gas de ventas por conducto que contiene sustancialmente todo el metano en el gas de entrada y una parte menor de compuestos de C₂ y compuestos más pesados. La corriente inferior de absorbedor 145 se expande y enfría en medios de expansión, tales como la válvula de expansión 23, y es suministrada a una bandeja de alimentación de media columna de la columna de fraccionamiento 22 como segunda corriente de alimentación de fraccionamiento 148. En virtud del alto diferencial de presión entre el absorbedor 18 y la columna de fraccionamiento 22, la corriente inferior de absorbedor 145 puede ser suministrada a la columna de fraccionamiento 22 sin una bomba.

La columna de fraccionamiento 22 funciona a una presión que es sustancialmente inferior a la del absorbedor 18, preferiblemente por encima de aproximadamente 27,58 bar absolutos (400 psi absolutos). Las tasas de alimentación de columna de fraccionamiento, así como perfiles de temperatura y presión, se pueden seleccionar para obtener un rendimiento de separación aceptable de los compuestos en las corrientes de alimentación de líquidos, siempre que se mantenga la presión diferencial establecida entre la columna de fraccionamiento y el absorbedor, es decir, 10,34 bar (150 psi). La primera corriente de alimentación 158 y la segunda corriente de alimentación de fraccionamiento 148 se suministran en una o más bandejas de alimentación cerca de una parte media de la columna de fraccionamiento 22 para producir una corriente inferior 172 y una corriente superior 160. La corriente inferior de columna de fraccionamiento 172 es enfriada en el intercambiador de precipitados 29 para producir una corriente de

producto LGN que contiene una mayor parte del componente clave pesado y pesados.

5 La corriente superior de columna de fraccionamiento 160 es suministrada al compresor superior 27 y comprimida esencialmente a la presión de funcionamiento P del absorbedor 18 como segunda corriente de vapor comprimida 168. La segunda corriente de vapor comprimida 168 es condensada al menos parcialmente en el condensador superior 20 por contacto con intercambio de calor con la corriente superior de absorbedor 146 y la segunda corriente de vapor expandida 142b. La corriente superior condensada al menos parcialmente 168 es enviada al absorbedor 18 como segunda corriente de alimentación de absorbedor 151.

A modo de ejemplo, el caudal molar de las corrientes pertinentes en la figura 6 se muestra en la Tabla II de la siguiente manera.

10

Tabla II

Caudales de corriente kg Moles/H (Lb moles/H)								
Corriente	N ₂	CO ₂	C ₁	C ₂	C ₃	C ₄₊	Total	Presión absoluta bar (psi absolutos)
40	37,2 (82,1)	130,2 (287,1)	7.671,6 (16.913,0)	520,4 (1.147,2)	236,2 (520,8)	84,8 (186,9)	8.680,4 (19.137,0)	88,94 (1290)
142	37,2 (82,1)	130,2 (287,1)	7.671,6 (16.913,0)	520,4 (1.147,2)	236,2 (520,8)	84,8 (186,9)	8.680,4 (19.137,0)	87,56 (1270)
142a	27,5 (60,6)	96,2 (212,1)	5.667,2 (12.494,1)	384,4 (847,4)	174,5 (384,7)	62,6 (138,0)	6.412,4 (14.137,0)	37,92 (550)
142b	9,7 (21,4)	34,0 (75,0)	2.004,3 (4.418,9)	135,9 (299,7)	61,7 (136,1)	22,1 (48,8)	2.268,0 (5.000,0)	87,56 (1270)
148	2,3 (5,1)	87,4 (192,7)	1.560,8 (3.440,9)	489,3 (1.078,7)	237,8 (524,3)	84,9 (187,2)	2.462,5 (5.428,8)	25,86 (375)
151	2,3 (5,1)	22,6 (49,9)	1.551,8 (3.421,1)	45,9 (101,3)	3,3 (7,2)	0,2 (0,4)	1.626,1 (3.584,9)	37,92 (550)
152	82,1	65,4 (144,2)	7.662,6 (16.893,1)	77,0 (169,7)	1,7 (3,7)	0,04 (0,1)	7.844,0 (17.293,0)	90,67 (1315)
160	37,2 (5,1)	22,6 (49,9)	1.551,9 (3.421,4)	45,9 (101,3)	3,3 (7,2)	0,2 (0,4)	1.626,2 (3.585,1)	24,82 (360)
170	9,7 (21,4)	34,0 (75,0)	2.004,3 (4.418,9)	135,9 (299,7)	61,7 (136,1)	22,1 (48,8)	2.268,0 (5.000,0)	37,92 (550)
172	-	64,8 (142,8)	8,8 (19,5)	443,3 (977,4)	234,6 (517,1)	84,7 (186,8)	836,3 (1.843,7)	25,17 (365)

5 Las figuras 6a a 8 muestran otras realizaciones preferidas del proceso de separación de gas criogénico para una mejor recuperación de compuestos de C₂ y compuestos más pesados en el que el absorbedor de alta presión recibe corrientes ricas en compuestos de C₂ y compuestos más ligeros para mejorar el rendimiento de separación. La figura 6a contiene otra realización del proceso mostrado en la figura 6. En la figura 6a, se usa un absorbedor frío 14 con una o más fases de transferencia de masa en lugar de un separador frío 18. La corriente de alimentación 40 se divide en dos corrientes de alimentación separadas 40a y 40b en esta variación de proceso. La corriente 40a es enfiada en el intercambiador de extremo delantero 12 por contacto con intercambio de calor con la corriente

10

superior de absorbedor 150 y emerge como corriente 40c. La corriente 40b es enfriada en los hervidores 32a y 32b por contacto con intercambio de calor con las corrientes 126 y 127 respectivamente y emerge como corriente 40d. La más fría de las dos corrientes, 40c y 40d, se alimenta a la parte superior del absorbedor frío 14 con la más tibia de las dos corrientes, 40c y 40d, alimentada a la parte inferior del absorbedor frío 14. Adicionalmente, al menos una parte de la primera corriente de líquido 144 se puede dividir como corriente 144a y combinarse con la segunda corriente de vapor expandida 142b explicada anteriormente.

La figura 7 representa una alternativa al proceso de recuperación criogénico de C_{2+} mostrado en la figura 6. Aquí, la primera corriente de vapor 142 desde el separador frío 14 atraviesa el expansor 16 como corriente de vapor expandida 142a sin dividirse antes de entrar al expansor 16. La corriente de vapor expandida 142a es alimentada a la parte inferior del absorbedor 18 en su totalidad, en lugar de ser dividida en corriente de vapor expandida 142a y segunda corriente de vapor expandida 142b. El absorbedor 18 también es suministrado con una segunda corriente de alimentación de absorbedor 151. La segunda corriente de alimentación de absorbedor 151 es producida tomando una corriente retrógrada del gas de residuo 152, calentándola en el intercambiador superior 20, expandiéndola en el expansor 35 y suministrándola al absorbedor 18 como segunda corriente de alimentación de absorbedor 151. La corriente de alimentación de absorbedor 170 permanece igual que en la figura 6.

La figura 7a contiene otra realización del proceso mostrado en la figura 7. En la figura 7a, se usa un absorbedor frío 14 con una o más fases de transferencia de masa en lugar de un separador frío 18. La corriente de alimentación 40 se divide dos corrientes de alimentación separadas 40a y 40b en esta realización particular del proceso. La corriente 40a es enfriada en el intercambiador de extremo delantero 12 por contacto con intercambio de calor con la corriente superior de absorbedor 150 y emerge como corriente 40c. La corriente 40b es enfriada en los hervidores 32a y 32b por contacto con intercambio de calor con las corrientes 126 y 127 respectivamente y emerge como corriente 40d. La más fría de las dos corrientes, 40c y 40d, se alimenta a la parte superior del absorbedor frío 14 con la más tibia de las dos corrientes, 40c y 40d, alimentada a la parte inferior del absorbedor frío 14.

La figura 8 representa una realización adicional del proceso de recuperación de C_{2+} . En esta realización de proceso particular, la corriente de gas de entrada 40 es enfriada en el intercambiador de extremo delantero 12 y se alimenta al separador frío 14. La primera corriente de vapor 142 se expande en el expansor 16 y se alimenta al absorbedor 18 como corriente de vapor expandida 142a. La corriente de vapor expandida 142a es alimentada a la parte inferior del absorbedor 18 en su totalidad, a diferencia de ser dividida en corrientes 142a y 142b como en realizaciones explicadas previamente. Existen otras dos corrientes de alimentación de absorbedor en la presente realización del proceso. La corriente de vapor superior de columna de fraccionamiento 160 se comprime y expande en el compresor 27 a la misma presión que el absorbedor 18 y sale como segunda corriente de vapor comprimida 168. La corriente inferior de fraccionamiento contiene sustancialmente todo el componente clave pesado. La segunda corriente de vapor comprimida 168 se condensa al menos parcialmente en el intercambiador superior 20 y se alimenta al absorbedor 18 como segunda corriente de alimentación de absorbedor 151. Una segunda corriente de vapor expandida 142b de corriente de gas de residuo 152 se calienta en hervidores 32a y 32b, se condensa al menos parcialmente en el intercambiador superior 20, se comprime y expande a la misma presión que el absorbedor 18 en el compresor 35, y se alimenta al absorbedor 18 como corriente de alimentación de absorbedor 170.

Hay ventajas significativas para la presente invención en donde la presión de funcionamiento de absorbedor es sustancialmente mayor que una columna de fraccionamiento configurada secuencialmente o aguas abajo, y a una presión diferencial predeterminada de esta, para recuperación de compuestos de C_2 y/o compuestos de C_3 y compuestos más pesados. En primer lugar, se puede disminuir la carga de potencia de recompresión, aumentando de ese modo el rendimiento de procesamiento de gas. Esto es particularmente cierto para gas de entrada a alta presión. La carga de potencia de recompresión es atribuible principalmente a la expansión del gas de entrada a la presión de funcionamiento inferior del absorbedor. El gas de residuo producido en el absorbedor es recomprimado entonces a especificaciones de conducto. Al aumentar la presión de funcionamiento de absorbedor, se necesita menos compresión de gas. Además de los menores requisitos de carga de potencia de recompresión para los gases, existen otras ventajas. El compresor superior controla la presión de la columna de fraccionamiento 22, que impide que la columna de fraccionamiento aumente de presión, particularmente durante el arranque del proceso. Se permite que la presión de absorbedor aumente y actúe como un amortiguador para proteger la columna de fraccionamiento, lo que aumenta la seguridad de funcionamiento de la columna de fraccionamiento. Como la columna de fraccionamiento de la presente invención se puede diseñar para funcionar a presiones inferiores a las de la técnica anterior, se reducen los costes de capital inicial para la columna. Otra ventaja sobre la técnica anterior es que el compresor superior mantendrá la columna dentro del intervalo de funcionamiento apropiado, es decir, evitando desestabilizaciones, dado que no hay pérdida de rendimiento de separación.

En segundo lugar, la presente invención permite más ajuste del perfil de temperatura y presión de una columna de fraccionamiento configurada secuencialmente o aguas abajo para optimizar el rendimiento de separación y la integración de calor. En el caso de una corriente de gas de entrada rica, la presente invención permite que la columna de fraccionamiento funcione a menor presión y/o menor temperatura para una mejor separación de compuestos de C_2 y/o compuestos de C_3 y compuestos más pesados. También, el funcionamiento de la columna de fraccionamiento a una menor presión reduce la carga de calor de la columna. La energía térmica contenida en diversas corrientes de proceso puede ser usada para carga de hervidor del lado de columna de fraccionamiento o carga de condensador superior o para precalentar corrientes de gas de entrada.

En tercer lugar, la energía y la integración de calor del proceso de separación se mejoran al hacer funcionar el absorbedor a presión más alta. La energía contenida en líquido a alta presión y corrientes de vapor del absorbedor, por ejemplo, puede ser extraída acoplando etapas de expansión isentrópica, tales como en un turbo expansor, con etapas de compresión de gas.

- 5 Finalmente, la invención permite la eliminación de bombas de líquido entre el absorbedor y la columna de fraccionamiento y el coste capital asociado con las mismas. Todas las corrientes entre las columnas pueden fluir por los diferenciales de presión entre la columnas.

- 10 Si bien la presente invención se ha descrito y/o ilustrado con referencia particular al proceso para la separación de compuestos hidrocarburos gaseosos, tales como gas natural, cabe señalar que el alcance de la presente invención no está restringido a las realizaciones descritas. Será evidente para los expertos en la técnica que el alcance de la invención incluye otros métodos y aplicaciones que usan otros equipos o procesos distintos a los descritos específicamente. Además, los expertos en la técnica apreciarán que la invención descrita anteriormente es susceptible de variaciones y modificaciones distintas a las descritas específicamente. Se entiende que la presente invención incluye todas las variaciones y modificaciones que están dentro del espíritu y alcance de la invención. Se pretende que el alcance de la invención no sea limitado por la memoria descriptiva, sino que esté definido por las reivindicaciones presentadas a continuación.
- 15

REIVINDICACIONES

1. Un proceso para separar un componente clave pesado de una corriente de gas de entrada (40) que contiene una mezcla de metano, compuestos de C₂, compuestos de C₃ y compuestos más pesados, que comprende las siguientes etapas:
- 5 (a) al menos parcialmente condensar y separar la corriente de gas de entrada (40) para producir una primera corriente de líquido (44; 144) y una primera corriente de vapor (42; 142);
- (b) expandir al menos una parte de la primera corriente de líquido (44; 144) para producir una primera corriente de alimentación de fraccionamiento (58; 158);
- 10 (c) suministrar una columna de fraccionamiento (22) con la primera corriente de alimentación de fraccionamiento (58; 158) y una segunda corriente de alimentación de fraccionamiento (48; 148) para producir una corriente de vapor superior de fraccionamiento (60; 160) y una corriente inferior de fraccionamiento (72; 172);
- (d) expandir al menos una parte de la primera corriente de vapor (42; 142) para producir una corriente de vapor expandida (42a; 142a);
- 15 (e) suministrar un absorbedor (18) con la corriente de vapor expandida (42a; 142a) y una corriente de alimentación de absorbedor (70; 170) para producir una corriente superior de absorbedor (46; 146) y una corriente inferior de absorbedor (45; 145), el absorbedor (18) tiene una presión de absorbedor que es sustancialmente mayor que una presión de columna de fraccionamiento, y está a una presión diferencial de la misma, la presión de absorbedor es al menos aproximadamente 34,47 bar absolutos (500 psi absolutos);
- 20 (f) comprimir al menos una parte de la corriente de vapor superior de fraccionamiento (60; 160) a la presión de absorbedor para producir una segunda corriente de vapor comprimida (68; 168); y
- (g) condensar al menos parcialmente la segunda corriente de vapor comprimida (68; 168) para producir la corriente de alimentación de absorbedor (70; 170);
- por lo que la corriente inferior de fraccionamiento (72; 172) contiene una mayor parte del componente clave pesado y compuestos más pesados, en donde el componente clave pesado son compuestos de C₃ y compuestos más pesados y en donde el proceso comprende además las siguientes etapas:
- 25 (h) condensar al menos parcialmente la corriente de vapor superior de fraccionamiento (60) para producir una corriente superior de fraccionamiento condensada (62);
- (i) separar la corriente superior de fraccionamiento condensada (62) para producir una segunda corriente de vapor (66) y una corriente de reflujo de fraccionamiento (64);
- 30 (j) suministrar la columna de fraccionamiento (22) con la corriente de reflujo de fraccionamiento (64);
- (k) enfriar la corriente inferior de fraccionamiento (72) y suministrar la parte enfriada de la corriente inferior de fraccionamiento (72) a la columna de fraccionamiento (22) como corriente de reflujo de fraccionamiento (72a); y
- (l) calentar al menos una parte de la primera corriente de líquido (44) antes de producir la primera corriente de alimentación de fraccionamiento (58) desde la etapa (b).
- 35 2. El proceso para separar el componente clave pesado de la reivindicación 1, en donde la presión diferencial en la etapa (e) es aproximadamente de 3,45 bar a 24,13 bar (de 50 psi a 350 psi).
3. El proceso para separar el componente clave pesado de la reivindicación 1, en donde la condensación al menos parcialmente de la etapa (a) ocurre en un aparato seleccionado del grupo que consiste en un intercambiador de calor, un expansor de líquido, expansor de vapor, una válvula de expansión y combinaciones de los mismos.
- 40 4. El proceso para separar el componente clave pesado de la reivindicación 1, en donde la primera corriente de alimentación de fraccionamiento (58) y la segunda corriente de alimentación de fraccionamiento (48) de la etapa (c) se suministran a una parte media de la columna de fraccionamiento (22).
5. El proceso para separar el componente clave pesado de la reivindicación 1, en donde la segunda corriente de vapor comprimida (68; 168) de la etapa (f) contiene una mayor parte del metano en la primera corriente de alimentación de fraccionamiento (58; 158) y la segunda corriente de alimentación de fraccionamiento (48; 148).
- 45 6. El proceso para separar el componente clave pesado de la reivindicación 1, que comprende además las siguientes etapas:
- calentar al menos una parte restante de la primera corriente de líquido (44) para producir una tercera corriente de alimentación de fraccionamiento (53); y

suministrar la tercera corriente de alimentación de fraccionamiento (53) a la columna de fraccionamiento (22) o a la primera corriente de alimentación de fraccionamiento (58).

7. Un aparato para separar un componente clave pesado de una corriente de gas de entrada que contiene una mezcla de metano, compuestos de C_2 , compuestos de C_3 y compuestos más pesados, que comprende:

- 5 (a) medios de enfriamiento para al menos parcialmente condensar y separar la corriente de gas de entrada (40) para producir una primera corriente de vapor (42; 142) y una primera corriente de líquido (44; 144);
- (b) primeros medios de expansión (24) para expandir la primera corriente de líquido (44; 144) para producir una primera corriente de alimentación de fraccionamiento (58; 158);
- 10 (c) una columna de fraccionamiento (22) para recibir la primera corriente de alimentación de fraccionamiento (58; 158) y una segunda corriente de alimentación de fraccionamiento (48; 148), para producir una corriente de vapor superior de fraccionamiento (60; 160) y una corriente inferior de fraccionamiento (72; 172);
- (d) segundos medios de expansión (16) para expandir al menos una parte de la primera corriente de vapor (42; 142) para producir una corriente de vapor expandida (42a; 142a);
- 15 (e) un absorbedor (18) para recibir la corriente de vapor expandida (42a; 142a) y una corriente de alimentación de absorbedor (70; 170), para producir una corriente superior de absorbedor (46; 146) y una corriente inferior de absorbedor (45; 145), el absorbedor (18) puede funcionar a una presión de absorbedor que es sustancialmente mayor que la columna de fraccionamiento y a una presión diferencial de esta;
- (f) un compresor (27) para comprimir al menos una parte de la corriente de vapor superior de fraccionamiento (60; 160) a la presión de absorbedor para producir una segunda corriente de vapor comprimida (68; 168); y
- 20 (g) primeros medios de condensación (20) para condensar al menos parcialmente la segunda corriente de vapor comprimida (68; 168) para producir la corriente de alimentación de absorbedor (70; 170);

en donde el componente clave pesado son compuestos de C_3 y compuestos más pesados y en donde el aparato comprende además:

- 25 (h) segundos medios de condensación (30) para condensar al menos parcialmente la corriente de vapor superior de fraccionamiento (60) para producir una corriente superior de fraccionamiento condensada (62);
- (i) medios de separación (26) para separar la corriente superior de fraccionamiento condensada (62) para producir una segunda corriente de vapor (66) y una corriente de reflujo de fraccionamiento (64);
- (j) medios para suministrar la corriente de reflujo de fraccionamiento (64) a la columna de fraccionamiento (22); y
- 30 (k) un intercambiador de precipitados (29) para recibir y enfriar la corriente inferior de fraccionamiento (72) y suministrar una parte de la corriente inferior de fraccionamiento (72) a la columna de fraccionamiento (22) como corriente de reflujo de fraccionamiento (72a).

8. El aparato para separar el componente clave pesado de la reivindicación 7, en donde la presión de absorbedor de la etapa (e) son al menos 34,47 bar absolutos (500 psi absolutos).

- 35 9. El aparato para separar el componente clave pesado de la reivindicación 7, en donde la presión diferencial de la etapa (e) son de 3,45 bar a 24,13 bar (de 50 psi a 350 psi).

10. El aparato para separar el componente clave pesado de la reivindicación 7, en donde los medios de enfriamiento de la parte (a) se seleccionan del grupo que consiste en un intercambiador de calor (12), un expansor de líquido, un expansor de vapor, una válvula de expansión y combinaciones de los mismos.

- 40 11. El aparato para separar el componente clave pesado de la reivindicación 7, en donde la primera corriente de alimentación de fraccionamiento (58) y la segunda corriente de alimentación de fraccionamiento (48) se suministran a aproximadamente una parte media de la columna de fraccionamiento (22).

12. El aparato para separar el componente clave pesado de la reivindicación 7, en donde el aparato comprende además:

- 45 medios de calentamiento para calentar al menos una parte restante de la primera corriente de líquido (44) produciendo una tercera corriente de alimentación de fraccionamiento (53); y

medios de la columna de fraccionamiento (22) para recibir la tercera corriente de alimentación de fraccionamiento (53).

13. El aparato para separar el componente clave pesado de la reivindicación 7, en donde los primeros medios

de condensación (20) condensan al menos parcialmente la segunda corriente de vapor comprimida (68) por contacto con intercambio de calor con una o más corrientes de proceso seleccionadas del grupo que consiste en la corriente de alimentación de fraccionamiento (48), la corriente superior de absorbedor (46) y combinaciones de las mismas.

5 14. El aparato para separar el componente clave pesado de la reivindicación 7, en donde el absorbedor (18) de la parte (e) tiene al menos una bandeja espaciada verticalmente, uno o más lechos empaquetados, cualquier otro tipo de dispositivo de transferencia de masa, o una combinación de los mismos.

15. El aparato para separar el componente clave pesado de la reivindicación 7, en donde la columna de fraccionamiento (22) de la parte (c) tiene al menos una bandeja espaciada verticalmente, uno o más lechos empaquetados, cualquier otro tipo de dispositivo de transferencia de masa, o una combinación de los mismos.

10 16. El aparato para separar el componente clave pesado de la reivindicación 7, en donde los segundos medios de condensación (30) se seleccionan del grupo que consiste en un intercambiador de calor y un condensador interno de la columna de fraccionamiento.

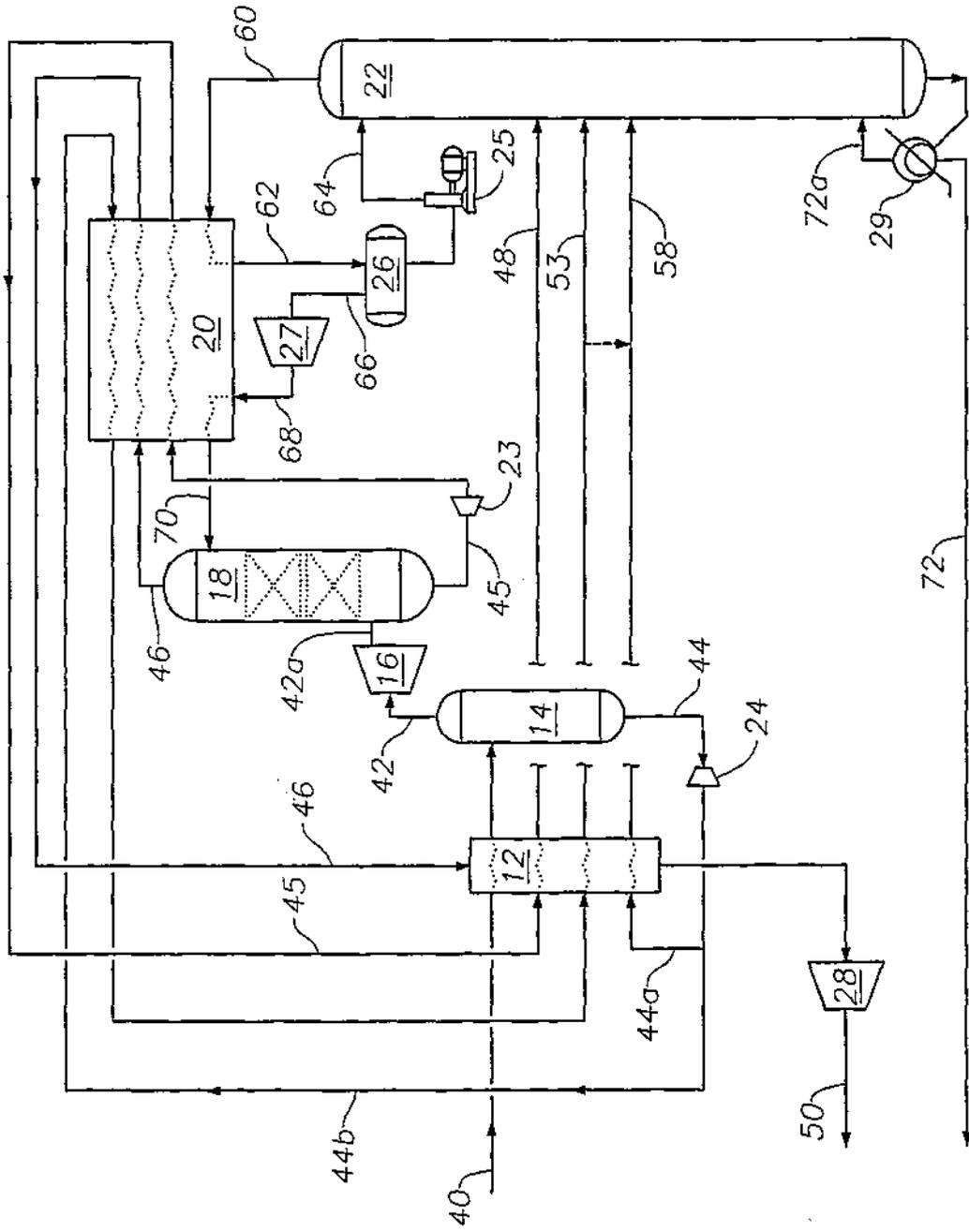
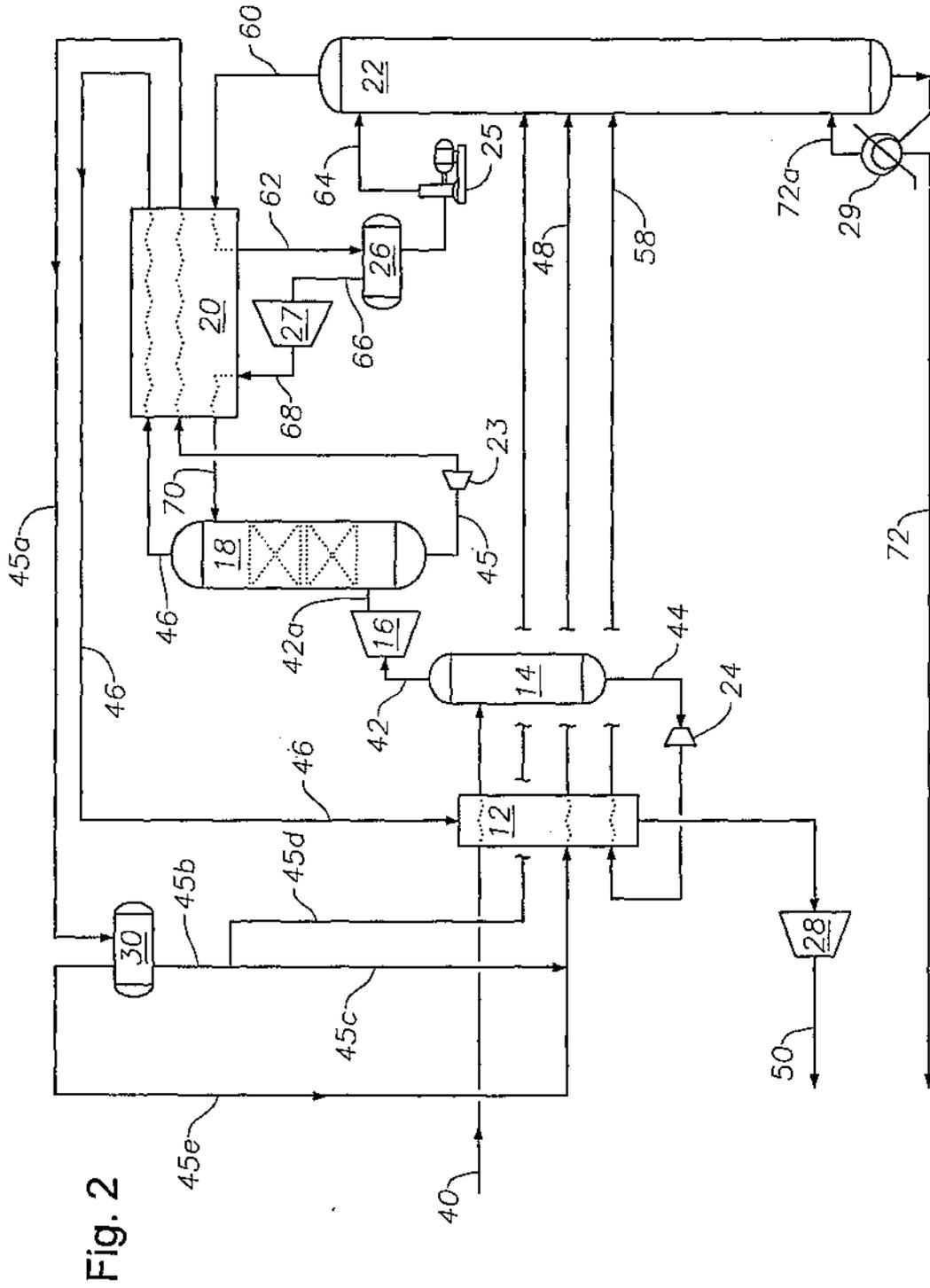


Fig. 1



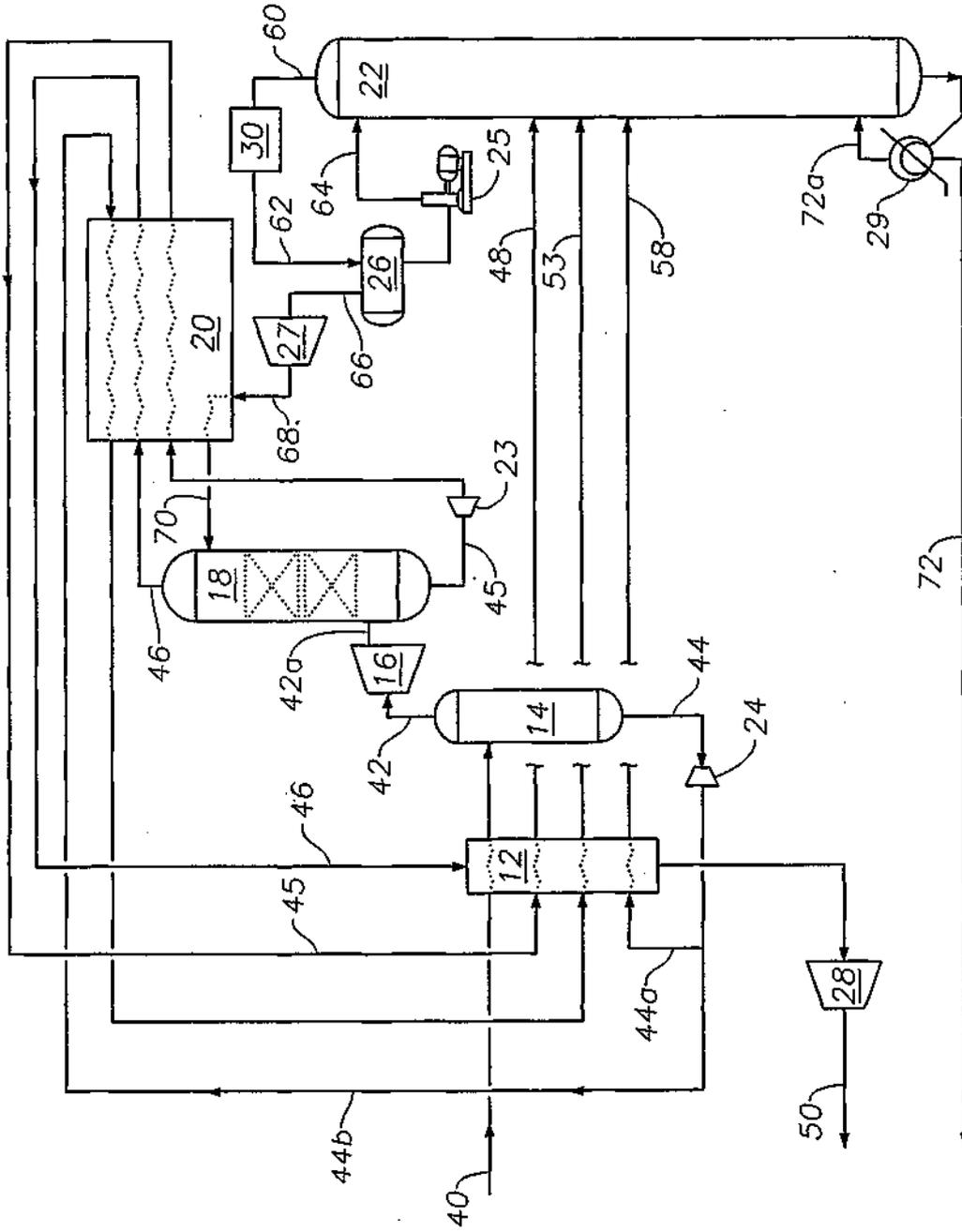


Fig. 3

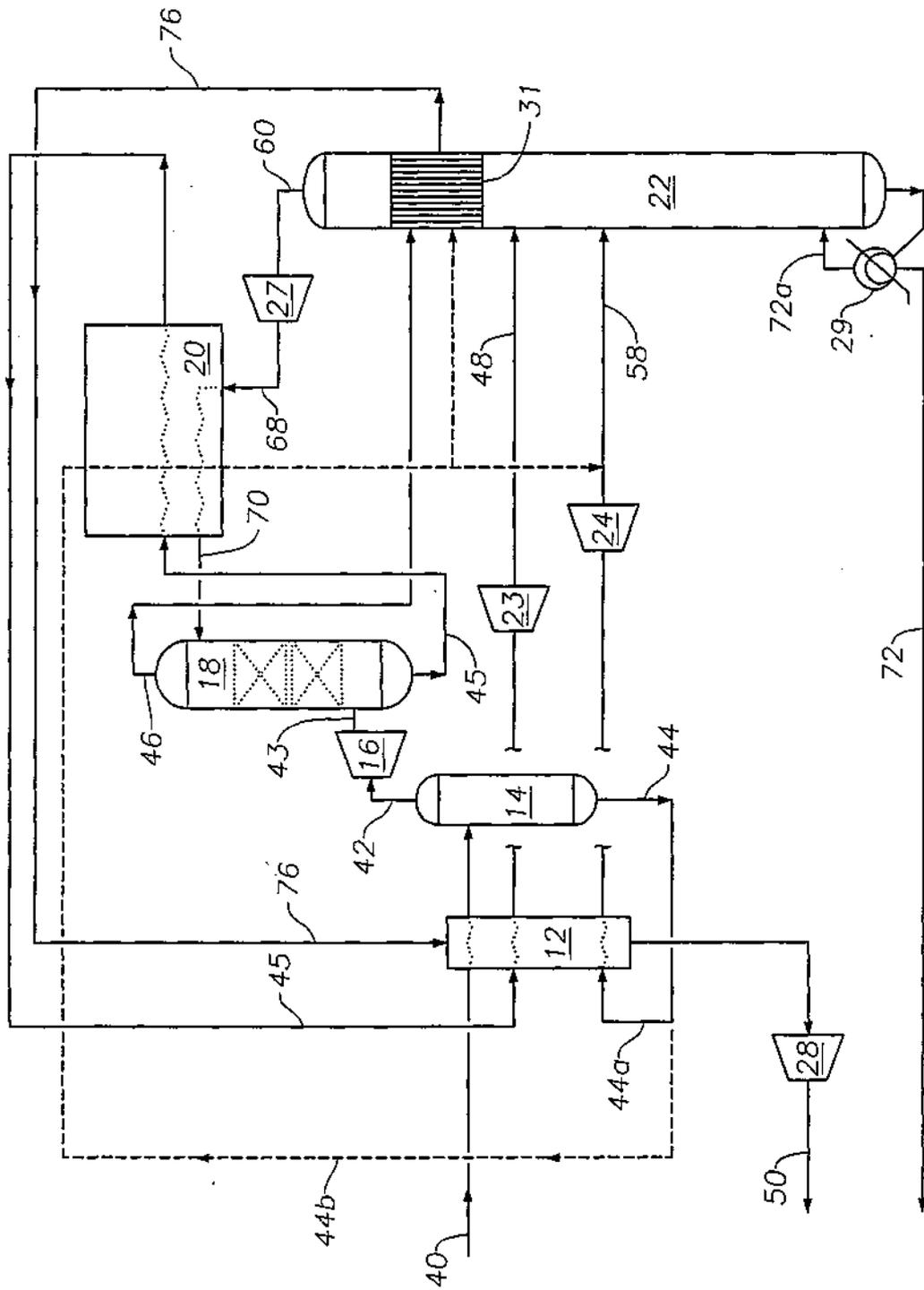


Fig. 4

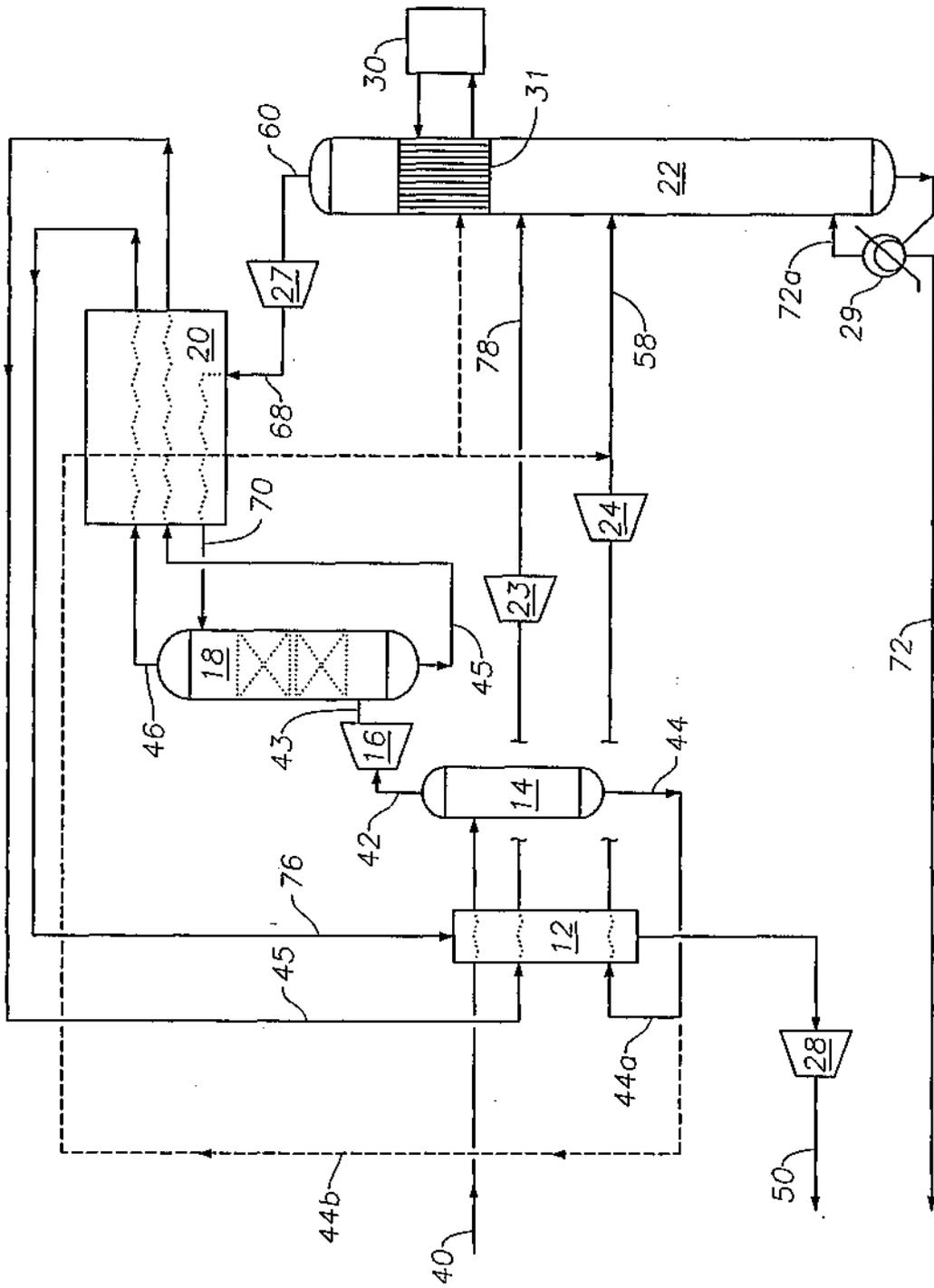


Fig. 5

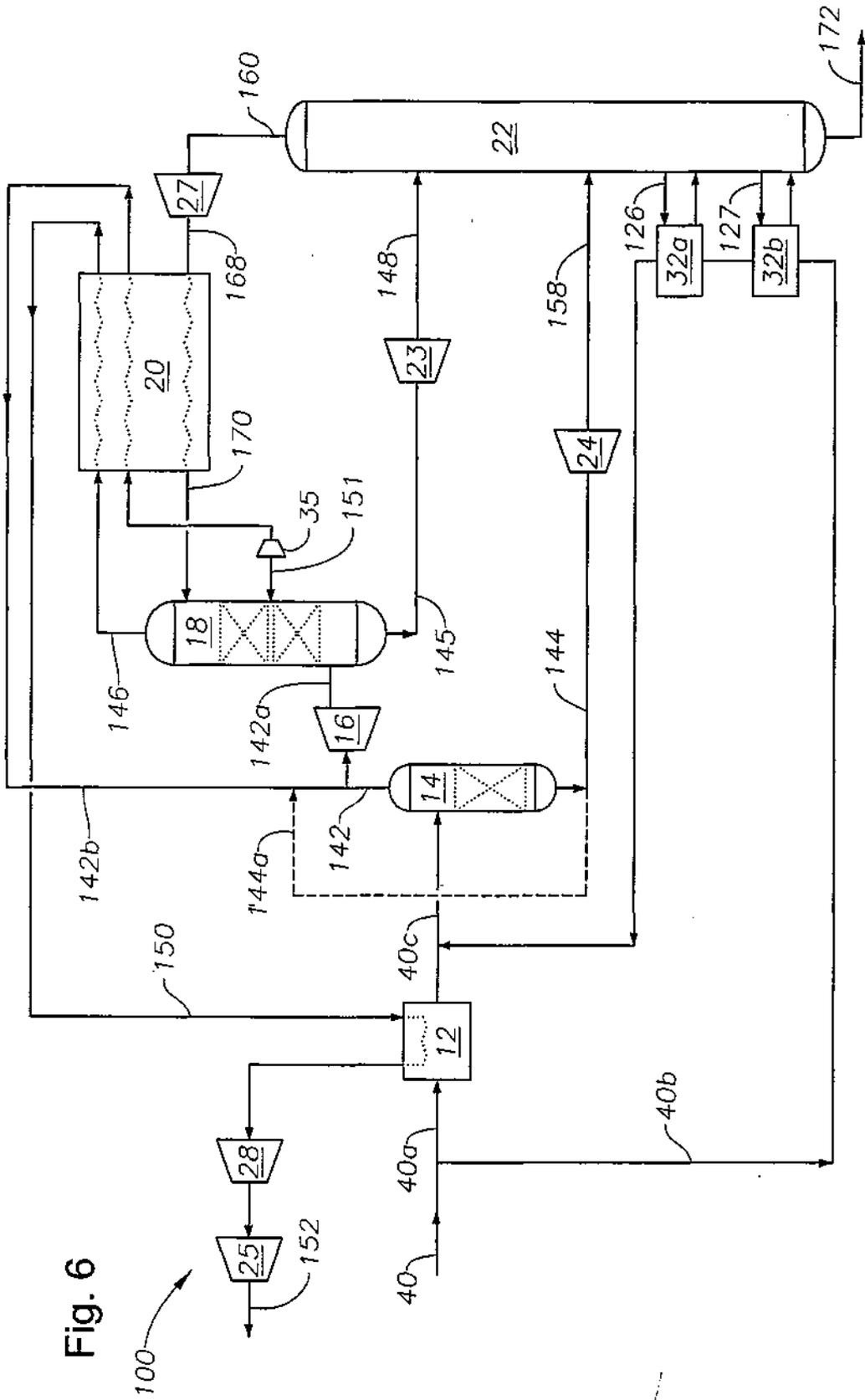


Fig. 6

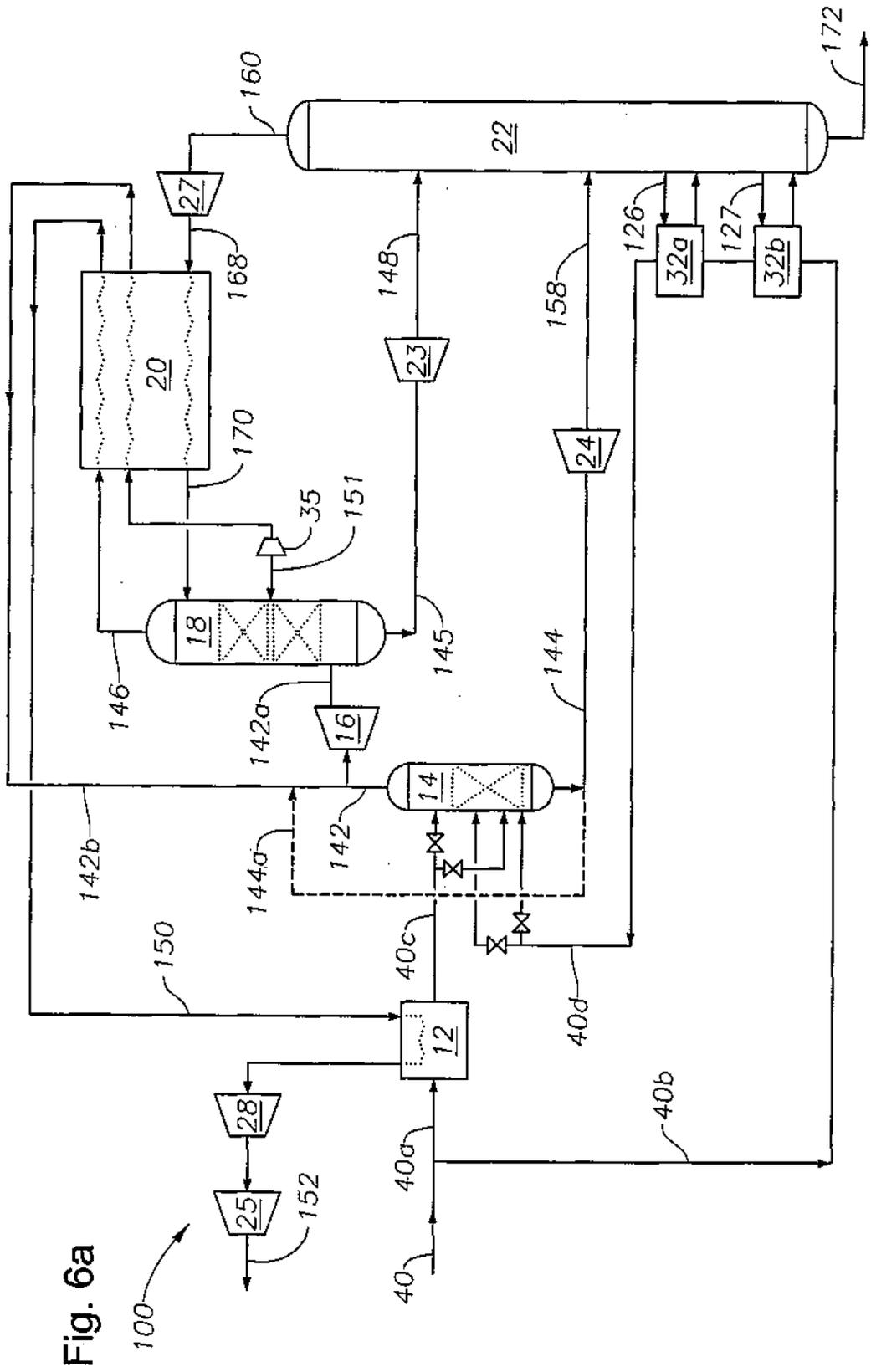


Fig. 6a

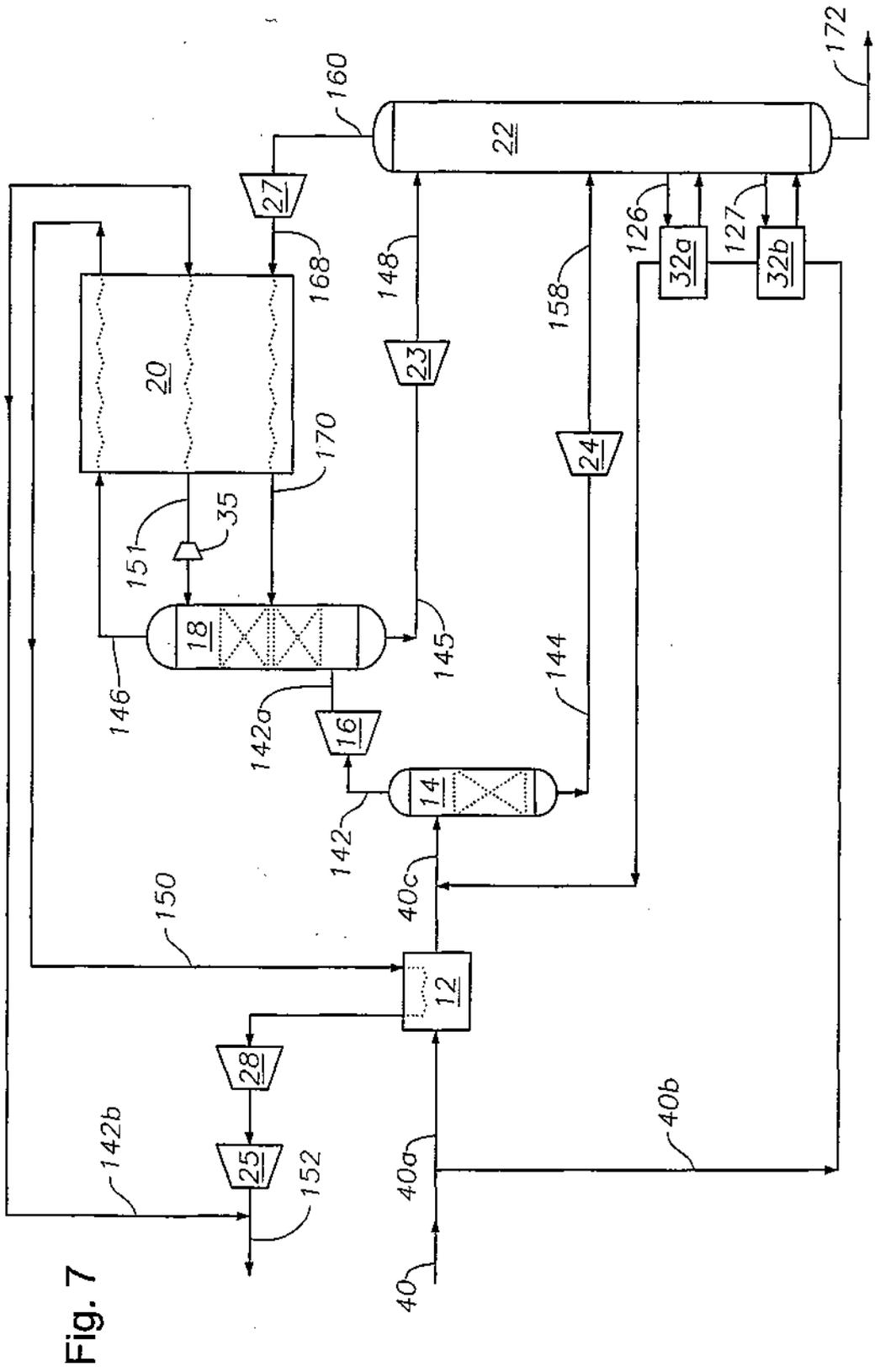
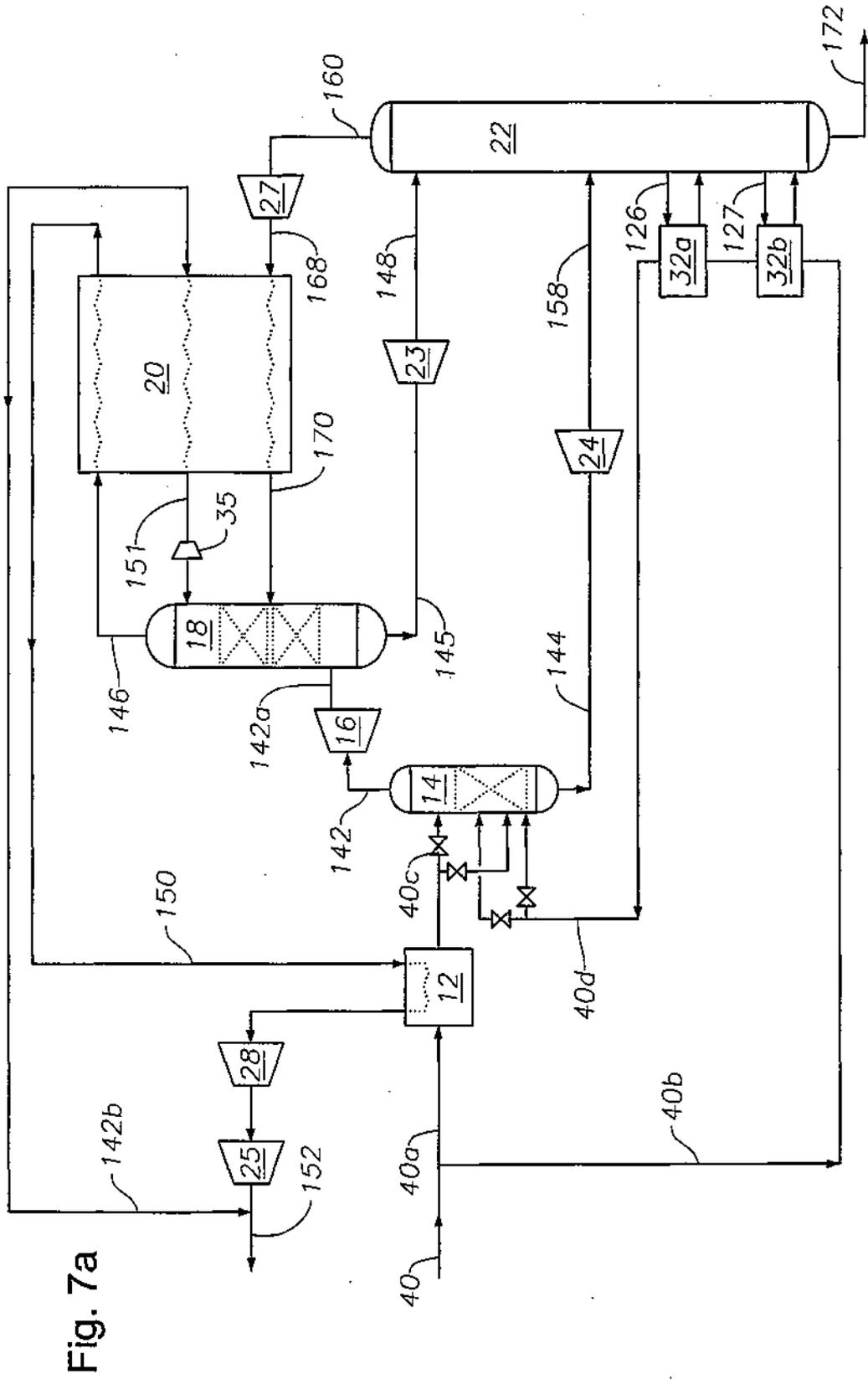


Fig. 7



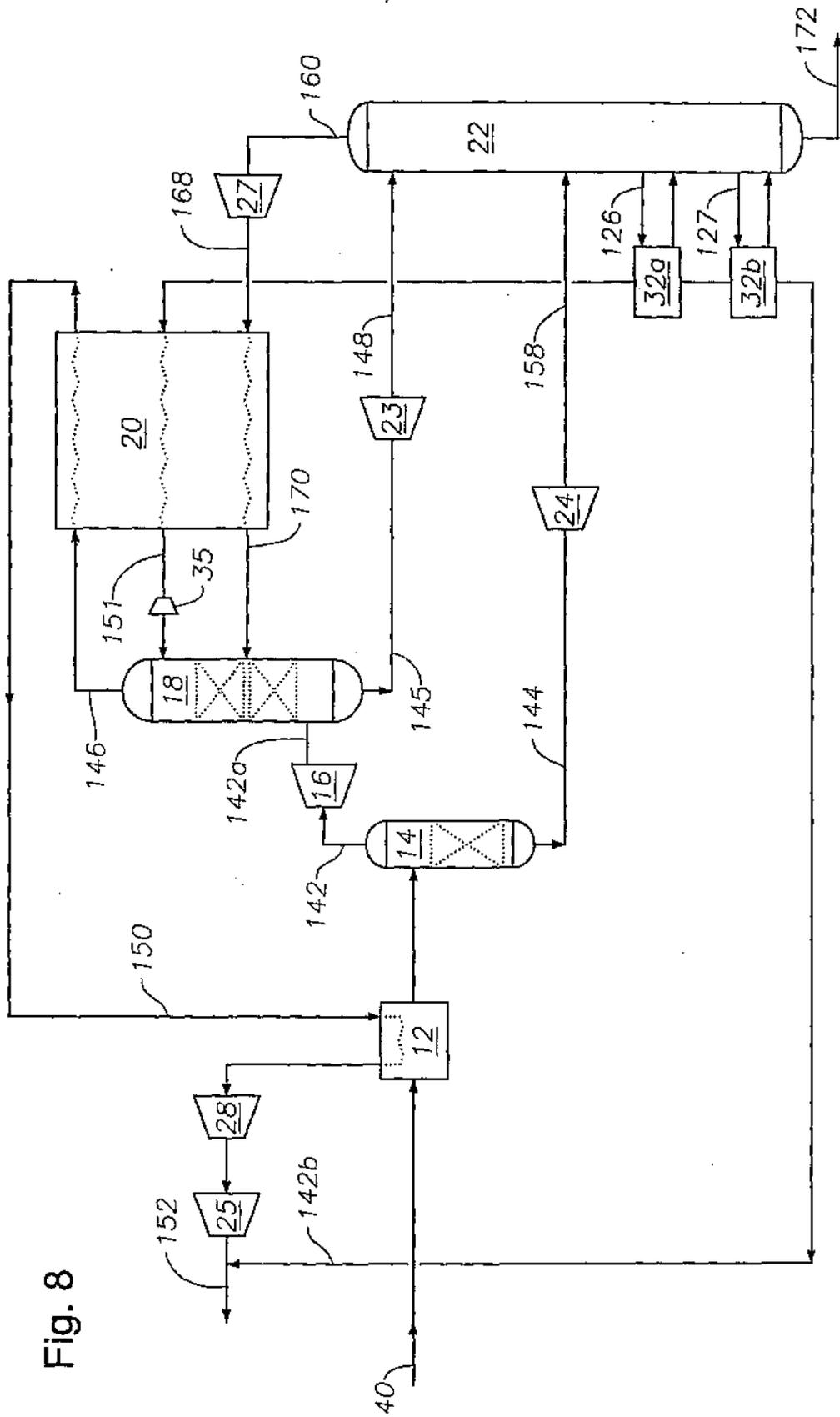


Fig. 8