

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 676 398**

51 Int. Cl.:

C07C 7/08 (2006.01)

C07C 11/167 (2006.01)

B01J 19/24 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **15.10.2013 PCT/US2013/065056**

87 Fecha y número de publicación internacional: **08.05.2014 WO14070447**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **15.10.2013 E 13850380 (0)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **28.03.2018 EP 2914568**

54 Título: **Procedimiento de extracción de butadieno**

30 Prioridad:

30.10.2012 US 201261720038 P

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

19.07.2018

73 Titular/es:

**LUMMUS TECHNOLOGY INC. (100.0%)
1515 Broad Street
Bloomfield NJ 07003-3096, US**

72 Inventor/es:

**SCHWINT, KEVIN, JOHN y
BRUMMER, ROBERT, J.**

74 Agente/Representante:

ELZABURU, S.L.P

ES 2 676 398 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 de extracción de butadieno

Campo de la descripción

- 5 Las realizaciones descritas aquí se refieren a la recuperación de butadieno de una corriente de hidrocarburos mixta. Más específicamente, las realizaciones descritas en la presente memoria se refieren a un procedimiento mejorado de extracción de butadieno en donde el desgasificador funciona a una presión intermedia.

Antecedentes

- 10 El butadieno es un producto químico base importante y se usa, por ejemplo, para preparar cauchos sintéticos (homopolímeros de butadieno, caucho de estireno-butadieno o caucho de nitrilo) o para preparar terpolímeros termoplásticos (copolímeros de acrilonitrilo-butadieno-estireno). El butadieno también se convierte en sulfolano, cloropreno y 1,4-hexametilendiamina (a través de 1,4-diclorobuteno y adiponitrilo). La dimerización del butadieno también permite generar vinilciclohexeno, que se puede deshidrogenar para formar estireno.

- 15 El butadieno se puede preparar a partir de hidrocarburos saturados por procedimientos de refinado o por procedimientos de craqueo térmico (craqueo con vapor), en cuyo caso típicamente se usa la nafta como materia prima. En el transcurso del refinado o craqueo con vapor de nafta, se obtiene una mezcla de metano, etano, eteno, acetileno, propano, propeno, propino, aleno, butenos, butadieno, butinos, metilaleno, hidrocarburos C₄ y superiores.

- 20 Debido a las pequeñas diferencias en las volatilidades relativas de los componentes de un corte C₄, la obtención de 1,3-butadieno a partir del corte C₄ es un problema de destilación complicado. Por lo tanto, la separación se lleva a cabo por destilación extractiva, es decir, una destilación con adición de un agente de extracción que tiene un punto de ebullición más alto que la mezcla que se va a separar y que aumenta las diferencias en las volatilidades relativas de los componentes que se van a separar. El uso de agentes de extracción adecuados permite obtener una fracción de 1,3-butadieno bruta a partir del corte C₄ mencionado mediante destilación extractiva, y posteriormente dicha fracción se purifica adicionalmente en columnas de destilación de purificación.

- 25 Los procedimientos de recuperación de butadieno típicamente usan sistemas de destilación extractiva de 3 o 4 columnas para separar una corriente de C₄ mixta en fracciones de producto, que incluyen una corriente de productos ligeros / butano / butenos (producto refinado-1), un producto de butadieno bruto, que se puede enviar a un sistema de destilación convencional para la purificación adicional, y corrientes de acetilenos C₃ (propino) y acetilenos C₄, que se pueden enviar a una unidad de hidrogenación selectiva, por ejemplo.

- 30 En el presente contexto, el 1,3-butadieno bruto se refiere a una mezcla de hidrocarburos que se ha obtenido a partir de un corte C₄ del que se ha eliminado al menos 90% en peso de la suma de butanos y butenos, preferiblemente al menos 98% en peso de la suma de butanos y butenos, más preferiblemente al menos 99% en peso de la suma de butanos y butenos, y simultáneamente al menos 90% en peso de los acetilenos C₄, preferiblemente al menos 96% en peso de las acetilenos C₄, más preferiblemente al menos 99% en peso de los acetilenos C₄. El 1,3-butadieno bruto contiene el producto de valor 1,3-butadieno con frecuencia en una proporción de al menos 80% en peso, preferiblemente 90% en peso, más preferiblemente más de 95% en peso, restantes. Por consiguiente, el 1,3-butadieno puro se refiere a una mezcla de hidrocarburos que contiene el producto de valor 1,3-butadieno en una proporción de al menos 98% en peso, preferiblemente de al menos 99,5% en peso, más preferiblemente en el intervalo entre 99,7 y 99,9% en peso, impurezas restantes.

- 40 Los procedimientos típicos para recuperar butadieno de corrientes de C₄ mixtas incluyen procedimientos de destilación extractiva, que pueden incorporar el uso de disolventes selectivos. Se encuentran ejemplos de procedimientos de destilación extractiva, por ejemplo, en las patentes de EE.UU. N° 7.692.053, 7.393.992, 7.482.500, 7.226.527, 4.310.388 y 7.132.038, entre otros.

- 45 Los procedimientos de destilación extractiva descritos en las patentes mencionadas antes están típicamente en una de dos categorías, un procedimiento convencional a baja presión que incluye un compresor o un procedimiento sin compresor a alta presión, tal como se describe en la patente de EE.UU. N° 7.692.053.

- 50 El diseño sin compresor tiene las ventajas de menores costes de capital, ya que esta opción de diseño elimina por completo el compresor de gas de reciclado. Sin embargo, hay varias desventajas. Por ejemplo, para el diseño sin compresor, el desgasificador puede funcionar a una presión en cabeza de aproximadamente 413 kPa (4,21 kg/cm²) manométricos, ligeramente por encima de la presión del sistema de destilación extractiva (que incluye el lavador principal, columna de rectificación y lavador posterior). Por consiguiente, el desgasificador funciona a temperaturas correspondientemente más altas: aproximadamente 148°C en la parte superior del desgasificador y aproximadamente 193°C en la parte inferior del desgasificador. En cambio, el desgasificador en el diseño convencional puede funcionar a una presión en cabeza de solo 69 kPa (0,7 kg/cm²) manométricos, y a temperaturas mucho más bajas: aproximadamente 105°C en la parte superior del desgasificador y aproximadamente 149° C en la parte inferior del desgasificador.

Las temperaturas del desgasificador más calientes de aproximadamente 44°C para el diseño sin compresor tienen dos desventajas distintas. En primer lugar, el vinilciclohexeno (VCH o dímero de butadieno) aumenta con el aumento de la temperatura y una mayor cantidad de dímero da como resultado un rendimiento menor y potencialmente mayores tasas de incrustaciones en el equipo. En segundo lugar, existe un potencial de mayor riesgo debido a que hay concentraciones de acetilenos C₄ altas a las mayores temperaturas y presiones de funcionamiento. Para mitigar este riesgo, la concentración de vinilacetileno en el desgasificador debe mantenerse más baja (por debajo del 20% en moles). Sin embargo, la limitación de la concentración de vinilacetileno puede conducir a pérdidas adicionales de 1,3-butadieno y, por lo tanto, a un rendimiento menor.

El documento US 8252150 B1 describe 1,3-butadieno recuperado de una fracción C₄ que contiene butadienos, butenos, butanos y acetilenos, que se genera de un craqueo con vapor por destilación extractiva que funciona sin reflujo o condiciones de reflujo muy reducidas.

El documento WO2005/037396 A1 describe un procedimiento de recuperación de 1,3-butadieno a partir de mezclas de hidrocarburos C₄ mediante destilación extractiva con un disolvente selectivo.

Resumen de las realizaciones reivindicadas

Ahora se ha encontrado que los procedimientos de extracción de butadieno se pueden realizar a una presión intermedia usando un compresor de tipo anillo líquido. El uso de un compresor de anillo líquido, entre otras opciones del procedimiento presentadas en la presente memoria, puede reducir ventajosamente los costes de capital y de operación, de forma similar a la opción sin compresor, a la vez que se mitigan los riesgos asociados con las temperaturas y presiones de funcionamiento más altas asociadas con la opción sin compresor. Por lo tanto, las realizaciones de los procedimientos descritos en la presente memoria abarcan las mejores características del diseño convencional (baja presión, con un compresor) con las ventajas del diseño sin compresor (coste de capital y de operación bajo), así como otras ventajas únicas de los sistemas descritos en la presente memoria.

En un aspecto, las realizaciones descritas en la presente memoria se refieren a un procedimiento para recuperar 1,3-butadieno de una fracción C₄. El procedimiento puede incluir: alimentar una fracción de hidrocarburos que contiene butanos, butenos, 1,2-butadieno, 1,3-butadieno, acetilenos C₄, acetilenos C₃ e hidrocarburos C₅₊, a un sistema de destilación extractiva; poner en contacto la fracción de hidrocarburos con un disolvente en el sistema de destilación extractiva para disolver selectivamente una parte de la fracción de hidrocarburos; recuperar una fracción de vapor que comprende una primera parte de los butanos y los butenos del sistema de destilación extractiva; recuperar una fracción de disolvente enriquecido que comprende el 1,3-butadieno, el 1,2-butadieno, acetilenos C₄, acetilenos C₃, hidrocarburos C₅₊, y una segunda parte de los butanos y los butenos; alimentar la fracción de disolvente enriquecido a una columna de rectificación para desgasificar al menos parcialmente el disolvente enriquecido; recuperar una segunda parte de los butanos y butenos de la columna de rectificación como una fracción de cabeza; recuperar los acetilenos C₃ y C₄, 1,3-butadieno, 1,2-butadieno e hidrocarburos C₅₊ de la columna de rectificación como una fracción de extracción lateral; recuperar un disolvente parcialmente desgasificado que comprende 1,2-butadieno y acetilenos C₄ de la columna de rectificación como una fracción de cola; alimentar al menos una parte del disolvente parcialmente desgasificado a un desgasificador para desgasificar adicionalmente el disolvente; recuperar una fracción de cabeza que comprende al menos uno de acetilenos C₄ y 1,2-butadieno del desgasificador; recuperar una fracción de extracción lateral que comprende los acetilenos C₄ del desgasificador; recuperar una fracción de cola que comprende el disolvente desgasificado del desgasificador; comprimir la fracción de cabeza del desgasificador usando un compresor de anillo líquido; y reciclar al menos una parte de la fracción de cabeza comprimida del desgasificador a la columna de rectificación.

En otro aspecto, las realizaciones descritas en la presente memoria se refieren a un sistema para recuperar 1,3-butadieno a partir de una fracción C₄. El sistema puede incluir: un conducto de flujo para alimentar una fracción de hidrocarburos que contiene butanos, butenos, 1,2-butadieno, 1,3-butadieno, acetilenos C₄, acetilenos C₃, e hidrocarburos C₅₊, a un sistema de destilación extractiva; el sistema de destilación extractiva para poner en contacto la fracción de hidrocarburos con un disolvente en el sistema de destilación extractiva para disolver selectivamente una parte de la fracción de hidrocarburos; un conducto de flujo para recuperar una fracción de vapor que comprende una primera parte de los butanos y los butenos del sistema de destilación extractiva; un conducto de flujo para recuperar una fracción de disolvente enriquecido que comprende 1,3-butadieno, 1,2-butadieno, acetilenos C₄, acetilenos C₃, hidrocarburos C₅₊, y una segunda parte de los butanos y los butenos; un conducto de flujo para alimentar la fracción de disolvente enriquecido a una columna de rectificación; la columna de rectificación para desgasificar al menos parcialmente el disolvente enriquecido; un conducto de flujo para recuperar una segunda parte de los butanos y butenos de la columna de rectificación como una fracción de cabeza; un conducto de flujo para recuperar los acetilenos C₃ y C₄, 1,3-butadieno, 1,2-butadieno e hidrocarburos C₅₊ de la columna de rectificación como una fracción de extracción lateral; un conducto de flujo para recuperar un disolvente parcialmente desgasificado que comprende 1,2-butadieno y acetilenos C₄ de la columna de rectificación como fracción de cola; un conducto de flujo para alimentar al menos una parte del disolvente parcialmente desgasificado a un desgasificador; el desgasificador para desgasificar adicionalmente el solvente; un conducto de flujo para recuperar una fracción de cabeza que comprende al menos uno de acetilenos C₄ y 1,2-butadieno del desgasificador; un conducto de flujo para recuperar una fracción de extracción lateral que comprende los acetilenos C₄ del desgasificador; un conducto de flujo para recuperar una fracción de cola que comprende el disolvente desgasificado del desgasificador; un compresor de

anillo líquido para comprimir la fracción de cabeza del desgasificador; y un conducto de flujo para reciclar al menos una parte de la fracción de cabeza comprimida del desgasificador a la columna de rectificación.

Las realizaciones del procedimiento y del sistema se definen en las reivindicaciones dependientes. Otros aspectos y ventajas serán evidentes a partir de la siguiente descripción y las reivindicaciones adjuntas.

5 Breve descripción de los dibujos

La figura 1 es un diagrama de flujo simplificado de un procedimiento para la recuperación de butadieno según realizaciones descritas en la presente memoria.

La figura 2 es un diagrama de flujo simplificado de un procedimiento para la recuperación de butadieno según realizaciones descritas en la presente memoria.

10 La figura 3 es un diagrama de flujo simplificado de un procedimiento para la recuperación de butadieno según realizaciones descritas en la presente memoria.

La figura 4 es un diagrama de flujo simplificado de un procedimiento para la recuperación de butadieno según realizaciones descritas en la presente memoria.

15 Como se ha indicado, los diagramas de flujo de las figuras 1-4 son simplificados, y no ilustran bombas, válvulas, válvulas reguladoras, filtros, rehervidores, refrigerantes y otros equipos asociados normalmente con columnas de destilación y operaciones petroquímicas generales, y el experto en la técnica entenderá que estos están presentes, basándose en las figuras y la descripción detallada proporcionada a continuación.

La figura 5 es una comparación de los porcentajes de vaporización frente a la capacidad del rehervidor como función de la temperatura para dos presiones diferentes.

20 Descripción detallada

Las realizaciones descritas aquí se refieren a la recuperación de butadieno de corrientes de hidrocarburos C_4 mixtas. Más específicamente, las realizaciones descritas en la presente memoria se refieren a la mejora de las operaciones y la economía de los procedimientos de extracción de butadieno mediante el uso de presiones intermedias y un compresor de tipo anillo líquido.

25 La fracción C_4 que se va a usar como mezcla de partida en los presentes procedimientos es una mezcla de hidrocarburos que tienen predominantemente cuatro átomos de carbono por molécula. Se obtienen fracciones C_4 , por ejemplo, en la preparación de etileno y/o propileno por craqueo térmico o catalítico de una fracción del petróleo, tal como gas licuado del petróleo, nafta ligera o gasóleo. Las fracciones C_4 se pueden obtener también por la deshidrogenación catalítica (deshidrogenación oxidativa y/o no oxidativa) de n-butano y/o n-butenos. Las fracciones C_4 resultantes en general incluyen butanos, n-butenos, isobutenos, 1,3-butadieno y pequeñas cantidades de hidrocarburos C_3 y C_5 , que incluyen metilacetileno, así como butinos, en particular 1-butino (etilacetileno) y butenino (vinilacetileno). El contenido de 1,3-butadieno en general es de 5 a 80% en peso. Por ejemplo, una unidad de craqueo o CATADIENE puede contener de 15 a 17% en peso de butadieno. Otras corrientes de alimentación de C_4 mixtas pueden contener cantidades mayores o menores de butadieno. Cuando está presente en la corriente de alimentación mixta, el vinilacetileno se puede hidrogenar selectivamente al producto 1,3-butadieno deseado antes de la alimentación de la corriente de C_4 mixta a la unidad de extracción de butadieno. En algunas realizaciones, la corriente de hidrocarburos C_4 mixta puede ser proporcionada, por ejemplo, por al menos uno de craqueo, deshidrogenación oxidativa, y deshidrogenación no oxidativa de una corriente de hidrocarburos C_4 que comprende butano en uno o más reactores de deshidrogenación, para producir una corriente de gas producto que comprende butano, buteno y butadieno.

40 La fracción de hidrocarburos descrita antes, que contiene butanos, butenos, 1,2-butadieno, 1,3-butadieno, acetilenos C_4 , acetilenos C_3 e hidrocarburos C_{5+} , se alimenta a una unidad de extracción de butadieno para la separación y recuperación de los diferentes hidrocarburos, que incluyen una o más fracciones ligeras / butanos / butenos (conocidos normalmente como un producto de refinado-1), una fracción de 1,3-butadieno, una fracción de acetilenos C_3 (propino), una fracción de acetilenos C_4 , que puede incluir una parte del 1,2-butadieno y una fracción pesada, que puede incluir una parte del 1,2-butadieno y los hidrocarburos C_{5+} . En algunas realizaciones, los dímeros de butadieno se pueden formar corriente arriba de la unidad de extracción de butadieno o durante el procesamiento de la fracción de hidrocarburos dentro de la unidad de extracción de butadieno. Los componentes de vinilciclohexeno se pueden recuperar con la fracción pesada, o se pueden recuperar como una fracción separada que contiene vinilciclohexeno.

55 Se ha encontrado que los procedimientos de extracción de butadieno se pueden mejorar mediante el uso de un compresor de tipo anillo líquido para comprimir al menos una parte de la fracción de cabeza del desgasificador. En relación ahora con la figura 1, se ilustra un diagrama de flujo del procedimiento simplificado para recuperar butadieno de acuerdo con realizaciones descritas en la presente memoria. Una alimentación de hidrocarburos mixta 2, que incluye hidrocarburos tales como butanos, butenos, 1,2-butadieno, 1,3-butadieno, metilacetileno, vinilacetileno

- 5 e hidrocarburos C₅⁺, se puede alimentar a un sistema de vaporización de la alimentación (no se muestra) para vaporizar la alimentación de hidrocarburos mixtos. La alimentación vaporizada después se alimenta a la columna de lavado principal 44. En la columna de lavado principal 44, la alimentación vaporizada se pone en contacto con un disolvente, y los butanos y butenos se separan del 1,3-butadieno, 1,2-butadieno, metilacetileno, vinilacetileno e hidrocarburos C₅⁺ más solubles.
- 10 Los disolventes útiles en el procedimiento como se ilustra en la figura 1, pueden incluir butirrolactona, nitrilos tales como acetonitrilo, propionitrilo, metoxipropionitrilo, cetonas tales como acetona, furfural, amidas alifáticas inferiores N-alquil-sustituidas tales como dimetilformamida, dietilformamida, dimetilacetamida, dietilacetamida, N-formilmorfolina, amidas cíclicas N-alquil-sustituidas (lactamas) tales como N-alquilpirrolidonas, en especial N-metilpirrolidona (NMP). En algunas realizaciones, se usan amidas alifáticas inferiores sustituidas con alquilo o amidas cíclicas N-alquil-sustituidas, dimetilformamida, acetonitrilo, furfural o NMP.
- 15 En algunas realizaciones, también se pueden usar mezclas entre sí de estos agentes de extracción, por ejemplo de NMP y acetonitrilo, mezclas de estos agentes de extracción con codisolventes y/o éteres de terc-butilo, p. ej., éter de metilo y terc-butilo, éter de etilo y terc-butilo, éter de propilo y terc-butilo, éter de n- o isobutilo y terc-butilo. En otras realizaciones, la NMP puede estar en disolución acuosa, con de 0 a aproximadamente 20% en peso de agua, o con de 7 a 10% en peso de agua, o con de 8 a 8,5% en peso de agua en otras realizaciones.
- 20 Los butanos y butenos se recuperan de la columna de lavado principal 44 como una fracción de cabeza 8 (refinado 1). El disolvente enriquecido, que incluye los hidrocarburos disueltos, se recupera de la columna de lavado principal 44 como una fracción de cola 46.
- 25 La fracción de cola 46 después se alimenta a la columna de rectificación 48 para desgasificar al menos parcialmente el disolvente enriquecido. Cualesquiera butanos y butenos disueltos, así como otros componentes ligeros, se pueden recuperar de la columna de rectificación 48 como una fracción de cabeza 50, que se puede reciclar para volver a procesar en la columna de lavado principal 44. El metilacetileno y butadienos, que incluyen tanto 1,2-butadieno como 1,3-butadieno e hidrocarburos C₅⁺, se pueden recuperar de la columna de rectificación 48 como una extracción lateral 52, y se puede recuperar un disolvente desgasificado, que puede contener diferentes componentes C₄, que incluyen 1,2-butadieno, 1-butino y vinilacetileno, de la columna de rectificación 48 como una fracción de cola 54.
- 30 La fracción de cola 54 se puede alimentar a un desgasificador 56, para separar el disolvente, los componentes C₄ arrastrados, y una fracción de acetileno C₄, que también puede incluir 1,2-butadieno. Los vapores de C₄ se pueden recuperar del desgasificador y la columna de enfriamiento 56 como una fracción de cabeza 58, que se puede comprimir mediante el compresor de anillo líquido 60.
- 35 El compresor de anillo líquido 60 cumple dos funciones: compresión de la fracción de cabeza del desgasificador y enfriamiento del gas comprimido antes de reciclarlo a la columna de rectificación 48. Después de la compresión, una parte de los gases comprimidos se puede reciclar a la columna de rectificación 48. En algunas realizaciones, la fracción de cabeza comprimida del desgasificador se puede recuperar por la tubería de flujo 88 y alimentar a un separador 90 para separar cualquier gas condensado. La fracción de vapor recuperada del separador 90 después se puede reciclar por la tubería de flujo 92 a la columna de rectificación 48. La fracción de condensado se puede recuperar del separador 90 por la línea de flujo 94, al menos una parte de la cual se puede enfriar por el intercambiador de calor 96 y reciclar a un compresor de anillo líquido 60.
- 40 Una fracción de vinilacetileno se puede extraer del desgasificador 56 como una fracción de extracción lateral 62, lavar con agua alimentada por la tubería 64 en el lavador de acetileno 66, y recuperar como la fracción de vinilacetileno 12. El disolvente desgasificado se puede recuperar del desgasificador 56 como una fracción de cola 68 para reciclar y alimentar a la columna de lavado principal 44 y la columna de lavado posterior 70, donde los hidrocarburos en la fracción de extracción lateral 52 se pueden separar del disolvente. El disolvente se puede recuperar de la columna de lavado posterior 70 como una fracción de cola 72 y reciclar a la columna de rectificación 48, y se puede recuperar una corriente de producto de butadieno bruto de la columna de lavado posterior 70 como fracción de cabeza 74.
- 45 El producto de butadieno bruto (fracción de cabeza 74) sale de la sección de destilación extractiva y después se alimenta a una columna de destilación de metilacetileno 76, donde se recupera el metilacetileno como una fracción de cabeza 10. La fracción de cola 78 contiene 1,3-butadieno, 1,2-butadieno e hidrocarburos más pesados, y se alimenta al fraccionador de butadieno 80. El 1,3-butadieno que tiene una pureza superior al 99,6% se recupera de la columna de butadieno 80 como una fracción de cabeza 6, y el 1,2-butadieno y los productos pesados se recuperan como una fracción de cola 14.
- 50 En algunas realizaciones, puede ser conveniente hidrogenar acetilenos en las fracciones 10, 12 para producir olefinas y dienos adicionales. Adicional o alternativamente, puede ser conveniente usar una columna de aceite verde para recuperar oligómeros de butadieno (vinilciclohexano) y oligómeros de otros componentes olefínicos en la corriente de alimentación de hidrocarburos que se puede producir durante las separaciones indicadas antes.
- 55 En relación ahora con la figura 2, se ilustra un diagrama de flujo simplificado para un procedimiento para recuperar

1,3-butadieno según las realizaciones descritas en la presente memoria, donde los números similares representan componentes similares. En esta realización, la fracción de cola recuperada de la columna de rectificación 48 por la corriente de flujo 54 se puede calentar mediante intercambio de calor indirecto antes de alimentarla al desgasificador 56, tal como mediante el intercambiador de calor 98. El calentamiento de la cola de la columna de rectificación puede vaporizar una parte de los gases disueltos restantes, tales como 1,2-butadieno o acetilenos C₄. Antes de la alimentación de la cola calentada de la columna de rectificación al desgasificador, la cola calentada se puede alimentar a un tambor de alimentación del desgasificador 16 para la separación de fase de la parte vaporizada de la parte líquida del efluente recuperado del calentador 98. Después se puede recuperar una fase líquida del tambor de alimentación 16 y alimentarla por la tubería de flujo 18 al desgasificador 56 y procesar como se ha descrito antes con respecto a la figura 1. La fase de vapor recuperada del tambor de alimentación 16 por la tubería de flujo 40 después se puede combinar con la fracción de vapor comprimida de la tubería de flujo 92 para reciclar a la columna de rectificación 48.

El tambor de alimentación del desgasificador 16 puede funcionar a una presión ligeramente superior a la presión de la cola de la columna de rectificación 48, permitiendo que la fase de vapor recuperada del tambor de alimentación 16 fluya libremente de vuelta a la columna de rectificación 48 sin la necesidad de recompresión del vapor. Parte de la entrada de calor añadida mediante el intercambiador 98 se devuelve así a la columna de rectificación 48 en forma de los vapores evaporados instantáneamente. El reciclado de gas del tambor 16 a la columna de rectificación 48 a una temperatura ligeramente elevada puede, por lo tanto, añadir calor a la columna de rectificación 48, y puede dar como resultado una desgasificación previa adicional en la sección inferior de la columna de rectificación 48, contribuyendo a un requisito de desgasificación global más bajo en el desgasificador 56.

El tambor de alimentación del desgasificador 16 puede ser un recipiente separado, o como se ilustra, puede estar integrado con el desgasificador 56, formando una estructura de un solo recipiente. La integración del tambor de alimentación y el desgasificador en un solo recipiente puede reducir el coste de capital. Al situar el tambor de alimentación 16 encima o en la parte superior del desgasificador 56, la fase líquida en el tambor de alimentación puede fluir fácilmente a la parte superior del desgasificador sin la necesidad de bombas adicionales. Parte de la entrada de calor del intercambiador 98 también fluye así al desgasificador 56 en forma de calor sensible contenido en la alimentación líquida no evaporada instantáneamente al desgasificador 56 por la tubería de flujo 18.

En conjunto, el uso del intercambiador 98 y la separación de fases en el tambor 16 pueden proporcionar dos etapas de evaporación instantánea, en el tambor de alimentación 16 y el desgasificador 56, donde el tambor de alimentación 16 puede funcionar a una presión mayor que la del desgasificador 56. El uso de separaciones de dos etapas puede dar como resultado una desgasificación de C₄ más eficaz, mejorando las separaciones de los hidrocarburos C₄ del disolvente. Además, los gases disueltos desgasificados en el tambor de alimentación 16 y recuperados por la tubería de flujo 40 están a un nivel de presión más alto, y no requieren recompresión para el reciclado a la columna de rectificación 48.

El desgasificador 56 puede funcionar a una presión más baja que la columna de rectificación 56, pero solo los gases recuperados a través de la tubería de flujo 58 requieren recompresión. Como resultado, se puede ajustar el tamaño del compresor de anillo líquido 60 para tener en cuenta el flujo de vapor reducido y los menores requisitos de compresión, lo que da como resultado menores gastos de capital y operación. Por ejemplo, en algunas realizaciones, una relación del caudal de vapor de la fracción de cabeza comprimida del desgasificador (corriente 92) al caudal de vapor de la fase de vapor recuperada del tambor de alimentación del desgasificador 16 (corriente 40) puede estar en el intervalo de aproximadamente 0,1:1 a aproximadamente 1:1; en el intervalo de aproximadamente 0,2:1 a aproximadamente 0,8:1 en otras realizaciones; y de aproximadamente 0,25:1 a aproximadamente 0,5:1 en otras realizaciones más.

En relación ahora con la figura 3, se ilustra un diagrama de flujo simplificado para un procedimiento para recuperar 1,3-butadieno según realizaciones descritas en la presente memoria, donde números similares representan componentes similares. En esta realización, la fracción de cola recuperada de la columna de rectificación 48 por la corriente de flujo 54 se puede calentar mediante intercambio de calor indirecto antes de alimentar al desgasificador 56, tal como mediante intercambiadores de calor 4, 98, para vaporizar una parte de los gases que quedan disueltos, tales como 1,2-butadieno o acetilenos C₄. El intercambiador de calor 4 se puede usar para recuperar calor de la fracción de cola 68 recuperada del desgasificador 56. El intercambiador de calor 98 después se puede usar para calentar más la fracción de cola de la columna de rectificación antes del procesamiento de la fracción de cola de la columna de rectificación parcialmente vaporizada en el tambor de alimentación del desgasificador 16 y procesar como se ha descrito antes con respecto a la figura 2.

En relación ahora a la figura 4, se ilustra un diagrama de flujo simplificado para un procedimiento para recuperar 1,3-butadieno según realizaciones descritas en la presente memoria, donde números similares representan componentes similares. En esta realización, la parte líquida recuperada del tambor de alimentación del desgasificador 16 por la tubería de flujo 18 se calienta mediante intercambio de calor indirecto en el intercambiador de calor 30 para proporcionar calor adicional a la alimentación del desgasificador, que después se procesa como se ha descrito antes.

Como se ha descrito antes con respecto a las figuras 2-4, la fracción de cola de la columna de rectificación se

pueden calentar mediante intercambio de calor indirecto usando intercambiadores 4, 98. En algunas realizaciones, el intercambiador 98 puede usar un medio de intercambio de calor, tal como agua, vapor o un fluido de transferencia de calor orgánico sintético, tal como DOWTHERM u otros, como pueden conocer los expertos en la técnica. También puede ser deseable suprimir la vaporización en los intercambiadores de calor y las tuberías asociadas, favoreciendo la vaporización en el tambor de alimentación 16 o el desgasificador 56 para minimizar o evitar las incrustaciones. Por lo tanto, en algunas realizaciones, los intercambiadores de calor 4, 98 pueden ser calentadores de vaporización suprimida.

El tambor de alimentación del desgasificador 16 puede funcionar a una presión en el intervalo de 343 kPa manométricos a 539 kPa manométricos (de 3,5 kg/cm² manométricos a 5,5 kg/cm² manométricos) en algunas realizaciones; en el intervalo de 392 kPa manométricos a 490 kPa manométricos (de 4 kg/cm² manométricos a 5 kg/cm² manométricos) en otras realizaciones; y de 417 kPa manométricos a 466 kPa manométricos (de 4,25 kg/cm² manométricos a 4,75 kg/cm² manométricos) en otras realizaciones más, tal como a 441 kPa manométricos (4,5 kg/cm² manométricos). El tambor de alimentación del desgasificador 16 puede funcionar a una temperatura en el intervalo de 110°C a 150°C en algunas realizaciones; en el intervalo de 120°C a 140°C en otras realizaciones; y en el intervalo de 125°C a 135°C en otras realizaciones más, tales como a 130°C.

El desgasificador 56 puede funcionar a una presión en el intervalo de 147 kPa manométricos a 343 kPa manométricos (de 1,5 kg/cm² manométricos a 3,5 kg/cm² manométricos) en algunas realizaciones; en el intervalo de 196 kPa manométricos a 294 kPa manométricos (de 2 kg/cm² manométricos a 3 kg/cm² manométricos) en otras realizaciones; y de 221 kPa manométricos a 270 kPa manométricos (de 2,25 kg/cm² manométricos a 2,75 kg/cm² manométricos) en otras realizaciones más, tal como en el intervalo de 226 kPa manométricos a 245 kPa manométricos (de 2,3 kg/cm² manométricos a 2,5 kg/cm² manométricos). El desgasificador 56 puede funcionar a una temperatura en cabeza en el intervalo de 100°C a 150°C en algunas realizaciones; en el intervalo de 110°C a 140°C en otras realizaciones; y en el intervalo de 120°C a 130°C en otras realizaciones más, tal como a 125°C. El desgasificador 56 puede funcionar a una temperatura en la cola en el intervalo de 150°C a 200°C en algunas realizaciones; en el intervalo de 160°C a 190°C en otras realizaciones; y en el intervalo de 170°C a 180°C en otras realizaciones más, tal como a 175°C.

La columna de rectificación 48 puede funcionar a una presión en el intervalo de 294 kPa manométricos a 490 kPa manométricos (de 3 kg/cm² manométricos a 5 kg/cm² manométricos) en algunas realizaciones; en el intervalo de 343 kPa manométricos a 441 kPa manométricos (de 3,5 kg/cm² manométricos a 4,5 kg/cm² manométricos) en otras realizaciones; y de 392 kPa manométricos a 441 kPa manométricos (de 4 kg/cm² manométricos a 4,5 kg/cm² manométricos) en otras realizaciones más, tal como en el intervalo de 402 kPa manométricos a 412 kPa manométricos (de 4,1 kg/cm² manométricos a 4,2 kg/cm² manométricos). La columna de rectificación 48 puede funcionar a una temperatura en cabeza en el intervalo de 40°C a 90°C en algunas realizaciones; en el intervalo de 50°C a 80°C en otras realizaciones; y en el intervalo de 60°C a 70°C en otras realizaciones más, tal como en el intervalo de 63 a 68°C. La columna de rectificación 48 puede funcionar a una temperatura en la cola en el intervalo de 60°C a 120°C en algunas realizaciones; en el intervalo de 70°C a 110°C en otras realizaciones; y en el intervalo de 75°C a 100°C en otras realizaciones más, tal como en el intervalo de 80°C a 95°C.

Se puede suministrar calor a la columna de rectificación por intercambio de calor indirecto en un rehervidor usando un medio de calentamiento que tenga una temperatura inferior a 130°C. Por ejemplo, el medio de calentamiento usado para calentar el rehervidor de la columna de rectificación puede tener una temperatura de funcionamiento en el intervalo de 80°C a 130°C en algunas realizaciones; en el intervalo de 90°C a 125°C en otras realizaciones; y en el intervalo de 100°C a 120°C en otras realizaciones más. En algunas realizaciones, el medio de intercambio de calor usado en el rehervidor de la columna de rectificación se puede controlar de manera que el aumento de la temperatura del procedimiento lateral a través del rehervidor, esté en el intervalo de 5°C a 15°C; y en el intervalo de 8°C a 12°C en otras realizaciones, tal como un delta de 10°C.

La desgasificación en dos etapas proporcionada por el tambor de alimentación del desgasificador 16 y el desgasificador 56, así como el calor introducido en la columna de rectificación 56 por las corrientes de vapor 40, 92, pueden permitir que el rehervidor de la columna de rectificación funcione con un porcentaje de vaporización bajo. Por ejemplo, en algunas realizaciones, el rehervidor de la columna de rectificación puede funcionar teniendo un porcentaje de vaporización a través del rehervidor en el intervalo de 3% en peso a 9% en peso; en el intervalo de 4% en peso a 8% en peso en otras realizaciones; y en el intervalo de 5% en peso a 7% en peso en otras realizaciones más, tal como en el intervalo de 6% en peso a 6,5% en peso. La combinación de un bajo porcentaje de vaporización y bajas temperaturas (tanto en el lado caliente como en el lado frío) puede reducir significativamente las incrustaciones en el rehervidor de la columna de rectificación. Además, el bajo porcentaje de vaporización y las incrustaciones reducidas pueden permitir que el rehervidor de la columna de rectificación sea un intercambiador de calor de tipo convencional, que incluye intercambiadores de calor de un solo paso, a diferencia de un intercambiador de tipo de vaporización suprimida.

Ejemplo

Un procedimiento para recuperar butadieno según realizaciones descritas en la presente memoria, similar al ilustrado en la figura 3, se compara con un procedimiento convencional para recuperar butadieno (usando un

ES 2 676 398 T3

compresor de tornillo o centrífugo, así como una columna de enfriamiento) y un procedimiento sin compresor (que también incluye una columna de enfriamiento) para recuperar butadieno, usando las siguientes condiciones.

5 Para el diseño sin compresor, el desgasificador funciona a una presión de cabeza de 413 kPa manométricos (4,21 kg/cm² manométricos), ligeramente por encima de la presión del sistema de destilación extractiva (lavador principal, columna de rectificación y lavador posterior). Por consiguiente, el desgasificador funciona a temperaturas correspondientemente más altas: 148°C en la parte superior y 193°C en la parte inferior.

Para el procedimiento convencional, el desgasificador funciona a una presión de cabeza de sólo 69 kPa manométricos (0,7 kg/cm² manométricos), y a temperaturas mucho más bajas: 105°C en la parte superior y 149°C en la parte inferior.

10 Para este ejemplo, la realización como se ilustra en la figura 3 usa un rehervidor de columna de rectificación de corriente paralela, de un solo paso, que usa la fracción de cola del desgasificador parcialmente enfriada (disolvente pobre) en el lado de la cubierta. La vaporización parcial (desgasificación) se produce en los tubos del rehervidor, y la mezcla vapor/líquido se calienta a 90°C. El disolvente rico parcialmente desgasificado a 90°C se bombea después mediante una bomba de alimentación del desgasificador a los intercambiadores posteriores donde se calienta adicionalmente en intercambiadores de tipo de vaporización suprimida. La bomba de alimentación del desgasificador proporciona suficiente presión de descarga para asegurar que no se produce vaporización (desgasificación) en ninguno de los intercambiadores. El primer intercambiador es el lado del tubo del intercambiador de alimentación/efluente del desgasificador, donde el disolvente rico se calienta hasta aproximadamente 138°C en el lado del tubo. El intercambiador de alimentación/efluente del desgasificador es un intercambiador de dos cubiertas debido al gran cruce de temperaturas que se produce en este intercambiador. La fracción de cola del desgasificador (disolvente pobre) a 175°C se usa como medio de calentamiento en el lado de la cubierta del intercambiador. El disolvente pobre se enfría a 120°C en el intercambiador de alimentación/efluente del desgasificador antes de enviarse al lado de la cubierta del rehervidor de la columna de rectificación y posteriormente al rehervidor de la columna de butadieno, vaporizador de alimentación y el enfriador de disolvente.

25 El disolvente rico calentado del intercambiador de alimentación/efluente del desgasificador después se envía al calentador de alimentación del desgasificador donde el disolvente rico se calienta adicionalmente frente a vapor a baja presión (150°C) a una temperatura de aproximadamente 138°C. El disolvente rico a su temperatura final después se evapora instantáneamente a través de una válvula de control en el tambor de alimentación del desgasificador, que se encuentra en la parte superior del desgasificador. El tambor de alimentación se aleja de la presión de la fracción de cola de la columna de rectificación y el gas evaporado instantáneamente fluye libremente de vuelta a la columna de rectificación, donde entra por debajo del lecho inferior. El líquido que no se ha evaporado instantáneamente del tambor de alimentación del desgasificador fluye entonces por diferencia de presión/gravedad a la parte superior del desgasificador donde se produce evaporación instantánea de la alimentación adicional. El disolvente parcialmente desgasificado fluye entonces hacia abajo del desgasificador de lecho múltiple, donde esencialmente todos los hidrocarburos C₄ que quedan se separan por completo del disolvente. El calor de la separación lo proporciona el rehervidor del desgasificador, que usa vapor de presión media. El desgasificador también sirve para concentrar los acetilenos C₄ (vinil y etil-acetileno), 1,2-butadieno y VCH. Estos componentes se eliminan en su punto de mayor concentración mediante una extracción lateral de líquido.

En la Tabla 1 se presenta una comparación de los caudales y los requisitos de energía para estos procedimientos.

Unidad de operación	Ejemplo 1			Convencional			Sin compresor		
	Desgasificación kg/h	Capacidad mm kcal/h	Temp. °C	Desgasificación kg/h	Capacidad mm kcal/h	Temp. °C	Desgasificación kg/h	Capacidad mm kcal/h	Temp. °C
Rehervidor Col. rectificación	21797	4,361	90	39918	9,588	120/103,8	27834	7,917	120/108
Alimentación a desgasificador	26429	9,678	137,9/129	--	--	--	--	--	--
Tambor evap. instantánea	26429	0,725		--	--	--	--	--	--
Evap. instantánea entrada desgasificador	6326	--	129/124,6	22101	1,163	120/104,5	16980	9,861 + 0,730	160/147
Desgasificador	9945	10,757	175	6793	9,168	150	9835	11,053	193
Total	64498	25,521		68812	19,919		54,649	29,561	
Flujo de disolvente (kg/h)	290082			311433			316012		
Flujo del compresor (kg/h)	18703			31256			---		
Relación de compresión	1,61			3,42			---		
Energía (kw)	292,6			799,2			---		
Gas disuelto en disolvente rico (kg/h)	64475			68783			54650		

Como se muestra en la tabla anterior, para el procedimiento del ejemplo 1, el calor del procedimiento (colas del desgasificador) se intercambia ventajosamente para la desgasificación a alta presión (colas de la columna de rectificación) y se intercambia ventajosamente para la desgasificación a baja presión (alimentación del desgasificador). El calor del procedimiento se añade a las colas de la columna de rectificación (nivel de presión alta) en dos etapas frente a la adición de calor de una sola etapa en el diseño convencional. La primera etapa es una entrada de calor "suave" por el rehervidor de la columna de rectificación, que es un rehervidor de un solo paso que calienta el disolvente rico de 80°C a 90°C (delta T solo 10°C). A esta baja temperatura de salida, no se requiere un rehervidor de vaporización suprimida, por lo que no se requiere una bomba de la cola de la columna de rectificación. Aunque las condiciones son suaves, una tercera parte de los gases disueltos se eliminan del solvente rico en esta primera etapa de desgasificación. El porcentaje de vaporización en el rehervidor de la columna de rectificación también es bastante bajo (6,2% en peso). La temperatura de entrada del medio de calentamiento en el lado caliente del rehervidor de la columna de rectificación se controla a 120°C, que es significativamente inferior al medio de calentamiento a 150°C usado en el diseño convencional. La combinación de bajas temperaturas (tanto del lado caliente como del lado frío) y el bajo porcentaje de vaporización evitan el problema de incrustaciones en el rehervidor de la columna de rectificación.

Por el contrario, el diseño convencional calienta las colas de la columna de rectificación de 76°C a 120°C (delta T 44°C) en la primera etapa de desgasificación. El procedimiento del ejemplo 1 consigue casi la mitad de la desgasificación que en el diseño convencional, con un aumento de temperatura de solo 10°C frente al aumento de temperatura de 44°C del diseño convencional. Por lo tanto, hay retornos que disminuyen claramente cuando se trata de conseguir la desgasificación a alta presión en una sola etapa como se muestra en la figura 5.

La segunda etapa es una entrada de calor más "intensa" por el intercambiador de alimentación/efluente del desgasificador, que requiere un rehervidor de vaporización suprimida (similar al diseño convencional). En el procedimiento del ejemplo 1, el disolvente rico se calienta a aproximadamente 140°C en un calentador de vaporización suprimida, el intercambiador de alimentación/efluente del desgasificador, y se evapora instantáneamente en el tambor de alimentación situado en la parte superior (y parte del) desgasificador. El tambor funciona a una presión ligeramente superior a la presión de la cola de la columna de rectificación, por lo que el vapor fluye libremente de vuelta a la cola de la columna de rectificación sin necesidad de recompresión del vapor. La entrada de calor de nivel alto está en la forma del vapor evaporado instantáneamente devuelto a la columna de rectificación. El líquido no evaporado instantáneamente fluye entonces por diferencia de presión y gravedad a la parte superior del desgasificador, donde se produce una evaporación instantánea adicional.

La desgasificación a alta presión en dos etapas también es más eficaz en términos de desgasificación de C₄. Dos etapas de evaporación instantánea proporcionan una mejor separación de C₄ del disolvente. En otras palabras, se vaporizan más C₄ y menos disolvente en comparación con el diseño convencional.

Debido a la mayor presión de funcionamiento del desgasificador, el gas de reciclado se devuelve a la columna de rectificación a una temperatura ligeramente más alta que en el diseño convencional y se produce más "desgasificación previa" en la sección inferior de la columna de rectificación. Esto contribuye a un requisito de desgasificación global más bajo.

El calor del procedimiento se añade a la alimentación del desgasificador (desgasificación a baja presión) por medio del calor sensible contenido en el líquido no evaporado instantáneamente en el tambor de alimentación del desgasificador. En otras palabras, parte de la entrada de calor del intercambiador de alimentación/efluente del desgasificador termina en la alimentación al desgasificador.

Debido a que casi 75% de los gases disueltos en el disolvente rico son desgasificados al nivel de presión más alto (que no requiere recompresión) frente a solo 58% en el diseño convencional, la capacidad del compresor de anillo líquido del ejemplo 1 es solo de 60% de la capacidad del compresor de tornillo requerida para el diseño convencional. El desgasificador funciona a una presión de ligeramente menos de 196 kPa (2 kg/cm²) por debajo de la presión de la columna de rectificación. Por consiguiente, la relación de compresión requerida entre el desgasificador y la columna de rectificación es de solo 1,61 frente a 3,42 para el diseño convencional. La combinación de un flujo menor y una relación de compresión menor permiten el uso de un compresor de anillo líquido en lugar del compresor centrífugo o de tornillo más caro usado en el diseño convencional. El menor tamaño (relación de flujo y compresión) del compresor de anillo líquido lo hace aún más barato.

La combinación de menor flujo y menor relación de compresión da como resultado un consumo de energía que es solo 37% de la energía requerida en el diseño convencional, incluso después de tener en cuenta la menor eficacia adiabática esperada del compresor de anillo líquido (50% frente a 76%).

La columna de enfriamiento usada en el diseño convencional se elimina en el procedimiento del ejemplo 1, y su función es reemplazada en gran medida por el compresor de anillo líquido. Por lo tanto, el compresor de anillo líquido realiza dos operaciones: comprimir la fracción de cabeza del desgasificador; y enfriar el gas comprimido.

Como se ha indicado antes, en algunas realizaciones, se puede añadir un segundo calentador de alimentación del desgasificador en la cola del tambor de alimentación del desgasificador para proporcionar algo de calor de servicio

adicional de bajo nivel a la alimentación del desgasificador. En este caso, el calentador podría estar situado a nivel y la cabeza estática líquida en la entrada al intercambiador se usaría para suprimir la vaporización. El vapor de baja presión usado desplazaría una cantidad equivalente de vapor a presión media, lo que resultaría en una mejor economía. Esta opción también puede depender de la disponibilidad específica del proyecto de vapor a baja presión y costes de servicio relativos.

5

El diseño combinado de tambor de alimentación del desgasificador/desgasificador no tiene una penalización de coste significativa. Por ejemplo, el intercambiador de alimentación/efluente del desgasificador es un rehervidor de vaporización suprimida, ya hay suficiente presión de fluido para superar la cabeza estática para alimentar al tambor situado en la elevación más alta. En el diseño convencional, esto simplemente se hace a través de la válvula de control. Por lo tanto, no hay un coste adicional asociado con el bombeo en el tambor montado en la parte superior del desgasificador. Además, el desgasificador está diseñado para ser llenado de líquido durante la limpieza química y la pasivación. La adición de un tambor en la parte superior del desgasificador no aumenta significativamente el coste de la torre. Además, hasta hace poco, todos los diseños anteriores de desgasificador tenían el lavador de acetileno montado en el lateral del desgasificador. El lavador de acetileno es significativamente más grande y más pesado que el tambor de alimentación, y se instaló en una posición asimétrica. Hay poco o ningún coste adicional asociado con el montaje del tambor en la parte superior del desgasificador. Además, el coste del tambor en la parte superior de la torre es menor que para un tambor independiente: solo se requiere una cabeza adicional; el aumento de coste para la longitud adicional de la cubierta es pequeño; no hay recuento adicional de piezas; y no se requiere superficie adicional.

10

15

20

El desgasificador funciona a una presión y temperatura más altas que el desgasificador en el diseño convencional. Aunque la temperatura de la fracción de cola (175°C) es mayor que el diseño convencional (150°C), es significativamente menor que la temperatura de la fracción de cola del desgasificador en el diseño sin compresor (193°C). Por lo tanto, el procedimiento del ejemplo 1 se beneficia de la desgasificación previa en la parte inferior de la columna de rectificación y el área de desgasificación y compresión.

25

En comparación con el diseño de extracción de butadieno convencional, las realizaciones descritas en la presente memoria pueden tener una o más de las siguientes ventajas. 1. Funcionamiento del desgasificador a una mayor presión y temperatura. 2. Sustitución del compresor convencional de gas de reciclado (centrífugo o de tornillo) por un compresor de anillo líquido más pequeño y más barato. 3. Sustitución de los intercambiadores de disolventes convencionales (diseño de 3 cubiertas) por lo siguiente: a. rehervidor de columna de rectificación (1 cubierta), b. intercambiador de alimentación/efluente del desgasificador (2 cubiertas). 4. Uso de un tambor de evaporación instantánea de alimentación montado en la parte superior del desgasificador. Esto permite la recuperación del vapor evaporado instantáneamente sin la necesidad de recompresión y también elimina la necesidad de un segundo conjunto de bombas entre la columna de rectificación y el desgasificador (véase el punto 4). 5. Eliminación de las bombas de las colas de la columna de rectificación (alta capacidad/cabeza alta). 6. Eliminación de la columna de enfriamiento (refrigeración proporcionada en el compresor de anillo líquido). 7. Eliminación de las bombas de las colas de la columna de enfriamiento (el flujo refrigerante es pequeño y por disminución de presión). 8. Disolvente y enfriador de agua menores (solo 1 cubierta). 9. Menor coste de equipo. 10. Menor coste operativo.

30

35

40

En comparación con el diseño de extracción de butadieno sin compresor, las realizaciones descritas en la presente memoria pueden tener una o más de las siguientes ventajas. 1. Funcionamiento del desgasificador a una menor presión y temperatura. 2. Sustitución de los intercambiadores de disolvente (diseño de 3 cubiertas) por un rehervidor de columna de rectificación más pequeño (diseño de 1 cubierta). 3. Intercambiador de efluente/alimentación del desgasificador más pequeño. 4. Adición de un compresor de anillo líquido pequeño, de bajo coste, refrigerante y tambor separador. 5. Adición de un tambor de evaporación instantánea de alimentación montado en la parte superior del desgasificador. 6. Eliminación de las bombas de las colas de la columna de rectificación (alta capacidad/cabeza alta). 7. Riesgo significativamente menor: la temperatura de las colas del desgasificador es de 175°C frente a 193°C para la opción sin compresor, lo que da como resultado menos incrustaciones y un límite superior de concentración de acetilenos C_4 de entrada. 8. Mayor rendimiento: la temperatura de las colas del desgasificador es de 175°C frente a 193°C para la opción sin compresor, dando como resultado menos incrustaciones y un límite superior de concentración de acetilenos C_4 de entrada. 9. Menor coste de equipo esperado. 10. Menor coste operativo esperado.

45

50

Como se ha mostrado antes, los procedimientos de extracción de butadieno de acuerdo con las realizaciones descritas en la presente memoria se pueden llevar a cabo a una presión intermedia relativa usando un compresor de tipo anillo líquido. El uso de un compresor de anillo líquido, entre otras opciones del procedimiento presentadas en la presente memoria, puede reducir ventajosamente los costes de capital y operación, de manera similar a la opción sin compresor, a la vez que mitiga los riesgos asociados con las mayores temperaturas y presiones de funcionamiento de la opción sin compresor. Por lo tanto, las realizaciones descritas en la presente memoria abarcan las mejores características del diseño convencional (baja presión, con un compresor) con las ventajas del diseño sin compresor (bajo coste de capital y operativo), así como otras ventajas exclusivas de los sistemas descritos en la presente memoria.

55

60

Aunque la descripción incluye un número limitado de realizaciones, los expertos en la técnica, que tienen el beneficio de esta descripción, apreciarán que pueden diseñarse otras realizaciones que no se aparten del alcance de la presente descripción. Por consiguiente, el alcance debería estar limitado solo por las reivindicaciones adjuntas.

REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento para recuperar 1,3-butadieno a partir de una fracción C₄, que comprende
 - alimentar una fracción de hidrocarburos (2) que contiene butanos, butenos, 1,2-butadieno, 1,3-butadieno, acetilenos C₄, acetilenos C₃ e hidrocarburos C₅₊, a un sistema de destilación extractiva (44);
- 5 poner en contacto la fracción de hidrocarburos (2) con un disolvente en el sistema de destilación extractiva (44) para disolver selectivamente una parte de la fracción de hidrocarburos (2);
 - recuperar una fracción de vapor (8) que comprende una primera parte de los butanos y los butenos del sistema de destilación extractiva (44);
- 10 recuperar una fracción de disolvente enriquecido (46) que comprende el 1,3-butadieno, el 1,2-butadieno, acetilenos C₄, acetilenos C₃, hidrocarburos C₅₊, y una segunda parte de los butanos y los butenos;
 - alimentar la fracción de disolvente enriquecido (46) a una columna de rectificación (48) para desgasificar al menos parcialmente el disolvente enriquecido;
 - recuperar una segunda parte de los butanos y butenos de la columna de rectificación (48) como una fracción de cabeza (50);
- 15 recuperar los acetilenos C₃ y C₄, 1,3-butadieno, 1,2-butadieno e hidrocarburos C₅₊ de la columna de rectificación (48) como una fracción de extracción lateral (52);
 - recuperar un disolvente parcialmente desgasificado (54) que comprende 1,2-butadieno y acetilenos C₄ de la columna de rectificación (48) como una fracción de cola;
- 20 alimentar al menos una parte del disolvente parcialmente desgasificado (54) a un desgasificador (56) para desgasificar adicionalmente el disolvente;
 - recuperar una fracción de cabeza (58) que comprende al menos uno de acetilenos C₄ y 1,2-butadieno del desgasificador (56);
 - recuperar una fracción de extracción lateral (62) que comprende los acetilenos C₄ del desgasificador (56);
 - recuperar una fracción de cola (68) que comprende el disolvente desgasificado del desgasificador (56);
- 25 comprimir la fracción de cabeza del desgasificador (58) usando un compresor de anillo líquido (60); y
 - reciclar al menos una parte de la fracción de cabeza comprimida (88) del desgasificador a la columna de rectificación (48).
- 30 2. El procedimiento según la reivindicación 1, que comprende además la separación de fase de la fracción de cabeza comprimida (88) del desgasificador para recuperar una fracción condensada (94) y el reciclado de al menos una parte de la fracción condensada (94) al compresor de anillo líquido (60).
3. El procedimiento según la reivindicación 1, que comprende además:
 - calentar el disolvente parcialmente desgasificado (54) mediante intercambio de calor indirecto para vaporizar al menos una parte del 1,2-butadieno y/o acetilenos C₄ disueltos;
- 35 alimentar el disolvente parcialmente desgasificado calentado a un tambor de alimentación del desgasificador (16) para la separación de fase de la parte vaporizada del 1,2-butadieno y/o acetilenos C₄ del disolvente parcialmente desgasificado calentado;
 - recuperar una fase de vapor (40) del tambor de alimentación del desgasificador (16) que comprende al menos uno de 1,2-butadieno y acetilenos C₄;
 - recuperar una fase líquida (18) del tambor de alimentación del desgasificador (16);
- 40 alimentar la fase líquida (18) del tambor de alimentación del desgasificador (16) al desgasificador (56) como la al menos una parte del disolvente parcialmente desgasificado.
4. El procedimiento de la reivindicación 3, en donde el tambor de alimentación del desgasificador (16) y el desgasificador (56) están integrados.
- 45 5. El procedimiento de la reivindicación 3, que comprende además mezclar la fase de vapor (40) recuperada del tambor de alimentación del desgasificador (16) y la al menos una parte de la fracción de cabeza comprimida del desgasificador y reciclar la parte combinada a la columna de rectificación (48).

6. El procedimiento de la reivindicación 5, en donde una relación de al menos una parte de la fracción de cabeza comprimida del desgasificador a la fase de vapor está en un intervalo de aproximadamente 0,1:1 a 1:1.
7. El procedimiento de la reivindicación 3, en donde el tambor de alimentación del desgasificador (16) funciona a una presión en el intervalo de 343 a 539 kPa (de 3,5 a 5,5 kg/cm²) manométricos y una temperatura en el intervalo de 120°C a 140°C.
8. El procedimiento de la reivindicación 7, en donde la presión del desgasificador (56) es mayor que una presión de funcionamiento de la columna de rectificación (48).
9. El procedimiento de la reivindicación 3, en donde el calentamiento del disolvente parcialmente desgasificado (54) mediante el intercambio de calor indirecto comprende al menos uno de:
- poner en contacto el disolvente parcialmente desgasificado (54) con la fracción de cola del desgasificador (68) mediante el intercambio de calor indirecto (68); y
- poner en contacto el disolvente parcialmente desgasificado (54) con un medio de intercambio de calor que comprende al menos uno de un fluido de transferencia de calor orgánico sintético, agua y vapor.
10. El procedimiento de la reivindicación 9, en donde un intercambiador(es) de calor para poner en contacto con el disolvente parcialmente desgasificado (54) comprende(n) un calentador de vaporización suprimida.
11. El procedimiento de la reivindicación 1, en donde el desgasificador (56) funciona a una presión de cabeza en el intervalo de 147 a 343 kPa (de 1,5 a 3,5 kg/cm²) manométricos y una temperatura de cabeza en el intervalo de 110°C a 140°C.
12. El procedimiento de la reivindicación 11, en donde el desgasificador (56) funciona a una temperatura de cola en el intervalo de 160°C a 190°C.
13. El procedimiento de la reivindicación 1, en donde la columna de rectificación (48) funciona a una presión de cabeza en el intervalo de 294 a 490 kPa (de 3 a 5 kg/cm²) manométricos y una temperatura de cabeza en el intervalo de 50°C a 70°C.
14. El procedimiento de la reivindicación 13, en donde la columna de rectificación (48) funciona a una temperatura de cola en el intervalo de 70°C a 100°C.
15. El procedimiento de la reivindicación 14, en donde el calor se suministra a la columna de rectificación (48) mediante intercambio de calor indirecto en un rehervidor usando un medio de calentamiento que tiene una temperatura inferior a 130°C.
16. El procedimiento de la reivindicación 15, en donde el rehervidor comprende un intercambiador de calor de un solo paso.
17. El procedimiento de la reivindicación 16, en donde un aumento de la temperatura del procedimiento lateral a través del rehervidor está en el intervalo de 5°C a 15°C.
18. El procedimiento de la reivindicación 17, en donde un porcentaje de vaporización a través del rehervidor está en el intervalo de 3% en peso a 9% en peso.
19. Un sistema para recuperar 1,3-butadieno a partir de una fracción C₄, que comprende:
- un conducto de flujo (2) para la alimentación de una fracción de hidrocarburos que contiene butanos, butenos, 1,2-butadieno, 1,3-butadieno, acetilenos C₄, acetilenos C₃ e hidrocarburos C₅₊ a un sistema de destilación extractiva;
- el sistema de destilación extractiva (44) para poner en contacto la fracción de hidrocarburos con un disolvente en el sistema de destilación extractiva (44) para disolver selectivamente una parte de la fracción de hidrocarburos;
- un conducto de flujo (8) para recuperar una fracción de vapor que comprende una primera parte de los butanos y los butenos del sistema de destilación extractiva (44);
- un conducto de flujo (46) para recuperar una fracción de disolvente enriquecido que comprende el 1,3-butadieno, el 1,2-butadieno, acetilenos C₄, acetilenos C₃, hidrocarburos C₅₊, y una segunda parte de los butanos y los butenos;
- un conducto de flujo (46) para alimentar la fracción de disolvente enriquecido a una columna de rectificación (48);
- la columna de rectificación (48) para desgasificar al menos parcialmente el disolvente enriquecido;
- un conducto de flujo (50) para recuperar una segunda parte de los butanos y butenos de la columna de rectificación (48) como una fracción de cabeza;

un conducto de flujo (52) para recuperar los acetilenos C₃ y C₄, 1,3-butadieno, 1,2-butadieno e hidrocarburos C₅₊ de la columna de rectificación (48) como una fracción de extracción lateral;

un conducto de flujo (54) para recuperar un disolvente parcialmente desgasificado que comprende 1,2-butadieno y acetilenos C₄ de la columna de rectificación (48) como una fracción de cola;

5 un conducto de flujo (54) para alimentar al menos una parte del disolvente parcialmente desgasificado a un desgasificador (56);

el desgasificador (56) para desgasificar adicionalmente el solvente;

un conducto de flujo (58) para recuperar una fracción de cabeza que comprende al menos uno de acetilenos C₄ y 1,2-butadieno del desgasificador (56);

10 un conducto de flujo (62) para recuperar una fracción de extracción lateral que comprende los acetilenos C₄ del desgasificador (56);

un conducto de flujo (68) para recuperar una fracción de cola que comprende el disolvente desgasificado del desgasificador (56);

un compresor de anillo líquido (60) para comprimir la fracción de cabeza del desgasificador; y

15 un conducto de flujo (88) para reciclar al menos una parte de la fracción de cabeza comprimida del desgasificador a la columna de rectificación (48).

20. El sistema de la reivindicación 19, que además comprende:

un separador (90) para la separación de fase de la fracción de cabeza comprimida del desgasificador para recuperar una fracción condensada; y

20 un conducto de flujo para reciclar al menos una parte de la fracción condensada al compresor de anillo líquido.

21. El sistema de la reivindicación 19, que además comprende:

un intercambiador de calor para calentar el disolvente parcialmente desgasificado mediante intercambio de calor indirecto para vaporizar al menos una parte del 1,2-butadieno y/o acetilenos C₄ disueltos;

25 un conducto de flujo para alimentar el disolvente parcialmente desgasificado calentado a un tambor de alimentación del desgasificador (16);

el tambor de alimentación del desgasificador (16) para la separación de fase de la parte vaporizada del 1,2-butadieno y/o acetilenos C₄ del disolvente parcialmente desgasificado calentado;

un conducto de flujo (40) para recuperar una fase de vapor del tambor de alimentación del desgasificador (16) que comprende al menos uno de 1,2-butadieno y acetilenos C₄;

30 un conducto de flujo para recuperar una fase líquida del tambor de alimentación del desgasificador (16) y la alimentación de la fase líquida del tambor de alimentación del desgasificador (16) al desgasificador (56) como la al menos una parte del disolvente parcialmente desgasificado.

35 22. El sistema de la reivindicación 21, que comprende además un dispositivo de mezcla para mezclar la fase de vapor recuperada del tambor de alimentación del desgasificador (16) y la al menos una parte de la fracción de cabeza comprimida del desgasificador y reciclar la parte combinada a la columna de rectificación (48).

23. El sistema de la reivindicación 21, en donde el intercambiador de calor para calentar el disolvente parcialmente desgasificado mediante el intercambio de calor indirecto comprende al menos uno de:

un intercambiador de calor (4) para poner en contacto el disolvente parcialmente desgasificado con la fracción de cola del desgasificador mediante intercambio de calor indirecto; y

40 un intercambiador de calor (98) para poner en contacto el disolvente parcialmente desgasificado con un medio de intercambio de calor que comprende al menos uno de aceite, agua y vapor.

24. El sistema de la reivindicación 23, en donde el(los) intercambiador(es) de calor (4, 98) para poner en contacto el disolvente parcialmente desgasificado comprenden un calentador de vaporización suprimida.

45 25. El sistema de la reivindicación 19, que comprende además un rehervidor para suministrar calor a la columna de rectificación (48) mediante intercambio de calor indirecto, en donde el rehervidor comprende un intercambiador de calor de un solo paso.

Figura 1

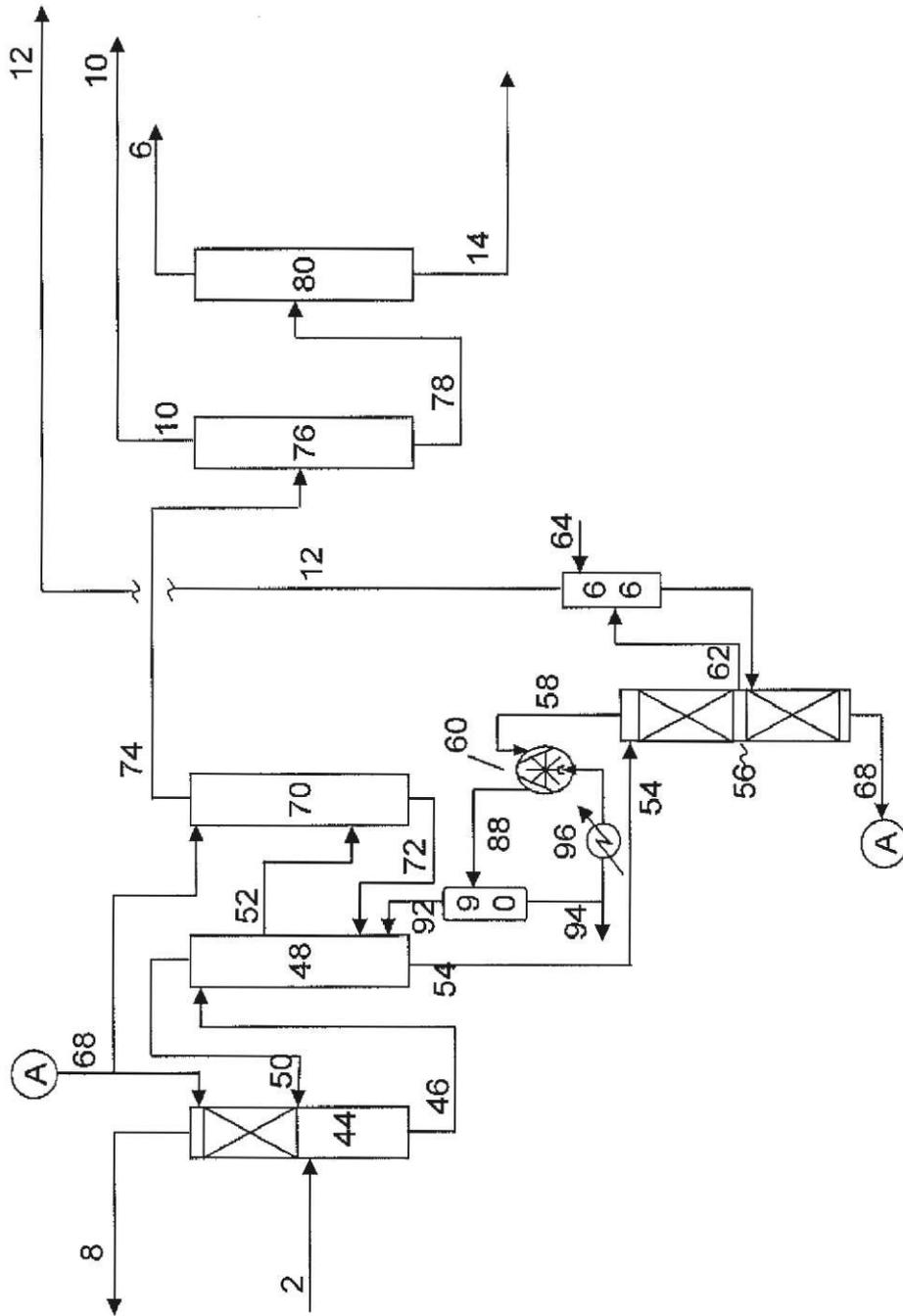


Figura 2

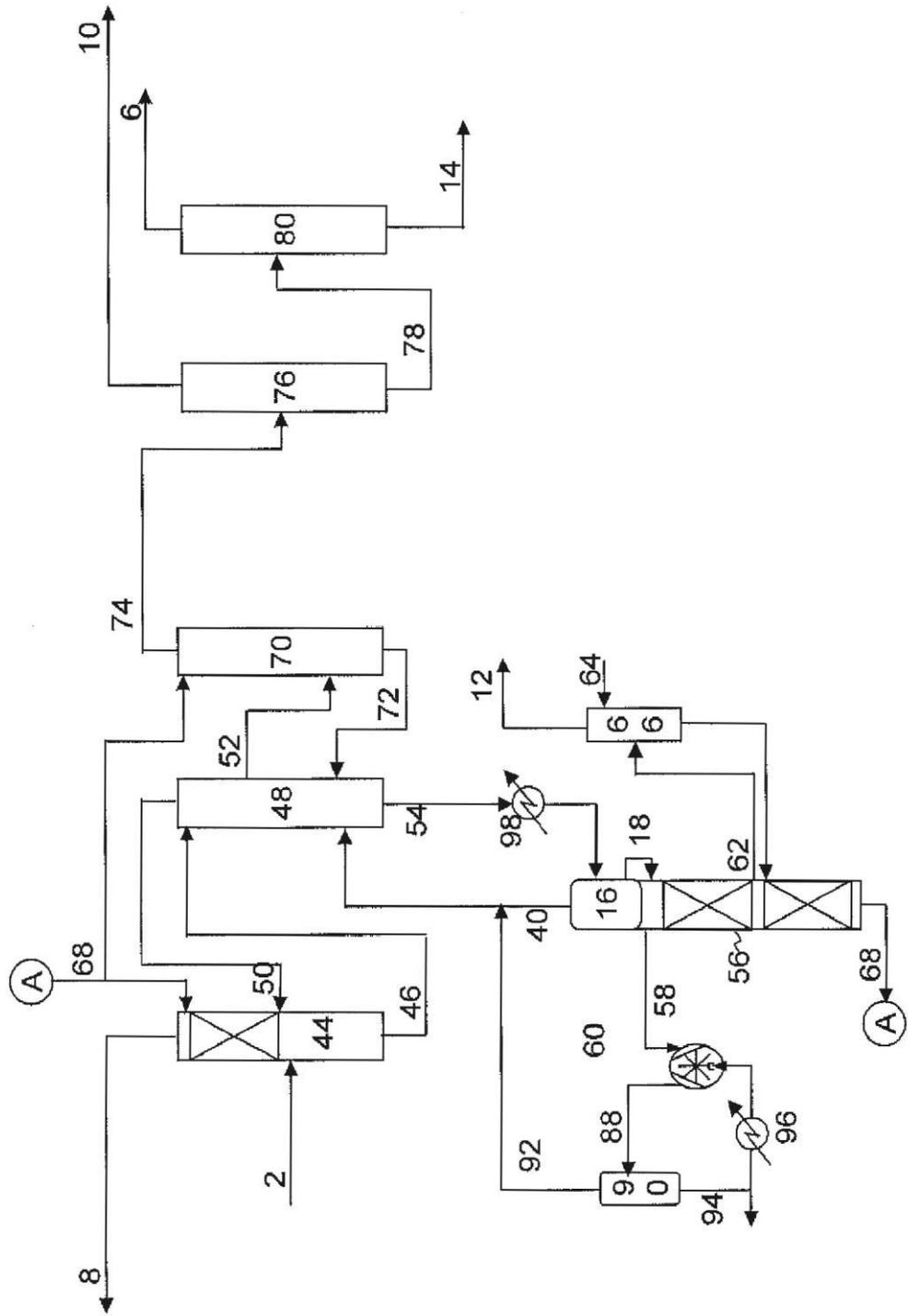
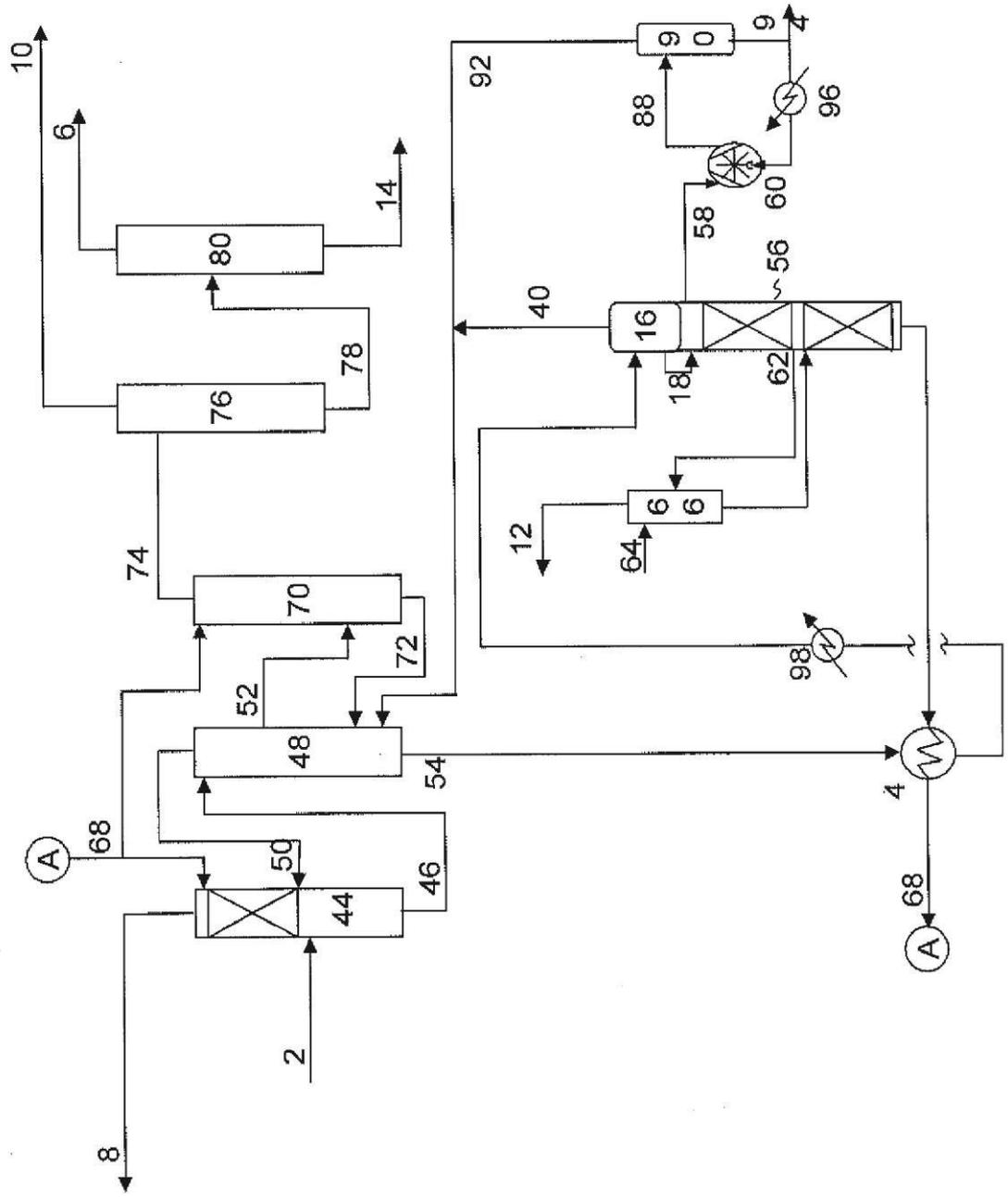


Figura 3



60

Figura 4

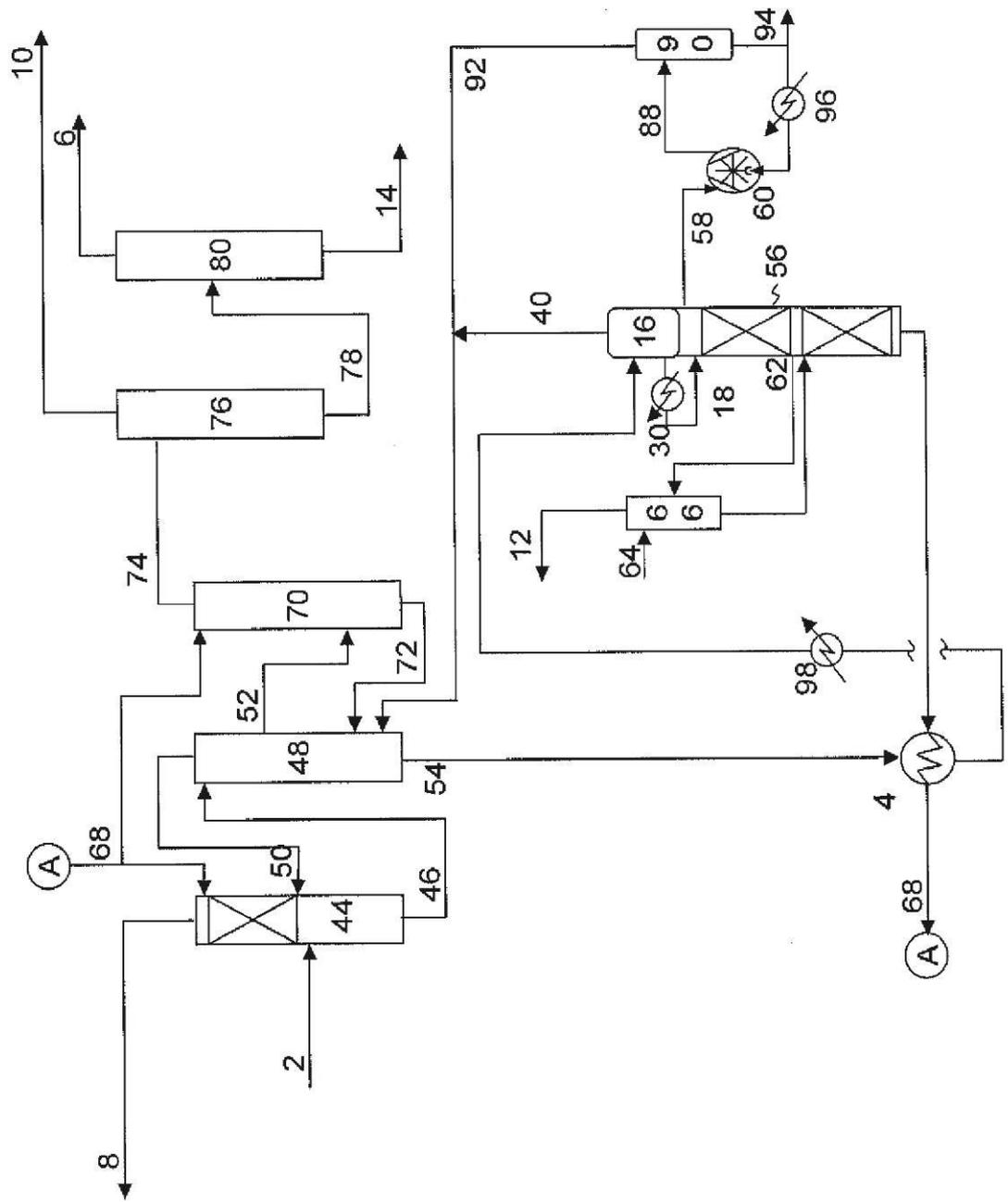


Figura 5

