

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 731 803**

51 Int. Cl.:

C07C 7/00	(2006.01)
C10G 7/08	(2006.01)
C10G 21/00	(2006.01)
B01D 3/14	(2006.01)
B01D 3/40	(2006.01)
B01D 3/42	(2006.01)
C07C 7/08	(2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

- 86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **09.10.2013 PCT/US2013/064104**
- 87 Fecha y número de publicación internacional: **15.05.2014 WO14074261**
- 96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **09.10.2013 E 13852493 (9)**
- 97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **20.03.2019 EP 2917169**

54 Título: **Extracción selectiva de olefina**

30 Prioridad:

07.11.2012 US 201261723512 P

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
19.11.2019

73 Titular/es:

**LUMMUS TECHNOLOGY LLC (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 2 731 803 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

Extracción selectiva de olefina

Campo de la descripción

5 Las realizaciones descritas aquí se refieren generalmente a procedimientos de extracción de olefina selectivos mejorados en los que la fracción de cabeza del desgasificador condensada se separa de fase con reflujo total de la fase acuosa, agua de reposición a reflujo separadamente, más una integración térmica mejorada.

Antecedentes

10 Los butenos y los butanos son productos de alta demanda industrial y usualmente se obtienen preparando cortes que comprenden hidrocarburos de C₄ a partir de craqueos de vapor o nafta. En las fuentes de materia prima disponibles, los diferentes isómeros de los butenos y butanos y también el butadieno están típicamente presentes en mezclas por destilación extractiva. Para la elaboración adicional de los butenos y butanos, con frecuencia es necesario separarlos unos de otros. Como consecuencia de la gran proximidad de sus puntos de ebullición, generalmente no es posible conseguir las purezas requeridas por simple destilación. Como tal, es necesario recurrir a otros procedimientos de separación, que incluyen la destilación extractiva usando disolventes polares, tales como los descritos en el documento US20060096849.

15 Desgraciadamente, el uso de extractantes polares, tales como una mezcla de N-metilpirrolidona (NMP) y agua, puede dar como resultado concentraciones indeseablemente altas de agua en el producto de buteno, si no se maneja apropiadamente. Adicionalmente, el uso de tales mezclas añade el potencial para la formación de fases hidrocarbonadas y acuosas separadas en bandejas o empaque en una torre, lo que puede reducir la eficiencia de separación de la torre.

Sumario de las realizaciones reivindicadas

25 En un aspecto, las realizaciones descritas aquí se refieren a un procedimiento para separar butenos y butanos mediante destilación extractiva usando un disolvente polar. El procedimiento puede incluir: poner en contacto una mezcla de hidrocarburos que comprende butanos y butenos con una mezcla de disolvente pobre que comprende agua y uno o más disolventes polares en una columna de destilación extractiva para formar una fracción de disolvente enriquecida que comprende los butenos y disolvente (s); recuperar una fracción de cabeza que comprende butanos de la columna de destilación extractiva; recuperar la fracción de disolvente enriquecido como fracción de cola de la columna de destilación extractiva; alimentar la fracción de cola a un separador que comprende una sección de separación y una sección de lavado para separar los butenos de la mezcla de disolventes; recuperar la mezcla de disolvente pobre como una fracción de cola del separador; recuperar una fracción de cabeza del separador que comprende butenos y agua del separador; condensar la fracción de cabeza para formar una fracción de agua y una fracción de producto de butenos; alimentar agua como reflujo a la parte superior de la sección de lavado del separador; alimentar por lo menos una porción de la fracción de agua condensada entre la parte superior e inferior de la sección de lavado del separador como un segundo reflujo.

35 En otro aspecto, las realizaciones descritas aquí se refieren a un sistema para separar butenos y butanos mediante destilación extractiva usando un disolvente polar. El sistema puede incluir: una columna de destilación extractiva para poner en contacto una mezcla de hidrocarburos que comprende butanos y butenos con una mezcla de disolvente pobre que comprende agua y uno o más disolventes polares para recuperar una fracción de disolvente enriquecida que comprende los butenos y disolvente (s) como una fracción de cola y recuperar una fracción de cabeza que comprende los butanos; un separador que comprende una sección de separación inferior y una sección de lavado superior para separar la fracción de cola y recuperar una fracción de cabeza que comprende butenos y agua y una fracción de cola que comprende la mezcla de disolvente pobre; un sistema de la fracción de cabeza del separador para condensar la fracción de cabeza para formar una fracción de agua y una fracción de producto de butenos; una conducción de flujo para alimentar agua como reflujo a la parte superior de la sección de lavado del separador; una conducción de flujo para alimentar por lo menos una porción de la fracción de agua condensada entre la parte superior e inferior de la sección de lavado del separador como un segundo reflujo.

Otros aspectos y ventajas serán evidentes a partir de la siguiente descripción y las reivindicaciones adjuntas.

Breve descripción de los dibujos.

50 La figura 1 es un diagrama de flujo simplificado de un procedimiento para separar butenos de butano según realizaciones descritas aquí

La figura 2 es un diagrama de flujo simplificado de un procedimiento para separar butenos de butano según realizaciones descritas aquí.

La figura 3 es un diagrama de flujo simplificado de un procedimiento para separar butenos de butano según

realizaciones descritas aquí.

Descripción detallada

En un aspecto, las presentes realizaciones se refieren a un procedimiento para separar butenos y butanos de una corriente que comprende una mezcla de hidrocarburos de C₄ por destilación extractiva usando un extractante polar. Los extractantes polares según las realizaciones descritas aquí pueden incluir, por ejemplo, dimetilformamida (DMF), N-metilpirrolidona (NMP), acetonitrilo, furfural, N-formilmorfolina y dimetilacetamida. Los extractantes se pueden usar anhidros o virtualmente anhidros o en una mezcla de 0.1 a 20% en peso de agua. En otro aspecto, las realizaciones descritas aquí se refieren a procedimientos de extracción de olefinas selectiva en los que la fracción de cabeza del desgasificador condensada se separa de fase con reflujo total de la fase acuosa y el agua de reposición se somete a reflujo por separado, evitando por ello la formación de dos fases líquidas dentro de las columnas y mejorando la eficiencia de separación del producto. Las realizaciones descritas aquí también proporcionan una integración térmica mejorada. Cada uno de estos aspectos se describen en más detalla a continuación con respecto a las figuras 1 y 2.

Haciendo referencia ahora a la figura 1, se ilustra un diagrama de flujo simplificado de un procedimiento para separar butenos de butano según las realizaciones descritas aquí. Una mezcla de butanos y butenos, tal como una fracción mixta de C₄ o un refinado 1 de una unidad de extracción de butadieno, se alimenta a través de la conducción 2 de flujo para alimentar el tambor 4 de vaporización y se vaporiza en el vaporizador 6 de alimentación, que puede ser un intercambiador de termosifón. El vaporizador 6 de alimentación utiliza un disolvente 8 pobre caliente como medio de calentamiento. Si la fracción de cabeza del lavador principal de una unidad de extracción de butadieno (no mostrada) se toma directamente, no se requeriría un vaporizador de alimentación.

La alimentación 10 vaporizada se introduce en el medio del absorbedor 12 de buteno. El disolvente 14 pobre, enfriado en el enfriador 16 de disolvente, se alimenta por encima del lecho 18 superior del absorbedor 12 de buteno, en el que los butenos se absorben selectivamente y los butanos menos solubles suben por la columna y se recogen como una fracción 20 de cabeza. La fracción 20 de cabeza se condensa en el condensador 22 contra el agua de refrigeración, y los butanos condensados se recogen en el tambor 24. Una porción de los butanos condensados se alimenta vía la conducción 26 de flujo como reflujo para lavar las bandejas 28 en la parte superior del absorbedor 12 de buteno, que sirve para rebajar el disolvente arrastrado. El resto del destilado de butano se recupera como producto 30 de butano

En algunas realizaciones, puede ser necesario un sistema de destilación extractiva de sistema de absorbedor de buteno / rectificador de buteno de dos columnas, tal como cuando se requieren especificaciones muy estrictas de butano y muy estrictas de buteno. En tal caso, puede ser necesario un sistema de dos columnas debido al mayor número de etapas requeridas y a las limitaciones de altura de la columna. Haciendo referencia ahora a la figura 2, en la que los números similares representan partes similares, en esta realización la alimentación 10 vaporizada se introduce en la parte inferior del absorbedor 12A de buteno. La fracción de cola 32 del absorbedor de buteno se bombea a la parte superior del rectificador 12B de buteno, y la fracción de cabeza 34 del rectificador de buteno fluye por diferencia de presión al fondo del absorbedor 12A de buteno. Por consiguiente, el rectificador 12B de buteno es solo una extensión del absorbedor 12A de buteno, pero construido como una columna separada; las dos columnas operan de manera similar a la del absorbedor 12 de buteno, con etapas adicionales y altura para cumplir las elevadas especificaciones de separación.

Haciendo referencia ahora a las figuras 1 y 2, la fracción de cola del absorbedor de buteno se vuelve a hervir en uno o más rehervidores 36 del lado del absorbedor de buteno, utilizando un disolvente 38 pobre caliente como medio de calentamiento. Todos los rehervidores 36 secundarios pueden ser rehervidores de tipo de vaporización en circuito abierto. Para especificaciones de buteno y butano muy estrictas, puede ser necesario un rehervidor 40 absorbedor de buteno, usando agua templada o vapor como medio de intercambio de calor.

La extracción de butenos con disolvente/agua en el absorbedor/rectificador 12 de buteno se puede llevar a cabo a una presión en el intervalo de alrededor de 2 bar a alrededor de 15 bar y a temperaturas en el intervalo de alrededor de 40°C a alrededor de 100°C.

En algunas realizaciones, se pueden proporcionar una serie de rehervidores a contracorriente, que incluyen dos, tres, cuatro o más rehervidores 36 secundarios de absorbedor de buteno, donde las fracciones líquidas extraídas de más arriba en la columna (es decir, las fracciones de temperatura más baja) se calientan usando disolvente pobre caliente descargado de los rehervidores secundarios inferiores (es decir, fracciones de temperatura más alta). Por ejemplo, como se muestra en la figura 3, líquido del lecho 42 inferior del absorbedor 12 de buteno se recoge en una bandeja de chimenea y se alimenta al rehervidor 36A. La salida 43 del rehervidor de fase mixta se devuelve al absorbedor 12 de buteno en un compartimiento 44 debajo de donde se retira la entrada del rehervidor. Las fases vapor y líquido se separan en el compartimiento 44, donde la fase líquida se recoge en una bandeja de chimenea inferior y se alimenta al rehervidor 36B, y el vapor pasa a través de la bandeja de chimenea superior y entra en el lecho 42 inferior del absorbedor de buteno. Como se ilustra, hay tres rehervidores de flujo en serie a contracorriente 36 (A, B, C) que intercambian calor con el disolvente 38 pobre y funcionan de una manera similar (extracto líquido, con la fase mixta devuelta debajo de la bandeja del extracto). El líquido del rehervidor 36C se recoge en un compartimiento 46 regulado en el fondo del absorbedor 12 de buteno y se alimenta al rehervidor 40, que puede usar

vapor como fluido de calentamiento. El rehervidor 40 también puede ser un rehervidor del tipo de vaporización en circuito abierto, usando vapor de baja presión (LP) como medio de calentamiento en lugar de disolvente pobre caliente. El vapor de LP proporciona una parte de la entrada de calor neta al sistema y se utiliza para fines de control. La salida del rehervidor 40 de vapor del rectificador de buteno se separa en la parte inferior de la columna 12 y el líquido se recoge en el sumidero 48 de la columna. En el caso de que las especificaciones del producto de butano y/o buteno sean vagas, es posible que no se requiera el rehervidor de vapor. En el caso de que las especificaciones de los productos de butano y buteno sean estrictas, se puede requerir vapor de presión media (MP).

El uso de rehervidores de vaporización en circuito abierto puede permitir una mayor retirada de calor del disolvente pobre que mediante los rehervidores de tipo de vaporización suprimida. Adicionalmente, como el ensuciamiento no es un problema, no se requieren rehervidores de tipo de vaporización suprimida. Sin embargo, con los rehervidores de tipo de vaporización, la elevación de la temperatura del lado frío es menor que con los rehervidores de tipo de vaporización suprimida y, de este modo, la diferencia de temperatura media es mayor. Para la realización ilustrada en la figura 3, los rehervidores 36A, 36B y 36C se pueden configurar para flujo a contracorriente y se pueden diseñar para un enfoque de temperatura de salida de 10°C (es decir, temperatura de salida caliente menos temperatura de salida fría = 10°C) para maximizar la recuperación de calor manteniendo el área superficial al mínimo.

La combinación de flujo de disolvente en la columna 12 y el calor del rehervidor afectan a la separación de butanos y butenos en el absorbedor de buteno, como se describe anteriormente, lo que da como resultado la destilación extractiva deseada. El disolvente rico del sumidero 48 se bombea a continuación a través de la conducción 50 de flujo a la parte superior del separador 52 de buteno, donde los butenos disueltos se retiran del disolvente rico. En algunas realizaciones, la bomba de la fracción de cola del absorbedor de buteno (no ilustrada) se puede omitir, tal como cuando la diferencia de presión entre el absorbedor 12 y el separador 52 es suficiente para efectuar la deseada transferencia de fluido. Por supuesto, esto también dependerá de las instalaciones disponibles, las especificaciones requeridas del producto y otras consideraciones de diseño.

El calor de extracción se proporciona por el rehervidor 54 de vapor del separador de buteno que utiliza vapor MP como medio de calentamiento, y el rehervidor 56 secundario del separador de buteno que utiliza la fracción de cola del separador de buteno (disolvente pobre caliente) como medio de calentamiento. Ambos rehervidores 54, 56 pueden ser rehervidores en contracorriente, rehervidores de tipo de vaporización en circuito abierto, por razones similares a las discutidas anteriormente, así como el hecho de que el uso de un rehervidor de vaporización de corriente secundaria es más eficiente que un rehervidor de alimentación de tipo de vaporización suprimida (intercambiador de alimentación/efluente) típicamente usado. Como se indicó anteriormente, el rehervidor de tipo de vaporización tiene una elevación de temperatura menor que un rehervidor de tipo de vaporización suprimida, y esto proporciona los beneficios ya mencionados. Además, añadir calor adicional a la fracción de cola 50/51 del absorbedor de buteno, que puede estar en su punto de burbuja, requeriría una bomba adicional para proporcionar la presión necesaria para suprimir la vaporización. En realizaciones en las que las especificaciones del producto de butano y buteno son vagas, se puede requerir un rehervidor secundario del separador de buteno adicional en serie (no mostrado), o alternativamente un intercambiador 58 de alimentación/efluente, como se muestra en la figura 1.

La fracción de cola del separador 52 de buteno, fracción 82 de disolvente pobre caliente, se puede recircular nuevamente a la columna 12 y usar como un medio de intercambio de calor como se describió anteriormente. La fracción 60 de cabeza del separador 52 de buteno se condensa en un sistema 62 de condensación de dos etapas. En la primera etapa, la fracción 60 de cabeza se enfría a aproximadamente 60°C en el condensador 64 principal del separador de buteno, donde se condensa esencialmente toda el agua y ningún hidrocarburo. El condensador 65 principal del separador de buteno puede ser un condensador enfriado por aire o enfriado por agua, dependiendo de la economía de la planta y/o la disponibilidad de agua de enfriamiento. En la segunda etapa, el vapor 66 no condensado, que incluye esencialmente todos los butenos del producto, se enfría a aproximadamente 40°C en el condensador 68 del producto de buteno, donde se condensan esencialmente todos los hidrocarburos y poca o nada agua. El condensador 68 de producto de buteno puede ser un condensador enfriado por agua.

El agua condensada en el condensador 64 principal del separador de buteno se recoge en el tambor 70 de reflujo del separador de buteno y se bombea de nuevo a un punto medio en la sección 72 de la bandeja de lavado del separador 52 de buteno. Una porción del agua condensada se puede purgar a un separador de agua residual (no mostrado) vía la conducción 74 de flujo para la retirada de impurezas de ebullición intermedias, si es necesario.

El condensado 76 de vapor limpio enfriado, que se requiere para reponer las pérdidas de agua del sistema, se somete a reflujo a la bandeja de lavado más elevada del separador 52 de buteno. Las bandejas entre la entrada 76 de reflujo de agua limpia (parte superior de las bandejas de lavado) y la entrada 77 de reflujo de agua condensada (agua reciclada) (aproximadamente en el punto medio de la sección 72 de la bandeja de lavado) proporcionan un lavado adicional de disolvente de la fracción de cabeza. Los butenos condensados en el condensador 68 del producto del separador de buteno se recogen en el tambor 78 de producto de buteno y se bombean al almacenamiento del producto vía la conducción 80 de flujo.

La separación de butenos de disolvente/agua en el separador 52 se puede llevar a cabo a una presión en el intervalo de alrededor de 0.5 bar a alrededor de 7 bar, tal como de alrededor de 1 bar a alrededor de 3 bar. De

acuerdo con esta presión, las temperaturas pueden variar de alrededor de 100°C a alrededor de 220°C, tal como de alrededor de 125°C a alrededor de 160°C.

5 Como se describe anteriormente, el condensado limpio se somete a reflujo a la parte superior del separador 52 de buteno. Al someter a reflujo solo agua a la parte superior del separador 52, se forma una fase acuosa continua en todas las bandejas de lavado por encima del punto de alimentación del disolvente rico. Los hidrocarburos, extraídos del disolvente rico, viajan hacia arriba por la columna como vapor sin condensar y sin formar una fase de hidrocarburo separada en las bandejas de lavado. Por lo tanto, se evita la pérdida de eficiencia de separación, que habría sido el resultado de tener dos fases líquidas separadas.

10 La mayor parte del agua contenida en la fracción 60 de cabeza del separador se puede condensar a una temperatura significativamente más alta que la requerida para condensar los butenos del producto. Por consiguiente, se puede emplear ventajosamente un sistema de condensación de la fracción de cabeza de separador de dos etapas. En la primera etapa, se condensa esencialmente toda el agua y nada hidrocarburo; y en la segunda etapa, se condensan esencialmente todos los hidrocarburos y nada agua. En la primera etapa, la temperatura de condensación puede estar en el intervalo de alrededor de 50°C a alrededor de 70°C, tal como alrededor de 60°C, y en la segunda etapa, la temperatura de condensación puede estar en el intervalo de alrededor de 30°C a alrededor de 45°C, tal como alrededor de 38°C. El sistema de condensación de dos etapas hace que la separación de hidrocarburos y agua sea mucho más eficiente. También permite el uso opcional de un enfriador de aire en la primera etapa, que puede ser más económico en algunos lugares. Por último, el agua solo se tiene que enfriar hasta su punto de burbuja (~60°C) y no hasta el punto de burbuja de los butenos del producto (~38°C). Esto es más eficiente energéticamente y ahorra instalaciones de agua de enfriamiento.

20 Debido a que los hidrocarburos no se someten a reflujo a la parte superior del separador 52, la carga de la bandeja de la bandejas de lavado en la zona 72 se reduce significativamente. Por consiguiente, el diámetro de la sección 72 de bandeja de lavado del separador 52 se puede reducir. Además, el trabajo térmico del separador 52 se reduce ya que no hay hidrocarburos a reflujo que necesiten ser re-vaporizados (aparte de una cantidad menor de hidrocarburos disueltos en la fase acuosa).

25 Se puede añadir agua de reposición al procedimiento vía la conducción 72 de reflujo para reponer cualquier salida de agua disuelta con los productos de butano y buteno, y la purga 74 de agua. El agua de reposición está en la forma de condensado de vapor limpio y frío, que no contiene solvente. Esto le da al agua limpia el mejor uso al hacer que contribuya al fraccionamiento del disolvente del agua, en lugar de simplemente mezclarlo con disolvente pobre (o disolvente y agua), como es común en otros procedimientos para la separación de butenos del butano.

30 Adicionalmente, como se describe anteriormente, la integración térmica entre el disolvente pobre caliente y otras corrientes del procedimiento se mejora en gran medida. Primero, la fracción de cola del desgasificador 52 se intercambia con un rehervidor 56 secundario en el desgasificador 52. Esto añade calor más abajo en el desgasificador que solo con un intercambiador de alimentación/efluente. En segundo lugar, la fracción de cola 82 del desgasificador parcialmente enfriada en el rehervidor 56 secundario del desgasificador se puede intercambiar con la fracción de cola del absorbedor en una serie de rehervidores 36. Esto permite una mayor retirada de calor (recuperación de calor) del disolvente pobre que mediante un solo rehervidor de tipo de vaporización suprimida.

35 Ventajosamente, los procedimientos para separar butenos de butanos como se describe anteriormente abordan el problema de las fases líquidas separadas que se forman en la parte superior del separador. Por lo tanto, se evita la disminución de la eficiencia de separación que sería el resultado de las fases líquidas separadas. Adicionalmente, se introduce agua de reposición en el punto óptimo en el procedimiento. La introducción de agua de reposición en la parte superior del separador, en lugar de en la corriente de reciclaje de disolvente pobre, mejora la separación del disolvente del producto de buteno. Además, las realizaciones descritas aquí son altamente eficientes en energía; la utilización de la entalpía del reciclado de disolvente pobre puede ser maximizada.

40 Como una ventaja adicional, se usan varias bandejas de lavado (tal como alrededor de 10-15) por encima de las etapas de separador (lechos fijos), donde se lava toda la fracción de cabeza de separador con agua condensada/disolvente. Los butenos no se someten a reflujo al separador. Como resultado, la cantidad de disolvente en la fracción de cabeza del separador y en el reflujo de agua se reduce considerablemente. Por ejemplo, las realizaciones descritas aquí pueden tener menos de 10 ppm en peso de disolvente y 5 ppm de disolvente o menos en algunas realizaciones, en la fracción de cabeza del separador; adicionalmente, las realizaciones descritas aquí pueden tener menos de 1 ppm en peso de disolvente en el producto de butenos. Esto da como resultado un producto de butenos superior, así como menos pérdidas de solventes. Las realizaciones descritas aquí también pueden tener una inferior relación de disolvente a alimentación en comparación con los procedimientos típicos de separación de butano/buteno. Como resultado de la mejorada eficiencia de bandeja de las bandejas de lavado del separador, mejorada absorción general y eficiencia de separación, mejorada integración térmica y recuperación de energía, y más baja relación de disolvente, los procedimientos según las realizaciones descritas aquí pueden tener menores gastos de funcionamiento y menores costes de capital comparado con los esquemas de separación butano/buteno anteriores.

REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento para separar butenos y butanos por destilación extractiva usando un disolvente polar, comprendiendo el procedimiento:
 - 5 poner en contacto una mezcla (2) de hidrocarburos que comprende butanos y butenos con una mezcla (14) de disolvente pobre que comprende agua y uno o más disolventes polares en una columna de destilación extractiva para formar una fracción de disolvente enriquecida que comprende los butenos y disolvente (s);
 - recuperar una fracción (20) de cabeza que comprende butanos de la columna de destilación extractiva;
 - recuperar la fracción de disolvente enriquecida como fracción de cola de la columna de destilación extractiva;
 - 10 alimentar la fracción de cola a un separador (52) por encima de una sección de separación y por debajo de una sección (72) de lavado del separador (52) para separar los butenos de la fracción de disolvente enriquecida;
 - recuperar la mezcla de disolvente pobre como una fracción (82) de cola del separador;
 - recuperar una fracción (60) de cabeza del separador que comprende butenos y agua del separador;
 - condensar la fracción (60) de cabeza del separador para formar una fracción (77) de agua condensada y una fracción de producto de butenos;
 - 15 alimentar agua como un reflujo (76) a una parte superior de la sección (72) de lavado del separador;
 - alimentar por lo menos una porción de la fracción (77) de agua condensada entre la parte superior e inferior de la sección (72) de lavado del separador como un segundo reflujo.
2. El procedimiento de la reivindicación 1, en el que la mezcla (2) de hidrocarburos es una fracción de vapor recuperada de un procedimiento de recuperación de butadieno.
- 20 3. El procedimiento de la reivindicación 1, que comprende además vaporizar la mezcla de hidrocarburos en un sistema (4) de vaporización de la alimentación antes del contacto.
4. El procedimiento de una cualquiera de las reivindicaciones 1-3, en el que la fracción (77) de agua condensada usada como segundo reflujo es una sola fase líquida.
5. El procedimiento de una cualquiera de las reivindicaciones 1-4, en el que la condensación de la fracción (60) de cabeza del separador comprende condensar la fracción (60) de cabeza del separador en un procedimiento de condensación de dos etapas que comprende:
 - 25 condensar parcialmente la fracción (60) de cabeza del separador para condensar y recuperar el agua como fracción de agua condensada y para recuperar una fracción de vapor que comprende los butenos;
 - condensar la fracción de vapor que comprende los butenos para formar la fracción de producto de buteno.
- 30 6. El procedimiento de una cualquiera de las reivindicaciones 1-5, en el que la fracción (60) de cabeza del separador comprende menos de 10 ppm de disolvente, en peso.
7. El procedimiento de una cualquiera de las reivindicaciones 1-5, en el que la fracción (60) de cabeza del separador comprende 5 ppm o menos de disolvente, en peso.
8. El procedimiento de una cualquiera de las reivindicaciones 1-7, en el que la fracción de producto de buteno
 - 35 comprende menos de 1 ppm de disolvente, en peso.
9. El procedimiento de una cualquiera de las reivindicaciones 1-8, que comprende además:
 - retirar un extracto secundario líquido del separador;
 - vaporizar por lo menos parcialmente el extracto secundario líquido por intercambio de calor indirecto en un primer intercambiador de calor con la mezcla de disolvente pobre recuperada como fracción de cola del separador (52);
 - 40 devolver el extracto secundario por lo menos parcialmente vaporizado al separador (52).
10. El procedimiento de la reivindicación 9, que comprende además:
 - recuperar una mezcla de disolvente pobre parcialmente enfriada del primer intercambiador de calor;
 - poner en contacto por lo menos uno de (a) la fracción de disolvente enriquecida como fracción de cola de la columna de destilación extractiva y (b) uno o más extractos secundarios líquidos de la columna de destilación extractiva vía
 - 45 intercambio de calor indirecto en un segundo intercambiador de calor con la mezcla de disolvente pobre

parcialmente enfriada.

11. El procedimiento de la reivindicación 9 o la reivindicación 10, en el que por lo menos uno del primer intercambiador de calor y del segundo intercambiador de calor es un intercambiador del tipo de vaporización en circuito abierto.
- 5 12. El procedimiento de una cualquiera de las reivindicaciones 9-11, que comprende además poner en contacto una mezcla de disolvente pobre parcialmente enfriada recuperada de por lo menos uno del primer intercambiador de calor y del segundo intercambiador de calor vía intercambio de calor indirecto con la mezcla de hidrocarburos para vaporizar por lo menos parcialmente la mezcla (2) de hidrocarburos antes del contacto.
- 10 13. Un sistema para separar butenos y butanos por destilación extractiva usando un disolvente polar, comprendiendo el sistema:
una columna de destilación extractiva para poner en contacto una mezcla (2) de hidrocarburos que comprende butanos y butenos con una mezcla (14) de disolvente pobre que comprende agua y uno o más disolventes polares para recuperar una fracción de disolvente enriquecida que comprende los butenos y disolvente (s) como fracción de cola y para recuperar una fracción (20) de cabeza que comprende los butanos;
- 15 un separador (52) que comprende una sección de separación inferior y una sección (72) de lavado superior para separar la fracción de cola y recuperar una fracción (60) de cabeza que comprende butenos y agua y una fracción (82) de cola que comprende la mezcla de disolvente pobre;
una conducción de flujo para alimentar la fracción de cola al separador (52) en una localización por encima de la sección de separación y por debajo de la sección (72) de lavado;
- 20 un sistema de fracción de cola del separador para condensar la fracción de cola para formar una fracción de agua y una fracción de producto de butenos;
una conducción de flujo para alimentar agua como reflujo (76) a una parte superior de la sección (72) de lavado del separador;
- 25 una conducción de flujo para alimentar por lo menos una porción de la fracción (77) de agua condensada entre la parte superior e inferior de la sección (72) de lavado del separador en forma de un segundo reflujo.
14. El sistema de la reivindicación 13, que comprende además un sistema (4) de vaporización de la alimentación para vaporizar la mezcla (2) de hidrocarburos aguas arriba de la columna de destilación extractiva.
15. El sistema de una cualquiera de las reivindicaciones 13-14, en el que el sistema de la fracción de cabeza del separador comprende un sistema (62) de condensación de dos etapas que comprende:
- 30 un primer condensador (64) para condensar parcialmente la fracción de cabeza para condensar y recuperar el agua como fracción de agua condensada y para recuperar una fracción de vapor que comprende los butenos;
un segundo condensador (68) para condensar la fracción de vapor que comprende los butenos para formar la fracción de producto de buteno.
16. El sistema de una cualquiera de las reivindicaciones 13-15, que comprende además:
- 35 una conducción de flujo para retirar un extracto secundario líquido del separador;
un primer intercambiador de calor para vaporizar por lo menos parcialmente el extracto secundario líquido por intercambio de calor indirecto con la mezcla de disolvente pobre recuperada como fracción de cola del separador (52);
- 40 una conducción de flujo para devolver el extracto secundario por lo menos parcialmente vaporizado al separador (52).
17. El sistema de la reivindicación 16, que comprende además:
una conducción de flujo para recuperar una mezcla de disolvente pobre parcialmente enfriada del primer intercambiador de calor;
- 45 uno o más segundos intercambiadores de calor para poner en contacto por lo menos uno de (a) la fracción de disolvente enriquecida como fracción de cola de la columna de destilación extractiva y (b) uno o más extractos secundarios líquidos de la columna de destilación extractiva vía intercambio de calor indirecto con la mezcla de disolvente pobre parcialmente enfriada.
18. El sistema de la reivindicación 16 o la reivindicación 17, en el que por lo menos uno del primer intercambiador de calor y el uno o más segundo intercambiador de calor es un intercambiador de tipo de vaporización en circuito

abierto.

19. El sistema de una cualquiera de las reivindicaciones 16-18, que comprende además un tercer intercambiador de calor para poner en contacto una mezcla de disolvente pobre parcialmente enfriada recuperada de por lo menos uno del primer intercambiador de calor y del segundo intercambiador de calor vía intercambio de calor indirecto con la mezcla (2) de hidrocarburos para por lo menos vaporizar parcialmente la mezcla (2) de hidrocarburos.
- 5

FIGURA 1

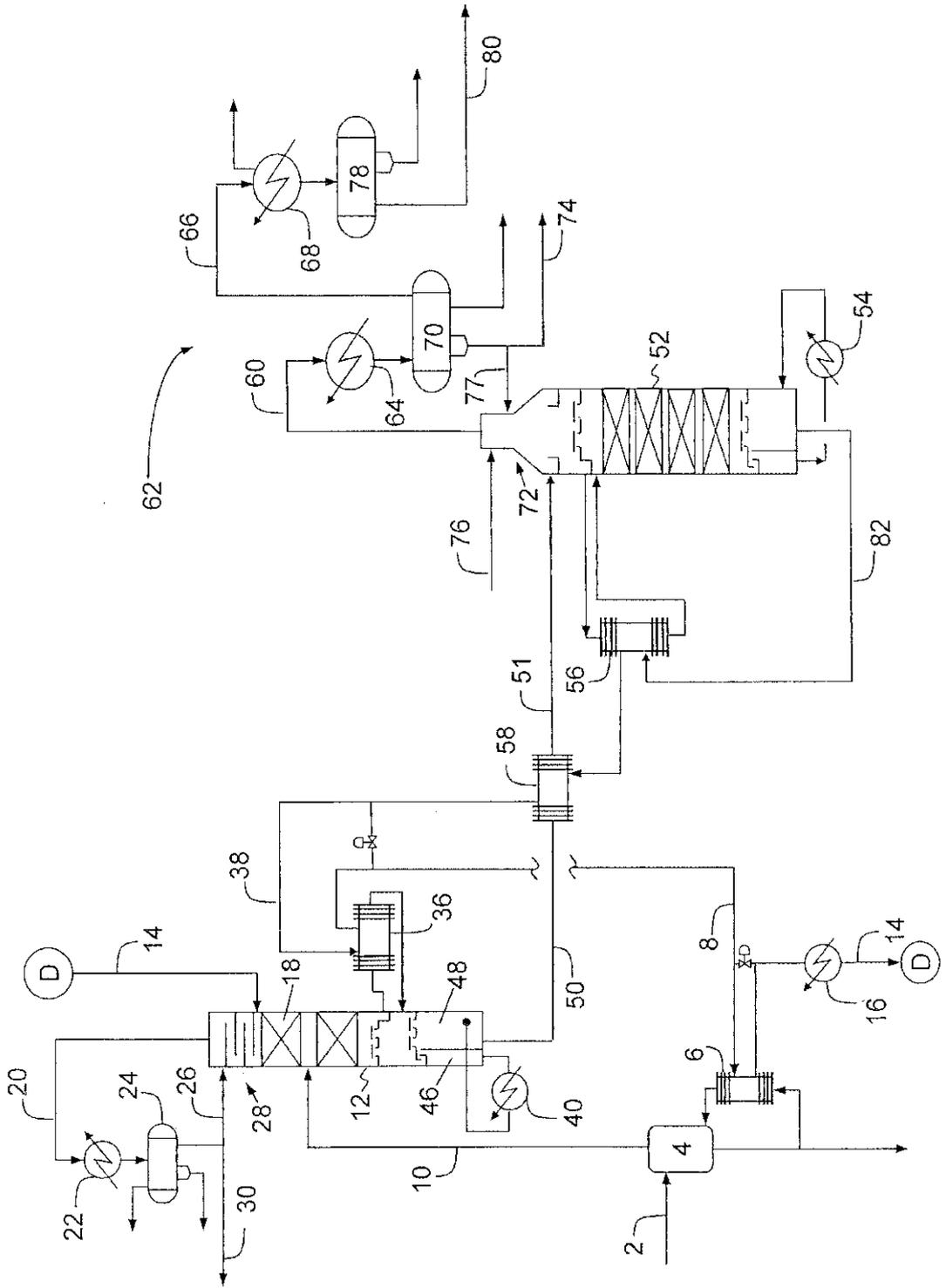


FIGURA 2

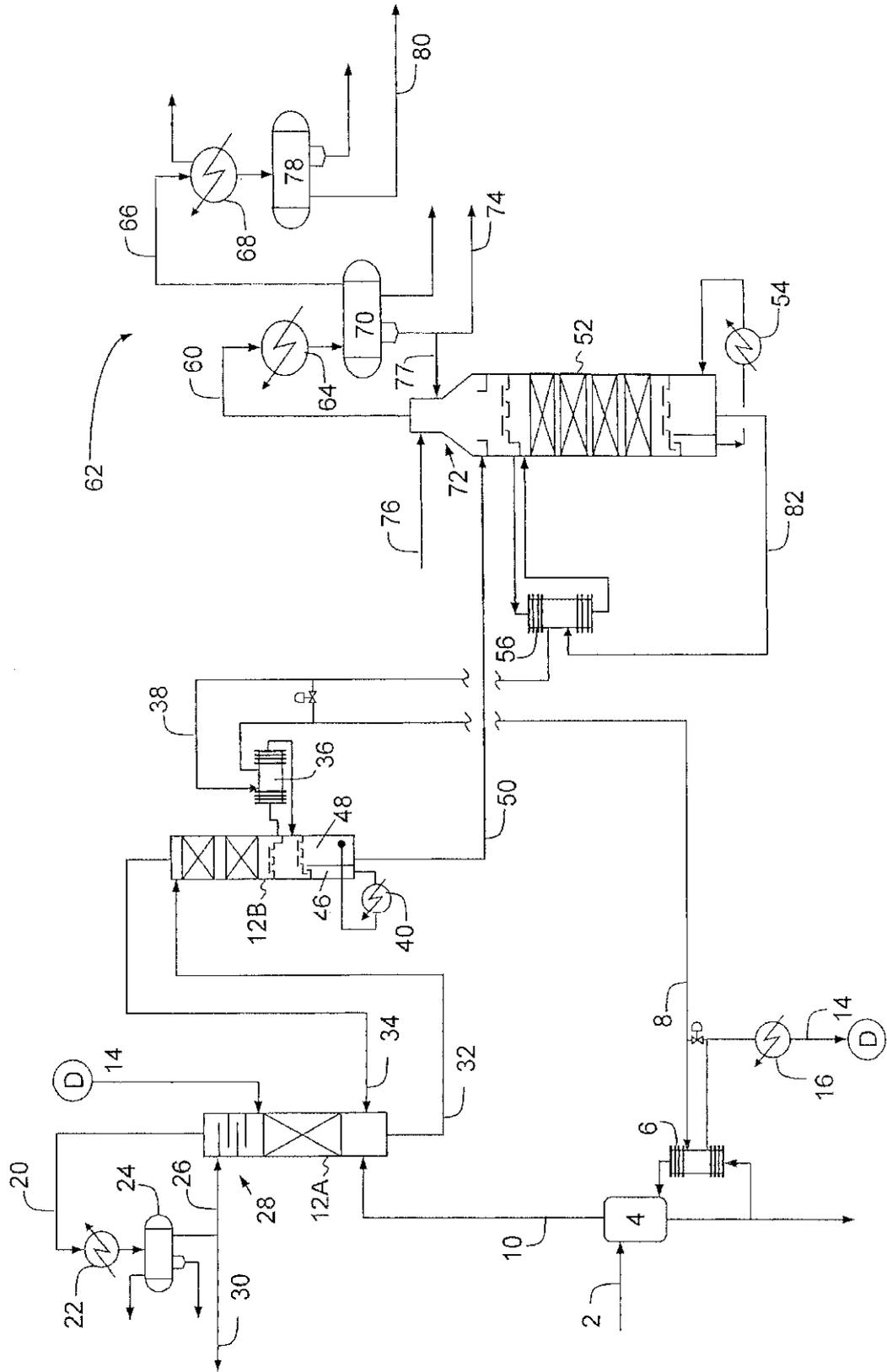


FIGURA 3

