

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 579 440**

51 Int. Cl.:

C07C 15/02 (2006.01)

C07C 15/00 (2006.01)

C07C 2/64 (2006.01)

C07C 7/04 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **09.01.2008 E 08727480 (9)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **30.03.2016 EP 2240424**

54 Título: **Procedimiento para separar diisopropilbenceno (DIPB) y triisopropilbenceno (TIPB) de una alimentación que comprende DIPB, TIPB e hidrocarburos pesados polialquilados**

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
11.08.2016

73 Titular/es:

**UOP LLC (100.0%)
25 East Algonquin Rd. P.O. Box 5017
Des Plaines, Illinois 60017-5017, US**

72 Inventor/es:

SMITH, MICHAEL, R.

74 Agente/Representante:

LEHMANN NOVO, María Isabel

Observaciones :

Véase nota informativa (Remarks) en el folleto original publicado por la Oficina Europea de Patentes

ES 2 579 440 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 para separar diisopropilbenceno (DIPB) y triisopropilbenceno (TIPB) de una alimentación que comprende DIPB, TIPB e hidrocarburos pesados polialquilados.

Antecedentes

5 Campo técnico:

Esta descripción se refiere a procedimientos para producir cumeno. Más específicamente, esta descripción se refiere a la recuperación de subproductos de benceno polialquilados a partir de la alquilación de benceno con propileno para formar cumeno, es decir diisopropilbenceno (DIPB), triisopropilbenceno (TIPB), que después se pueden transalquilar de vuelta a cumeno.

10 Descripción de la técnica relacionada:

La alquilación de compuestos aromáticos con olefinas para producir compuestos aromáticos monoalquílicos es una técnica muy desarrollada que se practica comercialmente en grandes unidades industriales. Una aplicación comercial de este procedimiento es la alquilación de benceno con propileno para formar cumeno (isopropilbenceno) que se usa con posterioridad en la producción de fenol y acetona. Los expertos en la materia están familiarizados, por lo tanto, con el diseño general y la operación de dichos procedimientos de alquilación.

15 Las realizaciones de los procedimientos de alquilación para producir compuestos aromáticos monoalquílicos tales como cumeno están influenciados por la estabilidad y la actividad del catalizador sólido en las condiciones de operación del procedimiento. Por ejemplo, a medida que aumenta la relación molar de compuesto aromático (benceno) por olefina (propileno), los catalizadores actuales presentan típicamente una selectividad mejorada para el compuesto aromático monoalquílico - cumeno. Pero incluso a estas altas relaciones molares de benceno por propileno, los subproductos de polialquilbenceno tales como diisopropilbenceno (DIPB) y triisopropilbenceno (TIPB) acompañarán a la producción de cumeno.

20 Aunque la formación de DIPB y TIPB se podía considerar como subproductos que representan una reducción en el uso eficaz del propileno, tanto DIPB como TIPB se pueden transalquilar fácilmente con el benceno usando un catalizador de transalquilación para producir el producto de cumeno más valioso. Los denominados procedimientos de combinación combinan un primer procedimiento de alquilación que produce principalmente cumeno pero que también produce DIPB y pequeñas cantidades de TIPB con un segundo procedimiento de transalquilación que convierte el DIPB y TIPB de nuevo en cumeno para maximizar la producción de cumeno. Aguas arriba de la segunda transalquilación, se deben separar el DIPB y TIPB de los otros subproductos de alquilación y transalquilación pesados tales como difenilalcanos, que se refieren de manera colectiva en la presente memoria como "hidrocarburos pesados".

25 La separación o recuperación de DIPB y TIPB se realiza en una columna de "polialquilado". Debido a que las condiciones de operación de cumeno y los sistemas catalíticos utilizados en la actualidad producen principalmente DIPB como subproducto, con muy poco TIPB, no se ha recuperado TIPB con valor económico y las columnas de polialquilado de las áreas de producción de cumeno se diseñan para recuperar DIPB, no TIPB. Sin embargo, los sistemas catalíticos más nuevos producen cantidades aumentadas de TIPB en condiciones de reacción óptimas. Como resultado, hay una necesidad de un procedimiento que recupere con eficacia TIPB así como DIPB.

30 La patente de EE.UU. 5.003.119 describe un procedimiento para la fabricación de alquilbencenos en el que se hace reaccionar una alimentación de benceno fresco y reciclado y olefina fresca en presencia de un catalizador de alquilación en un alquilador con al menos dos etapas de reacción, en el que cada etapa es una adiabática.

La patente de EE.UU. 5.877.384 describe un aparato y procedimiento para separar propano y benceno de los productos de reacción de alquilación en la producción de cumeno.

35 Sin embargo, hay un problema asociado a la eliminación de TIPB de los hidrocarburos pesados. Las columnas de polialquilado actuales operan a vacío a una presión de la parte superior de 21 kPa (3 psia) y a una presión de la cola de 10 a 69 kPa (8 a 10 psia). La manera más económica para vaporizar en la cola de la columna es usar vapor de alta presión. El vapor de alta presión está típicamente disponible a 4.137 kPa (g) (600 psig) y a 252°C (485°F). Desafortunadamente, las columnas de polialquilado actuales producen pérdidas de rendimiento de TIPB significativas en la corriente de hidrocarburos pesados o producto de cola.

40 Por lo tanto, se requieren cambios de diseño para columnas de polialquilado para mantener o aumentar la recuperación de DIPB y para aumentar significativamente la recuperación de TIPB. Si esto se puede realizar, se puede aumentar el rendimiento de cumeno usando técnicas de transalquilación actuales.

Sumario de la descripción

En el primer aspecto de la presente invención, se proporciona un procedimiento como se define por la reivindicación

ES 2 579 440 T3

1.

Para satisfacer las necesidades ya indicadas, se describe un procedimiento para separar diisopropilbenceno (DIPB) y triisopropilbenceno (TIPB) de una alimentación que comprende DIPB, TIBP e hidrocarburos pesados polialquilados. El procedimiento descrito comprende: introducir la alimentación en una columna de destilación que opera a una presión de la parte superior de la columna menor que 35 kPa (5 psia), una presión de la cola de la columna menor que 21 kPa (3 psi) por encima de la presión de la parte superior de la columna y una temperatura de la cola que oscila de 224° a 241°C (435° a 465°F) y retirando una extracción lateral que comprende al menos 99,8% en peso del DIPB y al menos 50% en peso del TIPB presente en la alimentación y una corriente de la cola que comprende al menos 95% en peso de los hidrocarburos pesados contenidos en la alimentación de destilación.

5

10

En un refinamiento, la columna opera a una presión de la cola de 14 kPa (2 psi) por encima de la presión de la parte superior de la columna.

En un refinamiento, la temperatura de la cola oscila de 229° a 232°C (445° a 450°F).

15

La extracción lateral se retira de la columna en un punto de extracción lateral o salida. La columna también presenta un número de etapas X teóricas, en la que X es un número entero que es mayor que 40 y la etapa superior es 1 y la etapa inferior es X. El punto de extracción lateral está dispuesto en una fase por debajo de la fase superior numerada integralmente de 0,26•X a 0,40•X desde la etapa superior. Además, el punto de alimentación se dispone en una etapa numerada integralmente de 0,31•X a 0,62•X desde la etapa superior.

En un refinamiento, la extracción lateral comprende al menos 99,9% en peso del DIPB contenido en la alimentación.

20

En un refinamiento, la extracción lateral comprende al menos 90% en peso del TIPB contenido en la alimentación de destilación.

25

En un refinamiento, el procedimiento se lleva a cabo de manera que se produzca vapor hidrocarbonado en la parte superior de la columna y el procedimiento comprende además condensar al menos una porción del vapor hidrocarbonado producido en la parte superior de la columna con un condensador. En un refinamiento relacionado, el condensador está contenido en la columna. En otro refinamiento relacionado, el procedimiento comprende además convertir al menos algo del vapor hidrocarbonado en líquido hidrocarbonado y retirar al menos algo del líquido hidrocarbonado fuera de la columna como carga de destilado de cabeza previamente a reintroducir otra parte de dicho líquido hidrocarbonado en la columna como reflujo.

30

En otro refinamiento, el condensador es un condensador de contacto dispuesto en la parte superior de la columna y el procedimiento comprende además: convertir al menos algo del vapor hidrocarbonado en el condensador de contacto en líquido hidrocarbonado; retirar al menos algo del líquido hidrocarbonado fuera de la columna en un punto de extracción lateral dispuesto debajo del condensador de contacto y hacer pasar al menos algo de líquido hidrocarbonado retirado de la columna en el punto de extracción lateral por un refrigerador previamente a ser reintroducido en la columna por el condensador de contacto. En otro refinamiento relacionado, el procedimiento comprende además purgar al menos una porción del líquido hidrocarbonado como carga de destilado de cabeza previamente a alcanzar el condensador de contacto y reciclar al menos una porción del líquido hidrocarbonado a la columna en un punto debajo del condensador de contacto.

35

40

En otro refinamiento, el condensado se realiza en un condensador de contacto dispuesto fuera de la columna y el procedimiento comprende además: convertir al menos algo del vapor hidrocarbonado en líquido hidrocarbonado en el condensador de contacto; retirar al menos a algo del líquido hidrocarbonado del condensador de contacto y hacer pasar al menos algo de líquido hidrocarbonado retirado del condensador de contacto por un refrigerador previamente a reintroducir el líquido hidrocarbonado enfriado en el condensador de contacto. En un refinamiento relacionado, el procedimiento comprende además purgar una porción del líquido hidrocarbonado como carga de destinado de cabeza previamente a ser reintroducido en el condensador de contacto y reciclar una porción del líquido hidrocarbonado a la columna después de hacer pasar el líquido hidrocarbonado por el condensador de contacto.

45

En otro refinamiento, la condensación se realiza a una presión de la parte superior del condensador y una presión de la cola del condensador que es menor que 4 kPa (0,5 psi) por encima de la presión de la parte superior del condensador.

50

En otro refinamiento, el procedimiento comprende además retirar un trasvase de la columna de destilación en un punto de trasvase debajo del punto de extracción lateral y se vaporiza al menos una porción del trasvase y después se devuelve a la columna de destilación.

55

En otro refinamiento, la temperatura de la cola oscila preferiblemente de 227° a 238°C (440° a 460°F); más preferiblemente, la temperatura de la cola oscila de 229° a 235°C (445° a 455°F).

Se describe también un procedimiento para producir cumeno que comprende: hacer pasar al mismo tiempo benceno y propileno a una zona de alquilación que contiene catalizador de alquilación sólido y que opera en condiciones de

alquilación para producir un primer efluente que comprende: cumeno, benceno, diisopropilbenceno (DIPB), triisopropilbenceno (TIPB) e hidrocarburos pesados; separar el benceno como un primer destilado de cabeza del primer efluente para proporcionar una primera corriente de cola que comprende: cumeno, DIPB, TIPB e hidrocarburos pesados; separar la mayor parte del cumeno de la primera corriente de cola para proporcionar un segundo destilado de cabeza que comprenda cumeno y una segunda corriente de cola que comprenda DIPB, TIPB e hidrocarburos pesados; separar el DIPB y TIPB de los hidrocarburos pesados en la segunda corriente de cola en una columna de destilación que opera a una presión de la parte superior de la columna menor que 35 kPa (5 psia) y una presión de la cola de la columna menor que 21 kPa (3 psi) por encima de la presión de la parte superior de la columna y una temperatura de la cola que oscila de 224° a 241°C (435° a 465°F) de manera que se proporcione una extracción lateral que comprenda al menos 99,8% en peso del DIPB y al menos 50% en peso del TIPB contenido en la segunda corriente de cola y una tercera corriente de la cola que comprenda al menos 95% en peso de los hidrocarburos pesados contenidos en la segunda corriente de la cola y hacer pasar el DIPB y TIPB contenido en la extracción lateral a una zona de transalquilación.

Se describe también un aparato para la alquilación de benceno con propileno que comprende: una columna de destilación que tiene una entrada de alimentación en comunicación de fluido con una corriente de alimentación que comprende DIPB, TIPB e hidrocarburos pesados (y, opcionalmente, pequeñas cantidades de cumeno); comprendiendo además la columna una salida de la corriente de la parte superior, una salida de corriente de cola y una salida de extracción lateral; teniendo la columna de destilación un sistema de control para limitar una presión de la parte superior de la columna a menos de 35 kPa (5 psia), una presión de la cola de la columna menor que 21 kPa (3 psi) por encima de la presión de la parte superior de la columna y una temperatura de la cola que oscila de 224° a 241°C (435° a 465°F) dando como resultado una extracción lateral que comprende al menos 99,8% en peso del DIPB y al menos 50% en peso del TIPB presente en la alimentación y comprendiendo la corriente de cola al menos 95% en peso de los hidrocarburos pesados contenidos en la alimentación de destilación; teniendo la columna un número de etapas X teóricas, en la que X es un número entero que es mayor que 40 y una etapa superior es 1 y una etapa inferior es X, estando dispuesta la salida de extracción lateral en una etapa numerada integralmente de $0,26 \cdot X$ a $0,40 \cdot X$ desde la etapa superior y estando dispuesta la entrada de alimentación en una etapa numerada integralmente de $0,31 \cdot X$ a $0,62 \cdot X$ desde la parte superior de la etapa superior.

Otras ventajas y características serán evidentes a partir de la siguiente descripción detallada cuando se lea junto con los dibujos adjuntos.

30 Breve descripción de los dibujos

Para un entendimiento más completo de los métodos y aparatos descritos, se debería hacer referencia a la realización ilustrada con mayor detalle en los dibujos adjuntos, en los que:

La figura 1 es un diagrama de flujo de procedimiento de un procedimiento descrito para separar DIPB y TIPB de una corriente de alimentación que comprende DIPB, TIPB e hidrocarburos pesados polialquilados que incluye un condensador de inserción a presión interna;

La figura 2 es un diagrama de flujo de procedimiento de otro procedimiento descrito para separar DIPB y TIPB de una corriente de alimentación que comprende DIPB, TIPB e hidrocarburos pesados polialquilados que incluye un condensador de contacto interno;

La figura 3 es un diagrama de flujo de procedimiento de un procedimiento descrito para separar TIPB y DIPB de una corriente de alimentación que comprende TIPB, DIPB e hidrocarburos pesados polialquilados que incluye un condensador de contacto externo;

La figura 4 ilustra, gráficamente, el número de etapas teóricas (eje x) frente a la temperatura (eje y) para una columna de poliisopropilbenceno (PIPb) con una presión del receptor de 17 kPa (2,5 psia), una caída de presión de 14 kPa (2 psi) desde la parte superior (destilado de cabeza, 21 kPa (3 psia)) a la cola (35 kPa (5 psia)) y una temperatura de la cola de 232°C (450°F);

La figura 5 ilustra, gráficamente, el efecto de aumentar la recuperación de DIPB en una columna de PIPb sobre el rendimiento de cumeno para un procedimiento de cumeno de capacidad de clase mundial donde el rendimiento de cumeno incremental (% en peso) se representa gráficamente a lo largo del eje y izquierdo, se representa gráficamente la recuperación de DIPB fraccional a lo largo del eje x y se representa gráficamente DIPB incremental recuperado (tonelada/año) a lo largo del eje y derecho y

La figura 6 ilustra, gráficamente, el efecto de aumentar la recuperación de TIPB en una columna de PIPb sobre el rendimiento de cumeno para un procedimiento de cumeno de capacidad de clase mundial donde el rendimiento de cumeno incremental (% en peso) se representa gráficamente a lo largo del eje y izquierdo, se representa gráficamente la recuperación fraccional de TIPB a lo largo del eje x y se representa gráficamente TIPB recuperado incremental (tonelada/año) a lo largo del eje y derecho.

Se debería entender que los dibujos no están necesariamente a escala y que las realizaciones descritas se ilustran a veces en forma de diagrama y en vistas parciales. En algunos casos, los detalles que no son necesarios para un

entendimiento de los métodos y aparatos descritos o que hacen otros detalles difíciles de percibir han podido ser omitidos. Se debería entender, por supuesto, que esta descripción no está limitada a las realizaciones particulares ilustradas en la misma.

Descripción detallada de las realizaciones preferidas en el momento presente.

5 Volviendo primero a la Figura 1, un procedimiento 10 para producir cumeno incluye una alimentación 11 de benceno/propileno que se hace pasar por una zona 12 de alquilación con un catalizador de alquilación sólido y que opera en condiciones de alquilación para producir una corriente 13 de efluente que contiene: cumeno, benceno, DIPB, TIPB e hidrocarburos pesados.

10 Los detalles de posibles catalizadores de alquilación no se describirán en la presente pero se describen catalizadores de alquilación preferidos y un sistema catalítico apilado en las solicitudes de patente de EE.UU. N° de Serie 11/622.941 (N° de Expediente del Abogado de Patentes 109032, "Aromatic Transalkylation Using A Modified Y-85 Zeolite"), 11/622.925 (N° de Expediente del Abogado de Patentes 109032-01, "Aromatic Transalkylation Using A Modified LZ-210 Zeolite"), 11/622.896 (N° de Expediente del Abogado de Patentes 109032-02, "Modified Y-85 And LZ-210 Zeolites") y 11/622.937 (N° de Expediente del Abogado de Patentes 109236, "Dual Zone Aromatic Alkylation Process").

15 La primera corriente 13 de efluente se introduce después en una columna 14 que separa al menos algo del benceno como una corriente 15 de destilado de cabeza y que proporciona una corriente 16 de cola que incluye cumeno, DIPB, TIPB e hidrocarburos pesados, y que llega a ser una corriente de alimentación para la columna 17 que separa el cumeno como una corriente 18 de destilado de cabeza y que produce una corriente 21 de cola que llega a ser una corriente 21 de alimentación para la columna 22 de polialquilado.

20 Se introduce la alimentación 21 en la columna 22 de polialquilado en un puerto o punto de alimentación de entrada mostrado en 23. La columna 22 incluye una parte superior 24, una cola 25 y una pared lateral 26 cilíndrica con una pluralidad de los puertos de entrada y de salida dispuestos en la misma. Se muestra una salida de extracción lateral o punto de extracción lateral en 27 para retirar una corriente 28 de recuperación de DIPB y TIPB. Una porción de la corriente 28 de recuperación se recicla por la tubería 31 y se alimenta de nuevo a la columna 22 en el punto 27' de inyección. La porción restante de la corriente 28 de recuperación y pasa por la bomba 32 y se envía a una zona 33 de transalquilación donde se combina el DIPB y TIPB de la corriente 28 con una alimentación 34 de benceno para producir una corriente 35 de producto que es rica en cumeno.

30 La salida mostrada 36 está conectada al evaporador 37 intermedio opcional por medio de la tubería 38 del evaporador. El evaporador 37 intermedio, si se emplea y dependiendo de la etapa en la que esté localizada la salida 36, puede utilizar vapor a una presión media de 1.034 a 1.379 kPa (g) (150 a 200 psig) y nivel de temperatura medio de 186° a 198°C (367° a 388°F). Otra opción sería emplear un caudal bajo del vapor de presión alta (4.137 kPa (g) (600 psig), 254°C (489°F)) que también se puede usar como fuente de calor para el evaporador 38 de la corriente de la cola. El evaporador 37 intermedio, si se utiliza, puede usar vapor de presión media como una fuente de calor, que puede estar fácilmente disponible como exceso en algunas plantas. El evaporador 37 intermedio también puede contribuir a la reducción total en la caída de presión de la columna.

35 La corriente de la cola o corriente 41 de hidrocarburos pesados sale de la cola 25 de la columna 22 por la salida 42. Se recicla parte de la corriente 41 de hidrocarburos pesados por el evaporador 38 y la porción restante de la corriente 41 de la cola pasa por la bomba 43 y posiblemente un aparato 44 de refrigeración antes de que se use como una alimentación alquilada pesada en otra parte. Un aspecto del procedimiento descrito es que la temperatura en la cola 25 de la columna 22 es relativamente baja, de 224° a 238°C (435° a 460°F), más preferiblemente de 229° a 235°C (445° a 455°F). Mediante el uso y la explotación de la temperatura baja de la cola, se puede usar vapor de alta presión convencional (4.137 kPa (g) (600 psig), 254°C (489°F)) como fuente de calor para el evaporador 38 de la cola reduciendo costes de ese modo.

40 Se dispone un condensador 46 de inserción a presión en el interior de la parte superior 24 de la columna 22. El condensador 46 incluye una tubería 47 de flujo refrigerante y un área 48 de condensación conectada a una tubería 51 de salida. La tubería 51 de salida está conectada a una tubería 52 de reciclado que vuelve a entrar en la columna 22 como reflujo. Otra porción del flujo por la tubería 51 de salida pasa por la bomba 53 y se retira por la tubería 54 como carga de destilado de cabeza. Otra tubería 55 de salida de la parte superior está conectada a un receptor 56 y un sistema 57 de vacío. Debido a que la presión moderada en la parte superior 24 de la columna 22 menor que 35 kPa (5 psia) y más próxima a 21 kPa (3 psia) como se ilustra en la Tablas 1 y 2 a continuación, el sistema 57 de vacío puede ser un sistema de vacío de anillo líquido, un sistema de vacío de eyector de vapor o una combinación híbrida de los dos. Se prefiere un sistema de vacío de anillo de líquido de fase única debido al bajo coste.

45 La columna 22 puede incluir empaquetamiento aleatorio de alta eficacia, dispuesto principalmente por encima de la entrada 23 de alimentación. Dicho empaquetamiento es útil en la reducción de la caída de presión de la columna total desde una 35 a 48 kPa (5 a 7 psi) típica a una caída de presión mucho menor de 21 kPa (3 psi) o menor. Esto es, si la presión en la parte superior 24 de la columna 22 se mantiene en o 21 kPa (3 psia) o menor, la presión en la cola 25 de la columna 22 se mantiene en o 41 kPa (6 psia) o menor. De nuevo, se proporcionan ejemplos

adicionales en las Tablas 1 y 2 a continuación.

La figura 2 es un diagrama esquemático de un procedimiento 10a análogo que incluye muchos de los mismos componentes mostrados en la Figura 1 excepto que el condensador es un condensador 60 de contacto que extrae fluido por una tubería 61 que está unida a una bomba 62 antes de que el fluido pase por un refrigerador 63. Una porción de la producción de la bomba 62 se recicla de vuelta a la columna 22a por la tubería 52a y se retira otra porción por la tubería 54a como carga de destilado de cabeza. Después de que el fluido es retirado de la columna por la tubería 61 y enfriado en el refrigerador 63, el líquido vuelve a la columna 22a por la tubería 64 y el dispositivo de distribución de líquido o tobera 65 que se dirige hacia abajo de manera que el líquido enfriado directamente descendente hace contacto íntimo con los vapores que se están desplazando hacia arriba por la sección 66 del recipiente dispuesta dentro de una porción superior de la columna 22a. La sección 66 del recipiente puede estar abierta o cargada con empaquetamiento o materiales o dispositivos de contacto vapor-líquido similares. El destilado de cabeza se retira por una tubería 55a que también se conecta con un receptor y un sistema de vacío (no mostrado en la Figura 2, véase la Figura 1). Los elementos restantes de la Figura 2 que son el mismo o similar a los mostrados en la Figura 1 se han numerado de acuerdo con esto con el sufijo "a" y no se repetirá una discusión detallada en la presente.

De manera similar, la Figura 3 muestra otro sistema 10b análogo que incluye un condensador 60b de contacto externo en vez del condensador de contacto "interno" de la Figura 2. En la Figura 3, se conecta una tubería 55b de destilado de cabeza a un recipiente 66b. Los vapores de destilado de cabeza de la tubería 55b se exponen a líquido que se desplaza hacia abajo en el recipiente 66b que se emite por el dispositivo 65b de distribución de líquidos. Una corriente 67 de cola es retirada del recipiente 66b y se hace pasar por la bomba 62b antes de que pase la parte de la corriente 67 de la cola al refrigerador 63b y se devuelva al recipiente 66b por la tubería 64b por el dispositivo 65b de distribución de líquidos y otra parte de la corriente 67 de cola es devuelta a la columna 22b por la tubería 52b de retorno. Se puede retirar una carga de destilado de cabeza por la tubería 54b. El recipiente 66b puede estar abierto o cargado con empaquetamiento o materiales o dispositivos de contacto vapor-líquido similares. Se conecta una segunda tubería 55b' de destilado de cabeza al sistema de vacío (no mostrado en la Figura 3, véase la Figura 1; véase también la Figura 1 para los componentes 11-18 del procedimiento aguas arriba).

Como el condensador 46 de inserción a presión de contacto de la Figura 1, los condensadores 60, 60b de contacto también permiten que los sistemas 10a, 10b presenten una caída de presión de la columna baja menor que 21 kPa (3 psi) a menor que 14 kPa (2 psi) e incluso hasta el intervalo de 4 kPa (0,5 psi).

En la Figura 4, el número de etapas teóricas (eje x) frente a la temperatura (eje y) se muestra como la tubería 402 para una columna 22, 22a, 22b de poliisopropilbenceno (PIPB) con la presión en el receptor 56 (véase la Figura 1) a 17 kPa (2,5 psia), una caída de presión de 14 kPa (2 psi) de la parte superior 24, 24a, 24b (destilado de cabeza, 21 kPa (3 psia)) a la cola 25, 25a, 25b (35 kPa (5 psia)) y una temperatura de la cola de 232°C (450°F). Como se puede ver a partir de la Figura 4, el número de etapas teóricas para una columna de PIPB con una temperatura de la cola de 232°C (450°F) es 42. Los datos en la Figura 4, como los de las Figuras 5 y 6 a continuación, se basan en cálculos de ingeniería, predicciones de destilación científicas y experiencia con procedimientos similares de operación.

Los beneficios de los procedimientos y las columnas descritos están ilustrados de manera gráfica y las Figuras 5 y 6. En la Figura 5, se ilustra el efecto de aumentar la recuperación de DIPB en una columna de PIPB sobre el rendimiento de cumeno para un procedimiento de cumeno de capacidad de clase mundial. La tubería 502 representa el rendimiento de cumeno incremental (eje y izquierdo) frente a la recuperación de DIPB fraccional (eje x) y la tubería 504 representa el DIPB incremental recuperado (eje y derecho) en tonelada/año frente a la recuperación de DIPB fraccional (eje x). Como se observa en la Figura 5, el rendimiento en cumeno aumenta por 0,12% cuando aumenta la recuperación de DIPB desde el 99,5% convencional al 99,95%, que puede aumentar significativamente el margen de beneficio.

En la Figura 6, se ilustra el efecto de aumentar la recuperación de TIPB en una columna de PIPB sobre el rendimiento de cumeno para un procedimiento de cumeno de capacidad de clase mundial. La tubería 602 representa el rendimiento de cumeno incremental (eje y izquierdo) frente a la recuperación de TIPB fraccional (eje x) y la tubería 604 representa TIPB incremental recuperado (eje y derecho) en tonelada/año frente a la recuperación de TIPB fraccional (eje x). Como se observa en la Figura 6, un aumento de 505% en el rendimiento de cumeno resulta de la recuperación de TIPB del 99,5% proporcionada por la presente descripción. Para procedimientos mayores como un procedimiento de capacidad 270 KMTA (mil toneladas métricas al año, por sus siglas en inglés), estos aumentos incrementales pueden significar la diferencia entre una planta rentable y una no rentable.

Así, se ha encontrado que operar un diseño de columna único descrito a una presión de la parte superior baja de 21 kPa (3 psia) puede dar como resultado una recuperación aumentada de tanto DIPB como TIPB por explotación de la relación presión/temperatura del material de cola (hidrocarburo pesado). Para hacer económica la recuperación aumentada de DIPB y TIPB del procedimiento descrito, el medio de calentamiento usado para evaporar la columna es vapor de alta presión, que está típicamente disponible a 4.137 kPa (g) (600 psig) y 254°C (489°F). Usando vapor de alta presión de bajo coste como la fuente de calor, la temperatura de la cola del proceso lateral se puede disminuir a dentro de un intervalo preferido de desde 221° a 241°C (430° a 465°F), más preferido de 229° a 235°C

(445° a 455°F), que da como resultado una relación de polialquilado a hidrocarburos pesados favorable en la corriente de la cola.

- Debido a que la producción de hidrocarburos pesados es una función de las condiciones de la sección de reacción, se requerirá una cantidad correspondiente de polialquilado para diluir el líquido de la cola hasta la temperatura del punto de burbuja frente a la presión para utilizar fuentes de calentamiento del evaporador disponibles. Por lo tanto, una reducción de la presión de la cola de la columna de polialquilado da como resultado una reducción de la pérdida de rendimiento de polialquilado vía la corriente de la cola. Esta reducción se consigue minimizando el sistema de condensación y las contribuciones de la caída de presión interna de la columna, permitiendo de ese modo una caída de presión total baja por la columna.
- Como se muestra en la columna en el extremo derecho de la Tabla 1 a continuación, la reducción en la caída de presión del sistema y la temperatura de la cola, junto con la optimización de las localizaciones de la alimentación y la extracción lateral, hace posible aumentar la recuperación de DIPB desde un 99,5% hasta 99,95% típico (equivalente a un 0,12% adicional en rendimiento de cumeno) y recuperación de TIPB desde cero hasta 99% (equivalente a otro 0,505% en rendimiento de cumeno) sin usar un sistema de vacío más profundo, una columna más grande o segunda columna o un medio de evaporación sustancialmente más caliente, todo lo cual se sumaría sustancialmente a los gastos de capital y de operación.

Tabla 1

Especificación/Tipo de Partes Internas	Bandejas	Bandejas	Empaquetamiento
Sistema Catalítico de Transalquilación	Actual	Nuevo	Nuevo
Presión/Temperatura kPa/°C			
Receptor	17/99	17/99	17/98
Parte Superior de la Columna	21 / 111,7	21 / 112,2	21 / 110,6
Cola de la Columna	55/221	55/251	55 / 232
Relación de Reflujo a Alimentación (R/A, molal)	2,5	2,5	2,5
Recuperación de TIPB (para extracción lateral), %	Nulo	99,5	99,5
Diámetro de la Columna, cm	207	168	183
Vapor de Alta Presión, T _{sat} , °C	254	254	254

- La optimización de la localización de la extracción lateral de polialquilado en relación con la parte superior de la columna y el punto de alimentación permite la recuperación aumentada de tanto TIPB como DIPB, sin necesidad de una columna mayor. Como se muestra en la segunda columna de datos de la izquierda en la Tabla 2 a continuación, aparece un punto de corte lateral óptimo en la 13ª etapa teórica, donde se asume una recuperación de 99% de DIPB y recuperación de 99% de TIPB para los cálculos de etapas teóricas mostrados en la Figura 4 con el evaporador y el receptor incluidos en el conteo de etapas.

Tabla 2

Base de Diseño	Actual	Nuevo	Nuevo	Nuevo	Nuevo
Partes Internas	En bandeja	Empaquetado	Empaquetado	Empaquetado	Empaquetado
Presión del Receptor, kPa	17	17	17	17	17
Presión de la Cola, kPa	53	35	35	35	35
Temperatura de la Cola, °C	249	232	232	232	234
Número de Etapas Teóricas	42	42	42	42	32
Posición del Corte Lateral (% Abajo)	11 (26%)	13 (31%)	17 (40%)	21 (50%)	16 (50%)
Alimentación (% Abajo)	26 (62%)	26 (62%)	31 (74%)	33 (79%)	25 (78%)
Hidrocarburos Pesados de Corte Lateral (ppm en peso) para R/A = 2 molal	N/A	90	270	380	860
R/A (molal) para Hidrocarburos Pesados de Corte Lateral = 1.000 ppm en peso	N/A	1,32	1,39	1,40	1,68

Como se practica en la actualidad, un condensador 46 "de inserción a presión" interna (por ej., un haz de tubos en U

5 verticales) puede continuar siendo usado con las técnicas de esta descripción como se muestra en la Figura 1. El uso de un condensador 46 de inserción a presión interna da como resultado una caída de presión de la columna reducida, desde una 35 a 48 kPa (5 a 7 psi) típica hasta 21 kPa (3 psi) o menos. Como una alternativa mostrada en las Figuras 2 y 3, se puede usar un sistema 60, 60b de "condensador de contacto" incluyendo una sección del recipiente, abierta o con empaquetamiento o dispositivo de contacto vapor-líquido similar. Con un condensador 60, 60b, de contacto, los vapores condensables que fluyen hacia arriba se ponen en contacto con el líquido condensado subenfriado que fluye hacia abajo dirigido sobre el dispositivo 65, 65b de contacto. Dicho sistema puede presentar una caída de presión de la columna baja y se puede montar internamente, en la parte superior de la columna como se muestra en la Figura 2 o de manera externa en un recipiente separado como se muestra en la Figura 3, que podía presentar mayor aplicación la mejora de las columnas existentes.

10 Se puede usar empaquetamiento aleatorio, de alta eficacia, en la columna, principalmente por encima de la bandeja de alimentación, reduciendo la caída de presión de la columna convencional desde la típica 35 a 48 kPa (5 a 7 psi) hasta menor que 21 kPa (3 psi) para los procedimientos y las columnas descritos. Para eliminar la posible preocupación por el ensuciamiento de las partes internas en la parte inferior de la columna (es decir, la sección más caliente, por debajo del punto de alimentación) debido a acumulaciones de alquitranes y materiales poliméricos, se pueden utilizar bandejas de fraccionamiento de caída de presión baja en lugar de empaquetamiento.

15 Aumentar la relación de reflujo a alimentación y/o el número de etapas de separación entre la parte superior de la columna y la salida 27, 27a, 27b de extracción lateral de polialquilado o la entrada 27', 27a', 27b' de reciclado de extracción lateral mejora la recuperación de DIPB de la corriente de purga de destilado de cabeza (carga). Sin embargo, la recuperación de tanto DIPB como TIPB aumentada sin necesidad de una columna más grande se puede conseguir disminuyendo las localizaciones de la extracción lateral y la bandeja de alimentación en relación con la parte superior de la columna, al tiempo que se mantienen localizaciones relativas de alimentación a extracción lateral similares (para mantener el rechazo de hidrocarburos pesados de la extracción lateral) y la relación de reflujo a alimentación externa.

20 Otro beneficio de la presión de la columna menor, la temperatura de la cola menor y la localización del punto 23, 23a, 23b de alimentación es el potencial para hacer uso de un evaporador 37, 37a, 37b intermedio. La evaporación intermedia, con sus consiguientes ventajas de capital y/o coste de utilidad, no se consideró factible económicamente para la recuperación de DIPB y TIPB previamente a esta descripción. La evaporación intermedia, como se muestra en las Figuras 1-3, usando un medio de calentamiento de temperatura inferior también es posible debido a la reducción en la caída de presión de la columna al intervalo descrito de menor que 21 kPa (3 psi). Por selección de la etapa apropiada, es posible usar vapor en el nivel de presión medio (típicamente, 1.034 a 1.379 kPa (g) (150 a 200 psig) y 186° a 198°C (367° a 388°F), respectivamente) o realizar ahorros en el coste del intercambiador continuando usando vapor de alta presión.

REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento para separar diisopropilbenceno (DIPB) y triisopropilbenceno (TIPB) de una alimentación que comprende DIPB, TIPB e hidrocarburos pesados polialquilados, comprendiendo el procedimiento:
- 5 introducir la alimentación en una columna de destilación que opera a una presión de la parte superior de la columna menor que 35 kPa (5 psia), una presión de la cola de la columna menor que 21 kPa (3 psi) por encima de la presión de la parte superior de la columna y una temperatura de la cola que oscila de 224° a 241°C (435° a 465°F) y
- retirar una extracción lateral que comprende al menos 99,8% en peso del DIPB y al menos 50% en peso del TIPB presente en la alimentación y una corriente de la cola que comprende al menos 95% en peso de los hidrocarburos pesados contenidos en la alimentación;
- 10 en el que la extracción lateral se retira de la columna en un punto de extracción lateral, se introducen el DIPB, TIPB e hidrocarburos pesados en la columna en un punto de alimentación, teniendo la columna un número de etapas X teóricas, en la que X es un número entero que es mayor que 40 y una etapa superior se numera 1 y una etapa inferior se numera X, estando dispuesto el punto de extracción lateral en una etapa numerada integralmente de 0,26 X a 0,40 X de la etapa superior y estando dispuesto el punto de alimentación en una etapa numerada integralmente
- 15 de 0,31 X a 0,62 X de la etapa superior.
2. El procedimiento según la reivindicación 1, en el que la extracción lateral comprende al menos uno de al menos 99,9% en peso del DIPB contenido en la alimentación y al menos 90% en peso del TIPB contenido en la alimentación.
3. El procedimiento según la reivindicación 1, en el que el procedimiento se realiza de manera que se produzca vapor hidrocarbonado en la parte superior de la columna y el procedimiento comprende además condensar al menos
- 20 una porción del vapor hidrocarbonado producido en la parte superior de la columna con un condensador.
4. El procedimiento según la reivindicación 3, en el que el condensador está contenido en la columna y el procedimiento comprende además:
- convertir al menos algo del vapor hidrocarbonado en líquido hidrocarbonado y
- 25 retirar al menos algo del líquido hidrocarbonado fuera de la columna como carga de destilado de cabeza previamente a reintroducir otra parte de dicho líquido hidrocarbonado en la columna como reflujo.
5. El procedimiento según la reivindicación 3, en el que el condensador es un condensador de contacto dispuesto en la parte superior de la columna y el procedimiento comprende además:
- convertir al menos algo del vapor hidrocarbonado en el condensador de contacto en líquido hidrocarbonado;
- 30 retirar al menos algo del líquido hidrocarbonado fuera de la columna en un punto de extracción lateral dispuesto debajo del condensador de contacto y
- hacer pasar al menos algo del líquido hidrocarbonado retirado de la columna en el punto de extracción lateral por un refrigerador previamente a ser reintroducido en la columna por el condensador de contacto.
6. El procedimiento según la reivindicación 5, que comprende además:
- 35 purgar al menos una porción del líquido hidrocarbonado como carga de destilado de cabeza previamente a alcanzar el condensador de contacto y
- reciclar al menos una porción del líquido hidrocarbonado a la columna en un punto debajo del condensador de contacto.
7. El procedimiento según la reivindicación 3, en el que la condensación se realiza en un condensador de contacto
- 40 dispuesto fuera de la columna, comprendiendo además el procedimiento:
- convertir al menos algo del vapor hidrocarbonado en líquido hidrocarbonado en el condensador de contacto;
- retirar al menos algo del líquido hidrocarbonado del condensador de contacto y hacer pasar al menos algo del líquido hidrocarbonado retirado del condensador de contacto por un refrigerador previamente a reintroducir el líquido hidrocarbonado enfriado en el condensador de contacto.
- 45 8. El procedimiento según la reivindicación 3, que comprende además:
- purgar una porción del líquido hidrocarbonado como carga de destilado de cabeza previamente a ser reintroducido en el condensador de contacto y
- reciclar una porción del líquido hidrocarbonado a la columna después de hacer pasar el líquido hidrocarbonado por

el condensador de contacto.

9. El procedimiento según la reivindicación 3, en el que la condensación se realiza a una presión de la parte superior del condensador y una presión de la cola del condensador que es menor que 4 kPa (0,5 psi) por encima de la presión de la parte superior del condensador.

- 5 10. El procedimiento según la reivindicación 1, en el que la extracción lateral se retira de la columna de destilación en un punto de extracción lateral, comprendiendo además el procedimiento retirar un trasvase de la columna de destilación en un punto de trasvase debajo del punto de extracción lateral y se evapora al menos una porción del trasvase y después se devuelve a la columna de destilación.

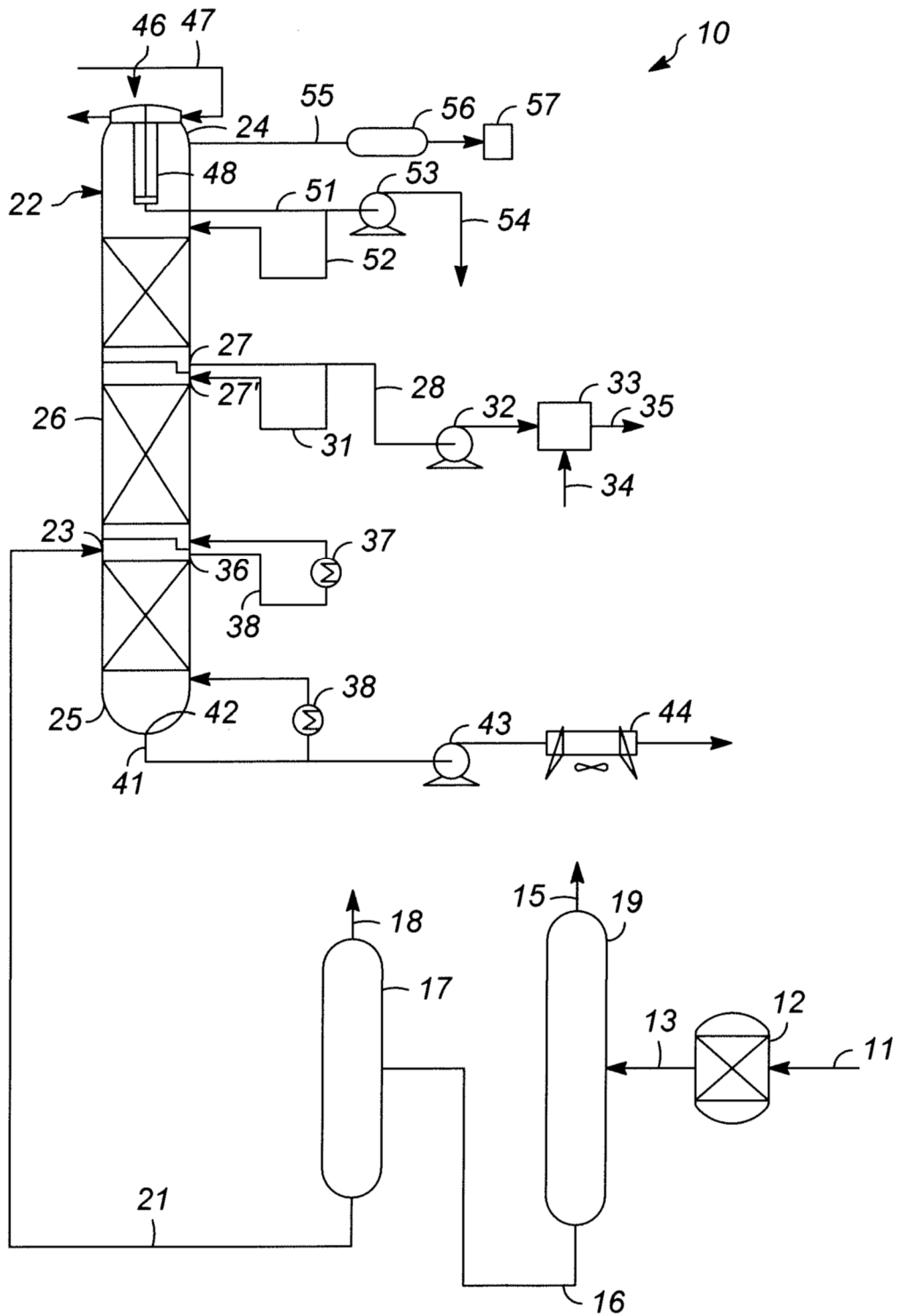


FIG. 1

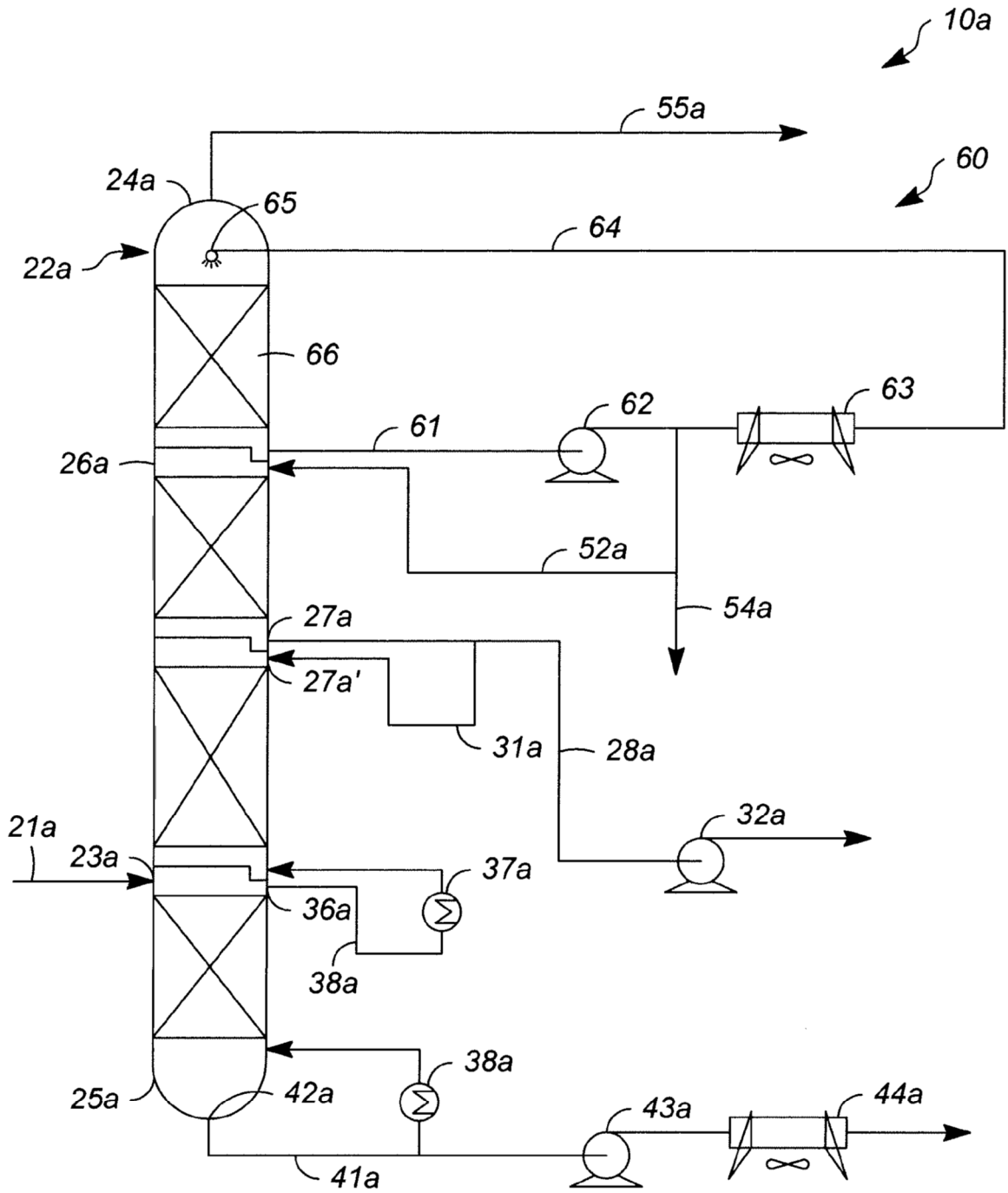


FIG. 2

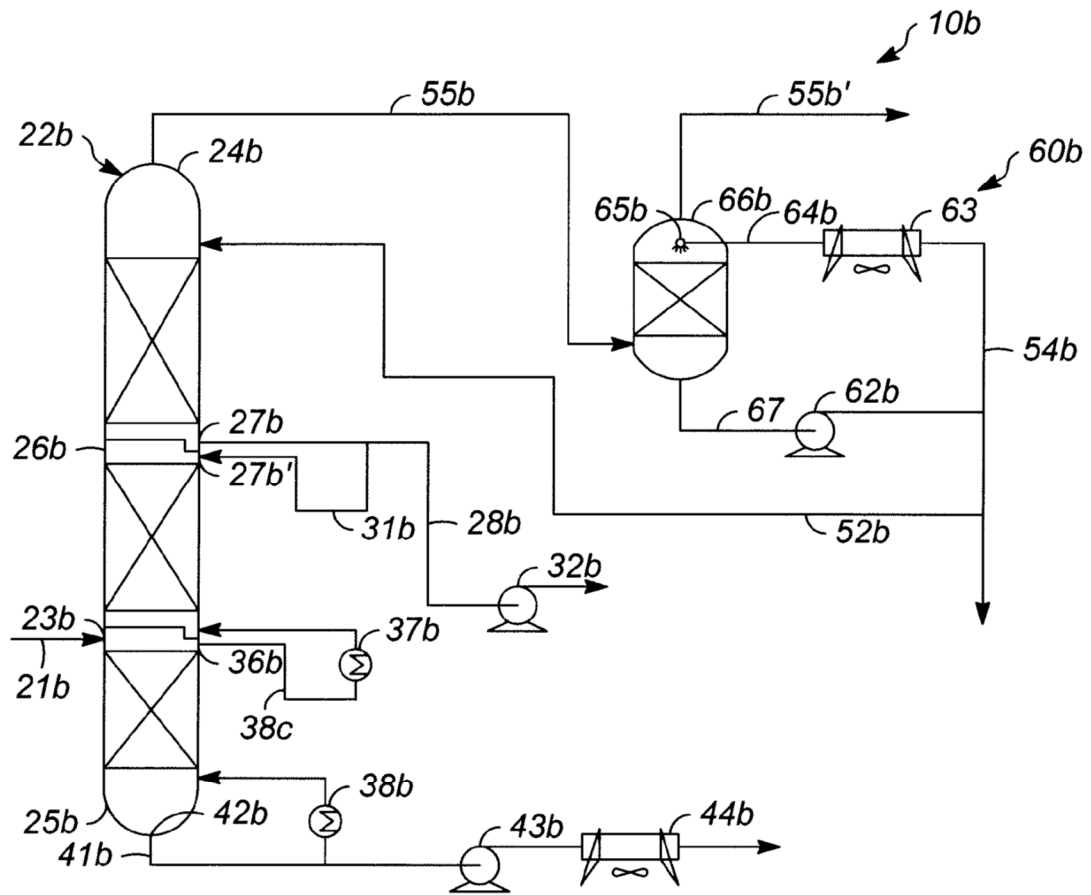


FIG. 3

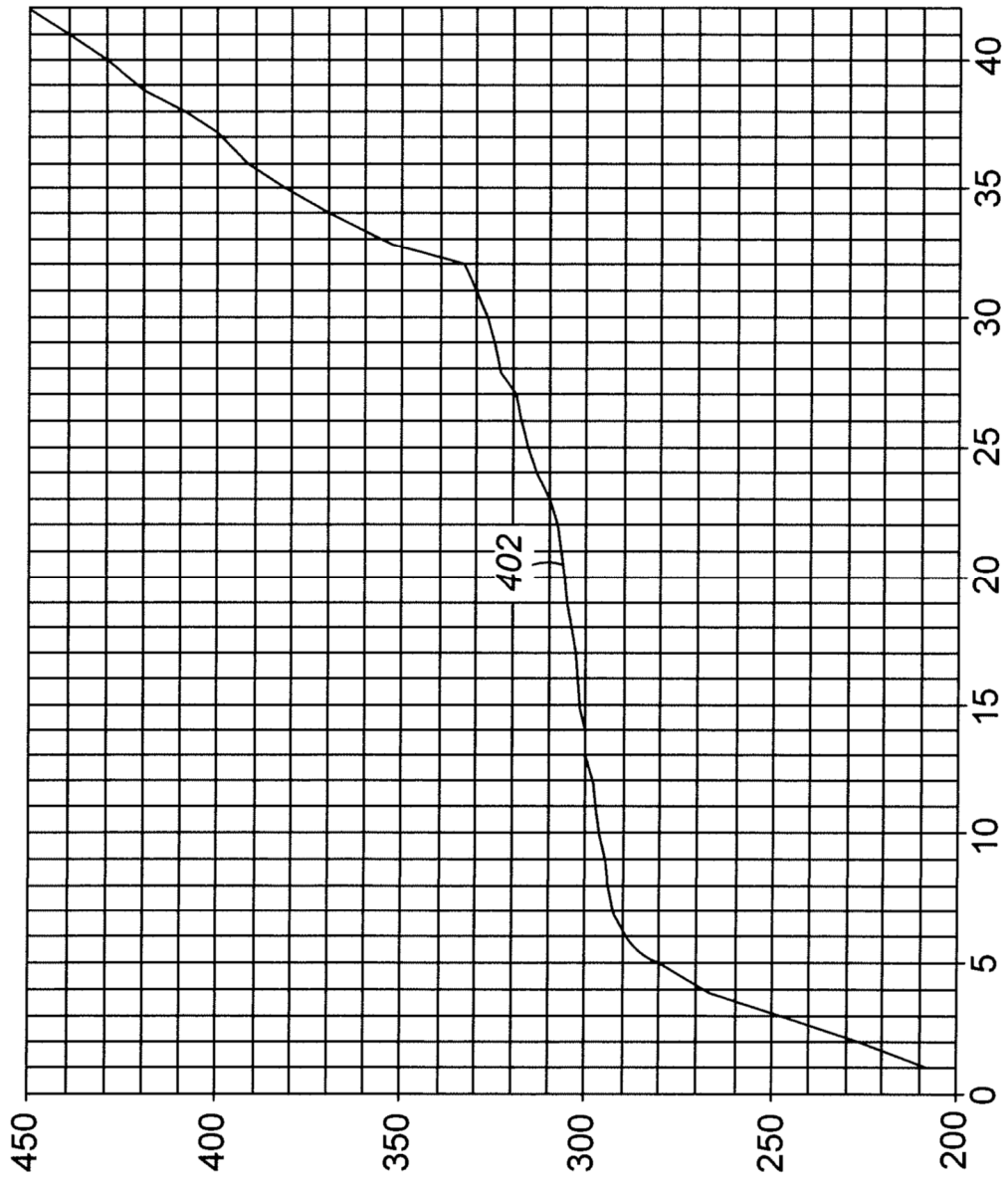


FIG. 4

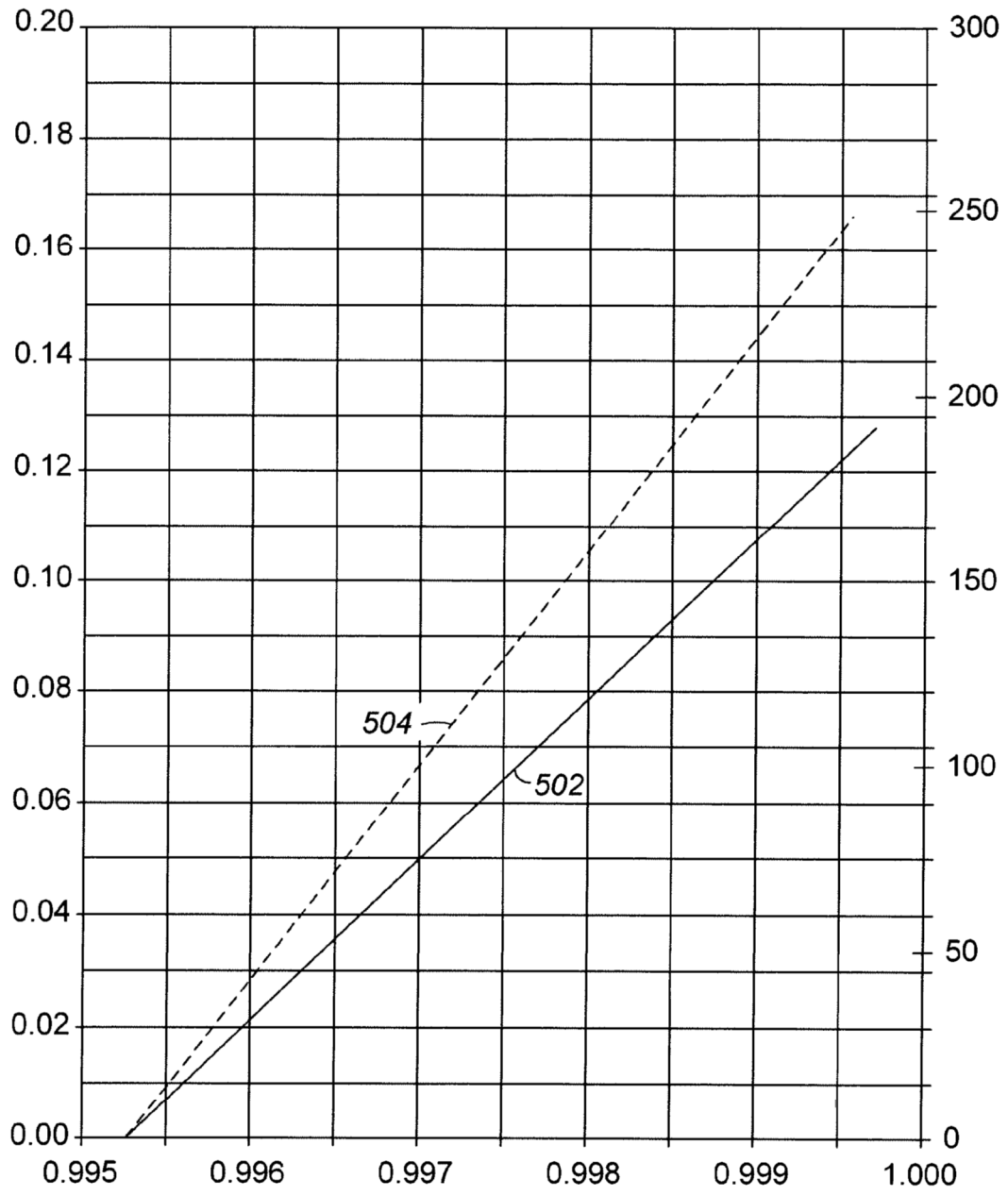


FIG. 5

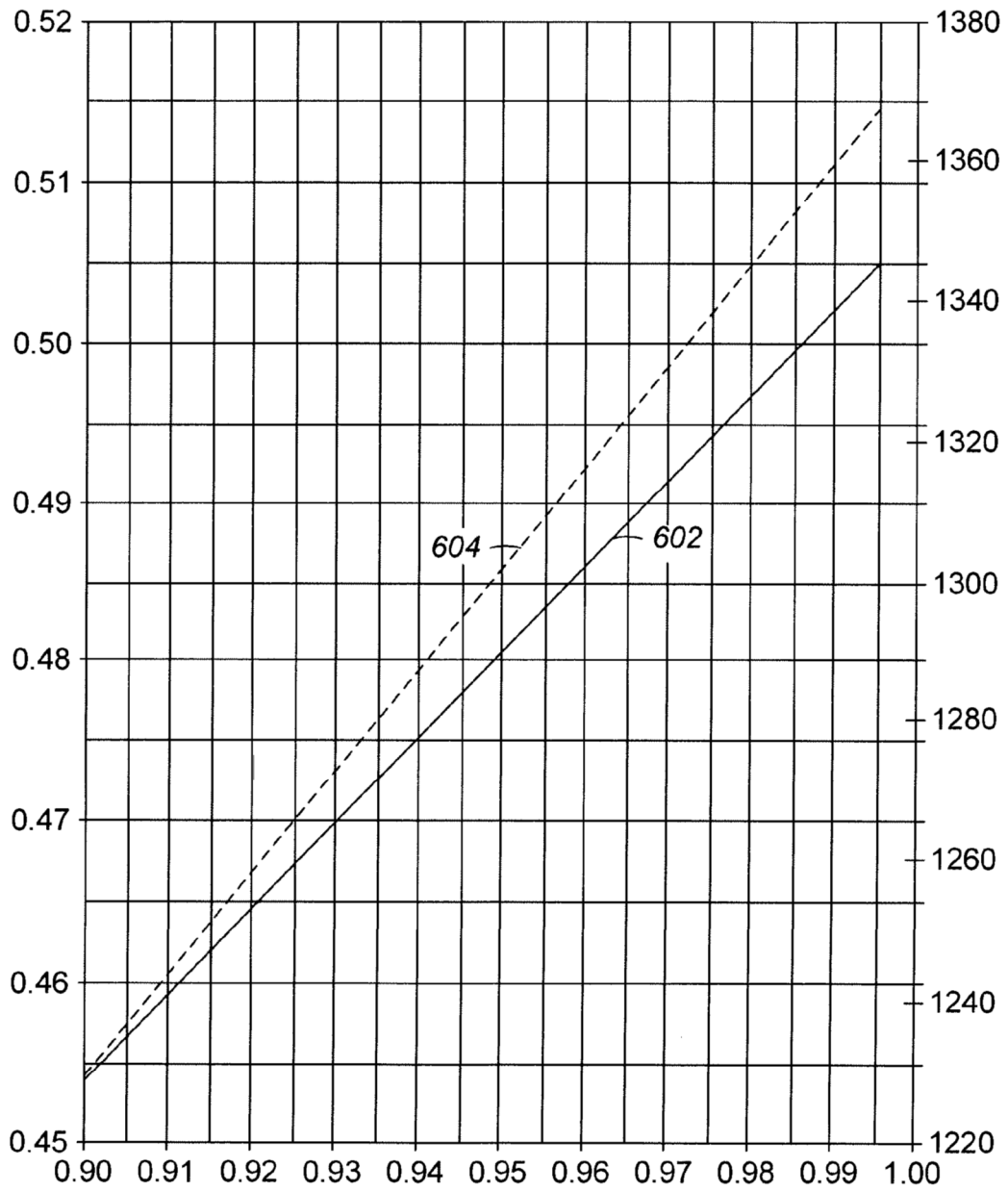


FIG. 6