

19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 694 051**

51 Int. Cl.:

**C07C 6/12** (2006.01)

**B01D 3/14** (2006.01)

**C10G 47/00** (2006.01)

**C10G 7/02** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **05.08.2015 PCT/US2015/043809**

87 Fecha y número de publicación internacional: **11.02.2016 WO16022682**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **05.08.2015 E 15753800 (0)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **03.10.2018 EP 3185979**

54 Título: **Integración de calor en procesos de desproporción o transalquilación**

30 Prioridad:

**06.08.2014 US 201462033696 P**

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:  
**17.12.2018**

73 Titular/es:

**BP CORPORATION NORTH AMERICA INC.  
(100.0%)**

**501 Westlake Park Boulevard  
Houston, TX 77079, US**

72 Inventor/es:

**COLLING, CRAIG W. y  
SLUSAR, BRIAN L.**

74 Agente/Representante:

**SALVÀ FERRER, Joan**

ES 2 694 051 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

Integración de calor en procesos de desproporción o transalquilación

### 5 ANTECEDENTES

**[0001]** Los isómeros de xileno se producen en grandes cantidades a partir del petróleo y sirven como materia prima para una serie de importantes productos químicos industriales. El paraxileno es la principal materia prima para el poliéster. El ortoxileno se usa para producir anhídrido ftálico. El metaxileno se usa para productos tales como plastificantes, colorantes azo y conservantes de la madera. El etilbenceno generalmente está presente en mezclas de xileno y ocasionalmente se recupera para la producción de estireno, pero generalmente es un componente menos deseado de los compuestos aromáticos C8.

**[0002]** Entre los hidrocarburos aromáticos, los xilenos y el benceno son de importancia sustancial. Ni los xilenos ni el benceno se producen a partir del petróleo mediante el reformado de nafta en un volumen suficiente para satisfacer la demanda, y la conversión de otros hidrocarburos es necesaria para aumentar el rendimiento de los xilenos y el benceno. Mucho más comúnmente, el tolueno, los aromáticos C9 y los aromáticos C10 se hacen reaccionar para producir benceno y compuestos aromáticos C8 a partir de los cuales se recuperan los isómeros de xileno, véase, por ejemplo, los documentos US 4.041.091 y US 2007/049780. Los procesos para hacer esto son los conocidos con los nombres de desproporción de tolueno, desproporción selectiva de tolueno y transalquilación. Si bien la materia prima para estos procesos puede variar según la disponibilidad y la economía, todos tienen el mismo objetivo de maximizar la producción de isómeros de xileno, típicamente a través de reacciones de transferencia de metilo. En algunos casos, estos procesos también incluyen reacciones en las que moléculas como el metiletilbenceno se convierten en etano y tolueno y este tolueno a su vez produce incluso más isómeros de benceno y xileno. Otros elementos comunes de estos procesos de desproporción y transalquilación incluyen condiciones de reacción a alta temperatura, consumo y reciclaje de hidrógeno costoso, conversiones por pasada significativamente por debajo del 100 %, lo que conduce a grandes reciclajes y destilaciones de gran intensidad energética para recuperar benceno y compuestos aromáticos C8 de materias primas no convertidas. Sigue existiendo la necesidad en la técnica de una eficacia mejorada en la producción de paraxileno mediante estos procesos mediante la reducción de los costes de la materia prima y la disminución del consumo de energía.

**[0003]** Los procesos de desproporción y transalquilación generalmente se ubican cerca de las instalaciones de producción de paraxileno en grandes plantas de proceso llamadas complejos de compuestos aromáticos. Además de las unidades de desproporción, transalquilación y paraxileno, los complejos de compuestos aromáticos también contienen instalaciones para la purificación de benceno y tolueno principalmente mediante extracción líquido-líquido o destilación extractiva. Las instalaciones de producción de paraxileno están generalmente compuestas por una de dos tecnologías. Estas dos tecnologías son la adsorción selectiva y la cristalización. Las instalaciones de adsorción selectiva para la producción de paraxileno requieren mucha más energía que las instalaciones de cristalización. En consecuencia, el mayor consumidor de energía en complejos de compuestos aromáticos que emplean la adsorción selectiva es la unidad de adsorción selectiva y se ha prestado poca atención a la eficiencia energética de otras unidades en el complejo de compuestos aromáticos como las unidades de desproporción y transalquilación. Con el creciente interés por los procesos de cristalización de eficiencia energética para la producción de paraxileno, existe la necesidad de aumentar la eficiencia energética de las unidades de desproporción y transalquilación, ya que estas unidades se están convirtiendo en los mayores consumidores de energía en el complejo de compuestos aromáticos.

### RESUMEN

**[0004]** La presente descripción proporciona ciertas ventajas y avances sobre la técnica anterior. En particular, la presente descripción proporciona procedimientos y aparatos para mejorar la eficiencia energética de los procesos de desproporción y transalquilación.

**[0005]** En un aspecto, la descripción proporciona procesos que incluyen las etapas de: (a) hacer reaccionar, en un reactor, una corriente de alimentación del reactor que incluye tolueno, compuestos aromáticos C9, compuestos aromáticos C10 e hidrógeno sobre un catalizador para producir una corriente de efluente del reactor que incluye benceno y xilenos; (b) enfriar la corriente de efluente del reactor para formar una primera mezcla de dos fases; (c) separar la primera mezcla de dos fases en una primera corriente de líquido y una primera corriente de vapor; (d) proporcionar al menos una porción de la primera corriente de líquido a una columna de benceno, en la que la porción de la primera corriente de líquido proporcionada a la columna de benceno evita una columna del

estabilizador; y (e) recuperar el benceno de la primera corriente de líquido condensado en la columna de benceno. En algunas realizaciones, los procesos incluyen además las etapas de: (f) enfriar la primera corriente de vapor para formar una segunda mezcla de dos fases; y (g) separar la segunda mezcla de dos fases en una segunda corriente de líquido y una segunda corriente de vapor.

5

**[0006]** En otro aspecto, la descripción proporciona procesos que comprenden las etapas de: (a) hacer reaccionar, en un reactor, una corriente de alimentación del reactor que comprende tolueno, compuestos aromáticos C9, compuestos aromáticos C10 e hidrógeno sobre un catalizador para producir una corriente de efluente del reactor que comprende benceno, tolueno y xilenos; (b) enfriar la corriente de efluente del reactor para formar una primera mezcla de dos fases; (c) separar la primera mezcla de dos fases en una primera corriente de líquido y una primera corriente de vapor; (d) proporcionar la primera corriente de líquido a una columna del estabilizador para producir una corriente de extracción lateral que comprende benceno, tolueno y compuestos aromáticos C8; y (e) proporcionar la corriente de extracción lateral a una unidad de destilación extractiva. En algunas realizaciones, los procesos incluyen además las etapas de: (f) enfriar la primera corriente de vapor para formar una segunda mezcla de dos fases; y (g) separar la segunda mezcla de dos fases en una segunda corriente de líquido y una segunda corriente de vapor.

**[0007]** También se describen aparatos que incluyen: (a) un reactor para hacer reaccionar una corriente de alimentación del reactor que incluye tolueno, compuestos aromáticos C9, compuestos aromáticos C10 e hidrógeno para producir una corriente de del reactor que incluye benceno, tolueno y compuestos aromáticos C8, incluyendo xilenos; (b) un primer aparato de enfriamiento para enfriar la corriente de efluente del reactor para producir una primera mezcla de dos fases; y (c) un primer tambor separador para separar la primera mezcla de dos fases en una primera corriente de líquido y una primera corriente de vapor. En algunas realizaciones, los aparatos incluyen además: (d) un segundo aparato de enfriamiento para enfriar la primera corriente de vapor para producir una segunda mezcla de dos fases; y (e) un segundo tambor separador para separar la segunda mezcla de dos fases en una segunda corriente de líquido y una segunda corriente de vapor. En algunas realizaciones, los aparatos incluyen además (f) una columna del estabilizador para recibir la segunda corriente de líquido y, opcionalmente, una porción de la primera corriente de líquido; y (g) una columna de benceno para recibir al menos una porción de la primera corriente de líquido, en la que la porción de la primera corriente de líquido proporcionada a la columna de benceno evita la columna del estabilizador. En otras realizaciones, los aparatos incluyen además: (f) una columna del estabilizador para recibir la primera corriente de líquido y la segunda corriente de líquido y para producir una corriente de extracción lateral que incluye benceno, tolueno y compuestos aromáticos C8; y (g) una unidad de destilación extractiva para recibir la corriente de extracción lateral.

### BREVE DESCRIPCIÓN DE LOS DIBUJOS

35

**[0008]** La siguiente descripción detallada de las realizaciones de la presente descripción se puede entender mejor cuando se lee junto con los siguientes dibujos en los que:

La Figura 1 es una representación esquemática de un proceso de transalquilación con recuperación de benceno, en el que toda la corriente de líquido que sale de un tambor de destello de baja temperatura se envía a una columna del estabilizador.

La Figura 2 es una representación esquemática de un proceso de transalquilación con recuperación de benceno, en la que una porción de una corriente de líquido evita una columna del estabilizador y se envía a una columna de benceno.

La Figura 3 es una representación esquemática de un proceso de transalquilación donde los fondos de la columna del estabilizador se envían a una columna de tolueno.

La Figura 4 es una representación esquemática de un proceso de transalquilación con una ligera recuperación aromática con una sola columna de destilación.

**[0009]** Los expertos en la técnica apreciarán que los elementos en las figuras se ilustran con fines de simplicidad y claridad y no se han dibujado necesariamente a escala. Por ejemplo, las dimensiones de algunos de los elementos en las figuras se pueden exagerar en relación con otros elementos para ayudar a mejorar la comprensión de la realización o realizaciones de la presente descripción.

### 55 DESCRIPCIÓN DETALLADA

**[0010]** Antes de describir en detalle los procedimientos y aparatos de la presente descripción, se definirán una serie de términos. Como se usan en el presente documento, las formas singulares "un", "una" y "el/la" incluyen referencias en plural a menos que el contexto indique claramente lo contrario. Por ejemplo, la referencia a un "ácido

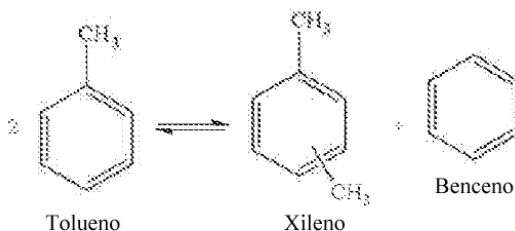
nucleico" significa uno o más ácidos nucleicos.

**[0011]** Se observa que términos como "preferentemente", "comúnmente" y "típicamente" no se utilizan en el presente documento para limitar el alcance de los procedimientos y aparatos reivindicados o para implicar que ciertas características son críticas, esenciales o incluso importantes para la estructura o función de los procedimientos y aparatos reivindicados. Más bien, estos términos simplemente pretenden resaltar características alternativas o adicionales que pueden o no utilizarse en una realización particular de los presentes procedimientos y aparatos.

**[0012]** Para los fines de describir y definir los presentes procedimientos y aparatos, se señala que el término "sustancialmente" se utiliza en el presente documento para representar el grado inherente de incertidumbre que puede atribuirse a cualquier comparación cuantitativa, valor, medición u otra representación. El término "sustancialmente" también se utiliza en el presente documento para representar el grado en que una representación cuantitativa puede variar de una referencia establecida sin dar como resultado un cambio en la función básica del tema en cuestión.

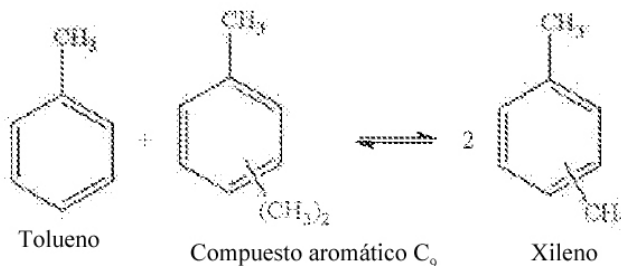
**[0013]** Los xilenos son materias primas muy valiosas para muchos productos petroquímicos y plásticos ampliamente utilizados. Por lo tanto, se han desarrollado diversos procesos comerciales que convierten el tolueno y los productos alquilaromáticos C9 en xileno. Estos procesos implican reordenamientos moleculares, tal como la transferencia de los grupos metilo del tolueno para formar benceno y xilenos o la transferencia de los grupos metilo del tolueno y trimetilbencenos para producir xilenos. Otros compuestos aromáticos C9 pueden experimentar otros tipos de reacciones. Por ejemplo, los grupos etilo pueden transalquilarse o desalquilarse. Estos procesos a veces se denominan procesos de desproporción o transalquilación.

**[0014]** Como se usa en el presente documento, los términos "desproporción" o "desproporción de tolueno" son intercambiables y se refieren a un proceso químico que incluye la conversión de dos moléculas de tolueno en una molécula de benceno y una de xileno, como se muestra a continuación:

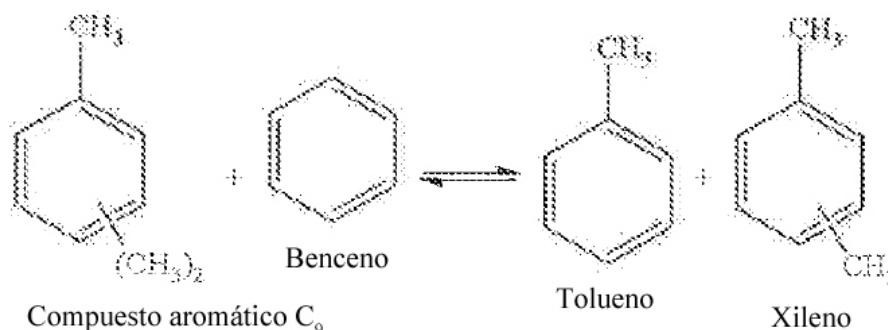


El producto de xileno puede ser cualquier isómero de xileno, incluyendo ortoxileno, paraxileno y metaxileno.

**[0015]** Como se usa en el presente documento, el término "transalquilación" se refiere a una serie de reacciones químicas que incluyen la transferencia o uno o más restos alquilo de una molécula a otra. Por ejemplo, "transalquilación de tolueno" incluye la conversión de una molécula de tolueno y una molécula aromática C9 en dos moléculas de xileno, como se muestra a continuación:



Otras reacciones de transalquilación pueden implicar compuestos aromáticos C9 (o compuestos aromáticos superiores) y pueden incluir una reacción con benceno para producir tolueno y xileno, tales como:



Los productos de xileno y reactantes en las reacciones de transalquilación pueden ser cualquier isómero de xileno, incluido ortoxileno, paraxileno y metaxileno.

**[0016]** La desproporción de tolueno y la transalquilación C9/C10 son una fuente significativa de xilenos en un complejo de compuestos aromáticos modernos. Típicamente, el tolueno, los compuestos aromáticos C9 y los compuestos aromáticos C10 se mezclan, se combinan con gas reciclado rico en H<sub>2</sub> y se envían a un recipiente de reactor que contiene un catalizador, produciendo una mezcla que contiene benceno y xilenos deseables además de materia prima sin reaccionar y gases de hidrocarburos ligeros. Los catalizadores están fácilmente disponibles y típicamente operan a temperatura y presión elevadas. Un coste significativo en este proceso es la energía requerida para calentar los reactantes a la temperatura de reacción y separar los reactantes de los productos. Se desea desarrollar procesos mejorados con eficiencia energética mejorada. Esta descripción incluye varias realizaciones que mejoran la eficiencia energética de este proceso.

**[0017]** En general, la viabilidad económica de cualquier proceso para la producción de xilenos depende de varios factores. Uno de los más importantes es el rendimiento y la recuperación general de los compuestos aromáticos valiosos, incluyendo benceno y xilenos. La pérdida de estos compuestos aromáticos en el gas combustible y el reciclaje excesivo suponen una pesada carga económica para un proceso. Otro factor económico importante para el éxito de un proceso comercial es el coste de capital inicial del equipo, tales como columnas, reactores y tuberías, y el catalizador necesario para operar el proceso. Finalmente, un proceso exitoso debe ser energéticamente eficiente. Esto se mide por el coste operativo global del proceso, que incluye elementos de utilidad tales como corrientes de calentamiento y enfriamiento asociadas con los reactores y las columnas de fraccionamiento y la energía gastada en comprimir o bombear diversas corrientes de fluido.

**[0018]** En una realización de los procedimientos y aparatos descritos en el presente documento, el intercambio de calor de alimentación-efluente, en el que el efluente del reactor caliente se pone en contacto en un intercambiador de calor con la alimentación del reactor frío, se utiliza para mejorar la eficiencia energética. Es deseable una estrecha temperatura de aproximación para maximizar la eficiencia energética. Por ejemplo, en algunas realizaciones, la alimentación del reactor se calienta a 50 °F (10 °C) de la temperatura de efluente del reactor. A medida que el efluente del reactor se enfría, los hidrocarburos pesados (principalmente benceno, tolueno, xilenos y compuestos aromáticos C9+) comienzan a condensarse, formando una mezcla de dos fases. Las dos fases se pueden separar y dirigir a diferentes partes del proceso.

**[0019]** En otra realización de los procedimientos y aparatos descritos en el presente documento, la condensación se realiza en al menos dos etapas, donde la etapa final tiene lugar cerca de la temperatura ambiente y la etapa o etapas anteriores se producen entre la temperatura ambiente y la temperatura del reactor. Después, el líquido y el vapor formado en cada etapa se separan y los productos líquidos y de vapor se dirigen a diferentes partes del proceso.

**[0020]** Por ejemplo, puede ser deseable usar un intercambiador de calor de alimentación-efluente para enfriar el efluente del reactor y formar una mezcla de dos fases que se puede separar en un separador de alta temperatura. El vapor del separador de alta temperatura se puede enfriar con varios medios, incluida la alimentación del reactor, para producir mezclas de dos fases. El líquido del separador de alta temperatura está típicamente libre de hidrocarburos ligeros y se puede procesar directamente (por ejemplo, en la columna de benceno) y puede evitar la

columna del estabilizador. La columna del estabilizador elimina los hidrocarburos ligeros disueltos del líquido formado en el separador final, a temperatura ambiente, a baja temperatura. Esto conduce a ahorros de energía de fraccionamiento significativos porque el material del separador de alta temperatura evita el estabilizador.

5 **[0021]** Otra realización de los procedimientos y aparatos descritos en el presente documento implica calentar el líquido del separador a baja temperatura con vapor caliente del separador de alta temperatura. Esto reduce la energía requerida en el estabilizador.

10 **[0022]** Las condiciones específicas de desproporción y transalquilación utilizadas junto con los procedimientos y aparatos descritos en el presente documento dependen, en parte, del catalizador utilizado para la reacción y su actividad, así como de la composición de la alimentación de desproporción o transalquilación. En general, las condiciones de desproporción o transalquilación incluyen temperaturas elevadas, por ejemplo, de aproximadamente 100 °C a aproximadamente 425 °C, o de aproximadamente 200 °C a aproximadamente 400 °C. En instalaciones comerciales, la temperatura de desproporción o transalquilación a menudo se aumenta para 15 compensar cualquier actividad decreciente del catalizador. La alimentación a un reactor de desproporción o transalquilación se puede calentar primero. La alimentación se pasa entonces a través de una zona de reacción, que puede incluir uno o más reactores individuales que contienen catalizador. El catalizador es típicamente una sílice-alúmina o zeolita como mordenita desaluminada, zeolita Y ultra-estable, ZSM-12 o zeolita beta. Los catalizadores disponibles en el mercado incluyen ATA-12 y ATA-21 ofrecidos por Zeolyst International y SK Innovation, TA-20 y 20 PXP-300 ofrecidos por UOP, y TransPlus ofrecido por Axens.

**[0023]** Las condiciones de transalquilación o desproporción incluyen presiones que varían de aproximadamente 100 kPa a aproximadamente 10 MPa (absoluta), o de aproximadamente 0,5 MPa a aproximadamente 5 MPa (absoluta). Las reacciones pueden realizarse en un amplio intervalo de velocidades 25 espaciales. La velocidad espacial horaria en peso (WHSV) generalmente está en el intervalo de aproximadamente 0,1 h<sup>-1</sup> a aproximadamente 30 h<sup>-1</sup> o de aproximadamente 0,5 h<sup>-1</sup> a aproximadamente 20 h<sup>-1</sup>, o entre aproximadamente 1 h<sup>-1</sup> a aproximadamente 5 h<sup>-1</sup>. Por ejemplo, las condiciones del reactor de catalizador de transalquilación podrían ser las siguientes:

30 Temperatura = 400 °C  
 Presión = 1,4 MPa  
 H<sub>2</sub>:HC (relación hidrógeno-hidrocarburo) = 4:1  
 WHSV = 1,0

35 **Composición de alimentación:**

**[0024]**

Componente	Concentración, % en peso
Gas ligero	0,19
Benceno	0,18
Tolueno	37,51
Etilbenceno	0,04
p-Xileno	0,11
m-Xileno	0,28
o-Xileno	0,19
Propilbenceno	3,99
Metiletilbenceno	30,75
Trimetilbenceno	26,08
A <sub>10</sub> +	0,54

40 **[0025]** Como se usa en el presente documento, el término "unidad de destilación extractiva" se refiere a una unidad, tal como una o más columnas de destilación, que es capaz de realizar la destilación extractiva. Como se usa en el presente documento, el término "destilación extractiva" se refiere a la destilación de, por ejemplo, una mezcla de dos componentes en presencia de un componente miscible, de alto punto de ebullición, relativamente no volátil, llamado disolvente o disolvente de separación. El disolvente se elige de manera que no forme un azeótropo con los otros componentes de la mezcla. El disolvente interactúa de manera diferente con los componentes de la mezcla, lo 45 que causa un cambio en sus volatilidades relativas. Esto permite que la nueva mezcla de tres partes se separe por destilación normal. El componente con la mayor volatilidad cuando ingresa a la unidad de destilación extractiva se

separa como el producto superior. El producto del fondo consiste en una mezcla del disolvente y un componente aromático, que se puede separar de nuevo fácilmente porque el disolvente no forma un azeótropo con él. El producto del fondo se puede separar en una columna de recuperación de disolvente en el disolvente y el componente aromático.

5

**[0026]** La destilación extractiva se usa para mezclas que tienen un bajo valor de volatilidad relativa, cercana a la unidad. Dichas mezclas no pueden separarse por simple destilación, porque la volatilidad de los dos componentes en la mezcla es casi la misma, lo que hace que se evaporen a casi la misma temperatura a una velocidad similar, lo que hace que la destilación normal sea poco práctica.

10

**[0027]** Es importante seleccionar un disolvente de separación adecuado para la destilación extractiva. El disolvente debe alterar la volatilidad relativa por un margen suficientemente amplio para un resultado exitoso. Se debe considerar la cantidad, coste y disponibilidad del disolvente. El disolvente debe ser fácilmente separable del producto del fondo, y no debe reaccionar químicamente con los componentes o la mezcla, ni causar corrosión en el equipo. Un ejemplo de destilación extractiva es la separación de una mezcla azeótropa de benceno y ciclohexano, donde son disolventes adecuados anilina, sulfolano, N-formil morfolina (NFM) y N-metil-2-pirrolidona (NMP). En los procedimientos y aparatos descritos aquí, la destilación extractiva se puede usar para separar benceno y ciclohexano, metilciclopentano y/o isoparafinas C7 en los casos en que el benceno no se puede producir directamente por destilación (no extractiva).

20

**[0028]** En un aspecto, la descripción proporciona procesos que incluyen las etapas de: (a) hacer reaccionar, en un reactor, una corriente de alimentación del reactor que incluye tolueno, compuestos aromáticos C9, compuestos aromáticos C10 e hidrógeno sobre un catalizador para producir una corriente de efluente del reactor que incluye benceno y xilenos; (b) enfriar la corriente de efluente del reactor para formar una primera mezcla de dos fases; (c) separar la primera mezcla de dos fases en una primera corriente de líquido y una primera corriente de vapor; (d) proporcionar al menos una porción de la primera corriente de líquido a una columna de benceno, en la que la porción de la primera corriente de líquido proporcionada a la columna de benceno evita una columna del estabilizador; y (e) recuperar el benceno de la primera corriente de líquido condensado en la columna de benceno.

25

**[0029]** En otro aspecto, la descripción proporciona procesos que incluyen las etapas de: (a) hacer reaccionar, en un reactor, una corriente de alimentación del reactor que incluye tolueno, compuestos aromáticos C9, compuestos aromáticos C10 e hidrógeno sobre un catalizador para producir una corriente de efluente del reactor que incluye benceno, tolueno y xilenos; (b) enfriar la corriente de efluente del reactor para formar una primera mezcla de dos fases; (c) separar la primera mezcla de dos fases en una primera corriente de líquido y una primera corriente de vapor; (d) proporcionar la primera corriente de líquido a una columna del estabilizador para producir una corriente de extracción lateral que incluye benceno, tolueno y compuestos aromáticos C8; y (e) proporcionar la corriente de extracción lateral a una unidad de destilación extractiva.

30

35

**[0030]** En algunas realizaciones, los procesos incluyen además las etapas de: (f) enfriar la primera corriente de vapor para formar una segunda mezcla de dos fases; y (g) separar la segunda mezcla de dos fases en una segunda corriente de líquido y una segunda corriente de vapor. En algunas realizaciones, los procesos incluyen además proporcionar la segunda corriente de líquido a la columna del estabilizador.

40

**[0031]** En algunas realizaciones, la primera corriente de líquido está sustancialmente libre de hidrocarburos ligeros. En algunas realizaciones, la primera corriente de líquido incluye solo aproximadamente el 15 %, o aproximadamente el 10 %, o aproximadamente el 9 %, o aproximadamente el 8 %, o aproximadamente el 7 %, o aproximadamente el 6 %, o aproximadamente el 5 %, o aproximadamente el 4 %, o aproximadamente el 3 %, o aproximadamente el 2 %, o aproximadamente el 1 %, o menos del 1 % de hidrocarburos ligeros.

45

**[0032]** En algunas realizaciones, los procesos incluyen además el uso de la corriente de efluente del reactor para calentar la corriente de alimentación del reactor. En algunas realizaciones, la corriente de alimentación del reactor se calienta a aproximadamente 100, o aproximadamente 90, o aproximadamente 80, o aproximadamente 70, o aproximadamente 60, o aproximadamente 50, o aproximadamente 40, o aproximadamente 30, o aproximadamente 20 grados Celsius de la corriente de efluente del reactor. En algunas realizaciones, la corriente de alimentación del reactor se calienta a aproximadamente 50 grados Celsius de la corriente de efluente del reactor.

50

55

**[0033]** En algunas realizaciones, los procesos incluyen además el uso de la primera corriente de vapor para calentar la corriente de alimentación del reactor. En algunas realizaciones, la corriente de alimentación del reactor se calienta a aproximadamente 100, o aproximadamente 90, o aproximadamente 80, o aproximadamente 70, o

aproximadamente 60, o aproximadamente 50, o aproximadamente 40, o aproximadamente 30, o aproximadamente 20, o aproximadamente 10 grados Celsius de la primera corriente de vapor.

**[0034]** En algunas realizaciones, la etapa de enfriar la corriente de efluente del reactor para formar la primera mezcla de dos fases se realiza entre aproximadamente la temperatura ambiente y la temperatura del reactor. En algunas realizaciones, la etapa de enfriar la primera corriente de vapor para formar la segunda mezcla de dos fases se realiza a aproximadamente la temperatura ambiente. En algunas realizaciones, los procesos incluyen además el uso de la primera corriente de vapor para calentar la segunda corriente de líquido condensado. En algunas realizaciones, la segunda corriente de líquido condensado se calienta a aproximadamente 100, o aproximadamente 90, o aproximadamente 80, o aproximadamente 70, o aproximadamente 60, o aproximadamente 50, o aproximadamente 40, o aproximadamente 30, o aproximadamente 20, o aproximadamente 10 grados Celsius de la primera corriente de vapor.

**[0035]** En algunas realizaciones de los procesos descritos en el presente documento, los procesos incluyen además las etapas de: (f) enfriar la primera corriente de vapor para formar una segunda mezcla de dos fases; y (g) separar la segunda mezcla de dos fases en una segunda corriente de líquido y una segunda corriente de vapor. En algunas realizaciones, los procesos incluyen además proporcionar la segunda corriente de líquido a la columna del estabilizador. En algunas realizaciones, la primera corriente de líquido está sustancialmente libre de hidrocarburos ligeros. En algunas realizaciones, la primera corriente de líquido incluye solo aproximadamente el 15 %, o aproximadamente el 10 %, o aproximadamente el 9 %, o aproximadamente el 8 %, o aproximadamente el 7 %, o aproximadamente el 6 %, o aproximadamente el 5 %, o aproximadamente el 4 %, o aproximadamente el 3 %, o aproximadamente el 2 %, o aproximadamente el 1 %, o menos del 1 % de hidrocarburos ligeros.

**[0036]** También se describen aparatos que incluyen: (a) un reactor para hacer reaccionar una corriente de alimentación del reactor que incluye tolueno, compuestos aromáticos C9, compuestos aromáticos C10 e hidrógeno para producir una corriente de del reactor que incluye benceno, tolueno y compuestos aromáticos C8, incluyendo xilenos; (b) un primer aparato de enfriamiento para enfriar la corriente de efluente del reactor para producir una primera mezcla de dos fases; y (c) un primer tambor separador para separar la primera mezcla de dos fases en una primera corriente de líquido y una primera corriente de vapor.

**[0037]** Los aparatos pueden incluir además: (d) un segundo aparato de enfriamiento para enfriar la primera corriente de vapor para producir una segunda mezcla de dos fases; y (e) un segundo tambor separador para separar la segunda mezcla de dos fases en una segunda corriente de líquido y una segunda corriente de vapor. En algunas realizaciones, los aparatos incluyen además: (f) una columna del estabilizador para recibir la segunda corriente de líquido y, opcionalmente, una porción de la primera corriente de líquido; y (g) una columna de benceno para recibir al menos una porción de la primera corriente de líquido, en la que la porción de la primera corriente de líquido proporcionada a la columna de benceno evita la columna del estabilizador. En otras realizaciones, los aparatos incluyen además: (f) una columna del estabilizador para recibir la primera corriente de líquido y la segunda corriente de líquido y para producir una corriente de extracción lateral que incluye benceno, tolueno y compuestos aromáticos C8; y (g) una unidad de destilación extractiva para recibir la corriente de extracción lateral.

**[0038]** El primer aparato de enfriamiento puede usar la corriente de alimentación del reactor para enfriar la corriente de efluente del reactor. En algunas realizaciones, la temperatura de la primera mezcla de dos fases está entre aproximadamente la temperatura ambiente y la temperatura del reactor.

**[0039]** La temperatura de reacción puede estar entre aproximadamente 380 y 420 grados Celsius. En ciertas realizaciones, la temperatura del reactor está entre aproximadamente 390 y 410 grados Celsius (o entre aproximadamente 734 y aproximadamente 770 grados Fahrenheit).

**[0040]** La temperatura de la primera mezcla de dos fases puede ser de aproximadamente el 25 % a aproximadamente el 40 % de la temperatura del reactor, o de aproximadamente el 28 % a aproximadamente el 35 % de la temperatura del reactor. En algunas realizaciones, la temperatura de la primera mezcla de dos fases es de aproximadamente 115 a aproximadamente 130 grados Celsius, o de aproximadamente 121 a 127 grados Celsius (aproximadamente 250 a aproximadamente 260 grados Fahrenheit).

**[0041]** El segundo aparato de enfriamiento puede usar la corriente de alimentación del reactor para enfriar la primera corriente de vapor en el segundo aparato de enfriamiento, produciendo así la segunda mezcla de dos fases. En algunas realizaciones, la temperatura de la segunda mezcla de dos fases es aproximadamente la temperatura ambiente. En algunas realizaciones, la temperatura de la segunda mezcla de dos fases es de aproximadamente el



100 % a aproximadamente el 200 % de la temperatura ambiente, o aproximadamente del 120 % a aproximadamente el 150 % de la temperatura ambiente. En algunas realizaciones, la temperatura de la segunda mezcla de dos fases es de aproximadamente 30 a aproximadamente 50 grados Celsius, o aproximadamente de 35 a aproximadamente 45 grados Celsius, o de aproximadamente 38 a aproximadamente 43 grados Celsius (aproximadamente 100 a 5 aproximadamente 110 grados Fahrenheit).

**[0042]** El primer aparato de enfriamiento puede ser un intercambiador de calor. En algunas realizaciones, la segunda corriente de líquido se calienta con la primera corriente de vapor. En algunas realizaciones, la primera corriente de líquido está sustancialmente libre de hidrocarburos ligeros.

10

## EJEMPLOS

**[0043]** Los siguientes Ejemplos son ilustrativos de realizaciones específicas de los procedimientos y aparatos descritos en el presente documento, y diversos usos de los mismos. Se exponen solo con fines explicativos y no deben tomarse como limitantes de la descripción.

15

### **EJEMPLO 1: Proceso de transalquilación con recuperación de benceno - separador individual**

**[0044]** Como se muestra en la Figura 1, una corriente de alimentación 102 que incluye compuestos aromáticos C9+ y tolueno se calienta en un intercambiador de calor de alimentación/efluente 104 y se calienta además en un horno de transalquilación 108 y después se alimenta a un reactor de transalquilación (TA) 112. La corriente 102 incluye tanto el tolueno fresco como los compuestos aromáticos C9+ suministrados al proceso, así como todo el tolueno y el reciclaje de C9+. El efluente 114 del reactor 112 se enfría en el intercambiador de calor de alimentación-efluente de TA 104, un precalentador de alimentación de estabilizador de TA 118, y un enfriador de efluente de TA 122 y entra en un tambor de destello de baja temperatura 126 donde se separa en una corriente de vapor 128 y una corriente de líquido 142. Por lo tanto, el efluente del reactor de TA 114 se usa tanto para calentar la corriente de alimentación 102 en el intercambiador de calor de alimentación-efluente 104, como para precalentar la corriente de líquido del tambor de destello 142 en el precalentador de alimentación de estabilizador de TA 118.

25

**[0045]** La corriente de vapor 128 del tambor de destello 126 se divide, con una porción 130 de la corriente ventilada como gas combustible, y la otra porción 132 combinada con una corriente de reposición de hidrógeno 134, luego se comprime en un compresor de gas de reciclaje de TA 138 en una corriente de reciclaje 140, que se recicla a la corriente de alimentación del reactor de TA 102.

30

**[0046]** La corriente de líquido 142 del tambor de destello 126 se calienta en el precalentador de alimentación de estabilizador 118 para formar una corriente de alimentación de estabilizador 144, que luego se proporciona a una columna del estabilizador 146, que separa la corriente de alimentación de estabilizador 144 en una corriente superior de la columna del estabilizador 148 incluye hidrocarburos ligeros, y una corriente del fondo de la columna del estabilizador 166 que incluye benceno e hidrocarburos C7+, incluyendo tolueno, xilenos y compuestos aromáticos pesados.

35

40

**[0047]** La corriente superior de la columna del estabilizador 148 se condensa en un condensador de estabilizador 150 para formar una mezcla de dos fases 152, que se separa en un tambor de reflujo del estabilizador 154 en una corriente de ventilación de estabilizador de vapor 156 y una corriente de líquido 158. La corriente de líquido 158 pasa a través de una bomba de reflujo de estabilizador 160, después de lo cual se divide en una corriente de producto de hidrocarburo ligero 162 y una corriente de reflujo 164, la última de las cuales se envía de vuelta a la columna del estabilizador 146.

45

**[0048]** La corriente de fondos de columna del estabilizador 166 se envía a través de una bomba de fondos de estabilizador 168, luego se divide en dos corrientes 170 y 176. La primera corriente 170 se envía a través de un recalentador de estabilizador 172, y la corriente recalentada resultante 174 se envía de nuevo a la columna del estabilizador 146. La segunda corriente 176 es una corriente de alimentación de columna de benceno que se envía a una columna de benceno 178.

50

**[0049]** Las alimentaciones a la columna de benceno 178 incluyen la corriente 176 y la corriente 177. La corriente 177 se combina con la corriente 176 antes de alimentarse a la columna de benceno 178. En el complejo de compuestos aromáticos, el benceno se recupera tanto de las unidades de desproporción o transalquilación como de la destilación extractiva y se purifica. En lugar de construir columnas de benceno duplicadas para hacer esto, la mayoría de los complejos de compuestos aromáticos usan una única columna de benceno que se comparte. La

55

- corriente 177 es un extracto de la unidad de destilación extractiva en el complejo de compuestos aromáticos. La columna de benceno 178 separa la corriente de alimentación de columna de benceno 176 y la corriente 177 en una corriente superior de columna de benceno 180 que incluye benceno y una corriente de fondo de columna de benceno 194 que incluye hidrocarburos C7+, incluyendo tolueno, xilenos y compuestos aromáticos pesados. La corriente superior de columna de benceno 180 se condensa en un condensador de torre de benceno 182 para formar una corriente 184, que se envía a través de un tambor de reflujo de torre de benceno 186 y una bomba de reflujo de torre de benceno 188, luego se divide en una corriente de arrastre de benceno 189 y una corriente de reflujo de benceno 192, que se devuelve a la columna de benceno 178. La columna de benceno tiene una corriente de extracción lateral 190 situada por encima de la alimentación donde se produce el vapor de benceno. La corriente de arrastre de benceno 189 tiene típicamente un caudal de cero. Sin embargo, si hay sustancias con un punto de ebullición menor que el del benceno en la columna de benceno, la corriente de arrastre de benceno se puede usar para recolectar las impurezas, encaminarlas adecuadamente, por ejemplo, reciclarlas a la unidad de destilación extractiva, y continuar produciendo benceno que cumpla con las especificaciones de pureza.
- 15 **[0050]** La corriente de fondo de columna de benceno 194 se envía a través de una bomba de fondos de torre de benceno 195, luego se divide en dos corrientes 196 y 199. La primera corriente 196 se envía a través de un recalentador de torre de benceno 197, y la corriente recalentada resultante 198 se envía de nuevo a la columna de benceno 178. La segunda corriente 199 es una corriente de producto C7+ que incluye tolueno, xilenos y compuestos aromáticos pesados. La corriente 199 se envía típicamente a la columna de tolueno de la unidad de transalquilación
- 20 (no se muestra para este ejemplo).
- [0051]** Para ilustrar la eficiencia energética mejorada de la descripción, se hizo un modelo informático utilizando Aspen Plus para simular el proceso que se muestra en la Figura 1. Las condiciones del reactor de transalquilación mostradas anteriormente se usaron para simular las operaciones del reactor. En estas condiciones,
- 25 la conversión de tolueno por paso fue del 31,1 % y la conversión por paso de compuestos aromáticos C9 fue del 47,6 %. Los rendimientos de los reactores fueron similares a los rendimientos típicos observados durante las operaciones. Los parámetros operativos típicos se usaron en la simulación por ordenador para el otro equipo que se muestra en la Figura 1. El caudal de la corriente 189 fue de 0,0 kg/h.
- 30 **[0052]** Los resultados obtenidos se muestran en la Tabla 1. En este caso, se usó una temperatura de aproximación de 28 °C (50 °F) en el intercambiador 104. El trabajo para el horno 108 que se muestra en la Tabla 1 fue relativamente modesto y mucho menor que los trabajos para los recalentadores 172 y 197. Esto ilustra que la mayor parte de la energía consumida en el proceso de transalquilación es para la destilación.

Tabla 1 - Resultados de la simulación Aspen Plus para el proceso en la Figura 1

Elemento número	Trabajo, MMkcal/h (vatios)		Temp. °C	Causal másico, tonelada métrica/h (kg/s)									
	108 (horno)	172 (recalentador de estabilizador)		197 (recalentador de torre de benceno)	130	134	177	156	162	189	190	199	
	7,5 (8,7 x 10 <sup>6</sup> )	21,3 (2,5 x 10 <sup>7</sup> )	55,7 (6,5 x 10 <sup>7</sup> )	116	123	8,2 (2,3)	2,9 (0,8)	114,3 (31,8)	6,2 (1,7)	3,0 (0,8)	0,0 (0,0)	66,4 (18,4)	342,2 (95,1)

**EJEMPLO 2A: Proceso de transalquilación con recuperación de benceno - separador doble**

**[0053]** Como se muestra en la Figura 2, una corriente de alimentación 202 que incluye compuestos aromáticos C9+ y tolueno se calienta en un horno de transalquilación 208 y después se alimenta a un reactor de transalquilación (TA) 212. La corriente 202 incluye tanto el tolueno fresco como los compuestos aromáticos C9+ suministrados al proceso, así como todo el tolueno y el reciclaje de C9+. El efluente del reactor de TA 214 se usa entonces para calentar la corriente de alimentación 202 en un intercambiador de calor de alimentación/efluente 204, que produce una mezcla de dos fases de alta temperatura 216. La mezcla de dos fases de alta temperatura 216 se envía a un tambor de destello de alta temperatura 218, donde se separa en una corriente de líquido de alta temperatura 220 y una corriente de vapor de alta temperatura 222.

**[0054]** La corriente de vapor 222 del tambor de destello de alta temperatura 218 se usa para precalentar la corriente de líquido 242 de un tambor de destello de baja temperatura 228 en un precalentador de alimentación de estabilizador de TA 223. La corriente de vapor 224 se enfría adicionalmente después en un enfriador de efluente de TA 225 para producir una mezcla de dos fases de baja temperatura 226. La mezcla de dos fases de baja temperatura 226 se envía al tambor de destello de baja temperatura 228, que separa la mezcla de dos fases de baja temperatura 226 en una corriente de vapor de baja temperatura 230 y una corriente de líquido de baja temperatura 242.

**[0055]** La corriente de vapor de baja temperatura 230 se divide, con una porción de la corriente 232 ventilada como gas combustible, y la otra porción 234 se combina con una corriente de reposición de hidrógeno 235 para formar la corriente 236, y luego se comprime en un compresor de gas de reciclaje 238 para producir la corriente de reciclaje 240. La corriente de reciclaje 240 se recicla a la corriente de alimentación del reactor de TA 202.

**[0056]** La corriente de líquido de baja temperatura 242 del tambor de destello de baja temperatura 228 se precalienta con la corriente de vapor 222 del tambor de destello de alta temperatura 218 en un precalentador de alimentación de estabilizador 223 para formar una corriente de alimentación de estabilizador 244, que después se proporciona a una columna del estabilizador 246. También se proporciona a la columna del estabilizador opcionalmente una porción 248 de la corriente de líquido de alta temperatura 220 desde el tambor de destello de alta temperatura 218.

**[0057]** La columna del estabilizador 246 separa las corrientes entrantes en una corriente superior de columna del estabilizador 252 que incluye hidrocarburos ligeros, y una corriente inferior de columna del estabilizador 262 que incluye benceno e hidrocarburos C7+, incluyendo tolueno, xilenos y compuestos aromáticos pesados.

**[0058]** La corriente superior de la columna del estabilizador 252 se condensa en un condensador de estabilizador 253 y la mezcla de dos fases resultante 254 se separa en un tambor de reflujo de estabilizador 255 y la corriente de vapor 256 se ventila. Una corriente de líquido 257 del tambor se envía a través de una bomba de reflujo de estabilizador 258 y luego se divide en una corriente de producto de hidrocarburo ligero 260 y una corriente de reflujo 261, la última de las cuales se envía de nuevo a la columna del estabilizador 246.

**[0059]** La corriente de fondo de la columna del estabilizador 262 se envía a través de una bomba de fondo de estabilizador 263, luego se divide en una corriente de alimentación de columna de benceno 268 y una corriente de 264 que se recalienta en un recalentador de estabilizador 265. La corriente recalentada 266 se envía de nuevo a la columna del estabilizador. La corriente de alimentación de columna de benceno 268 se envía a una columna de benceno 270.

**[0060]** Al menos una porción 250 de la corriente de líquido de alta temperatura 220 del tambor de destello de alta temperatura 218 se proporciona directamente a la columna de benceno 270, y evita la columna del estabilizador 246.

**[0061]** La columna de benceno 270 separa las corrientes de alimentación de columna de benceno 250, 251, y 268 en una corriente superior de columna de benceno 272 que incluye benceno y una corriente de fondo de columna de benceno 290 que incluye hidrocarburos C7+, incluyendo tolueno, xilenos y compuestos aromáticos pesados. La corriente 251 se combina con la corriente 268 antes de alimentarse a la columna de benceno 270. La corriente 251 es un extracto de la unidad de destilación extractiva. La corriente superior de columna de benceno 272 se condensa en un condensador de torre de benceno 274 para formar una corriente 276, que se envía a un tambor de reflujo de torre de benceno 278 y una bomba de reflujo de torre de benceno 282, luego se divide en una corriente de arrastre de benceno 283 y una corriente de reflujo 288, que se envía de nuevo a la columna de benceno 270. La columna de

benceno tiene una corriente de extracción lateral 286 situada por encima de la alimentación donde se produce el vapor de benceno.

**[0062]** La corriente de fondo de columna de benceno 290 se envía a una bomba de fondo de torre de benceno 291 y se divide en una corriente recalentada 298 que se envía de nuevo a la columna de benceno 270 y una corriente de producto C7+ 292 que incluye tolueno, xilenos y compuestos aromáticos pesados.

**[0063]** El modelo Aspen Plus descrito anteriormente se modificó para simular el proceso que se muestra en la Figura 2. Para este ejemplo, todas las condiciones se mantuvieron igual que en el Ejemplo 1 y toda la corriente 220 se envió al estabilizador a través de la corriente 248 (es decir, corriente 250 = 0,0 kg/h). La tabla 2 muestra los resultados de esta simulación. Dado que el reactor funcionó de la misma manera que en el Ejemplo 1, el producto del reactor fue el mismo, y se esperaba que dirigir el material hacia el estabilizador también produciría el mismo trabajo en el recalentador de estabilizador. Fue sorprendente cuando los resultados mostraron que el trabajo era casi un 7 % inferior. En un complejo de compuestos aromáticos con una planta de paraxileno basada en adsorción selectiva ineficiente, la energía para el recalentador de estabilizador se suministra por el exceso de calor residual de la planta de adsorción selectiva, por lo que ahorrar energía en el hervidor de estabilizador puede no ser muy importante. Sin embargo, cuando se utiliza una planta de paraxileno basada en cristalización de baja energía en el complejo de compuestos aromáticos, los ahorros de energía que se muestran en la Tabla 2A son significativos.

Tabla 2A - Resultados de la simulación Aspen Plus para el proceso en la Figura 2 a la temperatura de aproximación del intercambiador = 28 °C

Elemento número	Trabajo, MMkcal/h (vatios)		Temp., °C	Causal másico, tonelada métrica/h (kg/s)							
	265 (recalentador de estabilizador)	296 (recalentador de torre de benceno)		232	235	251	256	260	283	286	292
208 (horno)	19,8 (2,3 x 10 <sup>7</sup> )	55,7 (6,5 x 10 <sup>7</sup> )	123	10,3 (2,9)	3,3 (0,9)	114,3 (31,8)	4,8	2,7 (0,8)	0,0 (0,0)	66,2 (18,4)	342,2 (95,1)
7,6 (8,8 x 10 <sup>6</sup> )											

**EJEMPLO 2B: Proceso de transalquilación con recuperación de benceno - separador doble**

**[0064]** Este ejemplo ilustra el ajuste de las condiciones del proceso de transalquilación que se usó para reducir aún más el trabajo del estabilizador.

5

**[0065]** La Tabla 2A mostró que la ventilación de TA es un poco más grande y la reposición de H2 es un poco más grande que en el Ejemplo 1. Esto se debe, aparentemente, a que el uso del tambor de destello de alta temperatura 218 cambia la composición del material en el tambor de destello de baja temperatura dando como resultado un poco más de benceno en la corriente 230. Las simulaciones para los Ejemplos 1 y 2A mantuvieron el contenido de H2 de la corriente de gas de reciclaje 240 igual al 80 % en moles. Cuando el contenido de benceno en la corriente 218 aumentó en el Ejemplo 2A, el resultado fue una mayor ventilación. La ventilación más grande también aumentó la pérdida de H2 y la reposición de H2 aumentó.

10

**[0066]** En este ejemplo, los parámetros utilizados en la simulación Aspen Plus fueron los mismos que en el Ejemplo 2A, excepto que la temperatura de aproximación en el intercambiador de calor 204 se aumentó a 33 °C (60 °F). La Tabla 2B muestra que el trabajo del recalentador del estabilizador en este ejemplo es de aproximadamente un 9 % inferior que el trabajo del estabilizador del Ejemplo 1, lo que da como resultado un ahorro de energía aún mayor. La Tabla 2B muestra que hay ahorros adicionales por el funcionamiento del proceso en estas condiciones, ya que la reposición de H2 ha disminuido significativamente y la ventilación ha bajado a cero. El hidrógeno es una materia prima costosa para el proceso de transalquilación, por lo que estos ahorros son muy importantes. Es importante tener en cuenta que la disminución de la temperatura de aproximación en el intercambiador 204 ha aumentado el trabajo del horno 208 modestamente. Dependiendo de las fuentes de combustible y energía en el complejo de compuestos aromáticos, este modesto aumento puede no ser significativo. Puede ser económicamente ventajoso operar en este modo en comparación con el modo ilustrado en el Ejemplo 2A.

15

20

Tabla 2B - Resultados de la simulación Aspen Plus para el proceso en la Figura 2 a la temperatura de aproximación del intercambiador = 33 °C

Elemento número	Trabajo, MMkcal/h (vatios)		Temp., °C	Causal másico, tonelada métrica/h (kg/s)							
	208 (horno)	265 (recalentador de estabilizador)		232	235	251	256	260	283	286	292
10,3 (1,2 x 10 <sup>7</sup> )	19,3 (2,2 x 10 <sup>7</sup> )	55,7 (6,5 x 10 <sup>7</sup> )	129	0,0 (0,0)	3,3 (0,9)	114,3 (31,8)	4,8 (1,3)	2,7 (0,8)	0,0 (0,0)	66,2	342,2 (95,1)



**EJEMPLO 2C: Proceso de transalquilación con recuperación de benceno - separador doble**

**[0067]** Este ejemplo ilustra que incluso se lograron más ahorros de energía cuando el material del tambor de destello de alta temperatura se envía a la torre de benceno utilizando la corriente 250. El modelo Aspen Plus se ejecutó en las mismas condiciones que los Ejemplos 1, y el 20 % del material de la corriente 220 se alimentó a la torre de benceno a través de la corriente 250. Los resultados se muestran en la Tabla 2C. Fue muy sorprendente que la desviación del 20 % de la corriente 220 a la columna de benceno redujera el trabajo del estabilizador en un 20 %, mientras que solamente aumentó el trabajo del recalentador de torre de benceno 296 en únicamente un 1 %. Estos resultados mostraron que fue posible disminuir significativamente la energía utilizada en la unidad de transalquilación cuando una porción del líquido del tambor de destello de alta temperatura evita la columna del estabilizador y se envía a la columna de benceno. El caudal de la corriente de arrastre fue de solo 876 kg/h en este caso. Esta corriente se recicla de nuevo a la unidad de destilación extractiva. Incluso fue posible un mayor ahorro de energía cuando más del 20 % del líquido de alta temperatura evitó la columna del estabilizador. La cantidad de ahorro de energía solo está limitada por el aumento del trabajo en el recalentador 296 y el caudal de la corriente 15 189.

Tabla 2C - Resultados de la simulación Aspen Plus para el proceso en la Figura 2 Corriente 250 = 20 % de la corriente 220.

Elemento número	Trabajo, MMkcal/h (vatios)		Temp., °C	Causal másico, tonelada métrica/h (kg/s)									
	208 (horno) 7,6 (8,8 x 10 <sup>6</sup> )	265 (recalentador de estabilizador) 17,0 (2,0 x 10 <sup>7</sup> )		296 (recalentador de torre de benceno) 56,4 (6,6 x 10 <sup>7</sup> )	232	235	251	256	260	283	286	292	
			216	10,3 (2,9)	3,3 (0,9)	114,3 (31,8)	4,8 (1,3)	2,7 (0,8)	0,0 (0,0)	66,2 (18,4)	342,2 (95,1)		

**EJEMPLO 3: Proceso de transalquilación con recuperación de compuestos aromáticos ligeros - separador individual**

5 **[0068]** La figura 3 muestra un proceso de transalquilación en un caso en el que el benceno no puede producirse directamente por destilación. Si el benceno se puede producir directamente por destilación depende principalmente del rendimiento del catalizador de transalquilación y de las propiedades de la alimentación con respecto a la unidad de transalquilación. Cuando el benceno no se puede producir directamente por destilación, el benceno se recupera típicamente en la corriente de líquido de hidrocarburo ligero que sale del estabilizador, y los fondos de estabilizador se envían a una columna de tolueno.

10 **[0069]** Una corriente de alimentación 302 que incluye compuestos aromáticos C9+ y tolueno se calienta en un intercambiador de calor de alimentación/efluente 304 y se calienta además en un horno de transalquilación 308 y después se alimenta a un reactor de transalquilación (TA) 312. La corriente 302 incluye tanto el tolueno fresco como los compuestos aromáticos C9+ suministrados al proceso, así como todo el tolueno y el reciclaje de C9+. El efluente  
15 314 se enfría entonces en el intercambiador de calor de alimentación-efluente de TA 304, un precalentador de alimentación de estabilizador de TA 318, y un enfriador de efluente de TA 322 y después entra en un tambor de destello de baja temperatura 326 donde se separa en una corriente de vapor 328 y una corriente de líquido 342. Por lo tanto, el efluente del reactor de TA 314 se usa tanto para calentar la corriente de alimentación 302 en el intercambiador de calor de alimentación-efluente 304, como para precalentar la corriente de líquido del tambor de  
20 destello 342 en el precalentador de alimentación de estabilizador de TA 318.

**[0070]** La corriente de vapor 328 del tambor de destello 326 se divide, con una porción 330 de la corriente ventilada como gas combustible, y la otra porción 332 combinada con una corriente de reposición de hidrógeno 334, luego se comprime en un compresor de gas de reciclaje de TA 338 en una corriente de reciclaje 340, que se recicla  
25 a la corriente de alimentación del reactor de TA 302.

**[0071]** La corriente de líquido 342 del tambor de destello 326 se calienta en el precalentador de alimentación de estabilizador 318 y después se proporciona a una columna del estabilizador 346, que separa la corriente de alimentación de estabilizador 344 en una corriente superior de la columna del estabilizador 348 incluye  
30 hidrocarburos ligeros y benceno, y una corriente del fondo de la columna del estabilizador 366 que incluye benceno e hidrocarburos C7+, incluyendo tolueno, xilenos y compuestos aromáticos pesados.

**[0072]** La corriente superior de la columna del estabilizador 348 se condensa en un condensador de estabilizador 350 para formar una mezcla de dos fases 352, que se separa en un tambor de reflujo del estabilizador  
35 354 en una corriente de ventilación de estabilizador de vapor 356 y una corriente de líquido 358. La corriente de líquido 358 pasa a través de una bomba de reflujo de estabilizador 360, después de lo cual se divide en una corriente de producto de hidrocarburo ligero 362 y una corriente de reflujo 364, la última de las cuales se envía de vuelta a la columna del estabilizador 346. La mayor parte del benceno en la alimentación del estabilizador se recupera en el líquido de hidrocarburo ligero y se recicla a la unidad de destilación extractiva.  
40

**[0073]** La corriente de fondos de columna del estabilizador 366 se envía a través de una bomba de fondos de estabilizador 368, luego se divide en dos corrientes 370 y 376. La primera corriente 370 se envía a través de un recalentador de estabilizador 372, y la corriente recalentada resultante 374 se envía de nuevo a la columna del estabilizador 346. La segunda corriente 376 es una corriente de alimentación de columna de tolueno que se envía a  
45 una columna de tolueno 378. La corriente 376 comprende casi todo el tolueno y solo una pequeña parte del benceno alimentado al estabilizador. En un complejo de compuestos aromáticos, la corriente de fondo de la columna de benceno de la unidad de destilación extractiva (no mostrada) se alimenta a la columna de tolueno 378 en la unidad de transalquilación. Esta corriente de fondo de la columna de benceno es la corriente 379.

50 **[0074]** La columna de tolueno 378 hierve tolueno para producir una corriente superior de columna de tolueno 380 que incluye tolueno y una corriente de fondo de columna de tolueno 394 que incluye hidrocarburos C8+, incluyendo xilenos y compuestos aromáticos pesados. La corriente superior de columna de tolueno 380 se condensa en un condensador de columna de tolueno 382 para formar una corriente 384, que se envía a través de un tambor de reflujo de columna de tolueno 386 y una bomba de reflujo de columna de tolueno 388, después se divide en una  
55 corriente de tolueno 390, incluyendo benceno, tolueno, y compuestos no aromáticos de coebullición que se reciclan a la alimentación de la unidad de transalquilación, y una corriente de reflujo de tolueno 392, que se devuelve a la columna de tolueno 378.

**[0075]** La corriente de fondo de columna de tolueno 394 se envía a través de una bomba de fondos de

columna de tolueno 395, luego se divide en dos corrientes 396 y 399. La primera corriente 396 se envía a través de un recalentador de columna de tolueno 397, y la corriente recalentada resultante 398 se envía de nuevo a la columna de tolueno 378. La segunda corriente 399 es una corriente de producto C8+ que incluye xilenos y compuestos aromáticos pesados. En un complejo de compuestos aromáticos, esta corriente se envía a la unidad de paraxileno.

**[0076]** El modelo Aspen Plus descrito anteriormente se modificó para simular el proceso que se muestra en la Figura 3. En este caso, el modelo se ajustó para mostrar qué sucede con el trabajo del recalentador de estabilizador 372 cuando el benceno en la corriente de alimentación 344 se hierve por la parte superior en las corrientes 356 y 362. La Tabla 3 muestra que el trabajo del recalentador de estabilizador aumentó más del doble en comparación con los resultados de la Tabla 1, donde la mayor parte del benceno se recuperó en la parte inferior del estabilizador. Esto también dio lugar a un aumento significativo en el caudal de la corriente de líquido superior de hidrocarburos ligeros del estabilizador, como se espera ya que el propósito de este diseño es empujar el benceno allí y reciclarlo de nuevo con destilación extractiva. Estos resultados muestran que se necesita significativamente más energía en la unidad de transalquilación cuando el benceno no se puede producir directamente por destilación.

Tabla 3 - Resultados de la simulación Aspen Plus para el proceso en la Figura 3

Elemento número	Trabajo, MMkcal/h (vatios)		Temp., °C	Causal másico, tonelada métrica/h (kg/s)					
	308 (horno)	372 (recalentador de estabilizador)		397 (recalentador de tolueno)	330:	334	356	362	390
	8,1 (9,4 x 10 <sup>6</sup> )	43,3 (5,0 x 10 <sup>7</sup> )	125	8,2 (2,3)	3,0 (0,8)	2,4	51,1 (14,2)	159,5 (44,3)	103,1 (28,6)

**EJEMPLO 4A: Proceso de transalquilación con recuperación de benceno - separador doble**

[0077] Una forma de reducir la energía consumida en el recalentador de estabilizador cuando el benceno no se produce por destilación sería usar un tambor de destello de alta temperatura para separar el efluente del intercambiador de calor de alimentación/efluente en una corriente de líquido de alta temperatura y una corriente de vapor de alta temperatura y desviar al menos una porción de la corriente de líquido de alta temperatura al estabilizador o la columna de benceno. Esta es otra realización de la invención ilustrada en los Ejemplos 2A, 2B y 2C.

**10 EJEMPLO 4B: Proceso de transalquilación con recuperación de benceno - separador doble**

[0078] Otro modo de reducir la energía consumida en el recalentador de estabilizador cuando el benceno no se produce por destilación sería usar un tambor de destello de alta temperatura para separar el efluente del intercambiador de calor de alimentación/efluente en una corriente de líquido de alta temperatura y una corriente de vapor de alta temperatura y desviar al menos una porción de la corriente de líquido de alta temperatura a la columna de tolueno, tal como la columna de tolueno 378 en la Figura 3. Se usó el modelo Aspen Plus para evaluar este ejemplo. La corriente de líquido del tambor de destello de alta temperatura contenía benceno y otros hidrocarburos de bajo punto de ebullición. En el ejemplo que se muestra en la Figura 2, estos hidrocarburos terminaron en la corriente de arrastre de benceno. La columna de tolueno típicamente no tiene una conexión de corriente de arrastre donde estos hidrocarburos se puedan recuperar y encaminar correctamente. En consecuencia, cuando una porción de la corriente de líquido del tambor de destello de alta temperatura se dirigió a la columna de tolueno, los hidrocarburos ligeros y el benceno se enviaron con el reciclado de tolueno de nuevo al reactor de transalquilación. El modelo Aspen Plus demostró que se acumularon niveles inaceptables en este ciclo de reciclaje. Además, parte del benceno reciclado se convirtió en hidrocarburos ligeros de bajo valor en el reactor de transalquilación. Estos resultados de Aspen Plus mostraron que cuando el benceno no se produce por destilación, el uso de un tambor de destello de alta temperatura para separar el efluente del intercambiador de calor de alimentación/efluente desviando al menos una porción de la corriente de líquido de alta temperatura a la columna de tolueno no mejoró el consumo de energía y la economía del proceso del proceso de transalquilación.

**30 EJEMPLO 4C: Proceso de transalquilación con recuperación de benceno - separador doble**

[0079] La Figura 4 muestra un proceso de transalquilación en un caso en el que el benceno no puede producirse directamente por destilación, y ofrece ahorros de energía en comparación con el proceso que se muestra en la Figura 3.

[0080] Una corriente de alimentación 402 que incluye compuestos aromáticos C9+ y tolueno se calienta en un intercambiador de calor de alimentación/efluente 404 y se calienta además en un horno de transalquilación 408 y después se alimenta a un reactor de transalquilación (TA) 412. La corriente 402 incluye tanto el tolueno fresco como los compuestos aromáticos C9+ suministrados al proceso, así como todo el tolueno y el reciclaje de C9+. El efluente del reactor de TA 414 se usa entonces para calentar la corriente de alimentación 402 en el intercambiador de calor de alimentación/efluente 404, que produce una mezcla de dos fases de alta temperatura 416. La mezcla de dos fases de alta temperatura 416 se envía a un tambor de destello de alta temperatura 418, donde se separa en una corriente de líquido de alta temperatura 446 y una corriente de vapor de alta temperatura 420.

[0081] La corriente de vapor 420 del tambor de destello de alta temperatura 418 se usa para precalentar la corriente de líquido 448 de un tambor de destello de baja temperatura 430 en un precalentador de alimentación de estabilizador 422, y luego se enfría adicionalmente en un enfriador de efluente 426 para producir una mezcla de dos fases de baja temperatura 428. La mezcla de dos fases de baja temperatura 428 se envía al tambor de destello de baja temperatura 430, que separa la mezcla de dos fases de baja temperatura 428 en una corriente de vapor de baja temperatura 432 y una corriente de líquido de baja temperatura 448. La corriente de vapor de baja temperatura 432 se divide, con una porción 434 de la corriente ventilada como gas combustible, y la otra porción 436 combinada con una corriente de reposición de hidrógeno 438, luego se comprime en un compresor de gas de reciclaje 442 para producir una corriente de reciclaje 444, que se recicla a la corriente de alimentación del reactor de TA 402.

[0082] La corriente de líquido de baja temperatura 448 del tambor de destello de baja temperatura 430 se precalienta con la corriente de vapor 420 del tambor de destello de alta temperatura 418, luego la corriente de alimentación de columna de compuestos aromáticos ligeros resultante 450 se proporciona a una columna de compuestos aromáticos ligeros 452. También se proporciona a la columna de compuestos aromáticos ligeros 452 la corriente de líquido de alta temperatura 446 del tambor de destello de alta temperatura 418. En un complejo de

compuestos aromáticos, la corriente de fondo de la columna de benceno de la unidad de destilación extractiva (no mostrada) también puede proporcionarse a la columna de compuestos aromáticos ligeros 452. Esta corriente de fondo de la columna de benceno es la corriente 453.

5 **[0083]** La columna de compuestos aromáticos ligeros 452 hierve conjuntamente el benceno y el tolueno y separa las corrientes entrantes en una corriente superior de la columna de compuestos aromáticos ligeros 454 que incluye hidrocarburos ligeros y benceno, una corriente de fondo de la columna de compuestos aromáticos ligeros 472 que incluye hidrocarburos C8+, incluyendo xilenos y compuestos aromáticos pesados, y una corriente lateral de la columna de compuestos aromáticos ligeros 484 incluyendo tolueno. La corriente lateral de la columna de  
10 compuestos aromáticos ligeros 484 se recicla dentro de la unidad de transalquilación.

**[0084]** La corriente superior de la columna de compuestos aromáticos ligeros 454 se condensa en un condensador de compuestos aromáticos ligeros 456 para producir una mezcla de dos fases 458, que se separa en un tambor de reflujo de compuestos aromáticos ligeros 460 en una corriente de gas de ventilación de compuestos  
15 aromáticos ligeros 462 y una corriente de líquido 464. La corriente de líquido 464 del tambor 460 se divide en una corriente de producto de hidrocarburo ligero 468 y una corriente de reflujo 470, la última de las cuales se envía de nuevo a la columna de compuestos aromáticos ligeros 452.

**[0085]** La corriente de fondo de la columna de compuestos aromáticos ligeros 472 se envía a través de una  
20 bomba de fondo de compuestos aromáticos ligeros 474, luego se divide en dos corrientes 482 y 476. La corriente 482 es una corriente de producto C8+ que incluye xilenos y compuestos aromáticos pesados. La corriente 476 se recalienta en un recalentador de compuestos aromáticos ligeros 478 para producir una corriente recalentada 480. En un complejo de compuestos aromáticos, la corriente 472 se envía a la unidad de paraxileno. La corriente recalentada 480 se envía de nuevo a la columna de compuestos aromáticos ligeros 452.

25 **[0086]** El proceso representado en la Figura 4 proporciona ahorros de energía en comparación con el proceso representado en la Figura 3 porque el proceso de la Figura 4 requiere solo una columna de destilación individual 452, mientras que el proceso de la Figura 3 utiliza dos columnas de destilación: una columna del estabilizador 346 y una columna de compuestos aromáticos 378.

30

**REIVINDICACIONES**

1. Un proceso que comprende las etapas de:
- 5 (a) hacer reaccionar, en un reactor, una corriente de alimentación del reactor que comprende tolueno, compuestos aromáticos C9, compuestos aromáticos C10 e hidrógeno sobre un catalizador para producir una corriente de efluente del reactor que comprende benceno y xilenos;
- (b) enfriar la corriente de efluente del reactor para formar una primera mezcla de dos fases;
- (c) separar la primera mezcla de dos fases en una primera corriente de líquido y una primera corriente de vapor;
- 10 (d) proporcionar al menos una porción de la primera corriente de líquido a una columna de benceno, en la que la porción de la primera corriente de líquido proporcionada a la columna de benceno evita una columna del estabilizador; y
- (e) recuperar el benceno de la primera corriente de líquido condensado en la columna de benceno.
- 15 2. El proceso de la reivindicación 1, que comprende además las etapas de:
- (f) enfriar la primera corriente de vapor para formar una segunda mezcla de dos fases; y
- (g) separar la segunda mezcla de dos fases en una segunda corriente de líquido y una segunda corriente de vapor.
- 20 3. El proceso de la reivindicación 2, que comprende además proporcionar la segunda corriente de líquido a la columna del estabilizador.
4. El proceso de la reivindicación 1, en el que la primera corriente de líquido está sustancialmente libre de hidrocarburos ligeros.
- 25 5. El proceso de la reivindicación 1, que comprende además usar la corriente de efluente del reactor para calentar la corriente de alimentación del reactor.
6. El proceso de la reivindicación 1, que comprende además usar la primera corriente de vapor para
- 30 calentar la corriente de alimentación del reactor.
7. El proceso de la reivindicación 1, en el que la corriente de alimentación del reactor se calienta a 50 grados Celsius de la corriente de efluente del reactor.
- 35 8. El proceso de la reivindicación 1, en el que la etapa de enfriar la corriente de efluente del reactor para formar la primera mezcla de dos fases se realiza entre la temperatura ambiente y la temperatura del reactor.
9. El proceso de la reivindicación 2, en el que la etapa de enfriar la primera corriente de vapor para formar la segunda mezcla de dos fases se realiza a temperatura ambiente.
- 40 10. El proceso de la reivindicación 1, que comprende además usar la primera corriente de vapor para calentar la segunda corriente de líquido condensado.
11. Un proceso que comprende las etapas de:
- 45 (a) hacer reaccionar, en un reactor, una corriente de alimentación del reactor que comprende tolueno, compuestos aromáticos C9, compuestos aromáticos C10 e hidrógeno sobre un catalizador para producir una corriente de efluente del reactor que comprende benceno, tolueno y xilenos;
- (b) enfriar la corriente de efluente del reactor para formar una primera mezcla de dos fases;
- 50 (c) separar la primera mezcla de dos fases en una primera corriente de líquido y una primera corriente de vapor;
- (d) proporcionar la primera corriente de líquido a una columna del estabilizador para producir una corriente de extracción lateral que comprende benceno, tolueno y compuestos aromáticos C8; y
- (e) proporcionar la corriente de extracción lateral a una unidad de destilación extractiva.
- 55 12. El proceso de la reivindicación 11, que comprende además las etapas de:
- (f) enfriar la primera corriente de vapor para formar una segunda mezcla de dos fases; y
- (g) separar la segunda mezcla de dos fases en una segunda corriente de líquido y una segunda corriente de vapor.



13. El proceso de la reivindicación 12, que comprende además proporcionar la segunda corriente de líquido a la columna del estabilizador.
14. El proceso de la reivindicación 11, en el que la primera corriente de líquido está sustancialmente libre de hidrocarburos ligeros.
15. El proceso de la reivindicación 11, que comprende además usar la corriente de efluente del reactor para calentar la corriente de alimentación del reactor.
- 10 16. El proceso de la reivindicación 11, que comprende además usar la primera corriente de vapor para calentar la corriente de alimentación del reactor.
17. El proceso de la reivindicación 11, en el que la corriente de alimentación del reactor se calienta a 50 grados Celsius de la corriente de efluente del reactor.
- 15 18. El proceso de la reivindicación 11, en el que la etapa de enfriar la corriente de efluente del reactor para formar la primera mezcla de dos fases se realiza entre la temperatura ambiente y la temperatura del reactor.
19. El proceso de la reivindicación 12, en el que la etapa de enfriar la primera corriente de vapor para formar la segunda mezcla de dos fases se realiza a temperatura ambiente.
- 20 20. El proceso de la reivindicación 11, que comprende además usar la primera corriente de vapor para calentar la segunda corriente de líquido condensado.
- 25 21. El proceso de la reivindicación 1, en el que la primera corriente de líquido no se dirige a una columna de tolueno.

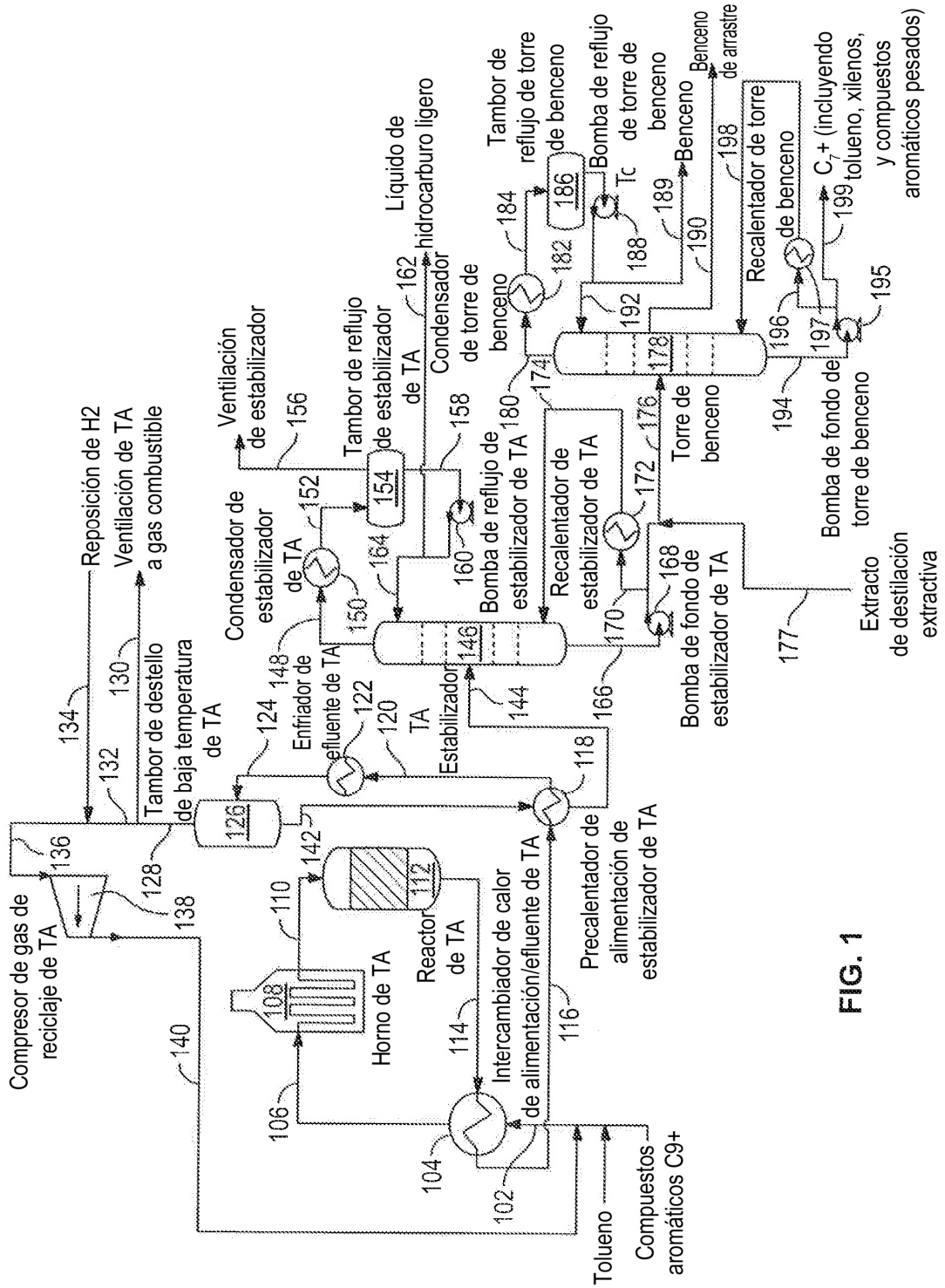


FIG. 1

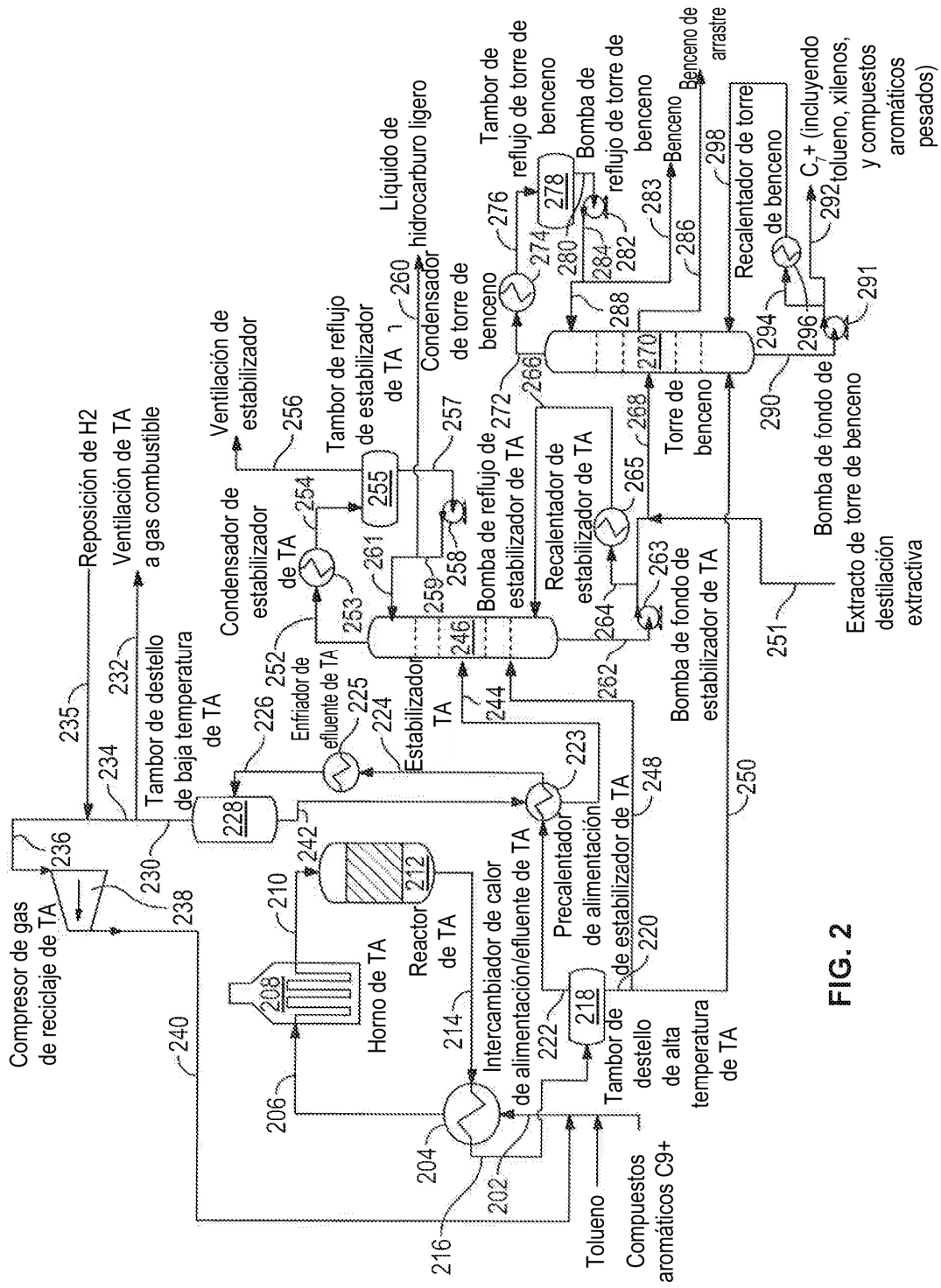


FIG. 2

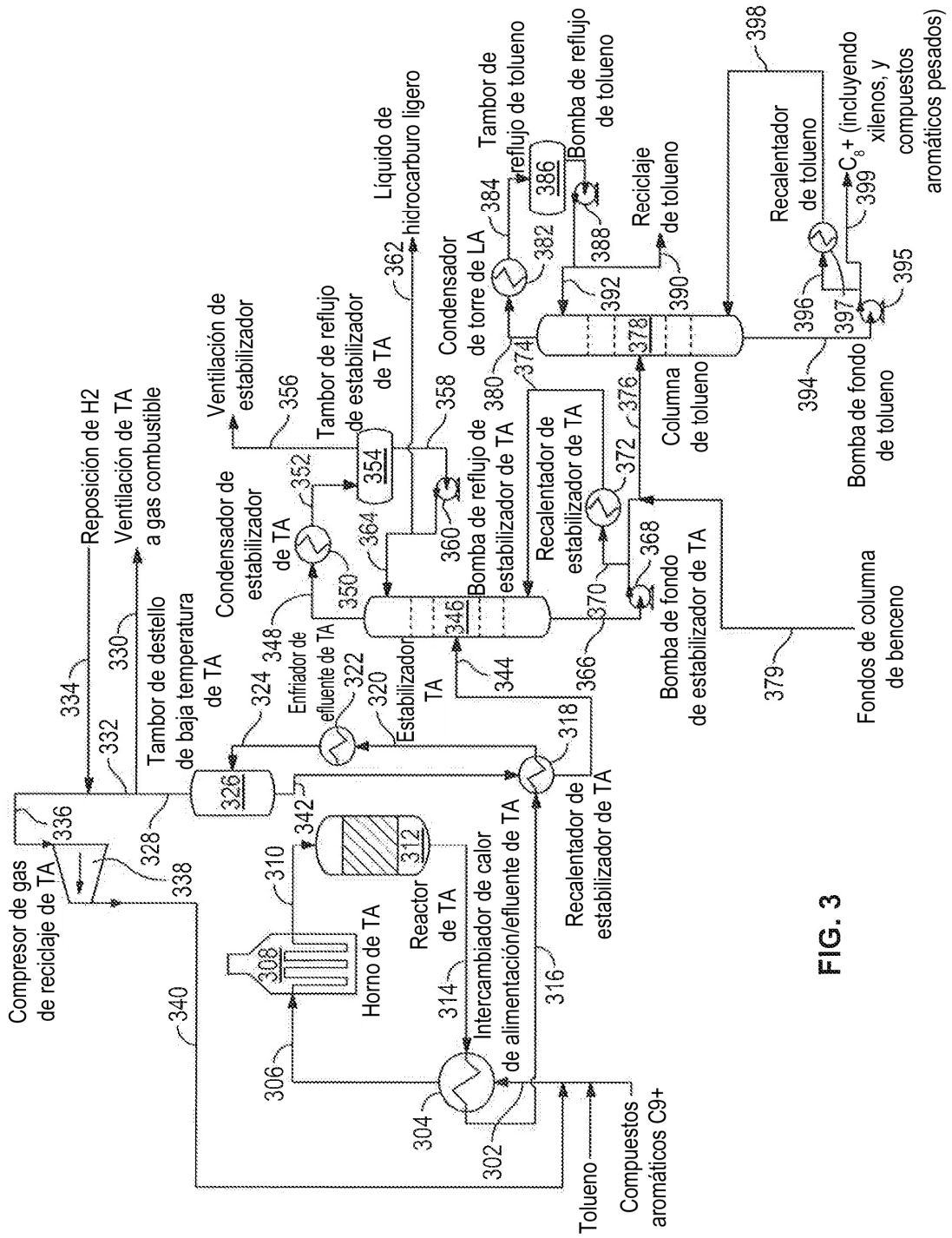


FIG. 3

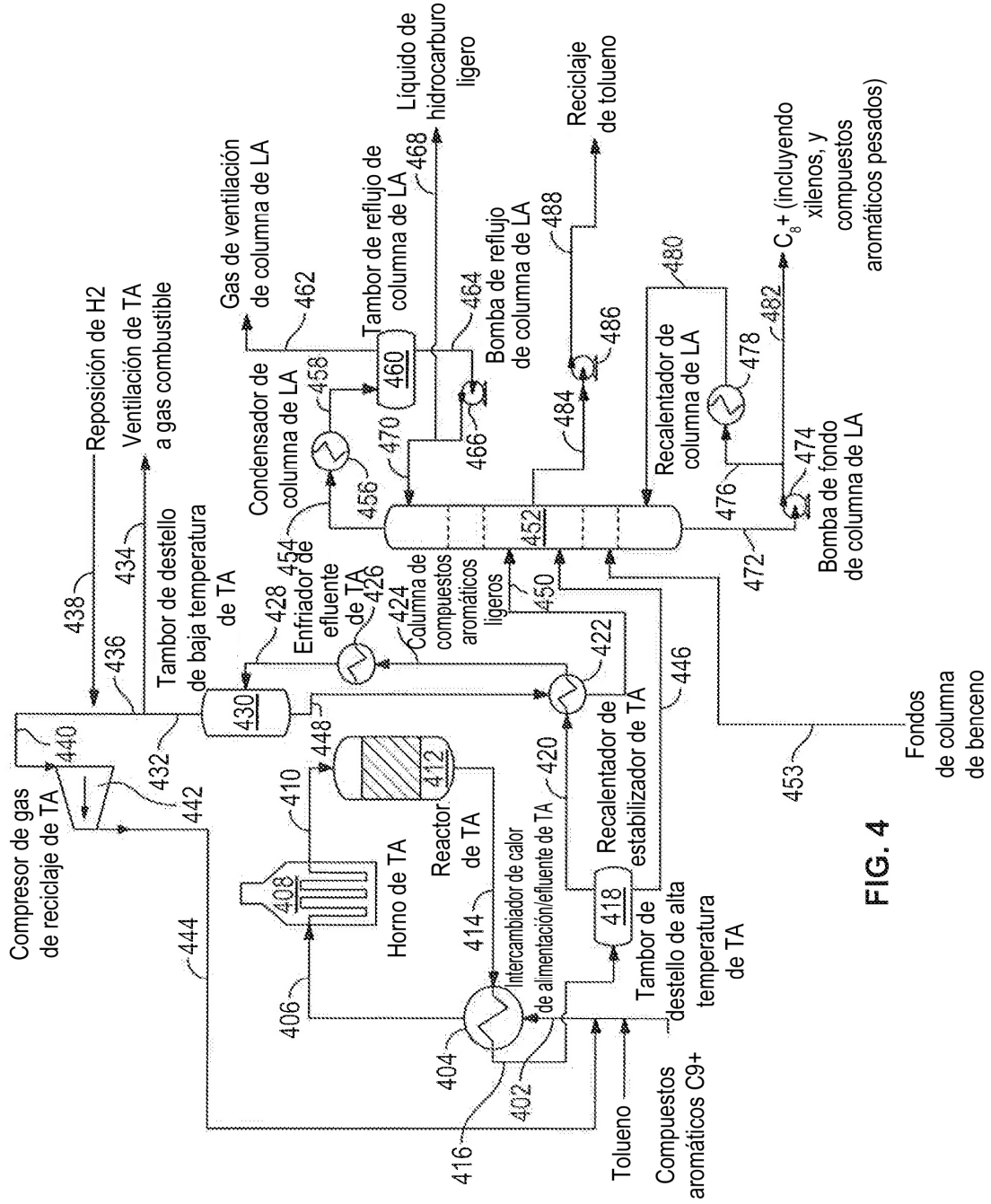


FIG. 4