

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 715 663**

51 Int. Cl.:

C10G 69/04 (2006.01)

C10G 69/00 (2006.01)

C10G 69/06 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **23.12.2014 PCT/EP2014/079210**

87 Fecha y número de publicación internacional: **03.09.2015 WO15128039**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **23.12.2014 E 14816327 (2)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **19.12.2018 EP 3110923**

54 Título: **Proceso para convertir hidrocarburos en olefinas y BTX**

30 Prioridad:

25.02.2014 EP 14156633

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

05.06.2019

73 Titular/es:

**SAUDI BASIC INDUSTRIES CORPORATION
(50.0%)**

P.O. Box 5101

Riyadh 11422, SA y

SABIC GLOBAL TECHNOLOGIES B.V. (50.0%)

72 Inventor/es:

DITTRICH, CHRISTOPH;

VAN WILLIGENBURG, JORIS;

VELASCO PELAEZ, RAÚL;

SCHAERLAECKENS, EGIDIUS JACOBA MARIA;

RAJAGOPALAN, VIJAYANAND;

WARD, ANDREW MARK;

OPRINS, ARNO JOHANNES MARIA y

NARAYANASWAMY, RAVICHANDER

74 Agente/Representante:

LEHMANN NOVO, María Isabel

ES 2 715 663 T3

Aviso: En el plazo de nueve meses a contar desde la fecha de publicación en el Boletín Europeo de Patentes, de la mención de concesión de la patente europea, cualquier persona podrá oponerse ante la Oficina Europea de Patentes a la patente concedida. La oposición deberá formularse por escrito y estar motivada; sólo se considerará como formulada una vez que se haya realizado el pago de la tasa de oposición (art. 99.1 del Convenio sobre Concesión de Patentes Europeas).

DESCRIPCIÓN

Proceso para convertir hidrocarburos en olefinas y BTX

5 La presente invención se refiere a un proceso para convertir hidrocarburos, por ejemplo, nafta, en olefinas y también en BTX. Más en detalle, la presente invención se refiere a un proceso integrado basado en una combinación de hidrocrqueo, deshidrogenación térmica y para convertir nafta en olefinas así como también en BTX.

10 La patente estadounidense n.º 4.137.147 se refiere a un proceso para fabricar etileno y propileno a partir de una carga que tiene un punto de destilación menor de aproximadamente 360°C y que contiene al menos parafinas normales e isoparafinas que tienen al menos 4 átomos de carbono por molécula, en el que: la carga se somete a una reacción de hidrogenólisis en una zona de hidrogenólisis, en presencia de un catalizador, (b) los efluentes de la reacción de hidrogenólisis se alimentan a una zona de separación desde la que se descargan (i) desde la parte superior, metano y posiblemente hidrógeno, (ii) una fracción que consiste esencialmente en hidrocarburos con 2 y 3 átomos de carbono por molécula, y (iii) desde la parte inferior, una fracción que consiste esencialmente en hidrocarburos con al menos 4 átomos de carbono por molécula, (c) solo la fracción que consiste esencialmente en hidrocarburos con 2 y 3 átomos de carbono por molécula se alimenta a una zona de craqueo al vapor, en presencia de vapor, para transformar al menos una parte de los hidrocarburos con 2 y 3 átomos de carbono por molécula en hidrocarburos monoolefínicos; la fracción que consiste esencialmente en hidrocarburos con al menos 4 átomos de carbono por molécula, obtenida de la parte inferior de la zona de separación, se suministra a una segunda zona de hidrogenólisis, en la que se trata en presencia de un catalizador, el efluente de la segunda zona de hidrogenólisis se suministra a una zona de separación para descargar, por otro lado, hidrocarburos con al menos 4 átomos de carbono por molécula que se recirculan al menos parcialmente a la segunda zona de hidrogenólisis, y, por otro lado, una fracción que consiste esencialmente en una mezcla de hidrógeno, metano e hidrocarburos saturados con 2 y 3 átomos de carbono por molécula; una corriente de hidrógeno y una corriente de metano se separan de la mezcla y a la zona de craqueo al vapor se alimentan los hidrocarburos de la mezcla con 2 y 3 átomos de carbono, junto con la fracción que consiste esencialmente en hidrocarburos con 2 y 3 átomos de carbono por molécula tal como se recupera de la zona de separación tras la primera zona de hidrogenólisis. Por tanto, a la salida de la zona de craqueo al vapor se obtienen, además de una corriente de metano e hidrógeno y una corriente de hidrocarburos parafínicos con 2 y 3 átomos de carbono por molécula, olefinas con 2 y 3 átomos de carbono por molécula y productos con al menos 4 átomos de carbono por molécula. Según esta patente estadounidense n.º 4.137.147 todos los compuestos C4+ se procesan adicionalmente en la segunda zona de hidrogenólisis.

35 El documento WO2010/111199 se refiere a un proceso para producir olefinas que comprende las etapas de: (a) alimentar una corriente que comprende butano a una unidad de deshidrogenación para convertir butano en butenos y butadieno para producir una corriente de producto de unidad de deshidrogenación; (b) alimentar la corriente de producto de unidad de deshidrogenación a una unidad de extracción de butadieno para producir una corriente de producto de butadieno y una corriente de refinado que comprende butenos y butadieno residual; (c) alimentar la corriente de refinado a una unidad de hidrogenación selectiva para convertir el butadieno residual en butenos para producir una corriente de producto de unidad de hidrogenación selectiva; (d) alimentar la corriente de producto de unidad de hidrogenación selectiva a un desisobutenizador para separar isobutano e isobuteno de la corriente de producto de unidad de hidrogenación para producir una corriente de isobutano/isobuteno y una corriente de producto de desisobutenizador; (e) alimentar la corriente de producto de unidad de desisobutenizador y una corriente de alimentación que comprende etileno a una unidad de conversión de olefina que puede hacer reaccionar butenos con etileno para formar propileno para formar una corriente de producto de unidad de conversión; y (f) recuperar propileno de la corriente de producto de unidad de conversión de olefina.

50 El documento WO2006/124175 se refiere a un proceso para la conversión de un gasóleo, gasóleo de vacío y residuo atmosférico para producir olefinas, benceno, tolueno y xileno y diésel con contenido ultrabajo en azufre, proceso que comprende: (a) hacer reaccionar la materia prima hidrocarbonada en una zona de craqueo catalítico de fluido para producir olefinas C4-C6 y aceite de ciclo ligero (LCO), (b) hacer reaccionar las olefinas C4-C6 en una unidad de craqueo de olefina para producir etileno y propileno, (c) hacer reaccionar el aceite de ciclo ligero en una zona de hidrocrqueo que contiene un catalizador de hidrocrqueo para producir un efluente de zona de hidrocrqueo que comprende compuestos aromáticos y diésel con contenido ultrabajo en azufre, y (d) recuperar etileno, propileno, compuestos aromáticos y diésel con contenido ultrabajo en azufre.

60 La patente estadounidense n.º 3.718.575 se refiere a un proceso para la producción de gas de petróleo licuado, proceso que comprende las etapas de: hacer reaccionar una reserva de carga hidrocarbonada, que experimenta ebullición por encima del intervalo de ebullición de la gasolina, e hidrógeno en una primera zona de reacción, en condiciones de hidrocrqueo seleccionadas para producir hidrocarburos en el intervalo de ebullición de la gasolina; separar el efluente de primera zona de reacción resultante en una primera zona de separación para proporcionar una primera fase vaporosa que contiene hidrocarburos en el intervalo de ebullición de la gasolina, y una primera fase líquida que contiene hidrocarburos que experimentan ebullición por encima del intervalo de ebullición de la gasolina; hacer reaccionar dicha primera fase vaporosa, en una segunda zona de reacción, en condiciones de hidrocrqueo seleccionadas para convertir hidrocarburos normalmente líquidos en componentes de gas de petróleo licuado; separar el efluente de segunda zona de reacción resultante, en una segunda zona de separación, para proporcionar

una segunda fase vaporosa y una segunda fase líquida; y separar adicionalmente dicha segunda fase líquida para proporcionar una tercera fase líquida que contiene hidrocarburos en el intervalo de ebullición de la gasolina sin reaccionar y para recuperar dicho gas de petróleo licuado.

5 La patente estadounidense n.º 4.458.096 se refiere a un proceso para producir etileno y propileno en alta selectividad a partir de corrientes de alimentación que contienen etano y propano que comprende: separar una corriente de alimentación en una fracción de etano y una fracción de propano; hacer pasar dicha fracción de etano a través de una unidad de craqueo al vapor formando de ese modo una corriente rica en etileno; hacer pasar dicha fracción de propano a través de una unidad de deshidrogenación sobre un catalizador formando de ese modo una corriente rica en propileno; ajustar la presión de dicha corriente rica en propileno a aproximadamente igual a la de dicha corriente rica en etileno; combinar dichas corrientes rica en etileno y rica en propileno, formando de ese modo una corriente de etileno/propileno combinada; comprimir y enfriar inicialmente dicha corriente de etileno/propileno combinada, eliminando de ese modo impurezas y subproductos, y producir una corriente refinada; someter dicha corriente refinada a fraccionamiento a baja temperatura para efectuar la recuperación de etileno y propileno y de etano y propano sin reaccionar; recircular dicho etano y propano sin reaccionar de vuelta a las unidades de craqueo al vapor y de deshidrogenación respectivamente.

Convencionalmente, el crudo se procesa, por medio de destilación, para dar varios cortes tales como nafta, gasóleos y residuos. Cada uno de estos cortes tiene varios usos potenciales, tal como para producir combustibles para transporte, tales como gasolina, diésel y queroseno o como alimentaciones para algunos productos petroquímicos y otras unidades de procesamiento.

Los cortes de crudo ligeros, tales como nafta y algunos gasóleos, pueden usarse para producir olefinas ligeras y compuestos aromáticos de un solo anillo por medio de procesos, tal como deshidrogenación de etano, en el que la corriente de alimentación hidrocarbonada se evapora y se diluye con vapor y entonces se expone a una temperatura muy alta (de 750°C a 900°C) en tubos (de reactor) de horno de tiempo de residencia corto (<1 segundo). En un proceso de este tipo, las moléculas de hidrocarburo en la alimentación se transforman en moléculas (en promedio) más cortas y moléculas con relaciones de hidrógeno con respecto a carbono menores (tales como olefinas) en comparación con las moléculas de la alimentación. Este proceso también genera hidrógeno como subproducto útil y cantidades significativas de coproductos de menor valor, tales como metano y compuestos aromáticos C9+ y especies aromáticas condensadas (que contienen dos o más anillos aromáticos que comparten bordes).

Normalmente, las corrientes aromáticas más pesadas (o de mayor punto de ebullición), tales como los residuos, se procesan adicionalmente en una refinería de crudo para maximizar los rendimientos de productos más ligeros (destilables) del crudo. Este procesamiento puede llevarse a cabo mediante procesos tales como el hidrocrqueo (mediante el cual la alimentación de hidrocrqueador se expone a un catalizador adecuado en condiciones que dan como resultado que alguna fracción de las moléculas de la alimentación se craquee para dar moléculas de hidrocarburo más cortas con la adición simultánea de hidrógeno). El hidrocrqueo de corriente de refinería pesada se lleva a cabo normalmente a altas presiones y temperaturas y por tanto tiene un alto coste de capital.

Un aspecto de una combinación de este tipo de destilación de crudo y craqueo al vapor de los cortes de destilación más ligeros son los costes de capital y otros asociados con la destilación fraccionada de crudo. Los cortes de crudo más pesados (es decir aquellos que experimentan ebullición más allá de ~350°C) son relativamente ricos en especies aromáticas sustituidas y especialmente especies aromáticas condensadas sustituidas (que contienen dos o más anillos aromáticos que comparten bordes) y en condiciones de craqueo al vapor estos materiales producen cantidades sustanciales de subproductos pesados, tales como compuestos aromáticos C9+ y compuestos aromáticos condensados. Por tanto, una consecuencia de la combinación convencional de destilación de crudo y craqueo al vapor es que una fracción sustancial del crudo, por ejemplo, el 50% en peso, no se procesa por medio del craqueador al vapor, ya que se considera que el rendimiento de craqueo de productos valiosos a partir de cortes más pesados no es suficientemente alto.

Otro aspecto de la tecnología comentada anteriormente es que, incluso cuando solo se procesan cortes de crudo ligeros (tal como nafta) por medio de craqueo al vapor, una fracción significativa de la corriente de alimentación se convierte en subproductos pesados de bajo valor, tales como compuestos aromáticos C9+ y compuestos aromáticos condensados. Con las naftas y los gasóleos típicos, estos subproductos pesados pueden constituir del 2 al 25% del rendimiento de producto total (tabla VI, página 295, *Pyrolysis: Theory and Industrial Practice* de Lyle F. Albright *et al*, Academic Press, 1983). Aunque esto representa una disminución financiera significativa de la nafta y/o el gasóleo caros a un material de menor valor a escala de un craqueador a vapor convencional, el rendimiento de estos subproductos pesados no justifica normalmente la inversión de capital requerida para revalorizar estos materiales (por ejemplo mediante hidrocrqueo) para dar corrientes que pueden producir cantidades significativas de productos químicos de mayor valor. Esto se debe en parte a que las plantas de hidrocrqueo tienen altos costes de capital y, como con la mayoría de los procesos petroquímicos, el coste de capital de estas unidades aumenta a escala normalmente con una producción elevada hasta la potencia de 0,6 o 0,7. Por consiguiente, normalmente se considera que los costes de capital de una unidad de hidrocrqueo de escala pequeña son demasiado altos para justificar una inversión de este tipo para procesar subproductos pesados de craqueador a vapor.

Otro aspecto del hidrocrqueo convencional de corrientes de refinería de crudo pesado, tales como residuos, es que se lleva a cabo normalmente en condiciones de compromiso que se eligen para conseguir la conversión global deseada. Como las corrientes de alimentación contienen una mezcla de especies con un intervalo de facilidad de craqueo, esto da como resultado que algo de la fracción de los productos destilables formados mediante hidrocrqueo de especies hidrocrqueadas de manera relativamente fácil se convierta adicionalmente en las condiciones necesarias para someter a hidrocrqueo especies más difíciles de hidrocrquear. Esto aumenta el consumo de hidrógeno y las dificultades de gestión de calor asociadas con el proceso. Y también aumenta el rendimiento de moléculas ligeras, tal como metano, a costa de especies más valiosas.

Un resultado de una combinación de este tipo de destilación de crudo y craqueo a vapor de los cortes de destilación más ligeros es que los tubos de horno de craqueo a vapor normalmente no son adecuados para el procesamiento de cortes que contienen cantidades significativas de material con un punto de ebullición mayor de $\sim 350^{\circ}\text{C}$, ya que es difícil garantizar una evaporación completa de estos cortes antes de exponer la corriente de hidrocarburo y vapor mixta a las altas temperaturas requeridas para fomentar el craqueo térmico. Si están presentes gotas de hidrocarburo líquido en las secciones calientes de tubos de craqueo, el coque se deposita rápidamente sobre la superficie de los tubos, lo que reduce la transferencia de calor y aumenta la caída de presión y en última instancia limita el funcionamiento del tubo de craqueo, necesitando una parada del tubo para permitir la descoquización. Debido a esta dificultad, una proporción significativa del crudo original no puede procesarse para dar olefinas ligeras y especies aromáticas por medio de un craqueador a vapor.

Los documentos US 2012/0125813, US 2012/0125812 y US 2012/0125811 se refieren a un proceso para craquear una alimentación hidrocarbonada pesada que comprende una etapa de vaporización, una etapa de destilación, una etapa de coquización, una etapa de hidroprocesamiento y una etapa de craqueo al vapor. Por ejemplo, el documento US 2012/0125813 se refiere a un proceso para craquear al vapor una alimentación hidrocarbonada pesada para producir etileno, propileno, olefinas C4, gasolina de pirólisis y otros productos, en el que el craqueo al vapor de hidrocarburos, es decir una mezcla de una alimentación hidrocarbonada tal como etano, propano, nafta, gasóleo u otras fracciones de hidrocarburos, es un proceso petroquímico no catalítico que se usa ampliamente para producir olefinas, tales como etileno, propileno, butenos, butadieno, y compuestos aromáticos, tales como benceno, tolueno y xilenos.

El documento US 2009/0050523 se refiere a la formación de olefinas mediante craqueo térmico en un horno de pirólisis de crudo completo líquido y/o condensado derivado de gas natural de una manera que está integrada con una operación de hidrocrqueo.

El documento US 2008/0093261 se refiere a la formación de olefinas mediante craqueo térmico de hidrocarburos en un horno de pirólisis de crudo completo líquido y/o condensado derivado de gas natural de una manera que está integrada con una refinería de crudo.

El craqueo al vapor de nafta da como resultado un alto rendimiento de metano y un rendimiento relativamente bajo de propileno (relación de propileno/etileno de aproximadamente 0,5) así como un rendimiento relativamente bajo de BTX, BTX también va acompañado de compuestos de ebullición conjunta de los componentes valiosos benceno, tolueno y xilenos que no permiten la recuperación de aquellos en especificación mediante destilación simple, sino mediante técnicas de separación más elaboradas, tal como extracción por disolvente.

La tecnología FCC aplicada a una alimentación de nafta da como resultado un rendimiento de propileno relativo mucho mayor (relación de propileno/etileno de 1-1,5), pero todavía tiene pérdidas relativamente grandes de metano y aceites de ciclo además de los compuestos aromáticos deseados (BTX).

Tal como se usa en el presente documento, el término "hidrocarburos C#" o "C#", donde "#" es un número entero positivo, pretende describir todos los hidrocarburos que tienen # átomos de carbono. Además, el término "hidrocarburos C#+ " o "C#+ " pretende describir todas las moléculas de hidrocarburo que tienen # o más átomos de carbono. Por consiguiente, el término "hidrocarburos C5+" o "C5+" pretende describir una mezcla de hidrocarburos que tienen 5 o más átomos de carbono. Por consiguiente, el término "alcanos C5+" se refiere a alcanos que tienen 5 o más átomos de carbono. Por consiguiente, el término "hidrocarburos C# menos" o "C# menos" pretende describir una mezcla de hidrocarburos que tienen # o menos átomos de carbono y que incluyen hidrógeno. Por ejemplo, el término "C2-" o "C2 menos" se refiere a una mezcla de etano, etileno, acetileno, metano e hidrógeno. Finalmente, el término "mezcla C4" pretende describir una mezcla de butanos, butenos y butadieno, es decir n-butano, i-butano, 1-buteno, cis- y trans-2-buteno, i-buteno y butadieno. Por ejemplo, el término C1-C3 incluye una mezcla de C1, C2 y C3.

El término "olefina" se usa en el presente documento teniendo su significado ampliamente establecido. Por consiguiente, olefina se refiere a un compuesto hidrocarbonado insaturado que contiene al menos un doble enlace carbono-carbono. Preferiblemente, el término "olefinas" se refiere a una mezcla que comprende dos o más de etileno, propileno, butadieno, butileno-1, isobutileno, isopreno y ciclopentadieno. Las olefinas puras o mixtas con el mismo número de carbonos se denominan con el término "C#=", por ejemplo, "C2=" designa etileno.

El término "LPG" tal como se usa en el presente documento se refiere al acrónimo ampliamente establecido para el término "gas de petróleo licuado". El LPG consiste generalmente en una mezcla de hidrocarburos C3-C4, es decir una mezcla de hidrocarburos C3 y C4.

5 La invención es tal como se da a conocer en la reivindicación 1. Uno de los productos petroquímicos producidos en el proceso de la presente invención es BTX. El término "BTX" tal como se usa en el presente documento se refiere a una mezcla de benceno, tolueno y xilenos. Preferiblemente, el producto producido en el proceso de la presente invención comprende hidrocarburos aromáticos útiles adicionales, tales como etilbenceno. Por consiguiente, la presente invención proporciona preferiblemente un proceso para producir una mezcla de benceno, tolueno, xilenos y etilbenceno ("BTXE"). El producto tal como se produce puede ser una mezcla física de los diferentes hidrocarburos aromáticos o puede someterse directamente a una separación adicional, por ejemplo, mediante destilación, para proporcionar diferentes corrientes de producto purificadas. Tal corriente de producto purificada puede incluir una corriente de producto de benceno, una corriente de producto de tolueno, una corriente de producto de xileno y/o una corriente de producto de etilbenceno.

15 Un objeto de la presente invención es proporcionar un método para convertir nafta en olefinas así como también en BTX.

20 Otro objeto de la presente invención es proporcionar un método que tenga una alta eficiencia de carbono con una producción de metano mucho menor y un mínimo de subproductos pesados.

Otro objeto de la presente invención es proporcionar un método para convertir nafta en hidrocarburos útiles que incorpora una integración de una etapa de producción de hidrógeno y una etapa de proceso que consume hidrógeno, lo que permite una mejor economía y equilibrio de hidrógeno.

25 Por tanto, la presente invención se refiere a un proceso para convertir una materia prima hidrocarbonada en olefinas y BTX, tal como se describe en la reivindicación 1, comprendiendo el proceso de conversión las siguientes etapas de:

30 alimentar una materia prima hidrocarbonada a una primera unidad de hidrocraqueo;

alimentar el efluente de dicha primera unidad de hidrocraqueo a una primera sección de separación;

35 separar dicho efluente en dicha primera sección de separación en una o más corrientes elegidas del grupo de una corriente que comprende hidrógeno, una corriente que comprende metano, una corriente que comprende etano, una corriente que comprende propano, una corriente que comprende butanos, una corriente que comprende C1 menos, una corriente que comprende C2 menos, una corriente que comprende C3 menos, una corriente que comprende C4 menos, una corriente que comprende C1-C2, una corriente que comprende C1-C3, una corriente que comprende C1-C4, una corriente que comprende C2-C3, una corriente que comprende C2-C4, una corriente que comprende C3-C4 y una corriente que comprende C5+;

40 alimentar una corriente que comprende propano a al menos una unidad de deshidrogenación elegida del grupo de una unidad de deshidrogenación de propano/butanos combinada (PDH-BDH) y una unidad de deshidrogenación de propano (PDH);

45 alimentar al menos una corriente elegida del grupo de una corriente que comprende C2 menos, una corriente que comprende etano y una corriente que comprende C1-C2 a una unidad de craqueo al vapor de gas y/o a una segunda sección de separación;

50 alimentar al menos uno de los efluentes de dicha(s) unidad(es) de deshidrogenación y de dicha unidad de craqueo al vapor de gas a dicha segunda sección de separación.

55 La presente invención permite una eficiencia de carbono mucho mayor (es decir una producción de metano mucho menor y ningún subproducto pesado). Además, es posible tener una producción directa (es decir los compuestos de ebullición conjunta con benceno se convierten en el proceso en vez de que tengan que eliminarse por medio de varias etapas de separación física). Además, el presente método permite un control mucho mejor/intervalo de control mayor sobre la relación de propileno/etileno ajustando la temperatura de funcionamiento en la unidad de hidrocraqueo, es decir puede cubrirse un intervalo más amplio de relación de propileno/etileno.

60 El proceso comprende además alimentar una corriente que comprende butanos a al menos una unidad de deshidrogenación elegida del grupo de la unidad de deshidrogenación de propano/butanos combinada (PDH-BDH) y la unidad de deshidrogenación de butanos (BDH).

65 Según el presente proceso, al menos una corriente elegida del grupo de una corriente que comprende C2 menos y una corriente que comprende etano se alimenta a una unidad de craqueo al vapor de gas y/o la segunda unidad de separación. El craqueo al vapor de etano es el proceso de deshidrogenación de etano más común. En la presente

descripción, el término “unidad de craqueo al vapor de gas” y “unidad de deshidrogenación de etano” se usa para las mismas unidades de proceso. El presente método comprende además preferiblemente alimentar una corriente que comprende C1-C2 a una unidad de craqueo al vapor de gas y/o la segunda unidad de separación.

5 El presente proceso comprende además preferiblemente alimentar la corriente que comprende etano a la unidad de craqueo al vapor de gas, alimentándose preferiblemente el efluente de la unidad de craqueo al vapor de gas a la segunda unidad de separación.

10 Según la presente invención, el proceso de deshidrogenación llevado a cabo en la al menos una unidad de deshidrogenación es un proceso catalítico y el proceso de craqueo al vapor es un proceso de craqueo térmico. Esto significa que el efluente de la primera sección de separación se procesa adicionalmente en la combinación de un proceso catalítico, es decir un proceso de deshidrogenación, y un proceso térmico, es decir un proceso de craqueo al vapor.

15 Según una realización preferida, el presente proceso comprende además separar cualquier efluente de la unidad de deshidrogenación de etano, la primera sección de separación, la unidad de deshidrogenación de butanos, la unidad de deshidrogenación de propano/butanos combinada (PDH-BDH) y la unidad de deshidrogenación de propano en la segunda sección de separación en una o más corrientes elegidas del grupo de una corriente que comprende hidrógeno, una corriente que comprende metano, una corriente que comprende C3, una corriente que comprende C2=, una corriente que comprende C3=, una corriente que comprende mezcla C4, una corriente que comprende C5+, una corriente que comprende C2 y una corriente que comprende C1 menos.

20 El presente proceso comprende además preferiblemente alimentar la corriente que comprende C2 que procede de la segunda sección de separación a la unidad de craqueo al vapor de gas.

25 El presente proceso comprende además preferiblemente alimentar la corriente C5+ a la primera unidad de hidrocrqueo y/o la segunda unidad de hidrocrqueo.

30 El presente proceso comprende además preferiblemente alimentar la corriente que comprende C1 menos a la primera sección de separación.

35 El presente proceso comprende además preferiblemente alimentar la corriente que comprende C3 que procede de la segunda unidad de separación a al menos una unidad de deshidrogenación elegida del grupo de una unidad de deshidrogenación de propano/butanos combinada (PDH-BDH) y una unidad de deshidrogenación de propano (PDH).

40 El presente proceso comprende preferiblemente alimentar la corriente que comprende C5+ a una segunda unidad de hidrocrqueo. Una ventaja adicional es la posibilidad de integrar el recalentamiento de la alimentación C5+ para la segunda unidad de hidrocrqueo que procede de la primera unidad de hidrocrqueo con el efluente caliente.

45 La presente segunda unidad de hidrocrqueo puede identificarse en el presente documento como “unidad de hidrocrqueo de gasolina” o “reactor GHC”. Tal como se usa en el presente documento, el término “unidad de hidrocrqueo de gasolina” o “GHC” se refiere a una unidad para realizar un proceso de hidrocrqueo adecuado para convertir una alimentación hidrocarbonada compleja que es relativamente rica en compuestos hidrocarbonados aromáticos - tal como destilado ligero derivado de una unidad de refinería que incluye, pero no se limita a, gasolina de reformador, gasolina de FCC y gasolina de pirólisis (pigas) – en LPG y BTX, estando el proceso optimizado para mantener un anillo aromático intacto de los compuestos aromáticos comprendidos en la corriente de alimentación de GHC, pero eliminar la mayoría de las cadenas laterales del anillo aromático. Por consiguiente, el producto principal producido mediante hidrocrqueo de gasolina es BTX y el proceso puede optimizarse para proporcionar una mezcla de BTX que puede separarse de manera sencilla en benceno, tolueno y xilenos mixtos de calidad como productos químicos. Preferiblemente, la alimentación hidrocarbonada que se somete a hidrocrqueo de gasolina comprende destilado ligero derivado de una unidad de refinería. Más preferiblemente, la alimentación hidrocarbonada que se somete a hidrocrqueo de gasolina preferiblemente no comprende más del 1% en peso de hidrocarburos que tienen más de un anillo aromático. Preferiblemente, las condiciones de hidrocrqueo de gasolina incluyen una temperatura de 300-580°C, más preferiblemente de 450-580°C e incluso más preferiblemente de 470-550°C. Tienen que evitarse temperaturas menores, dado que la hidrogenación del anillo aromático se vuelve favorable. Sin embargo, en el caso de que el catalizador comprenda un elemento adicional que reduzca la actividad de hidrogenación del catalizador, tal como estaño, plomo o bismuto, pueden seleccionarse temperaturas menores para el hidrocrqueo de gasolina; véanse, por ejemplo, los documentos WO 02/44306 A1 y WO 2007/055488. En el caso de que la temperatura de reacción sea demasiado alta, el rendimiento de los LPG (especialmente propano y butanos) disminuye y el rendimiento de metano aumenta. Como la actividad del catalizador puede disminuir a lo largo de la vida útil del catalizador, resulta ventajoso aumentar la temperatura del reactor gradualmente a lo largo de la vida útil del catalizador para mantener la tasa de reacción de hidrocrqueo. Esto significa que la temperatura óptima al inicio de un ciclo de funcionamiento está preferiblemente en el extremo inferior del intervalo de temperatura de hidrocrqueo.

60 La temperatura de reactor óptima aumentará a medida que se desactiva el catalizador, de modo que al final de un

65

ciclo (poco antes de que el catalizador se reemplace o se regenere), la temperatura se selecciona preferiblemente en el extremo superior del intervalo de temperatura de hidrocraqueo.

Preferiblemente, el hidrocraqueo de gasolina de una corriente de alimentación hidrocarbonada se realiza a una presión de 0,3-5 MPa manométricos, más preferiblemente a una presión de 0,6-3 MPa manométricos, de manera particularmente preferible a una presión de 1-2 MPa manométricos y lo más preferiblemente a una presión de 1,2-1,6 MPa manométricos. Aumentando la presión de reactor, puede aumentarse la conversión de compuestos no aromáticos C5+, pero esto también aumenta el rendimiento de metano y la hidrogenación de anillos aromáticos para dar especies de ciclohexano que pueden craquearse para dar especies de LPG. Esto da como resultado una reducción del rendimiento aromático a medida que se aumenta la presión y, como parte del ciclohexano y su isómero metilciclopentano, no están completamente hidrocraqueados, hay un óptimo en la pureza del benceno resultante a una presión de 1,2-1,6 MPa.

Preferiblemente, el hidrocraqueo de gasolina de una corriente de alimentación hidrocarbonada se realiza a una velocidad espacial horaria en peso (WHSV, *Weight Hourly Space Velocity*) de 0,1-20 h⁻¹, más preferiblemente a una velocidad espacial horaria en peso de 0,2-10 h⁻¹ y lo más preferiblemente a una velocidad espacial horaria en peso de 0,4-5 h⁻¹. Si la velocidad espacial es demasiado alta, no todos los componentes de parafina que experimentan ebullición con BTX se hidrocraquean, de modo que no será posible conseguir benceno, tolueno y xilenos mixtos de calidad como producto químico mediante destilación simple del producto de reactor. A una velocidad espacial demasiado baja, el rendimiento de metano aumenta a costa de propano y butano. Seleccionando la velocidad espacial horaria en peso óptima, se encontró sorprendentemente que se consigue una reacción suficientemente completa de los compuestos de ebullición conjunta con benceno para producir benceno en especificación.

Por consiguiente, las condiciones de hidrocraqueo de gasolina preferidas incluyen por tanto una temperatura de 450-580°C, una presión de 0,3-5 MPa manométricos y una velocidad espacial horaria en peso de 0,1-20 h⁻¹. Condiciones de hidrocraqueo de gasolina más preferidas incluyen una temperatura de 470-550°C, una presión de 0,6-3 MPa manométricos y una velocidad espacial horaria en peso de 0,2-10 h⁻¹. Las condiciones de hidrocraqueo de gasolina particularmente preferidas incluyen una temperatura de 470-550°C, una presión de 1-2 MPa manométricos y una velocidad espacial horaria en peso de 0,4-5 h⁻¹.

La primera unidad de hidrocraqueo puede identificarse en el presente documento como "unidad de hidrocraqueo de alimentación" o "reactor FHC". Tal como se usa en el presente documento, el término "unidad de hidrocraqueo de alimentación" o "FHC" se refiere a una unidad de refinería para realizar un proceso de hidrocraqueo adecuado para convertir una alimentación hidrocarbonada compleja que es relativamente rica en compuestos hidrocarbonados nafténicos y parafínicos - tal como cortes de primera destilación que incluyen, pero no se limitan a, nafta - en LPG y alcanos. Preferiblemente, la alimentación hidrocarbonada que se somete a hidrocraqueo de alimentación comprende nafta. Por consiguiente, el producto principal producido mediante hidrocraqueo de alimentación es LPG que debe convertirse en olefinas (es decir que debe usarse como alimentación para la conversión de alcanos en olefinas). El proceso de FHC puede optimizarse para mantener un anillo aromático intacto de los compuestos aromáticos comprendidos en la corriente de alimentación de FHC, pero eliminar la mayoría de las cadenas laterales del anillo aromático. En tal caso, las condiciones de proceso que deben emplearse para FHC son comparables a las condiciones de proceso que deben usarse en el proceso de GHC tal como se describió anteriormente en el presente documento. Alternativamente, el proceso de FHC puede optimizarse para abrir el anillo aromático de los hidrocarburos aromáticos comprendidos en la corriente de alimentación de FHC. Esto puede conseguirse modificando el proceso de GHC tal como se describe en el presente documento aumentando la actividad de hidrogenación del catalizador, opcionalmente en combinación con la selección de una temperatura de proceso menor, opcionalmente en combinación con una velocidad espacial reducida. En tal caso, las condiciones de hidrocraqueo de alimentación preferidas incluyen por tanto una temperatura de 300-550°C, una presión de 300-5000 kPa manométricos y una velocidad espacial horaria en peso de 0,1-20 h⁻¹. Condiciones de hidrocraqueo de alimentación más preferidas incluyen una temperatura de 300-450°C, una presión de 300-5000 kPa manométricos y una velocidad espacial horaria en peso de 0,1-10 h⁻¹. Condiciones de FHC incluso más preferidas optimizadas para la apertura de anillo de hidrocarburos aromáticos incluyen una temperatura de 300-400°C, una presión de 600-3000 kPa manométricos y una velocidad espacial horaria en peso de 0,2-5 h⁻¹.

El presente proceso comprende además separar el efluente de la segunda unidad de hidrocraqueo en una corriente que comprende C4-, una corriente que comprende C5+ sin convertir y una corriente que comprende BTX, y preferiblemente alimentar la corriente que comprende C4- a la primera sección de separación.

El presente proceso comprende además combinar la corriente que comprende C5+ sin convertir con la nafta y alimentar la corriente combinada así obtenida a la primera unidad de hidrocraqueo.

Según otra realización, el presente proceso comprende además pretratar la alimentación de nafta separando la alimentación de nafta en una corriente que tiene un alto contenido en compuestos aromáticos y una corriente que tiene un bajo contenido en compuestos aromáticos, y alimentar la corriente que tiene un bajo contenido en compuestos aromáticos a la primera unidad de hidrocraqueo, que comprende además alimentar la corriente que tiene un alto contenido en compuestos aromáticos a la segunda unidad de hidrocraqueo.

Para una mejor economía y equilibrio de hidrógeno se prefiere alimentar la corriente que comprende hidrógeno de la primera y/o segunda sección de separación a la primera y/o segunda unidad de hidrocraqueo.

5 Un proceso muy común para la conversión de alcanos en olefinas implica "craqueo a vapor". Tal como se usa en el presente documento, el término "craqueo a vapor" se refiere a un proceso petroquímico en el que los hidrocarburos saturados se rompen en hidrocarburos más pequeños, a menudo insaturados, tales como etileno y propileno. En alimentaciones hidrocarbonadas gaseosas de craqueo a vapor como etano, propano y butanos, o mezclas de los mismos, (craqueo de gas) o alimentaciones hidrocarbonadas líquidas como nafta o gasóleo (craqueo de líquido) se diluye con vapor y se calienta brevemente en un horno sin la presencia de oxígeno. Normalmente, la temperatura de reacción es muy alta, de aproximadamente 850°C, pero solo se permite que la reacción tenga lugar muy brevemente, habitualmente con tiempos de residencia de 50-500 milisegundos. Preferiblemente, los compuestos hidrocarbonados etano, propano y butanos se craquean por separado en hornos especializados correspondientemente para garantizar el craqueo en condiciones óptimas. Tras alcanzar la temperatura de craqueo, el gas se extingue rápidamente para detener la reacción en un intercambiador de calor con línea de transferencia o dentro de un colector de extinción usando aceite para templar. El craqueo a vapor da como resultado la lenta deposición de coque, una forma de carbono, sobre las paredes del reactor. La descoquización requiere que el horno se aisle del proceso y entonces se hace pasar un flujo de vapor o una mezcla de vapor/aire a través de las bobinas del horno. Esto convierte la capa de carbono sólida dura en monóxido de carbono y dióxido de carbono. Una vez que se ha completado esta reacción, el horno se vuelve a poner en servicio. Los productos producidos mediante craqueo a vapor dependen de la composición de la alimentación, la relación de hidrocarburo con respecto a vapor y de la temperatura de craqueo y el tiempo de residencia en el horno. Las alimentaciones de hidrocarburos ligeros tales como etano, propano, butanos o nafta ligera proporcionan corrientes de producto ricas en las olefinas de calidad para polímero más ligeras, incluyendo etileno, propileno y butadieno. El hidrocarburo más pesado (rango completo y fracciones de gasóleo y nafta pesada) también proporciona productos ricos en hidrocarburos aromáticos.

Para separar los diferentes compuestos hidrocarbonados producidos mediante craqueo a vapor, el gas de craqueo se somete a una unidad de fraccionamiento. Tales unidades de fraccionamiento se conocen ampliamente en la técnica y pueden comprender un denominado fraccionador de gasolina, en el que el destilado pesado ("aceite negro de carbono") y el destilado central ("destilado craqueado") se separan del destilado ligero y los gases. En la torre de extinción posterior, la mayor parte del destilado ligero producido mediante craqueo a vapor ("gasolina de pirólisis" o "pygas") puede separarse de los gases condensando el destilado ligero. Posteriormente, los gases pueden someterse a múltiples fases de compresión, en las que el resto del destilado ligero puede separarse de los gases entre las fases de compresión. También pueden eliminarse gases ácidos (CO₂ y H₂S) entre las fases de compresión. En una etapa siguiente, los gases producidos por pirólisis pueden condensarse parcialmente por fases de un sistema de refrigeración en cascada hasta aproximadamente cuando solo quede el hidrógeno en la fase gaseosa. Los diferentes compuestos hidrocarbonados pueden separarse posteriormente mediante destilación simple, siendo el etileno, propileno y las olefinas C₄ los productos químicos de alto valor más importantes producidos mediante craqueo a vapor. El metano producido mediante craqueo a vapor se usa generalmente como gas combustible, el hidrógeno puede separarse y recircularse a procesos que consumen hidrógeno, tales como procesos de hidrocraqueo. El acetileno producido mediante craqueo a vapor se hidrogena selectivamente de manera preferible para dar etileno. Los alcanos comprendidos en el gas craqueado pueden recircularse al proceso para convertir alcanos en olefinas.

45 El término "unidad de deshidrogenación de propano" tal como se usa en el presente documento se refiere a una unidad de proceso petroquímico, en la que una corriente de alimentación de propano se convierte en un producto que comprende propileno e hidrógeno. Por consiguiente, el término "unidad de deshidrogenación de butano" se refiere a una unidad de proceso para convertir una corriente de alimentación de butano en olefinas C₄. En conjunto, los procesos para la deshidrogenación de alcanos inferiores, tales como propano y butanos, se describen como un proceso de deshidrogenación de alcanos inferiores. Los procesos para la deshidrogenación de alcanos inferiores se conocen ampliamente en la técnica e incluyen procesos de hidrogenación oxidativa y procesos de deshidrogenación no oxidativa. En un proceso de deshidrogenación oxidativa, el calor de proceso se proporciona mediante la oxidación parcial del/de los alcano(s) inferior(es) en la alimentación. En un proceso de deshidrogenación no oxidativa, que se prefiere en el contexto de la presente invención, el calor de proceso para la reacción de deshidrogenación endotérmica se proporciona mediante fuentes de calor externas, tales como gases de combustión calientes obtenidos quemando gas combustible o vapor. Por ejemplo, el proceso UOP Oleflex permite la deshidrogenación de propano para formar propileno y de (iso)butano para formar (iso)butileno (o mezclas de los mismos) en presencia de un catalizador que contiene platino soportado sobre alúmina en un reactor de lecho móvil; véase, por ejemplo, el documento US 4.827.072. El proceso Uhde STAR permite la deshidrogenación de propano para formar propileno o de butano para formar butileno en presencia de un catalizador de platino promovido, soportado sobre una espinela de cinc-alúmina; véase, por ejemplo, el documento US 4.926.005. El proceso STAR se ha mejorado recientemente aplicando el principio de la oxideshidrogenación. En una zona adiabática secundaria en el reactor, parte del hidrógeno del producto intermedio se convierte selectivamente con oxígeno añadido para formar agua. Esto desplaza el equilibrio termodinámico a una mayor conversión y alcanza un rendimiento superior. También el calor externo requerido para la reacción de deshidrogenación endotérmica se suministra parcialmente mediante la conversión de hidrógeno exotérmica. El proceso Lummus Catofin emplea un número de reactores de

lecho fijo que funcionan en un régimen cíclico. El catalizador es alúmina activada impregnada con el 18-20% en peso de cromo; véanse, por ejemplo, los documentos EP 0 192 059 A1 y GB 2 162 082 A. Se notifica que el proceso Catofin es robusto y puede manejar impurezas que contaminarían un catalizador de platino. Los productos producidos mediante un proceso de deshidrogenación de butano dependen de la naturaleza de la alimentación de butano y el proceso de deshidrogenación de butano usado. También, el proceso Catofin permite la deshidrogenación de butano para formar butileno; véase, por ejemplo, el documento US 7.622.623.

La invención se describirá a continuación más detalladamente y junto con los dibujos adjuntos, en los que los mismos elementos o elementos similares se designan con el mismo número.

La Figura 1 es una ilustración esquemática de la realización del proceso de la invención.

La Figura 2 es una ilustración esquemática de otra realización del proceso de la presente invención.

La Figura 3 es una ilustración esquemática de otra realización del proceso de la presente invención.

La Figura 4 es una ilustración esquemática de otra realización del proceso de la presente invención.

La Figura 5 es una ilustración esquemática de otra realización del proceso de la presente invención.

En términos generales, se alimenta nafta o material hidrocarbonado en el intervalo de nafta junto con hidrógeno a una primera unidad de hidrocrqueo, una denominada unidad de hidrocrqueo de alimentación "reactor" FHC, (que incluye posiblemente desulfuración si es necesario y que consiste posiblemente en múltiples lechos de reactor o reactores). En el presente documento, la alimentación se convierte en una corriente mixta de hidrógeno, metano, LPG, incluyendo C2 como componente, y C5+ (que contiene en su mayor parte BTX). La fracción C5+ puede separarse y procesarse adicionalmente en una sección de revalorización de gasolina de pirólisis o por medio de una segunda unidad de hidrocrqueo, una denominada unidad de hidrocrqueo de gasolina "reactor GHC" tal como se indica en las Figuras. Esto da como resultado la producción de BTX prácticamente libre de compuestos de ebullición conjunta no aromáticos y de LPG que se alimenta de vuelta al primer bloque de separación. Cualquier material distinto de BTX que quede en una unidad de gasolina de pirólisis puede recircularse a la entrada de reactor FHC.

El efluente de reactor FHC se separa adicionalmente en corrientes independientes que contienen en su mayor parte hidrógeno, metano, etano, propano y butano (siendo todo el resultado de cierta eficiencia de separación (individual)). El hidrógeno se recircula para alimentar las unidades de hidrocrqueo primera y segunda y parte del mismo se purga para impedir la acumulación de metano e impurezas. La corriente de metano puede exportarse o usarse como combustible para los diferentes hornos en el diagrama de flujo. El etano se deshidrogena para producir etileno y el etano sin convertir se separa en un segundo bloque de separación para recircularse a la unidad de deshidrogenación de etano. Las corrientes de propano y butano se deshidrogenan en la unidad de deshidrogenación de propano ("PDH") y la unidad de deshidrogenación de butano ("BDH"), respectivamente (que también pueden ser una unidad PDH/BDH combinada). Los efluentes resultantes se separan también en el segundo bloque de separación (teniendo posiblemente cada unidad una sección de separación autónoma, que tiene posiblemente cierto grado de integración térmica/integración de sistemas de enfriamiento y servicios, etc.), o que tiene posiblemente un tren de separación de efluente completamente combinado similar a una sección de separación de craqueador a vapor. En principio, el primero y el segundo bloque de separación también pueden estar integrados (térmicamente) y/o combinados (parcialmente). Según una realización preferida, las corrientes de producto olefínico concentradas de la unidad de deshidrogenación de etano ("SC, unidad de craqueo al vapor"), unidades PDH y BDH se mantienen separadas de la sección de separación FHC aguas arriba que implica solo componentes parafínicos.

Cualquier material más pesado distinto de C4 mixtos, propileno, etileno, metano o hidrógeno se recircula preferiblemente a la alimentación de la primera unidad de hidrocrqueo. La corriente de C4 mixtos puede procesarse adicionalmente, incluyendo la conversión con metanol para dar MTBE y la separación de las olefinas C4 restantes de las parafinas C4. Si se incluye una separación de parafinas C4, las mezclas ricas en butanos resultantes pueden recircularse al reactor de deshidrogenación para C4. Tanto la primera como la segunda sección de separación tendrán, por ejemplo (si se usa separación criogénica), un desetanizador y un desmetanizador/caja de frío. Pueden aplicarse tecnologías de separación alternativas que implican, por ejemplo, absorción (procesos de absorción para la separación de hidrocarburos), adsorción (PSA, adsorción por oscilación de presión) y/o tecnología de expansor tal como se encuentra habitualmente en plantas de separación de gas. La tecnología de craqueador a vapor aplica preferiblemente separaciones criogénicas.

En el proceso integrado 101 según la Figura 1, la separación del efluente de PDH/BDH puede estar limitada en este caso a tener un flujo superior de C2- (es decir ninguna separación adicional/de enfriador que la necesaria para el desetanizador) y la separación adicional de esta fracción puede realizarse adicionalmente en la sección fría de la sección de separación de craqueador de etano. Cualquier material C3+ obtenido allí (por ejemplo, en la parte inferior del desetanizador) puede enviarse a la sección de deshidrogenación PDH/BDH. En otras palabras, la separación de C2 está ubicada en la línea de procesamiento de C2/craqueador a vapor (usada como unidad de deshidrogenación de etano en este caso) y las separaciones de C3/C4 están ubicadas en el tren de C3/C4 de PDH/BDH. De esta

manera, el número de desmetanizadores/cajas de frío (como ejemplo de un concepto de separación criogénica) necesario se reduce en 1. Otras separaciones necesitan, por ejemplo, menos enfriamiento o una separación menos difícil (habitualmente posible con solo un circuito de enfriamiento de propileno en una separación criogénica, por ejemplo).

5 La Figura 1 proporciona un proceso integrado 101, basado en una combinación de hidrocrqueo, deshidrogenación de etano, craqueo al vapor en este caso y deshidrogenación de propano/butanos para convertir nafta en olefinas y BTX. La alimentación 42, por ejemplo, nafta, se envía a una unidad de separación 2 produciendo una corriente 4 que tiene un alto contenido en compuestos aromáticos y una corriente 3 que tiene un bajo contenido en compuestos aromáticos. La corriente 4 se envía a la unidad de hidrocrqueo 10 y su efluente 18 se separa en la unidad de separación 11 en la corriente 19, que comprende principalmente C4-, y la corriente 41 que comprende principalmente BTX. C5+ sin convertir se recircula, por medio del conducto 5, a la entrada de la unidad de hidrocrqueo 6, o en el caso de que la corriente 5 todavía comprenda BTX, a la entrada de la unidad de separación 2. La aplicación de una unidad de separación 2 es opcional, lo que significa que la materia prima 42 puede enviarse directamente a la unidad de hidrocrqueo 6. El efluente 7 se envía a la unidad de separación 50. La unidad de separación 50 proporciona la corriente 52, que comprende principalmente C2-, la corriente 27, que comprende principalmente C3, la corriente 26, que comprende principalmente C4 y una corriente 20, que comprende principalmente C5+. La corriente 20 se envía a la unidad de hidrocrqueo 10, desde la que su efluente 18 se envía a una unidad de separación 11 y se separa en la corriente 19, que comprende principalmente C4-, y una corriente 41, que comprende principalmente BTX. La corriente 19 se recircula a la unidad de separación 50. La corriente 27 que procede de la unidad de separación 50 se envía a una unidad de deshidrogenación de propano 13, desde la que su efluente 39 se envía a una unidad de separación 15, 16. La corriente 26 que procede de la unidad de separación 50 se envía a una unidad de deshidrogenación de butano 12, desde la que su efluente 28 se envía también a la unidad de separación 15, 16. La unidad de separación 15, 16 proporciona la corriente 30, que comprende principalmente C3=, la corriente 29, que comprende principalmente mezcla C4 y una corriente 31, que comprende principalmente C5+. La corriente de recirculación 33, que comprende principalmente C3, que procede de la unidad de separación 15, 16 se recircula a la entrada de la unidad 13. La corriente 52 que procede de la unidad de separación 50 se envía a la unidad de separación 15 y se separa en la corriente 37, que comprende principalmente hidrógeno, la corriente 51, que comprende principalmente C1, y la corriente 34, que comprende principalmente C2=. La corriente de recirculación 35, que comprende principalmente C2, que procede de la unidad de separación 15, 16 se recircula a la entrada de la unidad de deshidrogenación de etano 14, desde la que su efluente se separa en la unidad de separación 15, 16. La corriente que contiene hidrógeno 37 se envía a la unidad de hidrocrqueo 6, por medio del conducto 25, y a la unidad de hidrocrqueo 10, por medio del conducto 17, respectivamente. Aunque no se muestra en el presente documento, la corriente que contiene hidrógeno 37 puede purificarse, además de un aumento de presión. La corriente 31 que procede de la unidad de separación 15, 16 así como C5+ sin convertir que procede de la unidad de separación 11 pueden enviarse a la entrada de la unidad de hidrocrqueo 6. El exceso de hidrógeno se envía, por medio del conducto 38, a otros procesos químicos.

40 Haciendo referencia ahora al proceso y al aparato representados esquemáticamente en la Figura 2, en la que se muestra un proceso integrado 102 basado en una combinación de hidrocrqueo, deshidrogenación de etano y deshidrogenación de propano/butanos para convertir nafta en olefinas y BTX. La alimentación 42, por ejemplo, nafta, se envía a una unidad de separación 2 produciendo una corriente 4 que tiene un alto contenido en compuestos aromáticos y una corriente 3 que tiene un bajo contenido en compuestos aromáticos. La corriente 4 se envía a la unidad de hidrocrqueo 10 y su efluente 18 se separa en la unidad de separación 11 en la corriente 19, que comprende principalmente C4-, y la corriente 41 que comprende principalmente BTX. C5+ sin convertir se recircula, por medio del conducto 5, a la entrada de la unidad de separación 2, o en el caso de que la corriente 5 apenas comprenda BTX, a la entrada de la unidad de hidrocrqueo 6. La aplicación de una unidad de separación 2 es opcional, lo que significa que la materia prima 42 puede enviarse directamente a la unidad de hidrocrqueo 6. El efluente 7 que procede de la unidad de hidrocrqueo 6 se envía a la unidad de separación 8, 9 produciendo una corriente 27, que comprende principalmente C3, una corriente 26, que comprende principalmente C4, y una corriente 20 que comprende principalmente C5+. La corriente 20 se envía a la entrada de la unidad de hidrocrqueo 10. La unidad de separación 8, 9 proporciona la corriente 24, que comprende principalmente hidrógeno, la corriente 23, que comprende principalmente C1, y la corriente 22, que comprende principalmente C2. La corriente 22 se envía a la unidad de deshidrogenación de etano 14, desde la que su efluente se separa en la unidad de separación 15, 16 produciendo la corriente 36, que comprende principalmente C1, la corriente 37, que comprende principalmente hidrógeno, la corriente 34, que comprende principalmente C2=, y la corriente 35, que comprende principalmente C2. La corriente 35 se recircula a la entrada de la unidad de deshidrogenación de etano 14. Las corrientes que contienen hidrógeno 24, 37 se envían a la unidad de hidrocrqueo 6, por medio del conducto 25, y a hidrocrqueo 10, por medio del conducto 17, respectivamente. La corriente 27 se envía a una unidad de deshidrogenación de propano 13 y su efluente 39 se envía a la unidad de separación 15, 16. La corriente 26 se envía a una unidad de deshidrogenación de butano 12, desde la que su efluente 28 se envía a una unidad de separación 15, 16. La unidad de separación 15, 16 proporciona una corriente 31, que comprende principalmente C5+, una corriente 29, que comprende principalmente mezcla C4, una corriente 30, que comprende principalmente C3=, y una corriente de recirculación 33, que comprende principalmente C3, corriente de recirculación 33 que se alimenta a la entrada de la unidad 13. La corriente que contiene C5+ 31 puede combinarse con la corriente 5. Además, también es posible

recircular la corriente 31 directamente a la entrada de la unidad de hidrocrqueo 6. El exceso de hidrógeno se envía, por medio del conducto 38, a otros procesos químicos.

5 La Figura 3 se refiere a otra realización de un proceso integrado 103 basado en una combinación de hidrocrqueo, deshidrogenación de etano y deshidrogenación de propano/butanos para convertir nafta en olefinas y BTX.

10 La materia prima 42, por ejemplo, nafta se envía a la unidad de hidrocrqueo 6 y su efluente 7 se envía a la unidad de separación 8, 9 produciendo la corriente 27, que comprende principalmente C3, la corriente 26, que comprende principalmente C4 y una corriente 20, que comprende principalmente C5+. La corriente 20 se envía a la unidad de hidrocrqueo 10 y su efluente 18 se separa en la unidad de separación 11 en la corriente 19, que comprende principalmente C4-, y la corriente 41, que comprende principalmente BTX. La corriente 19 se recircula a la unidad de separación 8, 9. La corriente 27 se envía a una unidad de deshidrogenación de propano 13, desde la que su efluente 39 se envía a la unidad de separación 15, 16. La corriente 26 se envía a la unidad de deshidrogenación de butano 12 y su efluente 28 se envía también a la unidad de separación 15, 16. La unidad de separación 15, 16 produce la corriente 30, que comprende principalmente C3=, la corriente 29, que comprende principalmente mezcla C4, y una corriente 31, que comprende principalmente C5+. La corriente 33, que procede de la unidad de separación 15, 16 y que comprende principalmente C3, se recircula a la entrada de la unidad 13. La unidad de separación 8, 9 proporciona la corriente 24, que comprende principalmente hidrógeno, una corriente 23, que comprende principalmente C1 y una corriente 22, que comprende principalmente C2. La corriente 22 se envía a la entrada de la unidad de deshidrogenación de etano 14, desde la que su efluente se separa en la unidad de separación 15, 16 en la corriente 37, que comprende principalmente hidrógeno, la corriente 36, que comprende principalmente C1, la corriente 34, que comprende principalmente C2=, y la corriente de recirculación 35. La corriente de recirculación 35, que comprende principalmente C2, se envía a la entrada de la unidad de deshidrogenación de etano 14. Las corrientes que contienen hidrógeno 24, 37 se envían a la unidad de hidrocrqueo 6, por medio del conducto 25 y a la unidad de hidrocrqueo 10, por medio del conducto 17, respectivamente. Aunque no se muestra, la Figura 2 puede incluir una unidad de separación 2, similar al proceso 101 mostrado en la Figura 1. La corriente que contiene C5+ 31 puede combinarse con la corriente 5, tal como se muestra y se comenta en la Fig. 1. Además, también es posible recircular la corriente 31 directamente a la entrada de la unidad de hidrocrqueo 6. El exceso de hidrógeno se envía, por medio del conducto 38, a otros procesos químicos.

30 Mejora adicionalmente el proceso mostrado en la Figura 3 el hecho de que puede realizarse una reducción adicional combinando la etapa de desmetanización de la sección de separación de craqueador de etano con la separación de efluente de planta de gas/FHC aguas arriba. Dado que la fracción C1- es por definición parafínica, esto es posible sin "diluir" los productos de olefina. De esta manera la separación más exigente/fría puede realizarse en una única ubicación/unidad en el diagrama de flujo.

40 La Figura 4 es otra realización de un proceso integrado 104 basado en una combinación de hidrocrqueo, deshidrogenación de etano y deshidrogenación de propano/butanos para convertir nafta en olefinas y BTX. La materia prima 42, por ejemplo, nafta, se envía a la unidad de hidrocrqueo 6 y su efluente 7 se envía a la unidad de separación 8, 9. La unidad de separación 8, 9 proporciona la corriente 27, que comprende principalmente C3, la corriente 26, que comprende principalmente C4, y una corriente 20, que comprende principalmente C5+. La corriente 20 se envía a la unidad de hidrocrqueo 10, desde la que su efluente 18 se separa en la unidad de separación 11 en la corriente 41, que comprende principalmente BTX y la corriente 19, que comprende principalmente C4-, corriente 19 que se envía a la unidad de separación 8, 9. La unidad de separación 8, 9 proporciona la corriente 24, que comprende principalmente hidrógeno, la corriente 23, que comprende principalmente C1 y la corriente 22, que comprende principalmente C2. La corriente 22 se envía a la entrada de la unidad de deshidrogenación de etano 14, desde la que su efluente se separa en la unidad de separación 15, 16 en la corriente 34, que comprende principalmente C2=, la corriente 35, que comprende principalmente C2, y la corriente 43, que comprende principalmente C1-. La corriente 43 se envía a la unidad de separación 8, 9, mientras que la corriente 35 se recircula a la entrada de la unidad de deshidrogenación de etano 14. La corriente 27 se envía a una unidad de deshidrogenación de propano 13, desde la que su efluente 39 se envía a la unidad de separación 15, 16. La corriente 26 se envía a la unidad de deshidrogenación de butano 12, desde la que su efluente 28 se envía también a la unidad de separación 15, 16. La unidad de separación 15, 16 proporciona la corriente 30, que comprende principalmente C3=, la corriente 29, que comprende principalmente mezcla C4, una corriente 31, que comprende principalmente C5+ y la corriente de recirculación 33, que comprende principalmente C3. La corriente 33 se recircula a la entrada de la unidad 13. La corriente que contiene hidrógeno 24 se envía a la unidad de hidrocrqueo 6, por medio del conducto 25, y a la unidad de hidrocrqueo 10, por medio del conducto 17, respectivamente. C5+ sin convertir que procede de la unidad de separación 11 así como la corriente 31 puede recircularse a la entrada de la unidad de hidrocrqueo 6 (no mostrada en este caso). El exceso de hidrógeno se envía, por medio del conducto 38, a otros procesos químicos. Aunque no se muestra, la Figura 4 puede incluir una unidad de separación 2, similar al proceso 101 mostrado en la Figura 1.

65 La Figura 5 muestra una realización de un proceso integrado 105 basado en una combinación de hidrocrqueo, deshidrogenación de etano y deshidrogenación de propano/butanos para convertir nafta en olefinas y BTX. La alimentación 42, por ejemplo, nafta, se envía a la unidad de hidrocrqueo 6, desde la que su efluente 7 se envía a la unidad de separación 50 produciendo la corriente 27, que comprende principalmente C3, una corriente 26, que

comprende principalmente C4, y la corriente 20, que comprende principalmente C5+. La corriente 20 se envía a la unidad de hidrocrackeo 10, desde la que su efluente 18 se separa en la unidad de separación 11 en la corriente 19, que comprende principalmente C4-, y la corriente 41, que comprende principalmente BTX. La corriente 19 puede recircularse a la unidad de separación 50. La corriente 53, que comprende principalmente C2-, que procede de la unidad de separación 50 se envía a la unidad de deshidrogenación de etano 14, desde la que su efluente se separa en la unidad de separación 15, 16 en la corriente 37, que comprende principalmente hidrógeno, la corriente 51, que comprende principalmente C1, la corriente 34, que comprende principalmente C2=, y la corriente de recirculación 35, que comprende principalmente C2. La corriente de recirculación 35 se envía a la entrada de la unidad de deshidrogenación de etano 14. La corriente 27, que procede de la unidad de separación 50, se envía a una unidad de deshidrogenación de propano 13, desde la que su efluente 39 se separa en la unidad de separación 15, 16. La corriente 26, que comprende principalmente C4, que procede de la unidad de separación 50 se envía a una unidad de deshidrogenación de butano 12, desde la que su efluente 28 se envía a la unidad de separación 15, 16. La unidad de separación 15, 16 proporciona una corriente 30, que comprende principalmente C3=, una corriente 29, que comprende principalmente mezcla C4, una corriente 31, que comprende principalmente C5+, y una corriente de recirculación 33, que comprende principalmente C3. La corriente 33 se recircula a la entrada de la unidad 13. La corriente que contiene hidrógeno 37 se envía a la unidad de hidrocrackeo 6, por medio del conducto 25, y a la unidad de hidrocrackeo 10, por medio del conducto 17, respectivamente. El exceso de hidrógeno se envía, por medio del conducto 38, a otros procesos químicos. La corriente 31 que procede de la unidad de separación 15, 16 así como C5+ sin convertir que procede de la unidad de separación 11 puede enviarse a la entrada de la unidad de hidrocrackeo 6 (no mostrada en este caso). La etapa de pretratamiento dada a conocer en la Figura 1, especialmente la unidad de separación 2, también puede estar presente en el proceso 105.

Tal como se mencionó anteriormente, la unidad de deshidrogenación 12 se representa como una unidad de deshidrogenación de butano, pero también puede ser una unidad de deshidrogenación de propano/butanos combinada (PDH-BDH). Lo mismo es aplicable a la unidad de deshidrogenación de propano 13, unidad que también puede ser una unidad de deshidrogenación de propano/butanos combinada (PDH-BDH).

REIVINDICACIONES

- 1.- Un proceso para convertir una materia prima hidrocarbonada en olefinas y también en BTX, comprendiendo dicho proceso de conversión las siguientes etapas de:
- 5 alimentar una materia prima hidrocarbonada a una primera unidad de hidrocrackeo;
- alimentar el efluente de dicha primera unidad de hidrocrackeo a una primera sección de separación;
- 10 separar dicho efluente en dicha primera sección de separación en una o más corrientes elegidas del grupo de una corriente que comprende hidrógeno, una corriente que comprende metano, una corriente que comprende etano, una corriente que comprende propano, una corriente que comprende butanos, una corriente que comprende C1 menos, una corriente que comprende C2 menos, una corriente que comprende C3 menos, una corriente que comprende C4 menos, una corriente que comprende C1-C2, una corriente que comprende C1-C3, una corriente que comprende C1-C4, una corriente que comprende C2-C3, una corriente que comprende C2-C4, una corriente que comprende C3-C4 y una corriente que comprende C5+;
- 15 alimentar dicha corriente que comprende propano a al menos una unidad de deshidrogenación llevando a cabo un proceso de deshidrogenación que es un proceso catalítico elegido del grupo de una unidad de deshidrogenación de propano/butanos combinada (PDH-BDH) y una unidad de deshidrogenación de propano (PDH);
- 20 alimentar al menos una corriente elegida del grupo de dicha corriente que comprende C2 menos, dicha corriente que comprende etano y dicha corriente que comprende C1-C2 a una unidad de craqueo al vapor de gas y/o a una segunda unidad de separación,
- 25 alimentar dicha corriente que comprende butanos a al menos una unidad de deshidrogenación llevando a cabo un proceso de deshidrogenación que es un proceso catalítico elegido del grupo de una unidad de deshidrogenación de propano/butanos combinada (PDH-BDH) y una unidad de deshidrogenación de butanos (BDH);
- 30 alimentar al menos uno de los efluentes de dicha(s) unidad(es) de deshidrogenación y dicha unidad de craqueo al vapor de gas a dicha segunda sección de separación,
- que comprende además alimentar dicha corriente que comprende C5+ a una segunda unidad de hidrocrackeo,
- 35 que comprende además separar el efluente de dicha segunda unidad de hidrocrackeo en una corriente que comprende C4 menos, una corriente que comprende C5+ sin convertir y una corriente que comprende BTX.
- 2.- Un proceso según la reivindicación 1, que comprende además alimentar dicha corriente que comprende C4 menos que procede de dicha segunda unidad de hidrocrackeo a dicha primera sección de separación.
- 40 3.- Un proceso según la reivindicación 1, que comprende además combinar dicha corriente que comprende C5+ sin convertir que procede de dicha segunda unidad de hidrocrackeo con dicha materia prima hidrocarbonada y alimentar la corriente combinada así obtenida a dicha primera unidad de hidrocrackeo.
- 45 4.- Un proceso según una cualquiera o más de las reivindicaciones 1-3, que comprende además pretratar dicha materia prima hidrocarbonada separando dicha materia prima hidrocarbonada en una corriente que tiene un alto contenido en compuestos aromáticos y una corriente que tiene un bajo contenido en compuestos aromáticos, y alimentar dicha corriente que tiene un bajo contenido en compuestos aromáticos a dicha primera unidad de hidrocrackeo, especialmente
- 50 que comprende además alimentar dicha corriente que tiene un alto contenido en compuestos aromáticos a dicha segunda unidad de hidrocrackeo.
- 55 5.- Un proceso según una cualquiera o más de las reivindicaciones anteriores,
- que comprende además alimentar dicha(s) corriente(s) que comprende(n) etano a dicha unidad de deshidrogenación de etano, especialmente
- 60 que comprende además alimentar el efluente de dicha unidad de deshidrogenación de etano a dicha segunda unidad de separación.
- 65 6.- Un proceso según una cualquier o más de las reivindicaciones anteriores, que comprende además separar cualquier efluente de dicha unidad de deshidrogenación de etano, dicha primera sección de separación, dicha unidad de deshidrogenación de butanos, dicha unidad de deshidrogenación de propano-butanos combinada y dicha unidad de deshidrogenación de propano en dicha segunda sección de separación en una o más corrientes elegidas del grupo de una corriente que comprende hidrógeno, una corriente que comprende metano, una corriente que

comprende C3, una corriente que comprende C2=, una corriente que comprende C3=, una corriente que comprende mezcla C4, una corriente que comprende C5+, una corriente que comprende C2 y una corriente que comprende C1 menos.

5 7.- Un proceso según la reivindicación 6, que comprende además alimentar dicha corriente que comprende C2 que procede de dicha segunda sección de separación a dicha unidad de deshidrogenación de etano.

10 8.- Un proceso según las reivindicaciones 6-7, que comprende además alimentar dicha corriente que comprende C5+ que procede de dicha segunda sección de separación a dicha primera unidad de hidrocrqueo y/o dicha segunda unidad de hidrocrqueo.

15 9.- Un proceso según las reivindicaciones 6-8, que comprende además alimentar dicha corriente que comprende hidrógeno que procede de dicha segunda sección de separación a dicha primera unidad de hidrocrqueo y/o dicha segunda unidad de hidrocrqueo .

10.- Un proceso según las reivindicaciones 6-9, que comprende además alimentar dicha corriente que comprende C1 menos que procede de dicha segunda sección de separación a dicha primera sección de separación.

20 11.- Un proceso según las reivindicaciones 6-10, que comprende además alimentar dicha corriente que comprende C3 que procede de dicha segunda sección de separación a dicha unidad de deshidrogenación de propano (PDH) y/o dicha unidad de deshidrogenación de propano/butanos combinada (PDH-BDH).

25 12.- Un proceso según una cualquiera o más de las reivindicaciones anteriores, en el que las condiciones de proceso en dicha primera unidad de hidrocrqueo incluyen una temperatura de 300-550°C, una presión de 300-5000 kPa manométricos y una velocidad espacial horaria en peso de 0,1-20 h-1.

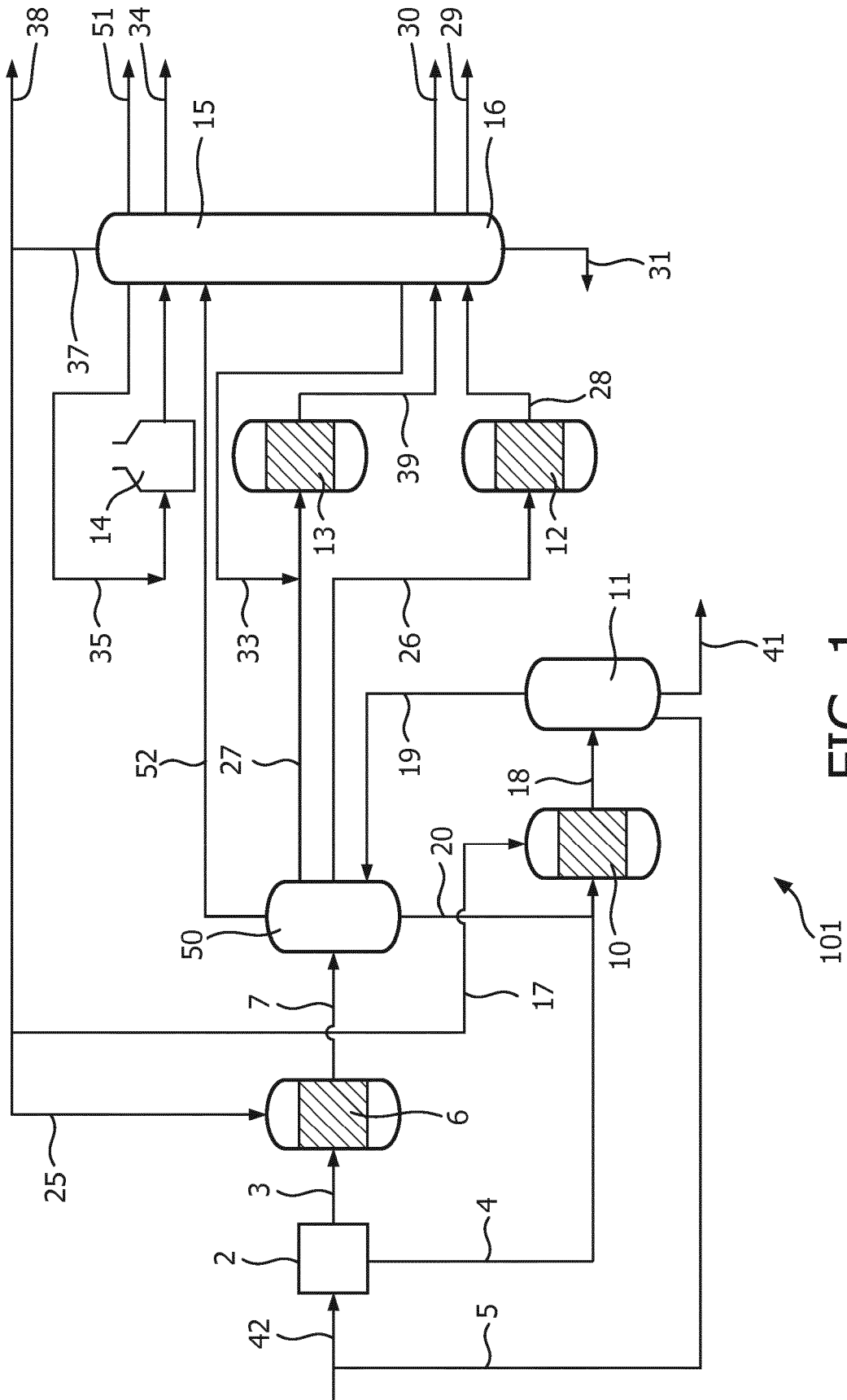


FIG. 1

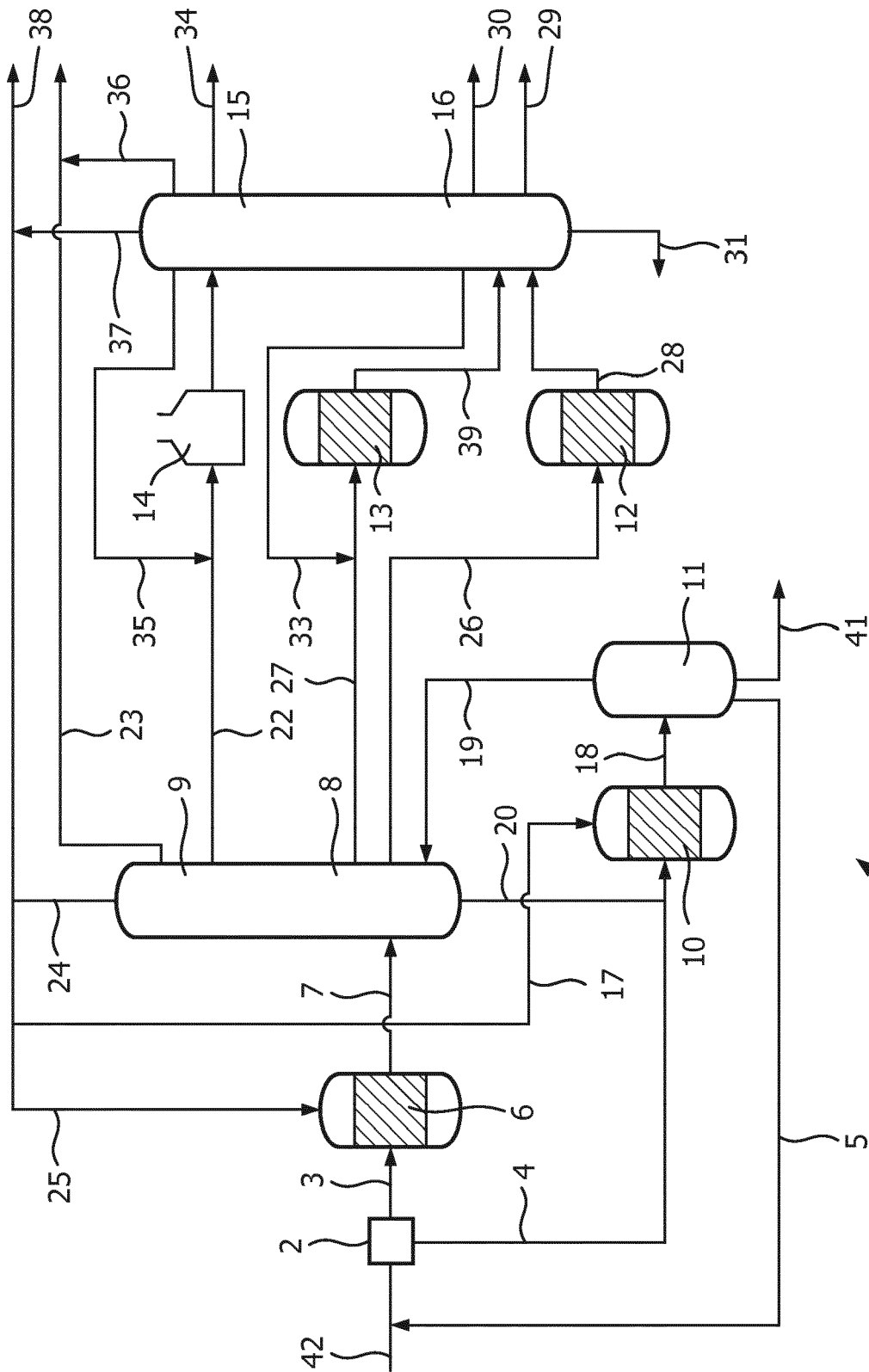


FIG. 2

102

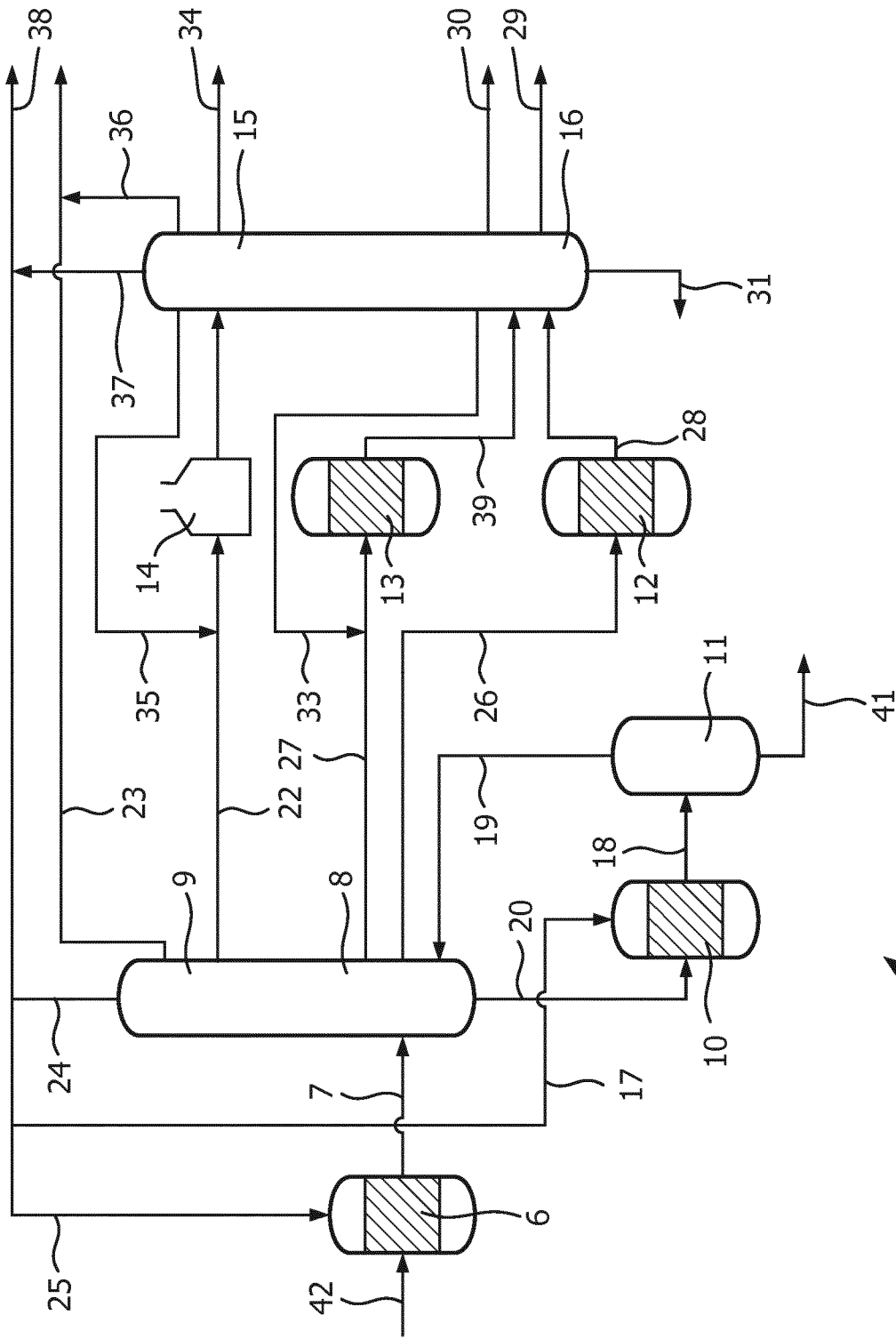


FIG. 3

103

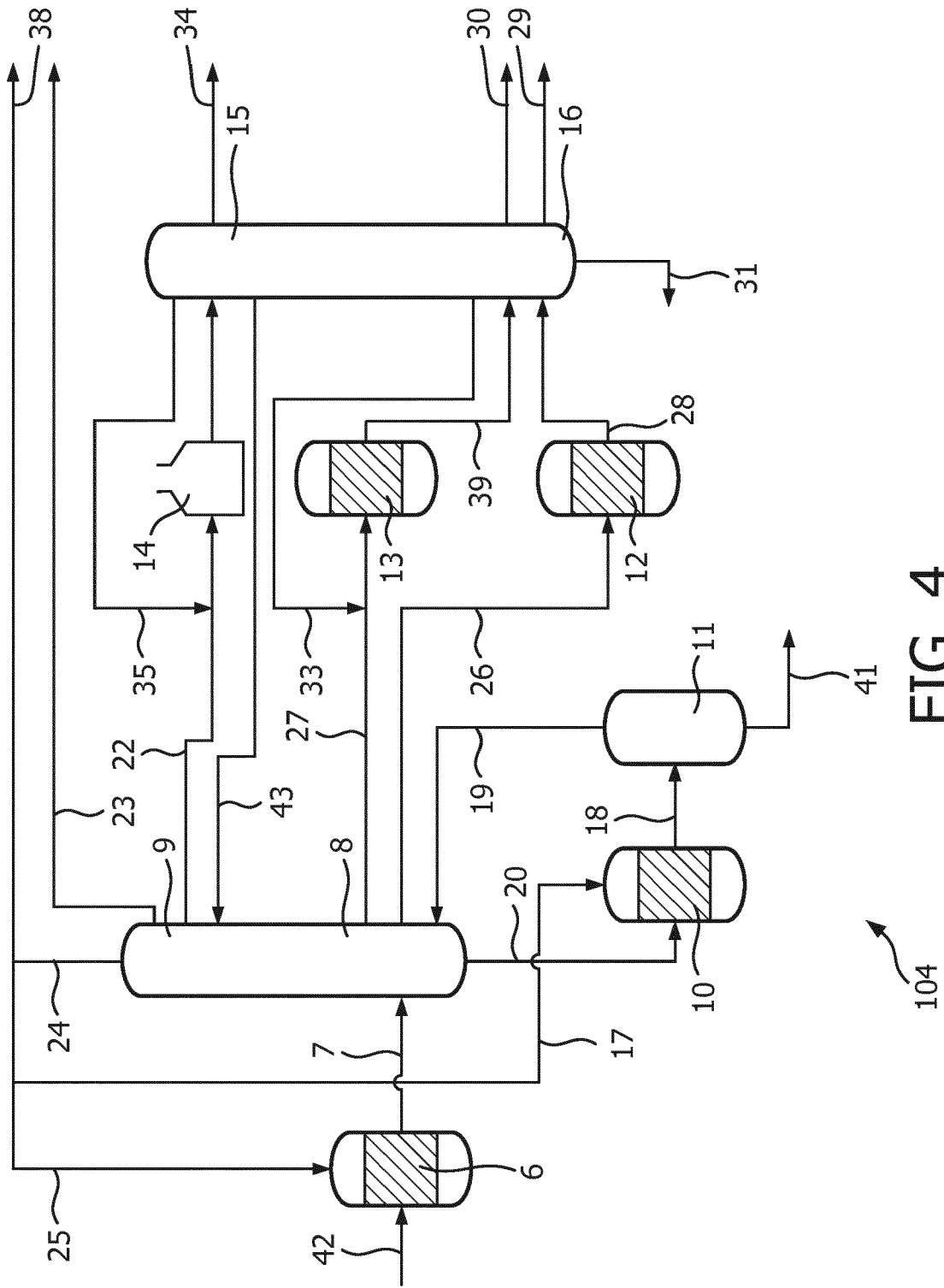


FIG. 4

104

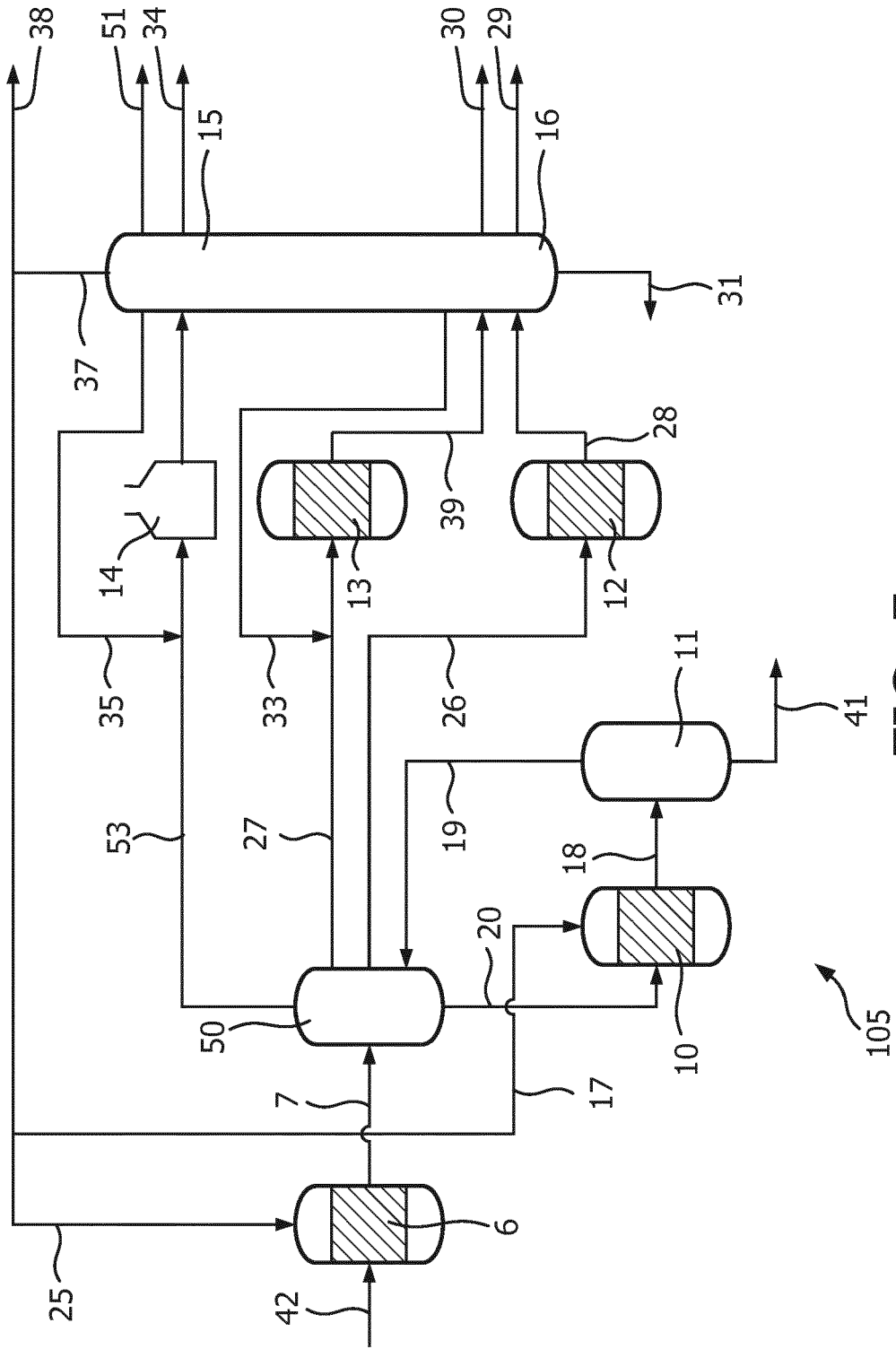


FIG. 5