

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 703 209**

51 Int. Cl.:

C10G 65/10	(2006.01)	C10G 69/12	(2006.01)
C10G 69/02	(2006.01)		
C10G 47/00	(2006.01)		
C10G 49/00	(2006.01)		
C10G 45/68	(2006.01)		
C10G 65/12	(2006.01)		
C10G 45/44	(2006.01)		
C10G 69/06	(2006.01)		
C10G 69/00	(2006.01)		
C10G 67/04	(2006.01)		

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

- 86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **23.12.2014 PCT/EP2014/079193**
- 87 Fecha y número de publicación internacional: **03.09.2015 WO15128036**
- 96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **23.12.2014 E 14827222 (2)**
- 97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **03.10.2018 EP 3110918**

54 Título: **Procedimiento para convertir hidrocarburos pesados de refinería en productos petroquímicos**

30 Prioridad:

25.02.2014 EP 14156629

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
07.03.2019

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:

**OPRINS, ARNO JOHANNES MARIA y
VELASCO PELAEZ, RAÚL**

74 Agente/Representante:

LEHMANN NOVO, María Isabel

ES 2 703 209 T3

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

DESCRIPCIÓN

Procedimiento para convertir hidrocarburos pesados de refinería en productos petroquímicos.

La presente invención se refiere a un procedimiento para convertir hidrocarburos pesados de refinería en productos petroquímicos.

- 5 El documento EP 1 779 929 se refiere a un procedimiento para la conversión de materia prima hidrocarbonada que contiene azufre en una forma adecuada para uso en diésel automotriz.

La solicitud de patente de EE. UU. núm. 2012/000819 se refiere a un método para producir un alquil benceno con un alto valor agregado, y un catalizador utilizado para ello, en donde el método permite que ocurra una reacción de apertura mínima de anillos de nafteno causando una reacción de hidrocrqueo apropiada sin causar hidrogenación nuclear innecesaria.

- 10 La patente de EE. UU. núm. 4.943.366 se refiere a la producción de gasolina con alto contenido de octano hidrocrqueando fracciones altamente aromáticas obtenidas de operaciones de craqueo catalítico, en donde una alimentación de gasóleo o residual se craquea en una unidad FCC y los productos de craqueo se fraccionan en un fraccionador de craqueo y en una torre de destilación. La fracción de ebullición más baja pasa luego a una unidad de hidrotatamiento que forma la primera etapa de la unidad de hidrocrqueo. El aceite del ciclo hidrotatado luego pasa a otro hidrocrqueador que forma la segunda etapa de la unidad en donde la saturación de los compuestos aromáticos continúa y tienen lugar la apertura de anillos y el craqueo para formar un producto hidrocrqueado. Después de la separación de hidrógeno en un separador, el efluente del hidrocrqueador se fracciona en una torre de destilación para formar los productos, incluidos gas seco, gasolina, destilado medio y fracción de fondo.

- 20 El documento WO2007/055488 se refiere a un método para preparar hidrocarburos aromáticos y gas licuado de petróleo (LPG) a partir de una mezcla hidrocarbonada, que comprende las siguientes etapas: (a) introducir una mezcla de materia prima hidrocarbonada en por lo menos una zona de reacción; (b) convertir la mezcla de materia prima hidrocarbonada en presencia de un catalizador en (i) un compuesto hidrocarbonado no aromático a través de hidrocrqueo y en (ii) un compuesto hidrocarbonado aromático abundante en benceno, tolueno y xileno (BTX) mediante desalquilación/transalquilación dentro de la zona de reacción; y (c) recuperar el LPG y el compuesto hidrocarbonado aromático, respectivamente de los productos de reacción de la etapa (b) a través de separación y destilación de gas-líquido.

- 30 El documento WO99/22577 se refiere a un hidrocrqueo de baja presión, en donde el procedimiento comprende las siguientes etapas: (a) mezclar una alimentación de líquido con gas hidrógeno, (b) hidrocrquear dicha mezcla en un hidrocrqueador de lecho fijo que posee por lo menos dos lechos de partículas catalíticas empaquetadas, produciendo una fracción más ligera y una fracción más pesada, c) pasar una porción de la fracción más pesada por un proceso de reciclado y extinción que comprende las siguientes etapas: (1) pasar el material a reciclar a un hidrocrqueador y (2) reciclar la fracción más pesada del efluente.

- 35 La solicitud de patente de EE. UU. núm. 2012/205285 se refiere a un procedimiento para hidroprocesar una alimentación hidrocarbonada, que comprende (a) poner en contacto la alimentación con (i) un diluyente y (ii) hidrógeno, para producir una alimentación líquida; (b) poner en contacto la alimentación líquida con un primer catalizador en una primera zona de tratamiento, para producir un primer efluente de producto; (c) poner en contacto el primer efluente de producto con un segundo catalizador en una segunda zona de tratamiento, para producir un segundo efluente de producto; y (d) reciclar una porción del segundo efluente de producto como corriente de producto de reciclado para uso en el diluyente en la etapa (a), en donde la primera zona de tratamiento comprende por lo menos dos etapas, en donde el primer catalizador es un catalizador de hidrotatamiento y el segundo catalizador es un catalizador de apertura de anillos, la primera y la segunda zonas de tratamiento son zonas de reacción totalmente líquidas.

- 45 La solicitud de patente de EE. UU. núm. 2012/083639 se refiere a un procedimiento para maximizar la producción de compuestos aromáticos de gran valor utilizando extracción de benceno bruto, en donde el procedimiento comprende las etapas de: separar un efluente de un reactor aromático que comprende una fracción C5 y una fracción C6 a C10 en una corriente rica en benceno y por lo menos una corriente líquida y por lo menos una corriente de vapor desprovista de benceno, en donde una de las corrientes líquidas desprovista de benceno comprende una fracción C6 desprovista de benceno; y eliminar por lo menos una porción de la fracción C5 de la corriente rica en benceno.

- 50 La solicitud de patente de EE. UU. núm. 2006/287561 se refiere a un procedimiento para aumentar la producción de hidrocarburos de C2-C4 de olefinas ligeras, integrando un procedimiento para producir una mezcla hidrocarbonada aromática y gas licuado de petróleo (LPG) a partir de una mezcla hidrocarbonada y un procedimiento para producir una materia prima hidrocarbonada capaz de ser usada como materia prima en el procedimiento antes mencionado.

- 55 La solicitud de patente de EE. UU. núm. 2007/062848 se refiere a un procedimiento para hidrocrquear una alimentación que comprende no menos de 20% en peso de uno o más compuestos aromáticos que contienen por lo menos dos anillos aromáticos condensados, en donde los compuestos no están sustituidos o están sustituidos con

5 hasta dos radicales alquilo C1-4 para producir una corriente de producto que comprende no menos de 35% en peso de una mezcla de alcanos C2-4. De acuerdo con la solicitud de patente de EE. UU. núm. 2007/062848, el betún de las arenas petrolíferas se alimenta a una unidad de destilación convencional, y una corriente de nafta de la unidad de destilación se alimenta a una unidad de hidrotratamiento de nafta. La corriente de gas superior es una corriente de gas ligero/parafina ligera y se alimenta a un craqueador de hidrocarburos. Una corriente de diésel de la unidad de destilación se alimenta a una unidad de hidrotratamiento de diésel, y la corriente de gasóleo de la unidad de destilación se alimenta a una unidad de destilación al vacío, en donde una corriente de gasóleo al vacío de la unidad de destilación al vacío se alimenta a una unidad de hidrotratamiento de gasóleo. Una corriente de gas ligero del hidrotratador de gasóleo se alimenta al craqueador de hidrocarburos. El gasóleo al vacío hidrotratado del hidrotratador de gasóleo al vacío se alimenta a una unidad de craqueo catalítico. La corriente inferior de la unidad de destilación al vacío es un residuo al vacío (pesado) y se envía a una unidad de coquización demorada produciendo una serie de corrientes, con una corriente de nafta que es enviada a una unidad de hidrotratamiento de nafta, una corriente de diésel que es enviada a una unidad de hidrotratamiento de diésel para producir diesel hidrotratado, y una corriente de gasóleo que se alimenta a una unidad de hidrotratamiento de gasóleo al vacío resultando en una corriente de gasóleo hidrotratado que se alimenta a unidad de craqueo catalítico.

10 La patente de EE. UU. núm. 4.137.147 se refiere a un procedimiento para fabricar etileno y propileno a partir de una carga que tiene un punto de destilación inferior a aproximadamente 360 grados C. y que contiene por lo menos parafinas normales e iso parafinas que tienen por lo menos 4 átomos de carbono por molécula, en donde: dicha 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 donde se descargan (i) de 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) de la parte inferior, una fracción que consiste esencialmente en hidrocarburos con por lo menos 4 átomos de carbono por molécula, (c) en donde solamente dicha fracción que consiste esencialmente en hidrocarburos con 2 y 3 átomos de carbono por molécula se alimenta a una zona de craqueo con vapor, en presencia de un vapor, para transformar por lo menos una porción de los hidrocarburos con 2 y 3 átomos de carbono por molécula a hidrocarburos mono-olefínicos; en donde dicha fracción que consiste esencialmente en hidrocarburos con por lo menos 4 átomos de carbono por molécula, obtenida de la parte inferior de dicha zona de separación, se suministra a una segunda zona de hidrogenólisis en donde se trata en presencia de un catalizador, el efluente de la segunda zona de hidrogenólisis suministra a una zona de separación para descarga, por una parte, hidrocarburos con por lo menos 4 átomos de carbono por molécula que se reciclan por lo menos parcialmente a dicha segunda zona de hidrogenólisis, y por otra parte, 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 dicha mezcla, y se alimentan a dicha zona de craqueo con vapor los hidrocarburos de dicha mezcla con 2 y 3 átomos de carbono, junto con dicha fracción que consiste esencialmente en hidrocarburos con 2 y 3 átomos de carbono por molécula recuperados de dicha zona de separación después de la primera zona de hidrogenólisis. En la salida de la zona de hidrocraqueo con vapor se obtienen, además de una corriente de metano e hidrógeno y una corriente de hidrocarburos parafínicos con 2 y 3 átomos por molécula, olefinas con 2 y 3 átomos de carbono por molécula y productos con por lo menos 4 átomos de carbono por molécula.

40 El documento EP 0 219 195 se refiere a un procedimiento para la conversión de una alimentación comprendida por compuestos hidrocarbonados en hidrocarburos de octano superiores de baja ebullición, poniendo en contacto dicha alimentación, en presencia de hidrógeno, en un catalizador para hidrogenar selectivamente e hidrocraquear un compuesto hidrocarbonado de dos anillos condensados, para producir un producto de octano superior con peso molecular inferior.

45 El documento WO2012/071137 se refiere a un procedimiento para preparar una materia prima para un craqueador de gas, que comprende poner en contacto una alimentación que contiene una o más parafinas que comprenden 4 a 12 átomos de carbono con un catalizador en presencia de hidrógeno a temperaturas elevadas y presiones elevadas y convertir por lo menos 40% en peso de las parafinas que comprenden 4 a 12 átomos de carbono en base al peso total de las parafinas que comprenden 4 a 12 átomos de carbono en la alimentación a etano y/o propano para obtener una materia prima del craqueador de gas hidrocraqueado que comprende etano y/o propano.

50 La patente de EE. UU. núm. 6.187.984 se refiere a un método para la deshidrogenación de n-butano a butenos que comprende poner en contacto una materia prima que contiene n-butano bajo condiciones de reacción adecuadas para la conversión de n-butano a butenos en presencia de un catalizador.

55 La solicitud de patente de EE. UU. núm. 2003/232720 se refiere a un método para deshidrogenar hidrocarburos que comprende deshidrogenables, que comprende poner en contacto el hidrocarburo deshidrogenable con un compuesto catalizador de deshidrogenación para proveer un hidrocarburo deshidrogenado.

60 Convencionalmente, el petróleo bruto se procesa, mediante destilación, en un número de cortes como nafta, gasóleos y residuos. Cada uno de estos cortes presenta una serie de usos potenciales, como para producir combustibles de transporte como gasolina, diésel y querosén o como alimentaciones para algunos productos petroquímicos y otras unidades de procesamiento.

Los cortes de petróleo bruto ligero como las naftas y algunos gasóleos se pueden utilizar para producir olefinas ligeras y compuestos aromáticos de un solo anillo mediante procedimientos tales como craqueo con vapor, en donde la corriente de alimentación de hidrocarburos se evapora y diluye con vapor y luego se expone a una temperatura muy alta (750°C a 900°C) en un tiempo de residencia corto (<1 segundo) dentro de los tubos del horno (reactor). En dicho proceso, las moléculas hidrocarbonadas en la alimentación se transforman (en promedio) en moléculas más cortas, y moléculas con relaciones inferiores de hidrógeno a carbono (como las olefinas) en comparación con las moléculas de alimentación. Este procedimiento también genera hidrógeno como un producto secundario útil y cantidades importantes de subproductos de valor inferior como metano y compuestos aromáticos C9+ y especies aromáticas condensadas (que contienen más anillos aromáticos que comparten bordes).

Típicamente, las especies aromáticas más pesadas (o de punto de ebullición superior), como residuos se procesan adicionalmente en una refinería de petróleo bruto para maximizar los rendimientos de productos más ligeros (destilables) del petróleo bruto. Este procesamiento se puede llevar a cabo mediante procedimientos tales como hidrocrqueo (mediante lo cual la alimentación de la unidad de hidrocrqueo se expone a un catalizador adecuado bajo condiciones que resultan en la ruptura de cierta fracción de las moléculas de alimentación en moléculas hidrocarbonadas más cortas con la adición simultánea de hidrógeno). El hidrocrqueo de la corriente de refinería pesada típicamente se lleva a cabo a altas presiones y temperaturas y por lo tanto tiene un elevado coste de capital.

Los cortes de petróleo bruto más pesados son relativamente ricos en especies aromáticas sustituidas y especialmente especies aromáticas condensadas sustituidas (que contienen dos o más anillos aromáticos que comparten bordes) y bajo condiciones de craqueo con vapor estos materiales producen cantidades sustanciales de productos secundarios pesados tales como compuestos aromáticos C9+ y compuestos aromáticos condensados. Por consiguiente, una consecuencia de la combinación convencional de destilación de petróleo bruto y craqueo con vapor es que la fracción sustancial del petróleo bruto preferiblemente no se procesa mediante la unidad de craqueo con vapor, puesto que el rendimiento del craqueo de productos valiosos de cortes más pesados no se considera lo suficientemente alto, en comparación con el valor del combustible de refinería alternativo.

Otro aspecto de la tecnología anteriormente analizada es que incluso cuando se procesan solamente cortes de petróleo bruto ligero (como nafta) mediante craqueo con vapor, una fracción importante de la corriente de alimentación se convierte en productos secundarios pesados de bajo valor tal como compuestos aromáticos C9+ y compuestos aromáticos condensados. Con las naftas y los gasóleos típicos, estos productos secundarios pesados podrían constituir 2 a 25% del rendimiento del producto total (Tabla VI, Página 295, Pyrolysis: Theory and Industrial Practice de Lyle F. Albright et al, Academic Press, 1983). Si bien esto representa una reducción económica importante de la costosa nafta y/o gasóleo por reducir el material de valor en la escala de una unidad de craqueo de vapor convencional, el rendimiento de estos productos secundarios pesados habitualmente no justifica la inversión de capital requerida para mejorar estos materiales (p. ej., hidrocrqueando) convirtiéndolos en corrientes que podrían producir cantidades significativas de sustancias químicas de valor superior. Esto se debe en parte a que las plantas de hidrocrqueo tienen altos costes de capital y, como con la mayoría de los procedimientos de compuestos petroquímicos, el coste del capital de estas unidades típicamente aumenta con rendimientos elevados hasta la potencia de 0,6 o 0,7. En consecuencia, los costes de capital de una unidad de hidrocrqueo de escala pequeña normalmente se consideran demasiado elevados para justificar dicha inversión para procesar productos secundarios pesados de una unidad de craqueo con vapor.

Otro aspecto del hidrocrqueo convencional de corriente de refinería pesada como residuos es que estos típicamente se llevan a cabo bajo condiciones comprometidas seleccionadas para lograr la conversión general deseada. Dado que las corrientes de alimentación contienen una mezcla de especies con un rango de facilidad de craqueo, esto resulta en que alguna fracción de los productos destilables formados por hidrocrqueo de especies fácilmente hidrocrqueables se convierta además bajo las condiciones necesarias para hidrocrquear especies más difíciles de hidrocrquear. Esto aumenta el consumo de hidrógeno, y las dificultades de manejo del calor asociado con el procedimiento también aumentan la producción de moléculas ligeras tales como metano a expensas de especies más valiosas.

Un resultado de dicha combinación de destilación de petróleo bruto y craqueo con vapor de los cortes de destilación más ligeros es que los hornos de craqueo con vapor típicamente no son adecuados para el procesamiento de cortes que contienen cantidades significativas de material con un punto de ebullición mayor que ~350°C, ya que es difícil asegurar la evaporación completa de estos cortes antes de exponer la corriente hidrocarbonada y de vapor mixta a las altas temperaturas requeridas para promover el craqueo térmico. Si están presentes gotitas de hidrocarburo líquido en las secciones calientes de los tubos de craqueo, el coque se deposita rápidamente en la superficie del tubo, lo que reduce la transferencia de calor, aumenta la caída de presión y en última instancia se restringe la operación del tubo de craqueo, haciendo necesaria una interrupción del horno para permitir la descoquización. Debido a esta dificultad, una porción importante del petróleo bruto original se puede procesar en olefinas ligeras y especies aromáticas mediante un craqueador de vapor.

El documento US2009/173665 se refiere a un catalizador y un procedimiento para aumentar el contenido de compuestos monoaromáticos de materias primas hidrocarbonadas que incluyen compuestos aromáticos polinucleares, en donde el incremento en los compuestos monoaromáticos se puede lograr con un incremento en los

rendimientos de gasolina/diésel a la vez que se reducen los compuestos indeseados, proporcionando así una ruta para mejorar los hidrocarburos que incluyen cantidades significativas de compuestos aromáticos polinucleares.

5 El procedimiento de Unicracking LCO o LCO-X de UOP descrito en el documento WO2009/008878 usa hidro craqueo de conversión parcial para producir materiales de gasolina y diésel de alta calidad en un simple esquema de flujo de una sola vez. La materia prima se procesa en un catalizador de pretratamiento y luego se hidro craquea en la misma etapa. Los productos posteriormente se separan sin la necesidad de reciclado de líquido. El procedimiento de LCO Unicracking se puede diseñar para operación con presión reducida, lo que significa que el requerimiento de presión será mayor que el hidrotratamiento de alta severidad pero significativamente inferior que un diseño de unidad de craqueo de conversión parcial convencional y conversión total convencional. El producto 10 destilado medio mejorado genera un componente mezcla de diésel ultra bajo en azufre (ULSD). El producto de nafta del hidro craqueo de baja presión de LCO-X tiene contenido azufre ultra bajo y alto contenido de octano, y puede mezclarse directamente en la mezcla de gasolina ultra baja en azufre (ULSG).

15 El documento US 7.513.988 se refiere a un procedimiento para tratar compuestos que comprenden dos o más anillos aromáticos condensados para saturar por lo menos un anillo y luego escindir el anillo saturado resultante de la porción aromática del compuesto para producir una corriente de alcano C2-C4 y una corriente aromática. Dicho procesamiento se puede integrar con una unidad de craqueo de hidrocarburos (p. ej., etileno) (vapor) de modo que el hidrógeno de la unidad de craqueo se puede usar para saturar y escindir los compuestos que comprenden dos o más anillos aromáticos y la corriente de alcano C2-C4 se puede alimentar a la unidad de craqueo de hidrocarburos, o se puede integrar con una unidad de craqueo de hidrocarburos (p. ej., unidad de craqueo con vapor) y una unidad 20 de etil benceno, para tratar los residuos pesados del procesamiento de arenas petrolíferas, arenas bituminosas, petróleo de esquisto bituminoso o cualquier petróleo que tenga un alto contenido de compuestos aromáticos de anillos condensados para producir una corriente adecuada para producción petroquímica.

25 El documento US2005/0101814 se refiere a un procedimiento para mejorar el contenido de parafina de una corriente de alimentación para una unidad de craqueo con vapor, que comprende: pasar una materia prima que comprende hidrocarburos C5 a C9, incluidas parafinas normales C5 a C9 a un reactor de apertura de anillos, en donde la apertura de anillos comprende un catalizador operado en condiciones para convertir hidrocarburos aromáticos a naftenos y un catalizador operado en condiciones para convertir naftenos a parafinas, y producir una segunda corriente de alimentación; y pasar por lo menos una porción de la segunda corriente de alimentación a una unidad de craqueo con vapor.

30 El documento US 7.067.448 se refiere a un procedimiento para la elaboración de n-alcanos de fracciones de aceite mineral y fracciones de plantas de conversión térmica o catalítica que contienen alcanos cíclicos, alquenos, alquenos cíclicos y/o compuestos aromáticos. Más en detalle, esta publicación se refiere a un procedimiento para procesar fracciones de aceite mineral ricas en compuestos aromáticos, en donde los alcanos cíclicos obtenidos después de la hidrogenación de los compuestos aromáticos se convierten a n-alcanos de una longitud de cadena 35 que en la medida de lo posible es menor que aquella de los carbonos cargados.

El procedimiento LCO analizado anteriormente se refiere a hidro craqueo de conversión total de LCO a nafta, en donde LCO es una corriente que contiene compuestos mono-aromáticos y compuestos di-aromáticos. Una consecuencia del hidro craqueo de conversión total es que se obtiene una nafta altamente naftalénica con contenido reducido de octanos que debe ser reformada para producir el octano requerido para la mezcla de producto.

40 El documento WO2006/122275 se refiere a un procedimiento para mejorar una materia prima de petróleo bruto hidrocarbonado pesado en un petróleo que es menos denso o más ligero y contiene menos azufre que la materia prima de petróleo bruto hidrocarbonado pesado original, a la vez que se elaboran materiales de valor agregado como olefinas y compuestos aromáticos, en donde el procedimiento comprende, entre otros, las etapas de: combinar una porción del petróleo bruto hidrocarbonado pesado con un catalizador soluble en aceite para formar una mezcla 45 de reaccionantes, sometiendo a reacción la materia prima pretratada bajo presión de hidrógeno relativamente baja para formar una corriente de producto, en donde una primera porción de la corriente de producto incluye un aceite ligero y una segunda porción de la corriente de producto incluye un residuo de petróleo bruto pesado, y una tercera porción de la corriente de producto incluye un gas hidrocarbonado ligero, e inyectar una porción de la corriente de gas hidrocarbonado ligero en una unidad de craqueo para producir corrientes que contienen hidrógeno y por lo 50 menos una olefina.

El documento WO2011005476 se refiere a un procedimiento para el tratamiento de aceites pesados, incluidos aceites brutos, residuos de vacío, arenas bituminosas, betún y gasóleos de vacío usando un procedimiento de pretratamiento de hidrotratamiento catalítico, específicamente el uso de catalizadores de hidrometalización (HDM) e hidrodesulfuración (HDS) en serie con el fin de mejorar la eficiencia de una refinería de coquización subsiguiente.

55 El documento US2008/194900 se refiere a un procedimiento de olefinas para craquear con vapor una corriente de nafta que contiene compuestos aromáticos, que comprende: recuperar las olefinas y las corrientes de gasolina de la pirólisis del efluente de un horno de craqueo con vapor, hidrogenar la corriente de gasolina de la pirólisis y recuperar de allí una corriente de C6-C8, hidrotratar una corriente de nafta que contiene compuestos aromáticos para obtener

una alimentación de nafta, desaromatizar la corriente de C6-C8 con la corriente de alimentación de nafta en una unidad de extracción de compuestos aromáticos comunes para obtener una corriente de residuos de refinado; y alimentar la corriente de residuos de refinado al horno de craqueo con vapor.

5 El documento WO2008/092232 se refiere a un procedimiento para extracción de componentes químicos de una materia prima, como una materia prima de petróleo, condensado de gas natural o petroquímico, tal como una materia prima de nafta de toda una gama que comprende las etapas de: someter la materia prima de nafta de rango total a un proceso de desulfuración, separar de la materia prima de nafta de toda una gama desulfurada una fracción hidrocarbonada C6 a C11, recuperar de la fracción hidrocarbonada C6 a C11 una fracción aromática, una fracción de precursores de compuestos aromáticos y una fracción de residuos refinados en una unidad de extracción de
10 compuestos aromáticos, convertir los precursores de compuestos aromáticos en la fracción de precursores de compuestos aromáticos compuestos aromáticos, y recuperar los compuestos aromáticos de la etapa en la unidad de extracción de compuestos aromáticos.

Un objeto de la presente invención es dar a conocer un método para convertir materia prima hidrocarbonada pesada en compuestos aromáticos (BTXE) y LPG.

15 Otro objeto de la presente invención es dar a conocer un procedimiento para la producción de olefinas ligeras y compuestos aromáticos de una materia prima hidrocarbonada pesada en donde se puede obtener un alto rendimiento de compuestos aromáticos.

Otro objeto de la presente invención es dar a conocer un procedimiento para convertir materia prima de petróleo bruto en productos petroquímicos con una alta eficiencia de carbonos e integración de hidrógeno.

20 La presente invención se refiere por lo tanto a un procedimiento para convertir hidrocarburos pesados de refinería en productos petroquímicos, que comprende las etapas de:

(a) alimentar una materia prima hidrocarbonada a un área de reacción de apertura de anillos;

25 (b) alimentar el efluente de (a) a una unidad de separación para producir una corriente gaseosa que comprende hidrocarburos de ebullición ligeros, una corriente líquida que comprende hidrocarburos en el intervalo de ebullición de la nafta y una corriente líquida que comprende hidrocarburos en el intervalo de ebullición del diésel;

(c) alimentar dicha corriente líquida que comprende hidrocarburos en el intervalo de ebullición de la nafta a una unidad de hidrocrqueo,

30 (d) separar los productos de reacción de dicha unidad de hidrocrqueo de la etapa (c) en una corriente de gas superior, que comprende hidrocarburos de ebullición ligeros, y una BTX (una mezcla de benceno, tolueno y xilenos) que comprende una corriente inferior,

35 (e) alimentar el gas de la corriente superior de la unidad de hidrocrqueo de la etapa (d) y la corriente gaseosa de la unidad de separación de la etapa (b) a una unidad de craqueo de vapor y por lo menos una o más unidades seleccionadas del grupo de una unidad de deshidrogenación de propano, deshidrogenación de butano y una unidad de deshidrogenación de propano-butano combinados, preferiblemente después de separar una corriente que contiene hidrógeno de dichas corrientes gaseosas.

Los presentes inventores asumen que combinando un procedimiento de apertura de anillos con una unidad de hidrocrqueo, es decir la llamada unidad de hidrocrqueo de gasolina/unidad de hidrocrqueo de alimentación ("GHC/FHC"), el procedimiento total ya no produce combustibles adicionales a LPG y BTXE sino solamente LPG y BTXE. Esto último se puede obtener también directamente como una corriente purificada a medida que todas las co-calders de BTXE son craqueadas. Se puede usar LPG en craqueo con vapor y/o PDH/BDH. El hidrógeno producido allí se puede emplear para alimentar estas etapas de hidroprocesamiento. Si es necesario, la hidrodesulfuración (HDS), hidrodesnitrogenación (HDN) se pueden aplicar de acuerdo con los requerimientos del catalizador/procedimiento. El término "hidrocrqueo" se emplea en la presente memoria en su sentido generalmente
45 aceptado y por lo tanto se puede definir como un procedimiento de craqueo catalítico asistido por la presencia de una presión parcial elevada de hidrógeno; véase, p. ej., Alfke et al. (2007). Los productos de este procedimiento son hidrocarburos saturados y, dependiendo de las condiciones de reacción tales como temperatura, presión y velocidad espacial, y la actividad del catalizador, hidrocarburos aromáticos incluido BTX.

El término "LPG", tal como se emplea en la presente memoria, se refiere al acrónimo consolidado para la expresión "gas licuado de petróleo". LPG en general consiste en una mezcla de hidrocarburos C3-C4, es decir, una mezcla de
50 hidrocarburos C3 y C4.

Aquel de los productos petroquímicos producidos en el procedimiento de la presente invención es BTX. El término "BTX", tal como se emplea en la presente memoria, se refiere a una mezcla de benceno, tolueno y xilenos. Preferiblemente, el producto producido en el procedimiento de la presente invención comprende además hidrocarburos aromáticos útiles tales como etil benceno. Por consiguiente, la presente invención preferiblemente da

- a conocer un procedimiento para producir una mezcla de benceno, xilenos y etil benceno ("BTXE"). El producto tal como es producido puede ser una mezcla física de distintos hidrocarburos aromáticos o puede someterse directamente a separación, p. ej., por destilación, para proporcionar distintas corrientes de producto purificado. Dicha corriente de producto purificado 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 etil benceno. Los términos "hidrocarburos nafténicos" o "naftenos" o "cicloalcanos", tal como se emplean en la presente memoria, tienen su significado consolidado y por consiguiente hacen referencia a tipos de alcanos que tienen uno o más anillos de los átomos de carbono en la estructura química de sus moléculas.
- El efluente líquido del procedimiento de apertura de anillos, después de separar una corriente de reciclado más pesada que contiene componentes de múltiples anillos, se alimenta a la unidad de hidrocrqueo ("GHC/FHC"). Esto simplifica en gran medida el procedimiento de apertura de anillos y reduce las redundancias en las unidades de separación requeridas. Cabe destacar que en otra realización, el efluente líquido se vaporiza antes de ingresar en la unidad de hidrocrqueo. Por consiguiente, la alimentación a la unidad de hidrocrqueo puede ser una fase líquida, fase de vapor o fase mixta de vapor y líquido. El bucle de hidrógeno se puede aplicar alrededor de ambas unidades, es decir, el área de reacción de apertura de anillos y la unidad de hidrocrqueo ("GHC/FHC"), con múltiples puntos de adición e inyección de hidrógeno. La corriente de nafta o una de sus porciones se envía a la sección de reacción FHC/GHC y posiblemente todo el material más pesado se recicla para convertirse simplificando así el diagrama de flujo.
- El presente procedimiento comprende además separar productos de reacción de dicha unidad de hidrocrqueo de la etapa (c) en una corriente gaseosa superior, que comprende hidrocarburos de ebullición ligeros y una mezcla BTX que comprende la corriente inferior. La corriente gaseosa que contiene hidrógeno se puede separar de la corriente de gas superior que comprende hidrocarburos de ebullición ligeros.
- El presente procedimiento comprende además preferiblemente alimentar la corriente gaseosa superior de la unidad de hidrocrqueo de la etapa (d) y la corriente gaseosa de la unidad de separación de la etapa (b) a otra unidad de separación, y alimentar las corrientes así separadas a dicha unidad de craqueo con vapor y a dicha unidad o unidades de deshidrogenación.
- De acuerdo con la presente invención, el procedimiento de deshidrogenación es un procedimiento catalítico y el procedimiento de craqueo con vapor es un procedimiento de craqueo térmico.
- El procedimiento además comprende alimentar la corriente superior de la unidad de hidrocrqueo y la corriente gaseosa de la unidad de separación a una unidad de craqueo con vapor y una o más unidades elegidas del grupo de unidad de deshidrogenación de propano, unidad de deshidrogenación de butano y unidad de deshidrogenación de propano y butano combinados, preferiblemente después de separar una corriente que contiene hidrógeno de las corrientes gaseosas.
- Añadiendo apertura de anillos, es posible procesar una alimentación más pesada que lo que sería posible enviar directamente a una unidad FHC/GHC. Asimismo, la adición de una unidad de separación directa al procedimiento de apertura de anillos permite que la unidad FHC/GHC convierta cualquier compuesto nafténico en la ebullición de la corriente de alimentación en el intervalo de nafta a compuestos aromáticos/BTX. De esta forma, se puede obtener un rendimiento de BTX superior en comparación con la apertura de anillos solamente porque estos compuestos nafténicos de lo contrario serían craqueados en el procedimiento de apertura de anillos para producir LPG en lugar de BTX.
- De acuerdo con una realización preferida, el presente procedimiento comprende además pretratar la materia prima hidrocarbonada en una unidad separadora, desde cuya unidad separadora los hidrocarburos en el intervalo de ebullición de la nafta se alimentan directamente a la unidad de hidrocrqueo y su fracción más pesada es alimentada al área de reacción de apertura de anillos.
- El presente procedimiento comprende además preferiblemente pretratar la materia prima hidrocarbonada en una unidad de extracción de compuestos aromáticos, desde cuya unidad de extracción de compuestos aromáticos su corriente rica en compuestos aromáticos es alimentada hacia el área de reacción para apertura de anillos, en donde la unidad de extracción de compuestos aromáticos se selecciona del grupo del tipo de una unidad de destilación, del tipo de tamiz molecular y del tipo de una unidad de extracción de disolvente.
- Además de la unidad separadora anteriormente mencionada, los rendimientos de BTX se pueden mejorar más "pre-craqueando" la alimentación usando tecnología de hidrocrqueo. Dicho procedimiento preferido puede producir un material en el intervalo de la nafta altamente aromático y nafténico basado en el tipo de material de alimentación FHC/GHC que se puede usar para producir un BTX máximo, ya que nuevamente incluso más compuestos nafténicos se convierten a BTX en comparación con la alimentación directamente a un procedimiento de apertura de anillos.

El bucle de hidrógeno para las tres secciones de reacción se puede optimizar con respecto a pureza, cascada, niveles de presión. El material pesado no convertido en la salida del reactor de apertura de anillos se puede reciclar o bien al procedimiento de apertura de anillos o a la primera etapa de hidrocrqueo.

5 Por lo tanto, el presente procedimiento comprende además preferiblemente pre-tratar la materia prima hidrocarbonada en una unidad de pre-hidrocrqueo, desde cuya unidad de pre-hidrocrqueo la corriente gaseosa que comprende LPG se alimenta a una unidad de craqueo con vapor y por lo menos una o más unidades seleccionadas del grupo de unidad de deshidrogenación de propano, unidad de deshidrogenación de butano y unidad de deshidrogenación de propano y butano combinados, su fracción hidrocarbonada más pesada se alimenta al área de reacción de apertura de anillos y una corriente que comprende hidrocarburos en el intervalo de ebullición de la nafta se alimenta directamente a la unidad de hidrocrqueo.

10 Los presentes inventores hallaron que en otra realización, la primera etapa de pre-hidrocrqueo se puede reemplazar con un procedimiento de hidrodesalquilación/reforma, que resulta en una corriente de BTXE de alta pureza. Como resultado, puede producirse incluso más BTX en comparación con la realización de la etapa de pre-hidrocrqueo debido a la producción de compuestos aromáticos adicionales 'activos' en el tipo de reforma del primer reactor, lo que significa que no solamente los naftenos se aromatizan sino también que puede ocurrir cierta formación de anillos adicional.

15 Por consiguiente, el presente procedimiento comprende además preferiblemente pre-tratar la materia prima hidrocarbonada en una unidad de tipo hidrodesalquilación/reforma, desde cuya unidad de tipo hidrodesalquilación/reforma se obtiene una corriente de BTXE, en donde la corriente gaseosa que comprende LPG se alimenta a una o más unidades seleccionadas del grupo de unidad de craqueo con vapor, unidad de deshidrogenación con propano, unidad de deshidrogenación con butano y unidad de deshidrogenación con propano y butano combinados, y su fracción hidrocarbonada más pesada se alimenta al área de reacción de apertura de anillos.

20 El presente procedimiento comprende además preferiblemente alimentar una corriente inferior, p. ej., la corriente rica en BTX de la unidad de hidrocrqueo a una unidad de transalquilación.

Además, el presente procedimiento comprende además preferiblemente alimentar la corriente líquida que comprende hidrocarburos en el intervalo de ebullición del diésel de la unidad de separación a una unidad de saturación de compuestos aromáticos.

25 El presente procedimiento comprende además preferiblemente alimentar por lo menos una de la corriente gaseosa de la unidad de separación, la corriente gaseosa de la unidad de tipo hidrodesalquilación/reforma y la corriente gaseosa de la unidad de pre-hidrocrqueo a la unidad de craqueo. Según otra realización, por lo menos una de una corriente de la unidad de tipo hidrodesalquilación/reforma y una corriente de la unidad de pre-hidrocrqueo se envía al área de reacción para apertura de anillos. Dicha corriente puede ser una corriente gaseosa.

30 La corriente superior de la unidad de craqueo, la corriente gaseosa de la unidad de separación y posiblemente las corrientes gaseosas de la unidad de pre-hidrocrqueo y la unidad de tipo hidrodesalquilación/reforma se pueden separar en corrientes individuales, en donde cada corriente comprende predominantemente parafinas C2, parafinas C3 y parafinas C4, respectivamente, y alimentar cada corriente individual a una sección de horno específica de la unidad de craqueo con vapor, en donde una corriente que contiene hidrógeno es enviada a una o más unidades de procesamiento de consumo de hidrógeno, como la unidad de hidrocrqueo y el área de reacción para apertura de anillos.

35 De acuerdo con una realización preferida, la corriente gaseosa, enviada a la unidad de craqueo con vapor, se envía parcialmente a una unidad de deshidrogenación, en donde se prefiere enviar solamente la fracción C3-C4 a la unidad de deshidrogenación, especialmente como corrientes C3 y C4 separadas, más preferiblemente como una corriente C3 + C4 combinada.

40 Por lo tanto, el presente método comprende la combinación de una unidad de craqueo con vapor y por lo menos una unidad seleccionada del grupo de una unidad de deshidrogenación de butano, una unidad de deshidrogenación de propano, una unidad de deshidrogenación de propano y butano combinada, o una combinación de sus unidades para producir una corriente de producto mixta. Esta combinación de unidades proporciona un alto rendimiento de los productos deseados, a saber, productos petroquímicos aromáticos y olefinicos, en donde la porción del petróleo bruto convertida a LPG aumenta significativamente.

45 Según una realización preferida, las corrientes gaseosas, por ejemplo la corriente gaseosa superior de la unidad de hidrocrqueo de la etapa (d) y la corriente gaseosa de la unidad de separación de la etapa (b), se separan en una o más corrientes, en donde la corriente que comprende hidrógeno preferiblemente se utiliza como una fuente de hidrógeno para propósitos de hidrocrqueo, en donde la corriente que comprende metano se usa preferiblemente como fuente de combustible, la corriente que comprende etano se usa preferiblemente como una alimentación para la unidad de craqueo con vapor, la corriente que comprende propano se usa preferiblemente como una alimentación

para la unidad de deshidrogenación de propano, una corriente que comprende butanos se usa preferiblemente como una alimentación para la unidad de deshidrogenación de butano, una corriente que comprende C1-menos se usa preferiblemente como una fuente de combustible y/o una fuente de hidrógeno, una corriente que comprende C3-menos se usa preferiblemente como una alimentación para una unidad de deshidrogenación de propano pero, de acuerdo con otra realización, también como una alimentación para la unidad de craqueo con vapor, una corriente que comprende C2-C3 se usa preferiblemente como una alimentación para una unidad de deshidrogenación de propano, pero, de acuerdo con otra realización, también como una fuente de alimentación para la unidad de craqueo con vapor, una corriente que comprende C1-C3 se usa preferiblemente como una alimentación para una unidad de deshidrogenación de propano, pero, de acuerdo con otra realización, también como una alimentación para la unidad de craqueo con vapor, una corriente que comprende butanos C1-C4 se usa preferiblemente como una alimentación para la unidad de deshidrogenación de butano, una corriente que comprende butanos C2-C4 se usa preferiblemente como una alimentación para una unidad de deshidrogenación de butano, una corriente que comprende C2-menos se usa preferiblemente como una alimentación para la unidad de craqueo con vapor, una corriente que comprende C3-C4 se usa preferiblemente como una alimentación para una unidad de deshidrogenación de propano o butano, o una unidad de deshidrogenación de propano y butano, una corriente que comprende C4-menos se usa preferiblemente como una alimentación para una unidad de deshidrogenación de butano.

El presente procedimiento comprende además recuperar hidrógeno de los productos de reacción de una o más unidades seleccionadas del grupo de unidad de craqueo con vapor, unidad de deshidrogenación con propano, unidad de deshidrogenación con butano y unidad de deshidrogenación con propano-butano, y alimentación del hidrógeno así recuperado a la unidad de hidrocraqueo y al área de reacción para apertura de anillos, especialmente que además comprende recuperar el hidrógeno de la unidad de deshidrogenación y alimentar el hidrógeno así recuperado a cualquier unidad de consumo de hidrógeno, como la unidad de hidrocraqueo y el área de reacción para apertura de anillos.

Las condiciones del procedimiento que imperan en el área de reacción para apertura de anillos incluyen una temperatura de 100 [grados] C. a 500 [grados] C. y una presión de 2 a 10 MPa junto con entre 50 y 300 kg de hidrógeno por 1.000 kg de materia en un catalizador de hidrogenación aromática y pasar la corriente resultante a una unidad de escisión de anillos a una temperatura de 200 [grados] C. a 600 [grados] C. y una presión de 1 a 12 MPa junto con entre 50 y 200 kg de hidrógeno por 1.000 kg de la corriente resultante en un catalizador de escisión de anillos.

La expresión "unidad de apertura de anillos (aromáticos)" se refiere a una unidad de refinería para realizar un procedimiento de hidrocraqueo adecuado para convertir una alimentación que es relativamente rica en hidrocarburo aromático que tiene un punto de ebullición en el intervalo del punto de ebullición del querosén y el gasóleo para producir LPG y, dependiendo de las condiciones del procedimiento, un destilado ligero (gasolina derivada de ARO). Dicho procedimiento de apertura de anillos aromáticos (procedimiento ARO) se describe, por ejemplo, en el documento US 7.513-988. Por consiguiente, el procedimiento ARO puede comprender saturación de anillos aromáticos a una temperatura de 300-500 °C, una presión de 2-10 MPa junto con 10-30% en peso de hidrógeno (en relación con la materia prima catalítica) en presencia de un catalizador de hidrogenación aromática y escisión de anillos a una temperatura de 200-600 °C, una presión de 1-12 MPa junto con 5-20% en peso de hidrógeno (en relación con la materia prima hidrocarbonada) en presencia de un catalizador de escisión de anillos, en donde dicha saturación de anillos aromáticos y escisión de anillos se puede efectuar en un reactor o en dos reactores consecutivos. El catalizador de hidrogenación aromática puede ser un catalizador de hidrogenación/hidrotratamiento convencional, como un catalizador que comprende una mezcla de Ni, W y Mo en un soporte refractario, típicamente alúmina. El catalizador de escisión de anillos comprende un componente metálico y un soporte, preferiblemente uno o más metales seleccionados del grupo que consiste en Pd, Rh, Ru, Ir, Os, Cu, Co, Ni, Pt, Fe, Zn, Ga, In, Mo, W y V. Adaptando el tiempo de residencia bajo condiciones de saturación de anillos aromáticos, el procedimiento se puede encauzar hacia saturación total y posterior escisión de todos los anillos (tiempo de residencia relativamente prolongado bajo condiciones de saturación de anillos aromáticos) o hacia mantener un anillo aromático insaturado y posterior escisión de todos excepto un anillo (tiempo de residencia relativamente breve bajo condiciones de saturación de anillos aromáticos). En el último caso, el procedimiento ARO produce un destilado ligero ("gasolina ARO") relativamente rico en compuestos hidrocarbonados que tienen un anillo aromático.

Las condiciones del procedimiento que imperan en la unidad de separación incluyen preferiblemente una temperatura de 149 [grados] C a 288 [grados] C y una presión de 1 MPa a 17,3 Mpa.

Las condiciones del procedimiento que imperan en la unidad de hidrocraqueo incluyen una temperatura de reacción de 300-580 °C, preferiblemente de 450-580 °C, más preferiblemente de 470-550 °C, a una presión de 0,3-5 MPa gauge, preferiblemente una presión de 0,6-3 MPa gauge, particular y preferiblemente una presión de 1000-2000 kPa gauge lo más preferiblemente una presión de 1-2 MPa gauge, lo más preferiblemente una presión de 1,2-1,6 Mpa gauge, una velocidad espacial horaria en peso (WHSV) de 0,1-10 h⁻¹, preferiblemente de 0,2-6 h⁻¹, más preferiblemente de 0,4-2 h⁻¹.

Las condiciones del procedimiento que imperan en la unidad de craqueo con vapor incluyen preferiblemente una temperatura de reacción de aproximadamente 750-900 °C, tiempos de residencia de 50-1000 milisegundos y una presión seleccionada de atmosférica hasta 175 kPa gauge.

5 Un procedimiento muy común para la conversión de alcanos a olefinas implica "craqueo con vapor". Tal como se
emplea en la presente memoria, la expresión "craqueo con vapor" se refiere a un proceso petroquímico en donde los
hidrocarburos saturados se dividen en hidrocarburos más pequeños, a menudo insaturados, como etileno y
propileno. En las alimentaciones hidrocarbonadas gaseosas de craqueo con vapor como etano, propano y butanos,
o mezclas de estos, (craqueo de gas) o alimentaciones hidrocarbonadas líquidas como nafta o gasóleo (craqueo
10 líquido) se diluye con vapor y se calienta brevemente en un horno sin la presencia de oxígeno. Típicamente, la
temperatura de reacción es muy alta, aproximadamente 850°C, pero se permite que la reacción solamente tenga
lugar por un periodo muy breve, por lo general con tiempos de residencia de 50-500 milisegundos. Preferiblemente,
los compuestos hidrocarbonados etano, propano y butano se craquean por separado en hornos especializados de
manera acorde para asegurar el craqueo bajo condiciones óptimas. Una vez alcanzada la temperatura de craqueo,
15 el gas se inactiva rápidamente para cesar la reacción en un intercambiador de calor de línea de transferencia o
dentro de un cabezal de inactivación, usando un aceite de extinción. El craqueo con vapor resulta en una baja
deposición de coque, una forma de carbono, en las paredes del reactor. La descoquización requiere que el horno
sea aislado del procedimiento y que luego un flujo de vapor o una mezcla de vapor/aire pase por las bobinas del
horno. Esto convierte la capa de carbono sólida y dura en monóxido de carbono y dióxido de carbono. Una vez que
esta reacción se ha completado, el horno vuelve a ponerse en operación. Los productos producidos por craqueo con
20 vapor dependen de la composición de la alimentación, la relación de hidrocarburo a vapor, y la temperatura de
craqueo y el tiempo de residencia en el horno. Las alimentaciones hidrocarbonadas ligeras como etano, propano,
butano o nafta ligera producen corrientes de producto ricas en olefinas de grado polimérico más ligero, incluidos
etileno, propileno y butadieno. Los hidrocarburos más pesados (nafta de rango total y pesada y fracciones de
gasóleo) también proporcionan productos ricos en hidrocarburos aromáticos.

25 Para separar los distintos compuestos hidrocarbonados producidos por craqueo con vapor, el gas craqueado se
somete a una unidad de fraccionamiento. Dichas unidades de fraccionamiento se conocen en la técnica y pueden
comprender un llamado fraccionador de gasolina en el que el destilado pesado ("negro de humo de petróleo") y el
destilado medio ("destilado craqueado") se separan del destilado ligero y de los gases. En la torre de inactivación
30 subsiguiente, la mayor parte de destilado ligero producido por craqueo con vapor ("gasolina de pirólisis" o "pygas")
se puede separar de los gases condensando el destilado ligero. Posteriormente, los gases pueden someterse a
múltiples etapas de compresión en donde el destilado ligero remante se puede separar de los gases entre las etapas
de compresión. Además, se pueden eliminar gases ácidos (CO₂ y H₂S) entre las etapas de compresión. En una
etapa posterior, los gases producidos por pirólisis se pueden condensar parcialmente en las etapas de un sistema
de refrigeración en cascada hasta aproximadamente donde solamente permanece el hidrógeno en la fase gaseosa.
35 Los distintos compuestos hidrocarbonados pueden luego separarse por destilación simple, en donde el etileno,
propileno y las olefinas C₄ son las sustancias químicas de alto valor más importantes producidas por el craqueo con
vapor. El metano producido por craqueo con vapor en general se utiliza como gas combustible, el hidrógeno se
puede separar y reciclar en procedimientos que consumen hidrógeno, como procedimientos de hidrocraqueo. El
acetileno producido por craqueo con vapor se hidrogena selectivamente a etileno. Los alcanos comprendidos en el
40 gas craqueado se pueden reciclar en procedimientos para convertir alcanos a olefinas.

La expresión "unidad de deshidrogenación de propano", tal como se emplea en la presente memoria, se refiere a
una unidad de proceso petroquímico en donde una corriente de alimentación de propano se convierte en un
producto que comprende propileno e hidrógeno. Por consiguiente, la expresión "unidad de deshidrogenación de
45 butano" se refiere a un procedimiento para convertir una corriente de alimentación de butano en olefinas C₄. Juntos,
los procedimientos para la deshidrogenación de alcanos inferiores tales como propano y butano se describen como
procedimientos de deshidrogenación de alcanos inferiores. Los procedimientos para la deshidrogenación de alcanos
inferiores se conocen en la técnica e incluyen procedimientos de hidrogenación oxidativa y procedimientos de
deshidrogenación no oxidativa. En un procedimiento de deshidrogenación oxidativa, el calor del procedimiento es
provisto por la oxidación parcial del alcano(s) en la alimentación. En un procedimiento de deshidrogenación no
50 oxidativa, preferido en el contexto de la presente invención, el calor del procedimiento para la reacción de
deshidrogenación endotérmica es provisto por fuentes de calor externas tales como gases de escape obtenidos
quemando gas combustible o vapor. Por ejemplo, el procedimiento UOP Oleflex permite la deshidrogenación de
propano para formar propileno y de (iso)butano para formar (iso)butileno (o sus mezclas) en presencia de un
catalizador que contienen platino soportado en alúmina en un reactor de lecho móvil; véase, p. ej., el documento US
55 4.827.072. El procedimiento 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 en una espinela de zinc y
alúmina, véase, p. ej., el documento US 4.926.005. El procedimiento STAR ha sido recientemente mejorado
aplicando el principio de oxideshidrogenación. En una zona adiabática secundaria en la parte del hidrógeno del
reactor del producto intermedio se convierte selectivamente con oxígeno añadido para formar agua. Esto desplaza el
60 equilibrio termodinámico a una conversión mayor y se obtiene un mayor rendimiento. Además, el calor externo
requerido para la reacción de deshidrogenación endotérmica es provisto parcialmente por la conversión exotérmica
de hidrógeno. El procedimiento Lummus Catofin emplea una serie de reactores de lecho fijo que operan en una base

cíclica. El catalizador es alúmina activada impregnada con 18-20% en peso de cromo; véanse, p. ej., los documentos EP 0 192 059 A1 y GB 2 162 082 A. El procedimiento Catofin se describe como robusto y capaz de manipular impurezas que contaminarían un catalizador de platino. Los productos producidos por un procedimiento de deshidrogenación de butano dependen de la naturaleza de la alimentación de butano y del procedimiento de deshidrogenación de butano utilizado. Además, el procedimiento Catofin permite la deshidrogenación de butano para formar butileno; véase, p. ej., el documento US 7.622.623.

La materia prima hidrocarbonada de la etapa (a) se selecciona del grupo de petróleo de esquisto bituminoso, petróleo bruto, querosén, diésel, gasóleo atmosférico (AGO), condensados gaseosos, ceras, nafta contaminada en bruto, gasóleo de vacío (VGO), residuos de vacío, residuos atmosféricos, nafta y nafta pretratada, o una combinación de estos. Otras materias primas preferidas son petróleo de ciclo ligero/petróleo de ciclo pesado (LCO/HCO), nafta de una unidad de coquización y diésel, diésel y nafta FCC e incluso aceite clarificado.

La invención se describirá en más detalle a continuación y junto con los dibujos adjuntos en los que a elementos idénticos o similares se hace referencia con el mismo número, y en donde:

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

La Figura 2 es otra realización del procedimiento de la invención.

La Figura 3 es otra realización del procedimiento de la invención.

La Figura 4 es otra realización del procedimiento de la invención.

La Figura 5 es otra realización del procedimiento de la invención.

La Figura 6 es otra realización del procedimiento de la invención.

Haciendo referencia ahora al procedimiento y aparato esquemáticamente ilustrados en la Figura 1, se muestra un procedimiento 101 para convertir hidrocarburos pesados de refinería en productos petroquímicos. La materia prima hidrocarbonada 5 se envía a un área de reacción de apertura de anillos 1 y su efluente 17 se envía a una unidad de separación 2 produciendo una corriente gaseosa 4 que comprende LPG, una corriente líquida 18 que comprende hidrocarburos en el intervalo de ebullición de la nafta y una corriente líquida 15 que comprende hidrocarburos en el intervalo de ebullición del diésel. La corriente 15, que comprende los hidrocarburos en el intervalo de ebullición del diésel, preferiblemente se recicla a la entrada del área de reacción de apertura de anillos 1. La corriente 18, que comprende hidrocarburos en el intervalo de ebullición de la nafta, se envía a una unidad de hidrocrqueo 3 produciendo una corriente de gas superior 9, que comprende LPG, y una corriente inferior 11, que comprende hidrocarburos aromáticos, como BTX. La corriente 4 y la corriente 9 se combinan como una corriente 10 y se procesan adicionalmente en una unidad de craqueo con vapor y una unidad de deshidrogenación, seleccionada del grupo de una unidad de deshidrogenación de propano, una unidad de deshidrogenación de butano y una unidad de deshidrogenación de propano/butano combinados. En esta realización, la corriente gaseosa 10 se separa primero en una unidad de separación 20 en corrientes individuales 24, 25, 26. No obstante, el número de corrientes no está limitado. La fracción de hidrocarburos ligeros 24 se envía a una unidad de craqueo con vapor de gas 22 y su efluente se envía a otra sección de separación 23, cuya sección 23 puede comprender varias unidades de separación. Las corrientes 25, 26 se procesan en una sección de deshidrogenación 21, esta sección 21 puede comprender varias unidades de deshidrogenación, como una unidad de deshidrogenación de propano, una unidad de deshidrogenación de butano y una unidad de deshidrogenación de propano/butano combinados. El efluente hidrogenado 28 se envía a una unidad de separación 23 y se separa en corrientes individuales 29, 30, por ejemplo corrientes que comprenden olefinas. No obstante, el número de corrientes no está limitado. Según otra realización, la corriente 4 se puede enviar (parcialmente) a una unidad de hidrocrqueo 3 produciendo una corriente de gas superior 9, que comprende LPG y una corriente inferior 11, que comprende hidrocarburos aromáticos, como BTX.

De acuerdo con el procedimiento 201 (ver figura 2), una materia prima hidrocarbonada 5 es pretratada en una unidad divisora 5 produciendo una corriente 16, que comprende hidrocarburos en el intervalo de ebullición de la nafta. La corriente 16 se envía directamente a una unidad de hidrocrqueo 3. El efluente de la unidad divisora 5, que comprende hidrocarburos pesados, se envía a un área de reacción de apertura de anillos 1. El área de reacción de apertura de anillos 1 produce una corriente de efluente 17. La corriente 17 se envía a una unidad de separación 2 que produce una corriente gaseosa 4 que comprende LPG, una corriente líquida 18 que comprende hidrocarburos en el intervalo de ebullición de la nafta y una corriente 15 que comprende hidrocarburos en el intervalo de ebullición del diésel. La corriente 15 que comprende hidrocarburos en el intervalo de ebullición del diésel preferiblemente se recicla a la entrada del área de reacción de apertura de anillos 1. La corriente 18 se convierte en una unidad de hidrocrqueo 3 produciendo una corriente de gas superior 9, que comprende LPG y una corriente inferior 11 que comprende BTX. La corriente 4 y la corriente 9 se combinan como una corriente 10 y pueden procesarse adicionalmente como se mencionó en el análisis de la Figura 1. De acuerdo con otra realización, la corriente 4 se puede enviar (parcialmente) a una unidad de hidrocrqueo 3 produciendo una corriente de gas superior 9, que comprende LPG, y una corriente de gas inferior 11, que comprende hidrocarburos aromáticos, como BTX.

Además de la unidad divisora 5, anteriormente analizada en la Figura 2, la producción de BTX también se puede mejorar proporcionando una unidad de pre-hidro craqueo 6. De acuerdo con el procedimiento 301 de la Figura 3, la materia prima hidrocarbonada 5 se pre-hidro craquea en una unidad de pre-hidro craqueo 6 produciendo una corriente gaseosa 13 y una corriente inferior 8, que comprende nafta. La corriente 8 se envía directamente a la unidad de hidro craqueo 3. La fracción pesada que viene de la unidad de pre-hidro craqueo 6 se envía a un área de reacción de apertura de anillos 1. En el área de reacción de apertura de anillos 1, los hidrocarburos provenientes de la unidad de hidro craqueo de pre-calor 6 se convierten en el efluente 17. El efluente 17 se envía a una unidad de separación 2 produciendo una corriente gaseosa 4 que comprende LPG, una corriente líquida 18 que comprende hidrocarburos en el intervalo de ebullición de la nafta y una corriente 15 que comprende hidrocarburos en el intervalo de ebullición del diésel. La corriente 15 que comprende hidrocarburos en el intervalo de ebullición del diésel se recicla a la entrada de la unidad de pre-hidro craqueo 6. La corriente 18 se alimenta a la unidad de hidro craqueo 3 produciendo una corriente de gas superior 9, que comprende LPG, y una corriente de gas inferior 11, que comprende BTX. Las corrientes gaseosas 4 y 9 se combinan como una corriente 10, en donde la corriente 10 puede además procesarse como se analizó anteriormente en la Figura 1. De acuerdo con otra realización, la corriente 4 y la corriente 13 se pueden enviar (parcialmente) a la unidad de hidro craqueo 3 produciendo una corriente de gas superior 9, que comprende LPG, y una corriente inferior 11, que comprende hidrocarburos aromáticos, como BTX. Además, la corriente 13 se puede enviar (parcialmente) al área de reacción de apertura de anillos 1.

De acuerdo con otra realización, ahora el procedimiento 401 en la Figura 4, la primera etapa de hidro craqueo analizada anteriormente en la Figura 3 se puede reemplazar con una unidad de hidrodesalquilación 7, de cuya unidad 7 se obtiene una corriente de BTXE 12 y una corriente gaseosa 14 que comprende LPG. La fracción más pesada que proviene de la unidad 7 se envía a un área de reacción de apertura de anillos 1 y resulta en un efluente 17. El efluente 17 que proviene del área de reacción de apertura de anillos 1 se envía a una unidad de separación 2 produciendo una corriente gaseosa 4 que comprende LPG, una corriente líquida 18 que comprende hidrocarburos en el intervalo de ebullición de la nafta y una corriente 15 que comprende hidrocarburos en el intervalo de ebullición del diésel. La corriente 15 que comprende hidrocarburos en el intervalo de ebullición del diésel se recicla a la entrada de la unidad de hidrodesalquilación 7. La corriente 18 se envía a una unidad de hidro craqueo 3, produciendo una corriente de gas superior 9, que comprende LPG y una corriente inferior 11, que comprende BTX. La corriente rica en BTXE producida en la unidad 7 puede además tratarse en la unidad de hidro craqueo 3. Las corrientes gaseosas 14, 4 y 9 se combinan como una corriente 10, en donde la corriente puede además procesarse como se analizó en la Figura 1. Según otra realización (no se muestra), la corriente 4 y la corriente 14 se pueden enviar (parcialmente) a la unidad de hidro craqueo 3 produciendo una corriente de gas superior 9, que comprende LPG, y una corriente de gas inferior 11, que comprende hidrocarburos aromáticos, tales como BTX. Además, la corriente 14 se puede enviar (parcialmente) al área de reacción de apertura de anillos 1.

En una realización preferida, como se muestra en la Figura 5, de acuerdo con un procedimiento 501 para convertir hidrocarburos pesados de refinería a productos petroquímicos, una materia prima hidrocarbonada 5 se envía a un área de reacción de apertura de anillos 1 y su efluente 17 se envía a una unidad de separación 2 produciendo una corriente gaseosa 4 que comprende LPG, una corriente líquida 18 que comprende hidrocarburos en el intervalo de ebullición de la nafta y una corriente líquida 15 que comprende hidrocarburos en el intervalo de ebullición del diésel. La corriente 15 que comprende hidrocarburos en el intervalo de ebullición del diésel se puede reciclar (parcialmente) a la entrada del área de reacción de apertura de anillos 1. La Figura 5 también muestra que la corriente 15 que comprende hidrocarburos en el intervalo de ebullición del diésel se envía como una corriente 49 a una unidad de saturación de compuestos aromáticos 50 produciendo una corriente 51. Las unidades de procesamiento y corrientes restantes son similares a aquellas mencionadas en la Figura 1. Según otra realización, una corriente 4 se puede enviar (parcialmente) a la unidad de hidro craqueo 3 produciendo una corriente de gas superior 9, que comprende LPG, y una corriente inferior 11, que comprende hidrocarburos aromáticos, como BTX.

De acuerdo con otra realización preferida, por lo menos una porción del benceno y tolueno, y los compuestos aromáticos de números de carbono 9 y 10 se introducen en una zona de transalquilación. De acuerdo con esta realización, que se muestra en la Figura 6 como el procedimiento 601, la corriente 11 se introduce en una zona de transalquilación 60 para mejorar la producción de compuestos de xileno que resultan en una corriente 62. También se introduce de una sola vez una corriente gaseosa rica en hidrógeno 61 en la zona de transalquilación 60. Esta corriente gaseosa 61 se puede obtener a partir de otras unidades productoras de hidrógeno, como hidrógeno recuperado de los productos de reacción de la unidad de craqueo con vapor y la unidad de deshidrogenación. Las condiciones operativas preferiblemente empleadas en la zona de transalquilación incluyen una temperatura de 177 [grados.] C a 525 [grados.] C y una velocidad espacial horaria líquida en el intervalo de 0,2 a 10 h. Se puede utilizar cualquier catalizador de transalquilación adecuado en la zona de transalquilación. Los catalizadores de transalquilación preferidos contienen un tamiz molecular, un óxido inorgánico refractario y un metal débil sin marco reducido. Los tamices moleculares preferidos son aluminosilicatos zeolíticos, como los tipos de zeolitas MFI, que pueden ser cualquiera de aquellos que tienen una relación de sílice a alúmina mayor que 10 y un diámetro de poro de 5 a 8 angstroms. Según otra realización, la corriente 4 se puede enviar (parcialmente) a una unidad de hidro craqueo 3 produciendo una corriente de gas superior 9, que comprende LPG, y una corriente inferior 11, que comprende hidrocarburos aromáticos, tales como BTX.

Ejemplos

5 El esquema de procedimiento utilizado aquí es de conformidad con el que se muestra en la Figura 1. Se alimenta una materia prima hidrocarbonada 5 a un área de reacción para apertura de anillos 1 y sus productos de reacción 17, que se generan a partir del área de reacción, son separados por la unidad 2 en una corriente superior 4, una corriente lateral 18 y una corriente inferior 15. La corriente lateral 18 se alimenta a una unidad de hidrocrackeo de gasolina (GHC) 3, en donde los productos de reacción de la unidad GHC 3 se separan en una corriente de gas superior 9, que comprende componentes ligeros tales como parafinas C2-C4, hidrógeno y metano, y una corriente 11 que comprende predominantemente compuestos hidrocarbonados aromáticos y compuestos hidrocarbonados no aromáticos. La corriente de gas superior 9 de la unidad de hidrocrackeo de gasolina (GHC) 3 se combina con la corriente 4 originando la unidad 2.

10 De acuerdo con el caso 1 (ejemplo de acuerdo con la invención) se envía querosén como materia prima a un área de reacción para apertura de anillo y su corriente lateral se envía a una unidad de hidrocrackeo de gasolina (GHC), la fracción LPG se separa de la parte superior de la unidad 2.

15 De acuerdo con el caso 2 (ejemplo de acuerdo con la invención) se envía gasóleo de vacío (LVGO) como materia prima a un área de reacción para apertura de anillos y su corriente lateral se envía a una unidad de hidrocrackeo de gasolina (GHC), la fracción LPG se separa de la parte superior de la unidad 2.

20 Las características del querosén y LVGO se pueden hallar en la Tabla 1. La Tabla 2 muestra la distribución de los compuestos monoaromáticos y de las moléculas aromáticas con más de un anillo (compuestos aromáticos Di+) en las alimentaciones. La Tabla 3 muestra la pizarra de productos con límites de batería (% de materia prima).

Tabla 1: características del querosén y LVGO

		Querosén	LVGO
n-parafinas	% en peso	23,7	18,3
i-parafinas	% en peso	17,9	13,8
Naftenos	% en peso	37,4	35,8
Compuestos aromáticos	% en peso	21,0	32,0
Densidad 60F	Kg/l	0,810	0,913
IBP	°C	174	306
BP10	°C	196	345
BP30	°C	206	367
BP50	°C	216	384
BP70	°C	226	404
BP90	°C	242	441
FBP	°C	266	493

Tabla 2: Clasificación de moléculas aromáticas en función del número de anillos aromáticos en querosén y LVGO

		Kerosene	LVGO
Compuestos aromáticos totales	% en peso de alimentación	21,0	32,0

		Kerosene	LVGO
Monoaromáticos	% en peso de alimentación	12,5	9,0
Aromáticos Di+	% en peso de alimentación	8,5	23,0

Tabla 3: Pizarra de productos con límites de batería (% en peso de materia prima)

COMPONENTE	Caso 1: QUEROSÉN	Caso 2: LVGO
LPG	87,8	89,4
Etano	24,8	25,3
Propano	54,1	55,1
n-butano	7,1	7,2
Iso-butano	1,8	1,8
BTX	12,2	10,6
Benceno	3,3	2,9
Tolueno	5,9	5,1
Xilenos	3,0	2,6

- 5 Los datos presentados en lo precedente demuestran que la presencia de un área de reacción para apertura de anillos e hidrocrqueo de gasolina (GHC) de las alimentaciones convierte las moléculas aromáticas de múltiples anillos en compuestos aromáticos de un solo anillo más valiosos y LPG. Adicionalmente, también se obtiene BTX de la deshidrogenación de naftenos en compuestos aromáticos de un solo anillo.

REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento para convertir hidrocarburos pesados de refinería en productos petroquímicos, que comprende las siguientes etapas de:
- 5 (a) alimentar una materia prima hidrocarbonada a un área de reacción de apertura de anillos, en donde las condiciones del procedimiento que imperan en dicha área de reacción para apertura de anillos son una temperatura de 100 °C y 500 °C, y una presión de 2 a 10 MPa junto con entre 50 y 300 kg de hidrógeno por 1.000 kg de materia prima en un catalizador de hidrogenación aromático, y pasando la corriente resultante a una unidad de escisión de anillos a una temperatura de 200 °C a 600 °C y una presión de 1 a 12 MPa junto con entre 50 y 200 kg de hidrógeno por 1000 kg de dicha corriente resultante en un catalizador de escisión de anillos;
- 10 (b) alimentar el efluente de (a) a una unidad de separación para producir una corriente gaseosa que comprende hidrocarburos de ebullición ligeros, una corriente líquida que comprende hidrocarburos en el intervalo de ebullición de la nafta y una corriente líquida que comprende hidrocarburos en el intervalo de ebullición del diésel;
- (c) alimentar dicha corriente líquida que comprende hidrocarburos en el intervalo de ebullición de la nafta a una unidad de hidrocrqueo, en donde las condiciones del procedimiento que imperan en dicha unidad de hidrocrqueo son una temperatura de reacción de 300-580 °C, una presión de 0,3-5 MPa gauge y una velocidad espacial horaria en peso (WHSV) de 0,1-10 h-1;
- 15 (d) separar los productos de reacción de dicha unidad de hidrocrqueo de la etapa (c) en una corriente de gas superior, que comprende hidrocarburos de ebullición ligeros, y una BTX (una mezcla de benceno, tolueno y xilenos) que comprende una corriente inferior,
- 20 (e) alimentar la corriente de gas superior de la unidad de hidrocrqueo de la etapa (d) y la corriente gaseosa de la unidad de separación de la etapa (b) a una unidad de craqueo con vapor y por lo menos una o más unidades seleccionadas del grupo de unidad de deshidrogenación de propano, unidad de deshidrogenación de butano y unidad de deshidrogenación de propano y butano combinados, preferiblemente después de separar una corriente que contiene hidrógeno de dichas corrientes gaseosas.
- 25 2. El procedimiento según la reivindicación 1, que además comprende alimentar la corriente de gas superior de la unidad de hidrocrqueo de la etapa (d) y la corriente gaseosa de la unidad de separación de la etapa (b) a otra unidad de separación y alimentar las corrientes así separadas a dicha unidad de craqueo con vapor y a dicha unidad o unidades de deshidrogenación.
- 30 3. El procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 1-2, en donde dicho procedimiento de deshidrogenación es un procedimiento catalítico y dicho procedimiento de craqueo con vapor es un procedimiento de craqueo térmico.
- 35 4. El procedimiento según una o más de las reivindicaciones precedentes, que además comprende pretratar dicha materia prima hidrocarbonada en una unidad de extracción de compuestos aromáticos, desde cuya unidad de extracción de compuestos aromáticos, su corriente rica en compuestos aromáticos es alimentada hacia dicha área de reacción para apertura de anillos, especialmente donde dicha unidad de extracción de compuestos aromáticos se selecciona del grupo del tipo de una unidad de destilación, una unidad de tipo extracción de disolvente y de tipo tamiz molecular, especialmente que además comprende pretratar dicha materia prima hidrocarbonada en una unidad divisora, desde cuya unidad divisora la fracción de hidrocarburos en el intervalo de ebullición de la nafta se alimenta directamente a dicha unidad de hidrocrqueo y su fracción más pesada se alimenta a dicha área de reacción para apertura de anillos, especialmente que además comprende pretratar dicha materia prima hidrocarbonada en una unidad de pre-hidrocrqueo, desde cuya unidad de pre-hidrocrqueo una fracción de hidrocarburos pesados es alimentada a dicha área de reacción para apertura de anillos, en donde una corriente que comprende hidrocarburos en el intervalo de ebullición de la nafta se alimenta directamente a dicha unidad de hidrocrqueo y una corriente gaseosa que comprende LPG se alimenta a una unidad de craqueo con vapor y una o más unidades seleccionadas del grupo de unidad de deshidrogenación de propano, unidad de deshidrogenación de butano y unidad de deshidrogenación de propano y butano combinados, especialmente que además comprende pretratar dicha materia prima hidrocarbonada en una unidad de tipo hidrodesalquilación/reforma, desde cuya unidad de tipo hidrodesalquilación/reforma se obtiene una corriente de tipo BTXE, una fracción de hidrocarburos pesados se alimenta a dicha área de reacción de apertura de anillos y una corriente gaseosa que comprende LPG se alimenta a una unidad de craqueo y una o más unidades seleccionadas del grupo de unidad de deshidrogenación de propano, unidad de deshidrogenación de butano y unidad de deshidrogenación de propano y butano combinados.
- 40 5. El procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones precedentes, que además comprende alimentar por lo menos una de dicha corriente gaseosa de dicha unidad de separación de la etapa (b), dicha corriente gaseosa de dicha unidad de tipo hidrodesalquilación/reforma y dicha corriente gaseosa de dicha unidad de pre-hidrocrqueo a dicha unidad de hidrocrqueo.
- 45 50 55

6. El procedimiento según una o más de las reivindicaciones 2-5, que además comprende alimentar dicha corriente inferior de dicha unidad de craqueo a una unidad de transalquilación.
7. El procedimiento según una o más de las reivindicaciones precedentes, que además comprende alimentar dicha corriente líquida que comprende hidrocarburos en el intervalo de ebullición del diésel desde dicha unidad de separación a una unidad de saturación de compuestos aromáticos.
8. El procedimiento según una o más de las reivindicaciones precedentes, que además comprende separar la corriente de gas superior de dicha unidad de hidro craqueo, la corriente gaseosa de dicha unidad de separación de la etapa (b), y posiblemente las corrientes gaseosas de dicha unidad de pre-hidro craqueo y dicha unidad de tipo hidrodesalquilación/reforma, en corrientes individuales, en donde cada corriente predominantemente comprende parafinas C2, parafinas C3 y parafinas C4, respectivamente, y alimentar cada corriente individual a una sección de horno específica de dicha unidad de craqueo con vapor, en donde una corriente que contiene hidrógeno se envía a una o más unidades de procesamiento de hidrógeno, de modo tal que dicha unidad o unidades de (pre)-hidro craqueo y dicha área de reacción para apertura de anillos, además comprenden alimentar solamente la fracción C3-C4 a al menos una de dichas unidades de deshidrogenación, especialmente como corrientes de C3 y C4 separadas, más preferiblemente como una corriente combinada de C3 + C4.
9. El procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 1-8, en donde las condiciones del procedimiento que imperan en dicha unidad de separación son una temperatura de 149 [grados] C a 288 [grados] C y una presión de 1 MPa a 17,3 Mpa.
10. El procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 1-9, en donde las condiciones del procedimiento que imperan en dicha unidad de hidro craqueo son una temperatura de reacción de 450-580 °C, preferiblemente de 470-550 °C, una presión de 0,6-3 MPa gauge, preferiblemente una presión de 1000-2000 kPa gauge, lo más preferiblemente una presión de 1-2 MPa gauge, incluso lo más preferiblemente una presión de 1,2-1,6 MPa gauge, una velocidad espacial horaria en peso (WHSV) de 0,2-6 h-1, preferiblemente de 0,4-2 h-1.
11. El procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 1-10, en donde las condiciones del procedimiento que imperan en dicha unidad de craqueo son una temperatura de reacción de aproximadamente 750-900 °C, tiempos de residencia de 50-1000 milisegundos y una presión seleccionada de atmosférica hasta 175 kPa gauge.
12. El procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 1-11, en donde la materia prima hidrocarbonada de la etapa (a) se selecciona del grupo de petróleo de esquisto bituminoso, petróleo bruto, querosén, diésel, gasóleo atmosférico (AGO), condensados de gas, ceras, nafta contaminada bruta, gasóleo de vacío (VGO), residuo de vacío, residuo atmosférico, nafta y nafta pretratada, petróleo de ciclo ligero/petróleo de ciclo pesado (LCO/HCO), unidad de coquización de nafta y diésel, diésel y nafta FCC, y petróleo de suspensión, o una combinación de estos.

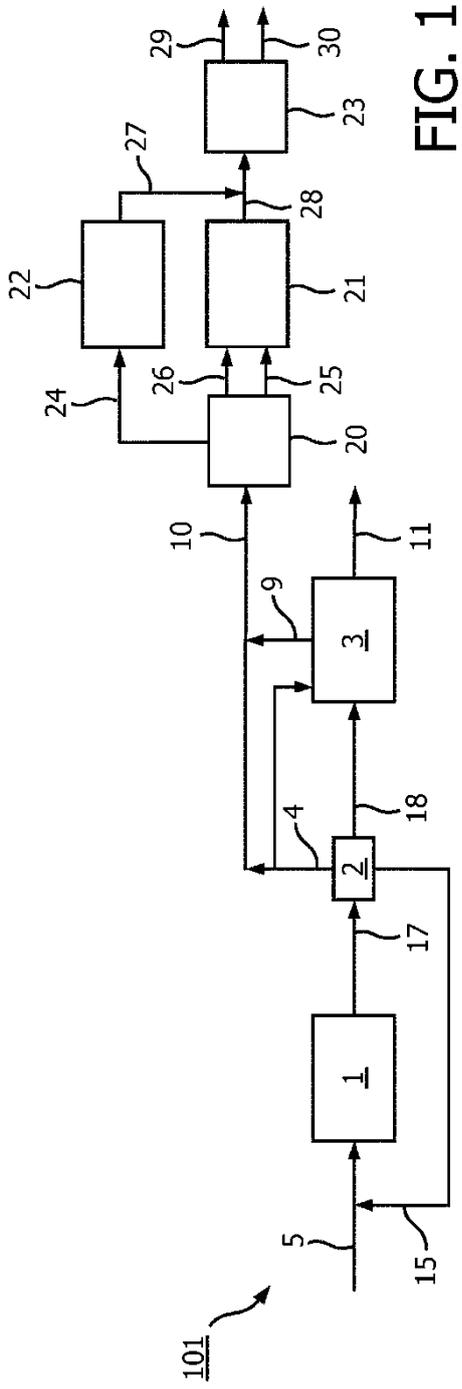


FIG. 1

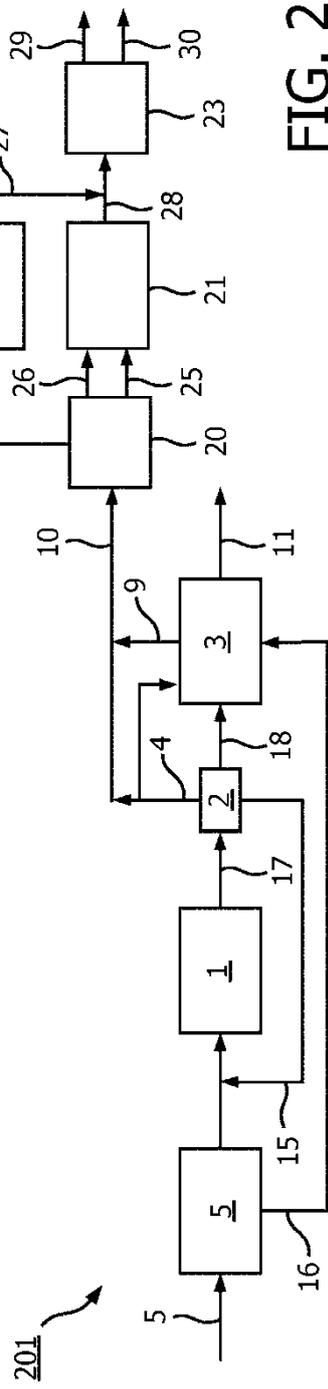


FIG. 2

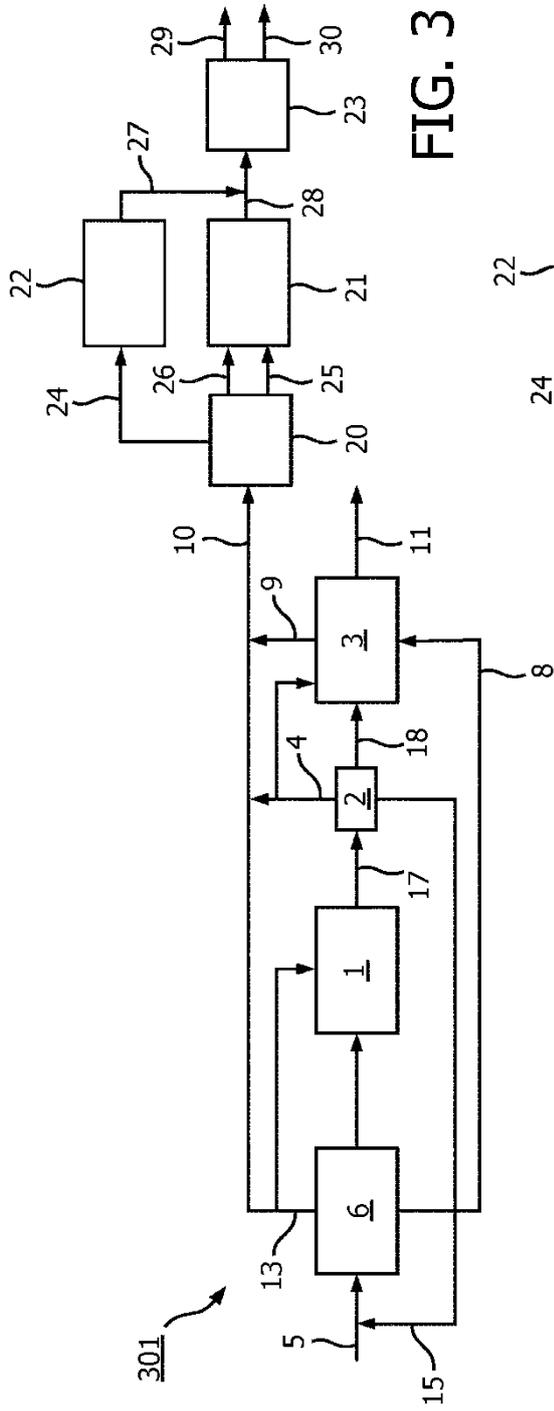


FIG. 3

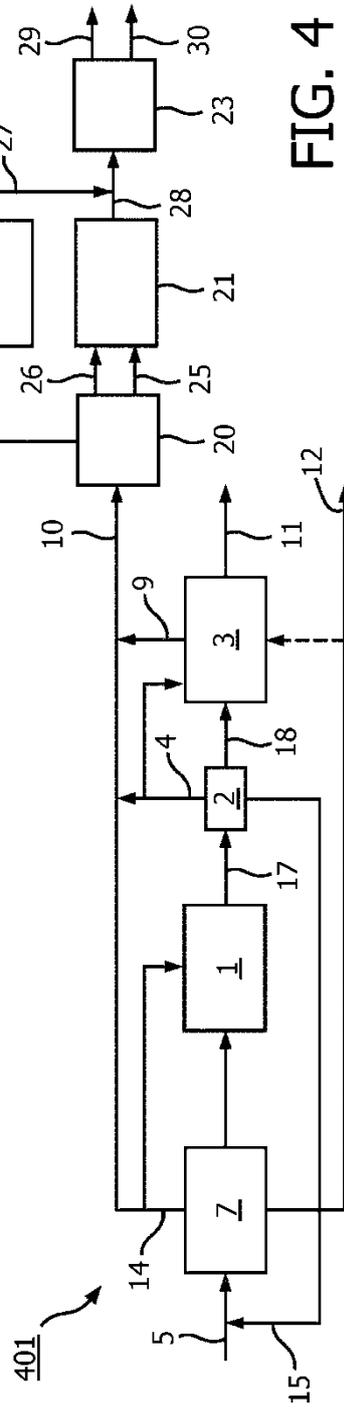


FIG. 4

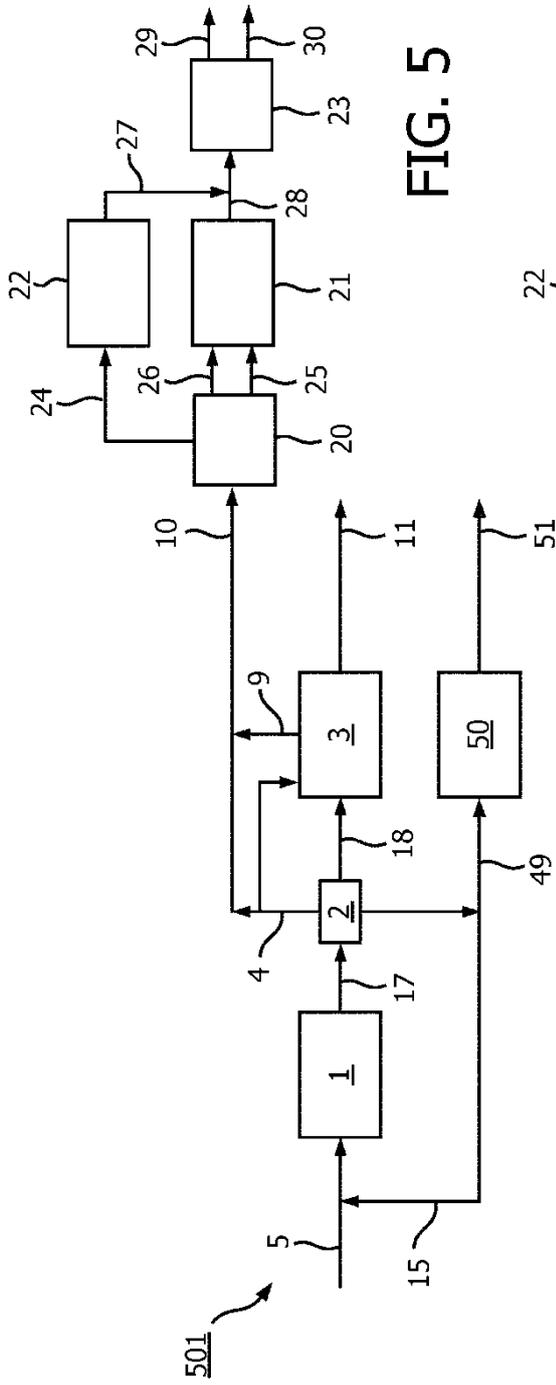


FIG. 5

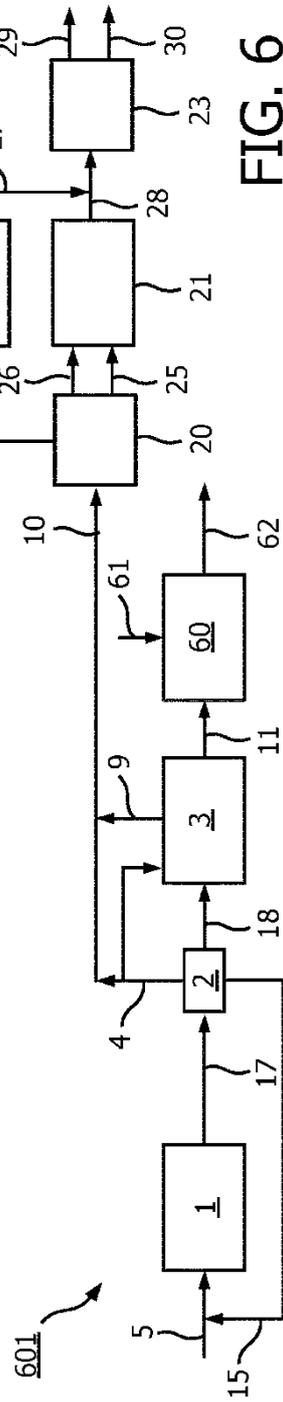


FIG. 6