

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 721 634**

51 Int. Cl.:

C10G 55/04 (2006.01)
C10G 67/04 (2006.01)
C10G 69/14 (2006.01)
C10G 67/00 (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: **30.06.2014 PCT/EP2014/063854**

87 Fecha y número de publicación internacional: **08.01.2015 WO15000846**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **30.06.2014 E 14734468 (3)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **30.01.2019 EP 3017021**

54 Título: **Método de producción de compuestos aromáticos y olefinas ligeras a partir de una materia prima hidrocarbonada**

30 Prioridad:

02.07.2013 EP 13174775

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

02.08.2019

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:

**WARD, ANDREW, MARK;
HOUSMANS, THOMAS, HUBERTUS, MARIA y
OPRINS, ARNO, JOHANNES, MARIA**

74 Agente/Representante:

LEHMANN NOVO, María Isabel

ES 2 721 634 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

Método de producción de compuestos aromáticos y olefinas ligeras a partir de una materia prima hidrocarbonada

5 La presente invención se refiere a un método de producción de compuestos aromáticos y olefinas ligeras a partir de una materia prima hidrocarbonada.

10 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, tales como para producir combustibles para transporte, tales como gasolina, diésel y queroseno, o como alimentaciones para algunos productos petroquímicos y otras unidades de procesamiento.

15 La nafta, una mezcla de hidrocarburos compuesta por parafinas normales, isoparafinas, naftenos y compuestos aromáticos con puntos de ebullición de entre aproximadamente 20°C y aproximadamente 200°C, puede procesarse mediante craqueo al vapor para producir olefinas ligeras, especies aromáticas (especialmente benceno, tolueno, xilenos y etilbenceno denominados compuestos aromáticos C8-) y otros productos químicos valiosos. Esta tecnología también genera varios subproductos de menos valor incluyendo especies aromáticas sustituidas con 9 o más átomos de carbono (compuestos aromáticos C9+) y especies que contienen más de una estructura de tipo anillo aromático, a menudo con dos o más anillos aromáticos que comparten átomos de carbono (compuestos aromáticos condensados). Se cree que estas últimas especies se forman a partir de especies aromáticas, ya estén presentes en la alimentación de nafta o formados a partir de naftenos en la alimentación de nafta.

20 Los compuestos aromáticos C8- se producen en una mezcla que también contiene especies parafínicas, diénicas olefínicas y estirénicas con puntos de ebullición similares y especies orgánicas que contienen azufre, tales como tiofenos. Este material se denomina gasolina de pirólisis. Cuando se desea producir compuestos aromáticos puros a partir de gasolina de pirólisis puede procesarse por medio de dos fases de hidrotreamiento (1ª fase para saturar moléculas de dieno y estireno muy reactivas junto con algunas moléculas olefínicas y la segunda fase para completar la saturación de olefinas e hidrosulfurar las especies de organoazufre) y entonces por medio de extracción por disolvente para producir un extracto aromático puro y una corriente de refinado que contiene las especies no aromáticas.

25 Un aspecto con el craqueo al vapor convencional de corrientes de hidrocarburos líquidos es la producción de compuestos aromáticos C9+ de subproducto de bajo valor y compuestos aromáticos condensados y la necesidad de dos fases de hidrotreamiento y procesamiento de extracción por disolvente del subproducto de gasolina de pirólisis.

35 Un aspecto de hidrocraquear simplemente nafta para generar compuestos aromáticos puros sin la necesidad de extracción por disolvente es que requiere cantidades de hidrógeno muy grandes. Esto se debe a que la nafta tiene normalmente una fracción significativamente mayor de especies parafínicas (que tienen que hidrocraquearse para dar moléculas con punto de ebullición inferior para facilitar la separación por medio de destilación fraccionada simple) que las especies aromáticas. La demanda de hidrógeno es proporcional a la cantidad de especies parafínicas presentes en la alimentación y así con corrientes en su mayor parte parafínicas tales como naftas se requieren también cantidades muy grandes de hidrógeno. Además, tiene que gestionarse el calor generado mediante reacciones de hidrocraqueo. Para corrientes de alimentación muy parafínicas, tales como naftas típicas, esto puede requerir una disposición compleja de reactores e intercambiadores de calor que aumentará los costes de capital.

45 Una consecuencia de usar tecnologías de extracción por disolvente para producir especies aromáticas puras a partir de naftas típicas es que disolventes selectivos para la extracción de compuestos aromáticos también son en cierta medida selectivos para disolver compuestos no aromáticos ligeros y especies nafténicas, por tanto la corriente de disolvente que sale de la base de la columna de extracción por disolvente contiene altos niveles de estas especies no aromáticas. Esto significa que se gasta una energía significativa en la separación evaporativa de estas especies del disolvente en la primera sección de destilación de la unidad de extracción por disolvente (denominada en ocasiones columna de separación) para garantizar que la corriente aromática generada en la columna de destilación final (denominada en ocasiones columna de extracción), en la que las especies disueltas se separan del disolvente mediante destilación, está esencialmente libre de especies no aromáticas. Las especies nafténicas que estaban presentes en la alimentación al extractor se separan del disolvente y se alimentan de vuelta a la columna de extracción de tal manera que abandonan en última instancia el extractor en la corriente de refinado no aromático y por tanto están presentes en la corriente desaromatizada que se alimentaría al craqueador a vapor en el que se convierten parcialmente en especies aromáticas, cierta fracción de las cuales se hace reaccionar adicional para generar subproductos de bajo valor, tales como compuestos aromáticos C9+ y especies aromáticas condensadas.

60 Además, los disolventes que son selectivos para disolver compuestos aromáticos son también selectivos para adsorber ciertas especies de organoazufre, tales como tiofenos. Por consiguiente, puede ser difícil producir un material de extracto aromático que está libre de contaminación con compuestos de organoazufre usando tecnologías de extracción por disolvente convencionales en alimentaciones, tales como naftas típicas, que contienen niveles significativos de especies de organoazufre. Por consiguiente, la alimentación a una unidad de este tipo requerirá

hidrodesulfuración antes del procesamiento para eliminar especies de organoazufre antes de la etapa de extracción por disolvente. Esto añadiría un coste y una complejidad significativos al proceso.

5 Un efecto de procesar nafta por medio de una tecnología de tamiz molecular para generar una corriente de parafina normal para craqueo al vapor y una segunda corriente mixta incluye un hecho de que solo se producen olefinas a partir de las especies parafínicas normales en la nafta (normalmente ~30% de la nafta) y por consiguiente el rendimiento de olefinas por unidad de alimentación es mucho menor que para el craqueo de corriente convencional. Esto significa que se requieren varias etapas de procesamiento adicionales (hidrodesulfuración, reformado catalítico y extracción por disolvente) para permitir que se produzcan compuestos aromáticos puros a partir de la corriente de hidrocarburos mixta que no se envía al craqueador a vapor. Además, gran parte del material isoparafínico presente en la nafta no está convertido reduciendo adicionalmente el rendimiento de productos químicos útiles de este proceso.

15 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 craqueo al vapor, 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 800°C a 860°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.

25 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 hidro craqueo (mediante el cual la alimentación de hidro craqueador se expone a un catalizador adecuado en condiciones que dan como resultado que alguna fracción de las moléculas de la alimentación se rompa para dar moléculas de hidrocarburo más cortas con la adición simultánea de hidrógeno). El hidro craqueo de corriente de refinería pesada se lleva a cabo normalmente a altas presiones y temperaturas y por tanto tiene un alto coste de capital.

35 Un aspecto del hidro craqueo convencional de corrientes de refinería de crudo pesado, tales como residuos, es que estos se llevan 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 hidro craqueo de especies hidro craqueadas de manera relativamente fácil se convierta adicionalmente en las condiciones necesarias para someter a hidro craqueo especies más difíciles de hidro craquear. 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.

40 El documento WO2006/122275 se refiere a un proceso para revalorizar una materia prima de crudo hidrocarbonado pesado para dar un aceite que sea menos denso o más ligero y contenga menos azufre que la materia prima de crudo hidrocarbonado pesado original, al tiempo que elabora materiales de valor añadido, tales como olefinas y compuestos aromáticos, proceso que comprende, entre otras, las etapas de: combinar una parte del crudo hidrocarbonado pesado con un catalizador soluble en aceite para formar una mezcla de reactantes, hacer reaccionar la materia prima tratada previamente a una presión de hidrógeno relativamente baja para formar una corriente de producto, en el que una primera parte de la corriente de producto incluye un aceite ligero que tiene y una segunda parte de la corriente de producto incluye un residuo de crudo pesado, y una tercera parte de la corriente de producto incluye un gas hidrocarbonado ligero, e inyectar una parte de la corriente de gas hidrocarbonado ligero en una unidad de craqueo para producir corrientes que contienen hidrógeno y al menos una olefina.

55 El documento WO2011/005476 se refiere a un proceso para el tratamiento de aceites pesados, incluyendo crudos, residuo de vacío, arenas bituminosas, bitumen y gasóleos de vacío, usando un proceso de pretratamiento de hidrot ratamiento catalítico, específicamente el uso de catalizadores de hidrodesmetalización (HDM) e hidrodesulfuración (HDS) en serie con el fin de mejorar la eficiencia de una refinería de coquización posterior.

60 El documento US2008/194900 se refiere a un proceso de olefinas para craquear al vapor una corriente de nafta que contiene compuestos aromáticos que comprende: recuperar olefinas y corrientes de gasolina de pirólisis a partir de un efluente de horno de craqueo al vapor, hidrogenar la corriente de gasolina de pirólisis y recuperar una corriente de C6-C8 de la misma, hidrot ratar 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 común para obtener una corriente de refinado; y alimentar la corriente de refinado al horno de craqueo al vapor.

65 El documento WO2008/092232 se refiere a un proceso para la extracción de componentes químicos de una materia prima, tal como una materia prima de petróleo, condensado de gas natural o de productos petroquímicos, una

5 materia prima de nafta de rango completo, que comprende las etapas de: someter la materia prima de nafta de rango completo a un proceso de desulfuración, separar de la materia prima de nafta de rango completo desulfurada una fracción de hidrocarburos C6 a C11, recuperar de la fracción de hidrocarburos C6 a 11 una fracción de compuestos aromáticos, una fracción de precursores de compuestos aromáticos y una fracción de refinado en una unidad de extracción de compuestos aromáticos, convertir los precursores de compuestos aromáticos en la fracción de precursores de compuestos aromáticos en compuestos aromáticos, y recuperar compuestos aromáticos de la etapa en la unidad de extracción de compuestos aromáticos.

10 El documento US2010300932 se refiere a un proceso para la producción de una fracción de hidrocarburos con un alto octanaje y un bajo contenido en azufre a partir de una materia prima hidrocarbonada, que comprende al menos las siguientes fases: una fase de hidrodeshidrosulfuración de la materia primera hidrocarbonada, al menos una fase para extraer compuestos aromáticos por todo o parte del efluente que se obtiene de la fase de hidrodeshidrosulfuración, mediante lo cual dicha extracción conduce a una refinado enriquecido en parafina en relación con la materia prima y un extracto enriquecido en compuestos aromáticos que se envía a un depósito de gasolina, en el que una parte del refinado parafínico se envía a una unidad de craqueo al vapor para producir olefinas ligeras allí o a una unidad de reformado catalítico para producir compuestos aromáticos allí.

20 El documento GB 1248814 se refiere a un proceso para craquear hidrocarburos con alta selectividad para el etileno o propileno en una zona de reacción tubular que comprende: (a) tratar un destilado de petróleo que experimenta ebullición en el intervalo del gasóleo para separar de manera selectiva compuestos aromáticos de dicho destilado, (b) mezclar dichos hidrocarburos de refinado de alimentación tratados con vapor de dilución (c) alimentar dicha mezcla a una zona de reacción tubular; (d) calentar dicha mezcla para craquear la alimentación tratada con alta selectividad para etileno o propileno y enfriar rápidamente el efluente de dicha zona de reacción y separar y recuperar el etileno o propileno.

25 El documento US 4150061 se refiere a un proceso para producir xilenos pobres en etilbenceno y benceno, en el que una corriente de compuestos aromáticos de gasolina de pirólisis fraccionada, que comprende tolueno, parafinas C7-C9, olefinas, naftenos, etilbenceno y xilenos se mezcla con hidrógeno, y se somete a una reacción de hidrodeshidralquilación/transalquilación en condiciones que incluyen una temperatura dentro del intervalo de desde 600 grados hasta aproximadamente 1000 grados F, una presión en el intervalo de desde aproximadamente 100 hasta 1000 psig, una razón molar de hidrógeno con respecto a hidrocarburos de desde aproximadamente 1:1 hasta 50:1, un tiempo de contacto dentro del intervalo de entre 1 y 20 segundos y un catalizador.

35 El documento US 4341622 se refiere a un proceso para la fabricación de hidrocarburos aromáticos que comprende someter una nafta hidrocarbonada a reformado catalítico en condiciones para convertir de naftenos a hidrocarburos aromáticos en un producto de reacción de reformado, destilar dicho reformado para separar compuestos de menos de nueve carbonos de un reformado pesado, poner en contacto dicho reformado pesado con un catalizador de zeolita para convertir de ese modo etilbenceno y alquilbencenos de más de ocho átomos de carbono en benceno, tolueno y xileno, destilando el producto de dicha puesta en contacto para separar benceno, tolueno y xileno.

40 Un objeto de la presente invención es proporcionar un método para revalorizar nafta para dar compuestos aromáticos y materia prima de craqueador a vapor.

45 Un objeto de la presente invención es proporcionar un método para revalorizar nafta para dar compuestos aromáticos y materia prima de unidad de deshidrogenación.

Otro objeto de la presente invención es maximizar el rendimiento de productos de alto valor a partir de nafta típica y otras alimentaciones de craqueador de hidrocarburos líquidos impidiendo que los naftenos y compuestos aromáticos generen productos más pesados.

50 Otro objeto de la presente invención es maximizar el rendimiento de productos de alto valor a partir de nafta típica y otras alimentaciones de craqueador de hidrocarburos líquidos, impidiendo que los naftenos generen metano.

55 La presente invención se refiere a un método de recuperación de compuestos aromáticos y olefinas ligeras a partir de una materia prima hidrocarbonada según la reivindicación 1.

60 Según un método de este tipo, es decir una combinación de una unidad de extracción por disolvente (que comprende tres columnas de procesamiento de hidrocarburos principales: columna de extracción por disolvente, columna de separación y columna de extracción) junto con una "unidad de hidrocraqueo de extracto/HDS" junto con un craqueador a vapor puede maximizarse el rendimiento de productos de alto valor a partir de nafta típica y otras alimentaciones de craqueador de hidrocarburos líquidos. En el presente método se usa un proceso de extracción por disolvente para separar nafta en dos corrientes, una que contiene solo (o casi solo) parafinas (tanto iso- como normales) y otra que contiene moléculas tanto aromáticas como nafténicas. Haciendo funcionar la columna de separación y la columna de extracción por disolvente de una manera apropiada puede evitarse significativamente la pérdida de naftenos en el refinado.

Según la presente invención, los compuestos tanto aromáticos como nafténicos se extraen y entonces se procesan a través de una unidad de hidrocraqueador. Una unidad de hidrocraqueador de este tipo puede preferiblemente convertir los compuestos de azufre en H_2S y convierte una parte sustancial de los naftenos en compuestos aromáticos e hidrocraquea (para dar LPG) los naftenos restantes junto con cualquier parafina presente en el extracto. Esto significa que según el presente método no existe necesidad de hidrodesulfuración (HDS) antes del proceso de extracción. Según el presente método, se permite que los compuestos de azufre entren en el extractor y se extraigan (parcial o totalmente) con la fracción aromática y nafténica ya que la presente unidad de hidrocraqueo puede convertir especies de azufre en H_2S para una eliminación simple. Por tanto, el presente método se refiere a la extracción conjunta de los naftenos con los compuestos aromáticos y la conversión de estos en compuestos aromáticos en la unidad de hidrocraqueo, es decir el diseño y el funcionamiento de una unidad de hidrocraqueo para convertir estos en compuestos aromáticos. Basándose en la redacción de las etapas de proceso (b) y (c) queda claro que el extracto contiene los naftenos, preferiblemente más de la mitad de los naftenos están en el extracto.

La fracción de refinado que se origina a partir del proceso de extracción por disolvente está sustancialmente libre de compuestos aromáticos y tiene un contenido en naftenos significativamente menor que la materia primera hidrocarbonada de ese proceso de extracción por disolvente.

En el presente método, la corriente parafínica se alimenta a un craqueador a vapor típico, en el que genera altos rendimientos de olefinas ligeras y otros productos químicos valiosos. El subproducto de gasolina de pirólisis (rendimiento mucho menor que con una nafta no separada) se envía a la unidad de extracción por disolvente para eliminar los compuestos aromáticos y naftenos producidos en la unidad de craqueador a vapor. La corriente de extracto de la unidad de extracción por disolvente se procesa por medio de una unidad de hidrocraqueador/HDS selectiva para producir productos aromáticos puros y una corriente de LPG (pequeña) que puede alimentarse a los hornos de craqueo para generar olefinas.

Como resultado del presente método, los presentes inventores encontraron que cuando se eliminan compuestos aromáticos y especies nafténicas de la alimentación antes del craqueo al vapor se impide en gran medida la degradación de estos materiales para dar C9+ y especies aromáticas condensadas.

Según el presente método, el alto consumo de hidrógeno y la degradación a especies de LPG de hidrocarburos no aromáticos (mayor valor de craqueo) presentes en la alimentación de nafta y gasolina de pirólisis se impide alimentando la gasolina de pirólisis a un lugar adecuado en la columna de extracción por disolvente para permitir que se extraigan las especies aromáticas y nafténicas en la alimentación de nafta y gasolina de pirólisis, al tiempo que se permite que la mayoría de las especies parafínicas presentes se separen y abandonen la columna de extracción en la corriente de refinado que se alimentan al craqueador a vapor. De esta manera, la cantidad de especies parafínicas en la alimentación de nafta y gasolina de pirólisis que se someten a hidrocraqueo (que por tanto consumen hidrógeno y se degradan para dar LPG) se reduce enormemente.

Además, según la presente invención la cantidad de especies parafínicas que tienen que someterse a hidrocraqueo para poder conseguir la pureza aromática deseada se reduce enormemente. Esto se consigue alimentando la nafta a la columna de extracción por disolvente en un lugar adecuado para permitir que las especies aromáticas y nafténicas se disuelvan en el disolvente, al tiempo que se permite que la mayoría de las especies parafínicas presentes en la nafta se separen y abandonen la columna de extracción en la corriente de refinado que puede alimentarse al craqueador a vapor. Esto reduce enormemente la cantidad de estas especies que tiene que hidrocraquearse, minimizando así el consumo de hidrógeno, las pérdidas debido a cualquier degradación del valor de craqueo y el tamaño y la complejidad de la unidad de hidrocraqueo posterior.

En el presente método la alimentación hidrocarbonada líquida, tal como nafta, la alimentación de hidrocarburo líquido se pone en contacto por primera vez en la etapa de extracción por disolvente con un disolvente inmiscible selectivo para la separación de compuestos aromáticos en una columna de extracción por disolvente adecuada. La temperatura de ebullición de los disolventes inmiscibles selectivos para la separación de compuestos aromáticos tiene que ser mayor que la temperatura de ebullición de los componentes que deben separarse, es decir el extracto que contiene compuestos aromáticos y naftenos. Una diferencia de temperatura preferida entre el disolvente inmiscible y el extracto está en el intervalo de 10 a 20 grados Celsius. Además, el disolvente inmiscible puede no descomponerse a las temperaturas aplicadas, es decir el disolvente inmiscible tiene ser estable a la temperatura a la temperatura de proceso específica. Ejemplos de disolventes son sulfolano, tetraetilenglicol o N-metilpirrolidona. Estas especies se usan a menudo en combinación con otros disolventes u otros productos químicos (denominados en ocasiones codisolventes) tal como agua y/o alcoholes. Para minimizar el riesgo de dañar el catalizador de hidrocraqueo en el presente proceso, se prefiere usar un disolvente que no contiene nitrógeno tal como sulfolano. Como el disolvente (incluso cuando contiene cantidades significativas de hidrocarburos disueltos) tiene una densidad mayor que la especie de hidrocarburo, tiende a separarse a la base de la columna de extracción y se retira de la misma. Este "disolvente rico" (es decir disolvente que contiene hidrocarburos disueltos) contiene especies aromáticas que estaban presentes en el líquido de alimentación así como otras especies que son algo solubles en el disolvente, tales como parafinas ligeras, especies nafténicas así como algunas de las especies de organoazufre presentes en la alimentación. Con las tecnologías convencionales, la presencia de las especies hidrocarbonadas no aromáticas provoca una dificultad que requiere que estas especies se separen del "disolvente rico" en una columna

de destilación (junto con algunos de los compuestos aromáticos con un punto de ebullición menor) y se devuelvan a la columna de extracción por disolvente. Para garantizar que la corriente de producto aromático está esencialmente libre de contaminantes de compuestos no aromáticos, es necesario gastar cantidades significativas de energía en la eliminación por separación incluso de trazas menores de estas especies del disolvente.

5 En el presente proceso, la razón de la velocidad de circulación horaria para el disolvente por hora de velocidad de alimentación nueva (suma de nafta y cualquiera gasolina de pirólisis) puede estar en el intervalo de 1:1 a 10:1 (en una base masa:masa). La razón de disolvente:alimentación preferida está en la región de 2:1 a 5:1.

10 Tanto el disolvente como la(s) alimentación/alimentaciones pueden calentarse (por ejemplo, por medio del uso de intercambios de calor o calentadores por vapor) hasta entre 20°C y aproximadamente 90°C con el grado de precalentamiento preferido seleccionado para el equilibrio óptimo entre la capacidad de disolvente (que aumenta con la temperatura del disolvente) y la selectividad de disolvente (que disminuye con la temperatura del disolvente) y para evitar la generación de una presión de vapor significativa en la corriente de refinado. La temperatura preferida para la alimentación y el disolvente (y por tanto la temperatura que prevalece en la columna de extracción por disolvente) está en el intervalo de 30 a 60°C.

15 En el proceso según la invención hay menos necesidad de eliminar todas las especies no aromáticas del disolvente en la columna de separación y la corriente de extracto se alimentará a una unidad de hidrocrqueo que es eficaz para convertir especies parafínicas en moléculas de LPG que no experimentan ebullición conjuntamente con el benceno. En una realización preferida, las especies nafténicas también se retienen en la salida de disolvente de la columna de separación, ya que estas especies se convierten en especies aromáticas en el reactor de hidrocrqueo posterior.

20 Los presentes inventores han encontrado que en el proceso según la invención no es necesario generar extracto de compuestos aromáticos de calidad para la venta directamente de la unidad de extracción por disolvente, ya que el extracto aromático de la unidad de extracción por disolvente se procesará adicionalmente en una unidad de hidrocrqueo e hidrosulfuración selectiva. Esta, última, unidad es adecuada para conservar las especies aromáticas en la alimentación, al tiempo que se deshidrogena simultáneamente una parte de las especies nafténicas para dar especies aromáticas, se hidrocrquean especies no aromáticas (incluyendo especies nafténicas y especies parafínicas restantes) para dar especies de LPG (que pueden separarse fácilmente de las especies aromáticas mediante destilación simple) y se hidrosulfura cualquier especie de organoazufre presente en la corriente. Por tanto, no es necesario o incluso deseable separar las especies nafténicas del "disolvente rico" ya que (al menos una parte de) estos se convertirán posteriormente en compuestos aromáticos en la unidad de procesamiento posterior. Además, no es necesario eliminar los bajos niveles de especies parafínicas del "disolvente rico" ya que estos se hidrocrquearán posteriormente para producir parafinas ligeras que pueden separarse de los compuestos aromáticos mediante destilación simple y si se desea enviarse al craqueador como corriente de alimentación. Por tanto, el grado de separación de hidrocarburos no aromáticos ligeros pasa a ser una optimización económica en torno al valor de la energía requerida para separar el disolvente rico y el valor del hidrógeno consumido en la etapa de hidrocrqueo posterior junto con la diferencia en el valor de craqueo de las especies de LPG producidas en la unidad de hidrocrqueo posterior en comparación con el valor de craqueo de las especies no aromáticas ligeras que se incluirían en la corriente de refinado si se separasen del disolvente. Reduciendo el grado de separación del "disolvente rico", esta invención ahorra una energía considerable en comparación con el proceso de extracción por disolvente convencional y también puede reducir el coste de capital de la unidad de extracción por disolvente (ya que puede reducirse el tamaño de la columna de separación y los equipos asociados), al tiempo que se aumenta el rendimiento global de compuestos aromáticos a partir de la corriente de nafta (ya que las especies nafténicas se convierten más eficazmente en compuestos aromáticos útiles en la unidad de hidrocrqueo de lo que se convertirían en un craqueador a vapor). Adicionalmente, como la unidad de hidrocrqueo selectiva lleva a cabo la hidrosulfuración no es necesario desulfurar la alimentación antes de la extracción por disolvente.

25 Basándose en el presente método, la mayoría de las especies parafínicas (tanto normales como iso-) estarán presentes en la corriente de refinado que se alimenta al craqueador a vapor aumentando así enormemente el rendimiento en porcentaje de productos olefínicos ligeros y otros productos valiosos que pueden producirse a partir de la alimentación de nafta. Además, las etapas necesarias para producir productos de compuestos aromáticos de alta pureza a partir de la corriente de extracto (que contiene compuestos aromáticos, especies nafténicas y niveles bajos de otros hidrocarburos ligeros y organoazufre) se reducen enormemente ya que un único proceso conserva las especies aromáticas, convierte especies nafténicas en compuestos aromáticos adicionales, hidrocrquea hidrocarburos no aromáticos y hidrosulfura especies de organoazufre de modo que pueden producirse compuestos aromáticos puros mediante destilación simple.

30 Tal como se comentó anteriormente, en el presente método la fracción que sale de la base de la columna de extracción y que comprende compuestos aromáticos y naftenos junto con algunas especies parafínicas ligeras disueltas en el disolvente se fracciona adicionalmente mediante un proceso de separación para aumentar su contenido en compuestos aromáticos y naftenos, en el que dicho proceso de separación se basa en diferencias en la volatilidad relativa. La corriente rica en disolvente, que sale de la base del extractor de disolvente, se procesa entonces en la columna de separación para reducir la cantidad de especies parafínicas disueltas en el disolvente y

por tanto estaría presente en la corriente de extracto alimentada al hidrocraqueador. Esta segunda columna trabaja para separar especies basándose en su volatilidad relativa en presencia del disolvente en vez de un punto de ebullición simple.

5 En la columna final de la sección de separación del método según la presente invención los compuestos aromáticos, junto con los naftenos (deseados) y cualquier hidrocarburo parafínico (no deseado), disueltos en el disolvente se eliminarán del disolvente mediante destilación. La temperatura de base en la columna de recuperación de disolvente se fija para minimizar la evaporación de disolvente, al tiempo que se garantiza que esencialmente se evaporan todas las especies hidrocarbonadas disueltas. Por consiguiente, la temperatura de base preferida difiere dependiendo del
10 disolvente específico usado. Esta destilación puede llevarse a cabo a presión subatmosférica para minimizar la temperatura requerida para completar esencialmente la evaporación del extracto y por tanto para reducir cualquier deterioro inducido térmicamente al disolvente.

15 Según una realización preferida de la presente invención, la mayoría de las parafinas en la materia primera hidrocarbonada se separan y se envían a la unidad de craqueo al vapor, pero una parte de estas parafinas, por ejemplo, el 10%, están todavía presentes en el extracto que se alimenta a la unidad de hidrocraqueo. Además, algunas de estas parafinas son difíciles de separar de especies aromáticas mediante destilación simple. Por tanto, el propósito de la unidad de hidrocraqueo es hidrocraquear estas parafinas para dar especies más pequeñas (LPG) que son fáciles de separar de compuestos aromáticos de BTX por medio de destilación simple, por ejemplo, en una
20 unidad de separación que produce una corriente C5- y una corriente de BTX y que son alimentaciones adecuadas para una unidad de craqueo al vapor. Además de esto, la unidad de hidrocraqueo se hace funcionar de tal manera para convertir al menos una parte de las especies nafténicas en su alimentación en compuestos aromáticos de BTX, sometiéndose el resto a hidrocraqueo para dar especies de LPG.

25 El presente método comprende además recuperar un subproducto que contiene gasolina de pirólisis de la unidad de craqueo al vapor y devolver dicho subproducto que contiene gasolina de pirólisis recuperado a dicha columna de extracción por disolvente.

30 Tal como se comentó anteriormente, el disolvente recuperado se alimenta a la columna de extracción por disolvente en una posición por encima de los puntos de entrada tanto del subproducto que contiene gasolina de pirólisis recuperado como la materia primera hidrocarbonada en dicha unidad de extracción por disolvente.

35 El presente método comprende además alimentar dicha materia prima hidrocarbonada a la columna de extracción por disolvente en una posición por encima del punto de entrada del subproducto que contiene gasolina de pirólisis recuperado en dicha unidad de extracción por disolvente.

40 Según una realización preferida, el método comprende además recuperar una fracción de LPG de dicha fracción de compuestos aromáticos de alto contenido hidrocraqueada y devolver dicha fracción de LPG a la unidad de craqueo al vapor, llevándose a cabo dicha recuperación preferiblemente mediante una unidad de destilación.

45 Según una realización preferida de la presente invención, la corriente de alimentación a la entrada de la unidad de craqueo al vapor comprende el refinado combinado del proceso de extracción por disolvente. Por tanto, una corriente de alimentación de este tipo comprende la mayoría de las parafinas en la materia primera hidrocarbonada más una cantidad significativamente menor de los naftenos que los que estaban presentes en esa materia prima hidrocarbonada y solo una fracción muy pequeña de las especies aromáticas presentes en esta materia prima hidrocarbonada también.

50 Según la presente invención, el extracto del proceso de extracción por disolvente se alimenta a una unidad de hidrocraqueo tras la separación y el fraccionamiento. Por tanto, un extracto de este tipo comprende sustancialmente todas las especies aromáticas presentes en la materia primera hidrocarbonada más una gran proporción de los naftenos que estaban presentes en esa materia prima hidrocarbonada más una cantidad significativamente menor de parafinas que las que estaban presentes en esa materia prima hidrocarbonada.

55 Según una realización preferida de la presente invención, los productos ligeros de la unidad de hidrocraqueo comprenden predominantemente etano, propano y butano y esencialmente libres de especies que contienen seis o más átomos de carbono.

60 Desde un punto de vista de la eficiencia de disolvente, se prefiere recuperar el disolvente de la fracción de refinado que comprende parafinas y devolverlo a dicho disolvente recuperado al proceso de extracción por disolvente.

65 Tal como se comentó anteriormente, la fracción de LPG puede alimentarse a una unidad de hidrogenación, especialmente la fracción C3-C4 fracción de la misma.

Los ejemplos de materia prima hidrocarbonada adecuada que debe procesarse en el presente método se eligen del grupo de nafta de rango completo, destilados de hidrocarburos que tienen un punto de ebullición menor de 200 grados Celsius y queroseno.

Aunque las alimentaciones con puntos de ebullición iniciales de tan solo 20°C son adecuadas para el presente método, una materia prima preferida sería una mezcla de hidrocarburos con un punto de ebullición solo un poco por debajo de los puntos de ebullición de los productos de extracto deseados con el menor punto de ebullición - benceno y ciclohexano. Los presentes inventores asumen que esto se debe a que las parafinas con bajos puntos de ebullición son razonablemente solubles en disolventes selectivos aromáticos y por tanto se extraerían y requerirían la separación del disolvente en la columna de separación. Si la corriente superior del separador se dirige directamente al craqueador a vapor no hay ninguna ventaja real con respecto a destilar previamente una alimentación para eliminar estos componentes antes de la columna de extracción, pero si la parte superior de separador se dirige de vuelta a la columna de extracción (para minimizar las pérdidas aromáticas) entonces una (gran) parte de las especies de parafina ligeras que se han separado en la columna de separación tenderán a volver a disolverse en el disolvente y por tanto circularán alrededor entre la columna de extracción y el separado y consumirán una energía significativa.

Las condiciones de proceso y los catalizadores en la unidad de hidrocrqueo son tales que también se llevan a cabo reacciones de hidrosulfuración. El extracto de la columna de extracción se alimenta a la unidad de hidrocrqueo/hidrosulfuración tras la separación y el fraccionamiento, en la que las especies no aromáticas o bien se hidrocrquean (en el caso de especies parafínicas) o bien se convierten en especies aromáticas (predominantemente en el caso de especies nafténicas). En esta unidad, las especies que contienen azufre se convierten en H₂S y los hidrocarburos ligeros desulfuran eficazmente el extracto. Como los compuestos que contienen nitrógeno producirían amoníaco en esta unidad y se esperaría que el amoníaco actuase como veneno para el catalizador usado en este proceso, se prefiere que se use un disolvente que no contiene nitrógeno (tal como sulfolano, tal como se mencionó anteriormente) en la etapa de extracción o que el extracto se procese por medio de un lecho de arcilla ácida (que absorbe especies que contienen nitrógeno) antes del procesamiento en la sección de proceso de hidrocrqueo.

Las condiciones de funcionamiento preferidas para la etapa de proceso de hidrocrqueo/HDS son WHSV de entre 0,5 y 3 H-1, una razón de H₂:hidrocarburo de entre 2:1 y 4:1, una presión de entre 689 y 2758 kPa (100 y 400 psig) y una temperatura de entrada de reactor de entre 470 y 550°C. Los catalizadores adecuados para esta etapa de procesamiento de hidrocrqueo/hidrosulfuración incluyen catalizadores que comprenden metales preciosos tales como Pt y Pd soportados sobre materiales de soporte, tales como alúmina y zeolitas de forma ácida, tal como HZSM-5. Estas condiciones de funcionamiento se basan preferiblemente en aquellas que han dado resultados favorables con gasolina de pirólisis no extraída.

La separación de compuestos aromáticos y especies no aromáticas en la columna de extracción se basa en las diferentes solubilidades relativas de estas clases de moléculas en el disolvente elegido.

El término "crudo" tal como se usa en el presente documento se refiere al petróleo extraído de formaciones geológicas en su forma no refinada. Cualquier crudo es adecuado como material de fuente para el proceso de esta invención, incluyendo crudos pesado arábigo, ligero arábigo, de otro golfo, crudos Brent, del mar del Norte, crudos del norte y oeste de África, crudos indonesio, chino y mezclas de los mismos, pero también petróleo de esquisto, arenas bituminosas y petróleos de base biológica. El crudo es preferiblemente petróleo convencional que tiene una gravedad API de más de 20° API medida mediante la norma ASTM D287. Más preferiblemente, el crudo usado es un crudo ligero que tiene una gravedad API de más de 30° API. Lo más preferiblemente, el crudo usado comprende crudo ligero arábigo. El crudo ligero arábigo tiene normalmente una gravedad API de entre 32-36° API y un contenido en azufre de entre el 1,5-4,5% en peso.

El término "petroquímicos" o "productos petroquímicos" tal como se usa en el presente documento se refiere a productos químicos derivados de crudo que no se usan como combustibles. Los productos petroquímicos incluyen olefinas y compuestos aromáticos que se usan como materia prima básica para producir productos químicos y polímeros. Los productos petroquímicos de alto valor incluyen olefinas y compuestos aromáticos. Las olefinas de alto valor típicas incluyen, pero no se limitan a, etileno, propileno, butadieno, butileno-1, isobutileno, isopreno, ciclopentadieno y estireno. Los compuestos aromáticos de alto valor típicos incluyen, pero no se limitan a, benceno, tolueno, xileno y etilbenceno.

El término "combustibles" tal como se usa en el presente documento se refiere a productos derivados de crudo usados como portador de energía. A diferencia de los productos petroquímicos, que son una colección de compuestos ampliamente definidos, los combustibles normalmente son mezclas complejas de diferentes compuestos hidrocarbonados. Los combustibles producidos comúnmente por refinerías de petróleo incluyen, pero no se limitan a, gasolina, combustible de avión, combustible diésel, fueloil pesado y coque de petróleo.

El término "hidrocarburos aromáticos" o "compuestos aromáticos" se conoce muy ampliamente en la técnica. Por consiguiente, el término "hidrocarburo aromático" se refiere un hidrocarburo conjugado cíclicamente con una estabilidad (debido a deslocalización) que es significativamente mayor que la de una estructura localizada hipotética (por ejemplo, estructura Kekulé). El método más común para determinar la aromaticidad de un hidrocarburo dado es

la observación de la diatropicidad en el espectro de ¹H-RMN, por ejemplo, la presencia de desplazamientos químicos en el intervalo de desde 7,2 hasta 7,3 ppm para protones de anillo de benceno.

5 Los términos “hidrocarburos nafténicos” o “naftenos” o “cicloalcanos” se usan en el presente documento teniendo su significado establecido y por consiguiente se refieren a tipos de alcanos que tienen uno o más anillos de átomos de carbono en la estructura química de sus moléculas.

10 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. El término “LPG” tal como se usa en el presente documento se refiere al acrónimo ampliamente establecido para el término “gas de petróleo licuado”. LPG consiste generalmente en una mezcla de hidrocarburos C2-C4 es decir una mezcla de hidrocarburos C2, C3 y C4.

15 El término “BTX” tal como se usa en el presente documento se refiere a una mezcla de benceno, tolueno y xilenos.

20 Tal como se usa en el presente documento, el término “hidrocarburos C#”, donde “#” es un número entero positivo, pretende describir todos los hidrocarburos que tienen # átomos de carbono. Además, el término “hidrocarburos C#+” pretende describir todas las moléculas de hidrocarburo que tienen # o más átomos de carbono. Por consiguiente, el término “hidrocarburos 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.

25 Tal como se usa en el presente documento, el término “unidad de hidrocraqueador” o “hidrocraqueador” se refiere a una unidad de refinería en la que se realiza un proceso de hidrocrqueo, es decir un proceso de craqueo catalítico asistido por la presencia de una presión de hidrógeno parcial elevada; véase, por ejemplo, Alfke *et al.* (2007) loc.cit. Los productos de este proceso son hidrocarburos saturados y, dependiendo de las condiciones de reacción tales como temperatura, presión y velocidad espacial y actividad de catalizador, incluyendo los hidrocarburos aromáticos BTX. Las condiciones de proceso usadas para hidrocrqueo incluyen generalmente una temperatura de proceso de 30 200-600°C, presiones elevadas de 0,2-20 MPa, velocidades espaciales de entre 0,1-10 h⁻¹.

35 Las reacciones de hidrocrqueo avanzan a través de un mecanismo bifuncional que requiere una función ácido, que proporciona el craqueo y la isomerización y que proporciona rotura y/o transposición de los enlaces carbono-carbono comprendidos en los compuestos hidrocarbonados comprendidos en la alimentación, y una función de hidrogenación. Muchos catalizadores usados para el proceso de hidrocrqueo se forman combinando diversos metales de transición, o sulfuros de metal con el soporte sólido tal como alúmina, sílice, alúmina-sílice, magnesia y zeolitas.

40 Tal como se usa en el presente documento, el término hidrocraqueador puede hacer referencia a una “unidad de hidrocrqueo de gasolina” o “GHC” se refiere a una unidad de refinería para realizar un proceso de hidrocrqueo adecuado para convertir una alimentación de hidrocarburo compleja que es relativamente rica en compuestos hidrocarbonados aromáticos - tal como destilado ligero derivado de unidad de refinería que incluye, pero sin limitarse a, gasolina de reformado, gasolina FCC y gasolina de pirólisis - en LPG y BTX, en el que dicho proceso está optimizado para mantener un anillo aromático intacto de los compuestos aromáticos comprendidos en la corriente de alimentación de GHC, pero para eliminar la mayoría de las cadenas laterales de dicho anillo aromático. Por consiguiente, el producto principal producido mediante hidrocrqueo de gasolina es BTX y el proceso puede optimizarse para proporcionar BTX de calidad para productos químicos. Preferiblemente, la alimentación de hidrocarburo que se somete a hidrocrqueo de gasolina comprende destilado ligero derivado de unidad de refinería. Más preferiblemente, la alimentación de hidrocarburo 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. Deben 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 reduce 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 de catalizador puede disminuir a lo largo de la vida útil del catalizador, es ventajoso aumentar la temperatura del reactor gradualmente a lo largo de la vida útil del catalizador para mantener la tasa de conversión de hidrocrqueo. Esto significa que la temperatura óptima al inicio de un ciclo operativo está preferiblemente en el extremo inferior del intervalo de temperatura de hidrocrqueo. La temperatura de reactor óptima aumentará a medida que se desactiva el catalizador, de modo que al final de un ciclo (poco antes de que se reemplace o se regenere el catalizador) la temperatura se selecciona preferiblemente en el extremo superior del intervalo de temperatura de hidrocrqueo.

65

Preferiblemente, el hidrocrqueo de gasolina de una corriente de alimentación de hidrocarburo 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 a especies de ciclohexano que pueden craquearse para dar especies de LPG. Esto da como resultado una reducción en el rendimiento aromático a medida que se aumenta la presión y, como parte del ciclohexano y su isómero metilciclopentano no están completamente hidrocrqueados, hay un óptimo en la pureza del benceno resultante a una presión de 1,2-1,6 MPa.

Preferiblemente, el hidrocrqueo de gasolina de una corriente de alimentación de hidrocarburo se realiza a una velocidad espacial horaria en peso (WHSV, *Weight Hourly Space Velocity*) de 0,1-10 h⁻¹, más preferiblemente a una velocidad espacial horaria en peso de 0,2-6 h⁻¹ y lo más preferiblemente a una velocidad espacial horaria en peso de 0,4-2 h⁻¹. Cuando la velocidad espacial es demasiado alta, no todos los componentes de parafina que experimentan ebullición con BTX se hidrocrquean, de modo que no será posible conseguir la especificación de BTX 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 de benceno para producir BTX en especificación sin la necesidad de una recirculación de líquido.

Por consiguiente, las condiciones de hidrocrqueo de gasolina preferida 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 0,1-10 h⁻¹. Condiciones de hidrocrqueo de gasolina más preferibles incluyen una temperatura de 470-550°C, una presión de 0,6-3 MPa manométricos y una velocidad espacial horaria en peso de 0,2-6 h⁻¹. Las condiciones de hidrocrqueo 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 0,4-2 h⁻¹.

Tal como se usa en el presente documento, el término hidrocrqueador también puede hacer referencia a una "unidad de hidrocrqueo" o "FHC (*Feed HydroCracking*)" se refiere a una unidad de refinería para realizar un proceso de hidrocrqueo adecuado para convertir una alimentación de hidrocarburo compleja que es relativamente rica en compuestos hidrocarbonados nafténicos y parafínicos - tal como cortes de primera destilación incluyendo, pero sin limitarse a, nafta - en LPG y alcanos. Preferiblemente, la alimentación de hidrocarburo que se somete a hidrocrqueo de alimentación comprende nafta. Por consiguiente, el producto principal producido mediante hidrocrqueo 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 para eliminar la mayoría de las cadenas laterales de dicho anillo aromático. En un caso de este tipo, las condiciones de proceso que deben emplearse para FHC son comparables a las condiciones de proceso que deben usarse en el proceso 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 hidrocrqueo 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 0,1-10 h⁻¹. Condiciones de hidrocrqueo 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. Las 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 0,2-2 h⁻¹.

Tal como se usa en el presente documento, el término "unidad de desaromatización" se refiere a una unidad de refinería para la separación de hidrocarburos aromáticos, tales como BTX, de una alimentación de hidrocarburos mixta. Tales procesos de desaromatización se describen en Folkins (2000) *Benzene*, Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry. Por consiguiente, existen procesos para separar una corriente hidrocarbonada mixta en una primera corriente que está enriquecida para compuestos aromáticos y una segunda corriente que está enriquecida para parafinas y naftenos. Un método preferido para separar hidrocarburos aromáticos de una mezcla de hidrocarburos aromáticos y alifáticos es extracción por disolvente; véase, por ejemplo, el documento WO 2012135111 A2. Los disolventes preferidos usados en extracción aromática por disolvente son sulfolano, tetraetilenglicol y N-metilpirrolidona, que son disolventes usados comúnmente en procesos de extracción de compuestos aromáticos comerciales. Estas especies se usan a menudo en combinación con otros disolventes u otros productos químicos (denominados en ocasiones codisolventes) tal como agua y/o alcoholes. Se prefieren particularmente disolventes que no contienen nitrógeno tales como sulfolano. Los procesos de desaromatización aplicados comercialmente son menos preferidos para la desaromatización de mezclas de hidrocarburo que tienen un intervalo de punto de ebullición que supera los 250°C, preferiblemente 200°C, ya que es necesario que el punto de ebullición del disolvente usado en tal extracción por disolvente sea menor que el punto de ebullición de los

compuestos aromáticos que deben extraerse. La extracción por disolvente de compuestos aromáticos pesados se describe en la técnica; véase, por ejemplo, el documento US 5.880.325. Alternativamente, otros métodos conocidos distintos de la extracción por disolvente, tal como separación por tamiz molecular o separación a base del punto de ebullición, pueden aplicarse para la separación de compuestos aromáticos pesados en un proceso de desaromatización.

Un proceso para separar una corriente hidrocarbonada mixta en una corriente que comprende predominantemente parafinas y una segunda corriente que comprende predominantemente compuestos aromáticos y naftenos comprende procesar dicha corriente hidrocarbonada mixta en una unidad de extracción por disolvente que comprende tres columnas de procesamiento de hidrocarburos principales: columna de extracción por disolvente, columna de separación y columna de extracto. Los disolventes convencionales selectivos para la extracción de compuestos aromáticos también son selectivos para disolver un compuesto nafténico ligero y en menor medida especies parafínicas ligeras, comprendiendo por tanto la corriente que sale de la base de la columna de extracción por disolvente, disolvente junto con las especies aromáticas, nafténicas y parafínicas ligeras disueltas. La corriente que sale en la parte superior de la columna de extracción por disolvente (denominada a menudo corriente de refinado) comprende las especies parafínicas, relativamente insolubles con respecto al disolvente elegido. La corriente que sale en la base de la columna de extracción por disolvente se somete entonces, en una columna de destilación, a separación evaporativa en la que se separan especies basándose en su volatilidad relativa en presencia del disolvente. En presencia de un disolvente, las especies parafínicas ligeras tienen volatilidades relativas superiores a las de las especies nafténicas y especialmente especies aromáticas con el mismo número de átomos de carbono, por tanto, la mayoría de especies parafínicas ligeras pueden concentrarse en la corriente superior de la columna de separación evaporativa. Esta corriente puede combinarse con corriente de refinado de la columna de extracción por disolvente o recogerse como corriente de hidrocarburo ligero independiente. Debido a su volatilidad relativamente baja, la mayoría de las especies nafténicas y especialmente aromáticas se conservan en la corriente hidrocarbonada con disolvente y disuelta combinada que sale de la base de esta columna. En la columna de procesamiento de hidrocarburo final de la unidad de extracción, el disolvente se separa de las especies de hidrocarburo disueltas mediante destilación. En esta etapa, el disolvente, que tiene un punto de ebullición relativamente alto, se recupera como corriente de base de la columna, al tiempo que los hidrocarburos disueltos, que comprenden principalmente compuestos aromáticos y especies nafténicas, se recuperan como corriente de vapor que sale de la parte superior de la columna. Esta última corriente se denomina a menudo el extracto.

El proceso de la presente invención puede requerir la eliminación de azufre de ciertas fracciones de crudo para impedir la desactivación del catalizador en procesos de refinería aguas abajo, tales como reformado catalítico o craqueo catalítico fluido. Un proceso de hidrodesulfuración de este tipo se realiza en una "unidad HDS" o "hidrotratador"; véase Alfke (2007) loc. cit. Generalmente, la reacción de hidrodesulfuración tiene lugar en un reactor de lecho fijo a temperaturas elevadas de 200-425°C, preferiblemente de 300-400°C y presiones elevadas de 1-20 MPa manométricos, preferiblemente 1-13 MPa manométricos en presencia de un catalizador que comprende elementos seleccionados del grupo que consiste en Ni, Mo, Co, W y Pt, con o sin promotores, soportado sobre alúmina, en el que el catalizador está en forma de sulfuro.

Tal como se usa en el presente documento, el término "unidad de separación de gas" se refiere a la unidad de refinería que separa diferentes compuestos comprendidos en los gases producidos por la unidad de destilación de bruto y/o gases derivados de unidad de refinería. Los compuestos que pueden separarse para separar corrientes en la unidad de separación de gas comprenden etano, propano, butanos, hidrógeno y gas combustible que comprende principalmente metano. Puede emplearse cualquier método convencional adecuado para la separación de dichos gases. Por consiguiente, los gases pueden someterse a múltiples fases de compresión, pudiendo eliminarse gases ácidos tales como CO₂ y H₂S entre las fases de compresión. En una etapa siguiente, los gases producidos pueden condensarse parcialmente por fases de un sistema de refrigeración en cascada hasta aproximadamente cuando solo quede el hidrógeno en la fase gaseosa.

Un proceso para la conversión de alcanos en olefinas implica "craqueo a vapor" o "pirólisis". 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 de 750-900°C, pero solo se permite que la reacción tenga lugar muy brevemente, habitualmente con tiempos de residencia de 50-1000 milisegundos. Preferiblemente, debe seleccionarse una presión de proceso relativamente baja de atmosférica hasta 175 kPa manométricos. 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 formación 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, butano 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 opcional posterior, la mayor parte del destilado ligero producido mediante craqueo a vapor ("gasolina de pirólisis") 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, tal como procesos de hidrocrqueo. 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 la síntesis de olefinas.

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 deshidrogenación 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. En un proceso de deshidrogenación no oxidativo, las condiciones de proceso comprenden generalmente una temperatura de 540-700°C y una presión absoluta de 25-500 kPa. 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. El proceso Catofin tiene la ventaja de que 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 presente invención se comentará en el siguiente ejemplo, ejemplo que no debe interpretarse como que limita el alcance de protección.

La única figura es una realización del presente método de producción de compuestos aromáticos y olefinas ligeras a partir de una materia prima hidrocarbonada.

Ejemplo

El esquema de proceso puede encontrarse en la única figura. Se envía nafta como materia prima 11 a una unidad de extracción por disolvente 2 y se separa en una corriente inferior 15 que comprende compuestos aromáticos,

naftenos, parafinas ligeras y disolvente y un refinado 24 que comprende parafinas normales e isoparafinas y disolvente. Para minimizar las pérdidas de disolvente, el disolvente puede separarse del refinado 24 lavando la corriente de refinado 24 con agua (no mostrada) lo que produce una corriente de refinado esencialmente libre de disolvente y una corriente de agua que contiene algo de disolvente. La última corriente puede destilarse entonces para evaporar el agua, y la corriente de refinado 24 se envía a la unidad de craqueador a vapor 1. El disolvente así recuperado puede combinarse con una corriente rica en disolvente 17. Por tanto, la corriente 24 puede purificarse para recuperar cualquier disolvente y producir una corriente de refinado esencialmente libre de disolvente que debe enviarse a la unidad de craqueador a vapor 1.

La corriente inferior 15 se envía a una columna de separación 3 y se separa en una corriente de disolvente 16 rica en compuestos aromáticos y naftenos y una corriente 12 que comprende parafinas ligeras separadas. La corriente 12 puede devolverse a la unidad de extracción por disolvente 2 o puede enviarse como corriente 22 a la unidad de craqueador a vapor 1. La corriente 7, es decir una combinación de refinado 24 y corriente 22, que comprende parafinas normales e isoparafinas, se envía a unidad de craqueador a vapor 1.

La corriente de disolvente 16 rica en compuestos aromáticos y naftenos se envía a una columna de destilación 4 y se separa en un extracto 13 que comprende compuestos aromáticos y naftenos y una corriente rica en disolvente 17, corriente 17 que se devuelve a la unidad de extracción por disolvente 2. El extracto 13 se trata adicionalmente en una unidad de hidrocrqueo 5. La corriente 18 así hidrocrqueada se envía a un separador 6, por ejemplo, una columna de destilación 6. La corriente superior 21 de la columna de destilación 6 se envía como corriente 10 a la unidad de craqueador a vapor 1. Además, también es posible enviar la corriente superior 21 a una unidad de deshidrogenación 25. La corriente superior 21 contendrá una mezcla de especies de LPG, hidrógeno sin usar, metano y cualquier H₂S elaborado por medio del proceso de hidrodesulfuración en la unidad de hidrocrqueo 5. Las especies de LPG pueden enviarse o bien a la unidad de craqueador a vapor 1 o bien a una unidad de deshidrogenación 25 tras un procesamiento adecuado para eliminar el hidrógeno, el metano y el H₂S. Los métodos adecuados para llevar a cabo esta separación incluyen la destilación criogénica. La corriente inferior 14 de la columna de destilación 6 puede usarse para procesos adicionales. En la unidad de craqueo al vapor 1, una corriente que contiene gasolina de pirólisis 23 se envía preferiblemente a la unidad de extracción por disolvente 2. En otra realización, una corriente que contiene gasolina de pirólisis 26 se envía a la unidad de hidrocrqueo 5.

Los datos experimentales proporcionados en el presente documento se obtuvieron mediante modelado en diagrama de flujo en Aspen Plus. La cinética de craqueo a vapor se tuvo en cuenta rigurosamente (software para cálculos de programa de producto de craqueador a vapor).

Condiciones de horno de craqueador a vapor aplicadas:

hornos de etano y propano: COT (temperatura de salida de bobina) = 845°C y relación de vapor-petróleo = 0,37, hornos C4 y hornos de líquido: temperatura de salida de bobina = 820°C y relación de vapor-petróleo = 0,37. La unidad de desaromatización se modeló como divisor en 2 corrientes, una corriente que contenía todos los componentes aromáticos y nafténicos y la otra corriente que contiene todos los componentes normales e isoparafínicos.

Para el hidrocrqueo de gasolina, se ha usado un esquema de reacción que se basa en datos experimentales.

Como materia prima 11 se usó nafta (véase la tabla 1)

Tabla 1: Características de nafta

| Nafta | | |
|-----------------------|-----------|-------|
| n-Parafinas | % en peso | 36,3 |
| i-Parafinas | % en peso | 27,4 |
| Naftenos | % en peso | 24,1 |
| Compuestos aromáticos | % en peso | 12,3 |
| Densidad 60F | kg/l | 0,728 |
| IBP | °C | 20 |
| BP50 | °C | 120,0 |
| FBP | °C | 178 |

La distribución específica de n-parafinas, i-parafinas, naftenos y compuestos aromáticos puede encontrarse en la tabla 2.

Tabla 2:

| C# | N-parafinas | I-parafinas | Naftenos | Compuestos aromáticos | Suma |
|------|-------------|-------------|----------|-----------------------|------|
| 5 | 6,6 | 3,1 | 0,4 | 0,0 | 10,1 |
| 6 | 7,7 | 5,9 | 2,2 | 0,5 | 16,3 |
| 7 | 7,3 | 5,6 | 3,3 | 1,8 | 18 |
| 8 | 6,6 | 6,7 | 3,8 | 3,7 | 20,8 |
| 9 | 5,7 | 6,6 | 6,3 | 4,4 | 23 |
| 10 | 3,3 | 7,2 | 0,0 | 1,0 | 11,5 |
| Suma | 37,2 | 35,1 | 16,0 | 11,4 | |

5 El ejemplo dado a conocer en el presente documento hace una distinción entre un proceso (caso 1) en el que la nafta se procesa a través de una unidad de craqueador a vapor y el presente proceso (caso 2) según la única figura. El caso 1 es un ejemplo comparativo. El caso 2 es un ejemplo según la presente invención.

10 El programa de producto de batería (% en peso de alimentación) puede encontrarse en la tabla 3.

A partir de la tabla 3 puede verse que enviar la parte nafténica de la nafta a una unidad de hidrocrqueo provoca que aumente el BTX (benceno, tolueno, xilenos). Los presentes inventores asumen que la unidad de hidrocrqueo convierte compuestos nafténicos en compuestos aromáticos.

15 Los presentes inventores también han encontrado que impidiendo que los naftenos y compuestos aromáticos experimentan craqueo al vapor, la producción de productos más pesados (alimentación de resina C9, destilado craqueado y aceite negro de carbono) se reduce desde el 8,5% hasta el 2,6%.

20 Además, la producción de metano disminuye, probablemente debido a que los compuestos nafténicos no se someten a craqueo al vapor, sino que se envían a la unidad de hidrocrqueo.

Además, el contenido en productos químicos de alto valor global aumenta desde el 75,3% hasta el 80,5%.

25 Basándose en la comparación entre el caso 1 (ejemplo comparativo) y el caso 2 (ejemplo según la presente invención) puede concluirse que, según el presente método, puede maximizarse el rendimiento de productos de alto valor a partir de nafta típica impidiendo que naftenos y compuestos aromáticos generen productos más pesados en el craqueador a vapor.

30 Tabla 3

| Alimentación: nafta | CASO 1 | CASO 2 |
|--|-------------|--------------------|
| PROGRAMA DE PRODUCTO DE LÍMITE DE BATERÍA | SC | DESARO. + SC + GHC |
| H2 | 0,8 | 1,3 |
| CH4 | 15,3 | 13,2 |
| ETILENO | 33,6 | 32,8 |
| PROPILENO | 17,3 | 14,9 |
| BUTADIENO | 5,1 | 4,1 |
| 1-BUTENO | 1,8 | 1,6 |
| ISOBUTENO | 2,1 | 1,7 |
| BENCENO | 7,2 | 8,9 |
| CORTE DE TX | 5,8 | 18,7 |
| ESTIRENO | 1,2 | 0,0 |
| OTROS C7-C8 | 1,3 | 0,0 |
| ALIMENTACIÓN DE RESINA C9 | 2,2 | 0,4 |
| CD | 1,9 | 1,0 |
| CBO | 4,4 | 1,2 |
| % DE PRODUCTOS QUÍMICOS DE ALTO VALOR | 75,3 | 80,5 |

REIVINDICACIONES

1.- Un método de producción de compuestos aromáticos y olefinas ligeras a partir de una materia prima hidrocarbonada que comprende las etapas de:

(a) someter la materia primera hidrocarbonada a un proceso de extracción por disolvente en una unidad de extracción por disolvente, en el que el disolvente es un disolvente inmisible selectivo para la separación de compuestos aromáticos, en el que la temperatura de ebullición de los disolventes inmiscibles selectivos para la separación de compuestos aromáticos es mayor que la temperatura de ebullición de una fracción que contiene compuestos aromáticos y naftenos, y en el que el disolvente es estable a la temperatura de proceso;

(b) separar de la materia prima hidrocarbonada extraída con disolvente obtenida en la etapa (a) una fracción de refinado que comprende parafinas y comprendiendo dicha fracción compuestos aromáticos y naftenos;

(c) convertir dicha fracción que comprende compuestos aromáticos y naftenos en una unidad de hidrocrqueo y separar los productos de reacción en una fracción con alto contenido en compuestos aromáticos y una corriente con alto contenido en parafinas ligeras, en el que dicha unidad de hidrocrqueo es una unidad de hidrocrqueo e hidrodesulfuración selectiva adecuada para conservar especies aromáticas, al tiempo que simultáneamente deshidrogena una parte de las especies nafténicas para dar especies aromáticas, hidrocrquear especies no aromáticas que incluyen las especies nafténicas y especies parafínicas restantes para dar especies de LPG y hidrodesulfurar cualquier especie de organoazufre;

(d) convertir dicha fracción de refinado en una unidad de craqueo al vapor en olefinas ligeras;

en el que, antes de llevar a cabo la etapa (c), la fracción que comprende compuestos aromáticos y naftenos se fracciona adicionalmente mediante un proceso de separación para aumentar su contenido en compuestos aromáticos y naftenos, dando como resultado dicho proceso de separación una corriente de disolvente rica en compuestos aromáticos y naftenos y una corriente que comprende parafinas ligeras separadas, en el que dicho proceso de separación se basa en diferencias en la volatilidad relativa en presencia de dicho disolvente, en el que, antes de llevar a cabo la etapa (c), la corriente de disolvente rica en compuestos aromáticos y naftenos se fracciona adicionalmente recuperando el disolvente dando como resultado una corriente rica en disolvente y un extracto que comprende compuestos aromáticos y naftenos, y devolviendo dicha corriente rica en disolvente a dicho proceso de extracción por disolvente de la etapa (a), en el que dicho fraccionamiento se basa en diferencias en puntos de ebullición;

que comprende además recuperar un subproducto que contiene gasolina de pirólisis de la unidad de craqueo al vapor y devolver dicho subproducto que contiene gasolina de pirólisis recuperado a dicho proceso de extracción por disolvente;

alimentar dicha materia prima hidrocarbonada al proceso de extracción por disolvente en una posición por encima del punto de entrada del subproducto que contiene gasolina de pirólisis recuperado en dicha unidad de extracción por disolvente;

y alimentar dicha corriente rica en disolvente al proceso de extracción por disolvente en una posición por encima de los puntos de entrada tanto del subproducto que contiene gasolina de pirólisis recuperado como de la materia primera hidrocarbonada en dicha unidad de extracción por disolvente.

2.- El método según la reivindicación 1, en el que la corriente que comprende parafinas ligeras separadas se devuelve al proceso de extracción por disolvente de la etapa (a).

3.- El método según la reivindicación 1, en el que la corriente que comprende parafinas ligeras separadas se envía a la unidad de craqueo al vapor de la etapa (d).

4.- El método según una cualquiera de las reivindicaciones 1-3, en el que la corriente con alto contenido en parafinas ligeras obtenida en la etapa (c) se envía a la unidad de craqueo al vapor de la etapa (d).

5.- El método según una cualquiera de las reivindicaciones 1-4, que comprende además recuperar un subproducto que contiene gasolina de pirólisis de la unidad de craqueo al vapor y alimentar dicho subproducto que contiene gasolina de pirólisis a dicha unidad de hidrocrqueo.

6.- El método según una cualquiera de las reivindicaciones 1-5, que comprende además recuperar una fracción de LPG de dicha fracción de compuestos aromáticos de alto contenido hidrocrqueada y devolver dicha fracción de LPG a la unidad de craqueo al vapor.

7.- El método según una cualquiera de las reivindicaciones 1-5, que comprende además recuperar una fracción de LPG de dicha fracción de compuestos aromáticos de alto contenido hidrocrqueada y alimentar dicha fracción de

ES 2 721 634 T3

LPG a una unidad de deshidrogenación, especialmente tras eliminar el hidrógeno, el metano y el H₂S, si alguno, de dicha fracción de LPG.

5 8.- El método según las reivindicaciones 6-7, en el que dicha recuperación se lleva a cabo mediante una unidad de destilación.

10 9.- El método según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, que comprende además recuperar el disolvente de la fracción de refinado que comprende parafinas y devolver dicho disolvente recuperado al proceso de extracción por disolvente.

10 10.- El método según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la materia primera hidrocarbonada se elige del grupo de nafta de rango completo que tiene un punto de ebullición inferior a 200 grados Celsius y queroseno.

15 11.- El método según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que, antes de llevar a cabo la etapa (a), no se lleva a cabo ninguna reacción de hidrodesulfuración sobre la materia primera hidrocarbonada.

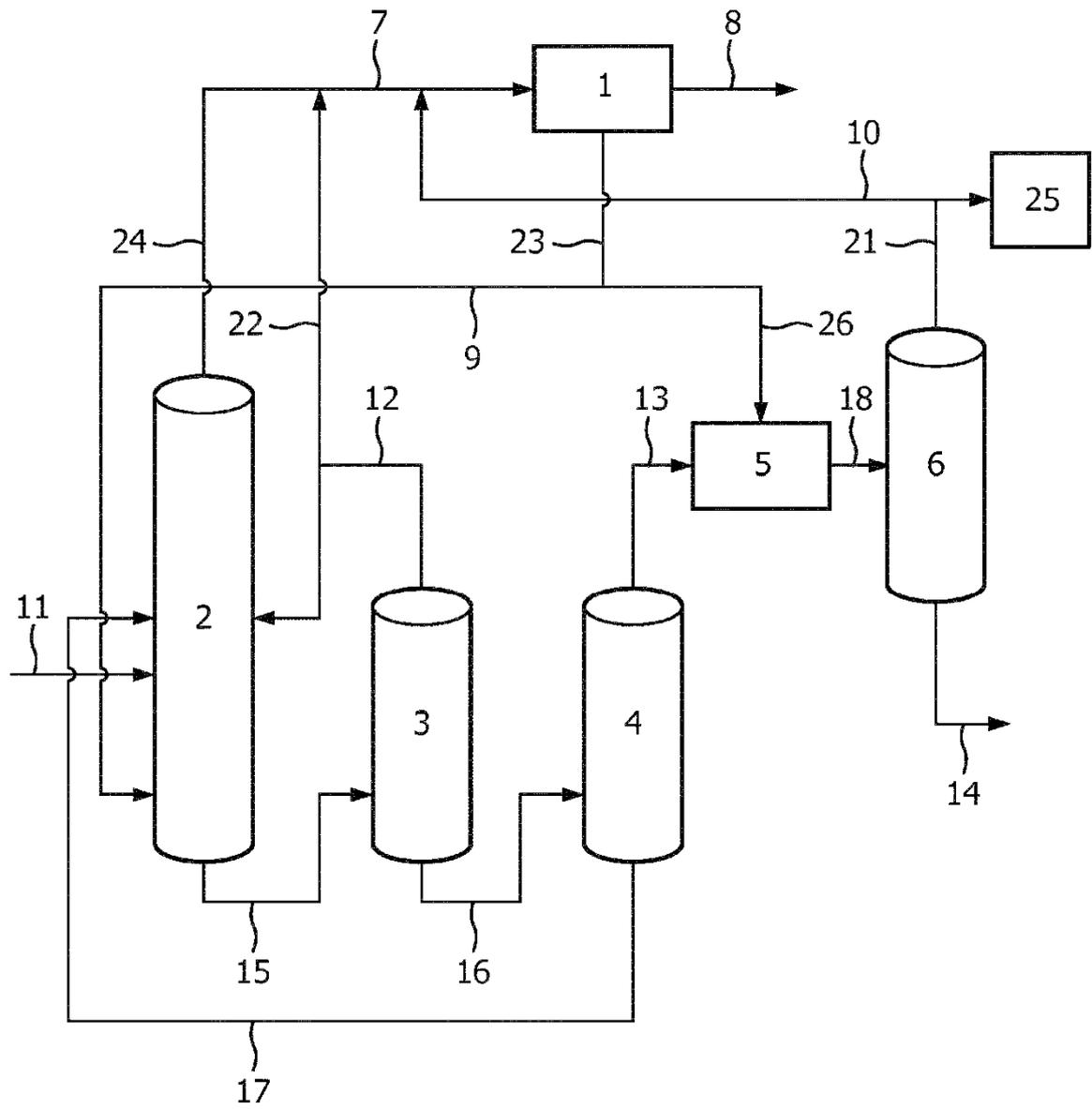


FIG. 1