

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 807 525**

51 Int. Cl.:

C10G 53/06 (2006.01)

C10G 55/04 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **21.11.2016 PCT/EP2016/078300**

87 Fecha y número de publicación internacional: **08.06.2017 WO17093059**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **21.11.2016 E 16804715 (7)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **03.06.2020 EP 3383974**

54 Título: **Procedimiento de producción de materia prima de alta calidad para un proceso de craqueo con vapor**

30 Prioridad:

30.11.2015 EP 15196944

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

23.02.2021

73 Titular/es:

**SABIC GLOBAL TECHNOLOGIES B.V. (100.0%)
Plasticslaan 1
4612 PX Bergen op Zoom, NL**

72 Inventor/es:

**OPRINS, ARNO, JOHANNES, MARIA;
VELASCO PELAEZ, RAUL y
SCHAERLAECKENS, EGIDIUS, JACOBA, MARIA**

74 Agente/Representante:

GONZÁLEZ PECES, Gustavo Adolfo

ES 2 807 525 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 de producción de materia prima de alta calidad para un proceso de craqueo con vapor

La presente invención se refiere a un procedimiento de producción de materia prima de alta calidad para un proceso de craqueo con vapor.

5 El proceso de extracción EXOL de ExxonMobil se refiere a un proceso de eliminación de los componentes aromáticos y polares indeseables de una materia prima de lubricantes de los componentes parafínicos y nafténicos deseables. La alimentación de petróleo, ya sea destilados al vacío o petróleos desasfaltados, entra en la parte inferior del tratador mientras que el disolvente NMP (n-metil-2-pirrolidona), que contiene una cantidad de agua cuidadosamente controlada, entra en la parte superior del tratador y el contador entra actualmente en contacto con la solución de refinado ascendente. La fase rica en petróleo que sale de la parte superior del tratador contiene el producto refinado saturado con el disolvente. La fase de solución de extracto más pesada sale por la parte inferior del tratador portando los componentes aromáticos y polares extraídos. El disolvente es recuperado a través de la extracción con gas o vapor.

15 En un artículo de Mohsen Nouri en la publicación Korean J. Chem. Eng., 30(9), 1700-1709 (2013), "Evaluation of solvent dearomatization effect in heavy feedstock thermal cracking to light olefin: An optimization study" fue estudiado el efecto de la extracción aromática de materias primas pesadas en el craqueo térmico. N-metilpirrolidona, como el disolvente que realizaba la desaromatización de la materia prima se encontraba a diferentes temperaturas y relaciones molares de disolvente a petróleo. Los rendimientos de etileno y propileno aumentaron en más de 10%, mientras que los productos líquidos con cinco o más átomos de carbono disminuyeron 13% en promedio en la desaromatización. Esto se atribuye al mayor contenido de naftenos en el refinado, que es más fácil de craquear para producir olefinas ligeras. Un mayor contenido de aromáticos en la alimentación no tratada conduce a la formación de productos líquidos pesados y a una mayor formación de coque.

25 El documento EP 0 697 455 se refiere a un proceso de preparación de una hydrowax a partir de fracciones de petróleo de hidrocarburo más pesadas que las destilaciones flash, cuya hydrowax puede ser aplicada adecuadamente como materia prima en procesos de craqueo con vapor para producir olefinas inferiores, en particular etileno. Más en detalle, el proceso de acuerdo con el documento EP 0 697 455 para producir una hydrowax comprende las etapas de hidrocrqueo de una mezcla obtenida mezclando al menos una fracción de destilado y un petróleo desasfaltado (DAO), separando el efluente del hidrocrqueador una fracción de la cual al menos 90% en peso tiene un punto de ebullición de 370 °C o más (la fracción 370+), y separando la fracción 370+ en una fracción superior y una fracción inferior en un punto de corte efectivo por debajo de 600 °C, dando así lugar a la hydrowax como la fracción superior.

35 La Patente de los Estados Unidos Núm. 5.107.056 se refiere a un procedimiento de separación de naftenos de corrientes de alimentación ricas en hidrocarburos alifáticos que contienen mezclas de naftenos con parafinas que comprenden las etapas de poner en contacto la corriente de alimentación rica en hidrocarburos alifáticos con un lado de una membrana de barrera de partición porosa y no selectiva mientras que simultáneamente es puesto en contacto el otro lado de la membrana de barrera de partición con un disolvente polar, en ausencia de un diferencial de presión a través de la membrana, para así permear selectivamente el hidrocarburo nafténico a través de la barrera de partición porosa en respuesta al disolvente polar presente en el lado de la fracción permeada de dicha membrana.

40 El documento WO2015000846 a nombre del solicitante de la presente se refiere a un procedimiento de producción de aromáticos y olefinas ligeras a partir de una materia prima de hidrocarburos que comprende las etapas de someter la materia prima de hidrocarburos a un proceso de extracción por disolvente en una unidad de extracción por disolvente; separar de la materia prima de hidrocarburos extraída con disolvente obtenida una fracción de refinado que comprende parafinas y una fracción que comprende aromáticos y naftenos; convertir dicha fracción que comprende aromáticos y naftenos en una unidad de hidrocrqueo y separarla en una fracción de alto contenido de aromáticos y una corriente de alto contenido de parafinas ligeras; convirtiendo dicha fracción de refinado en una unidad de craqueo con vapor en olefinas ligeras.

45 El documento WO2015000843 a nombre del solicitante de la presente se refiere a un proceso de aumento de la producción de un compuesto de hidrocarburos de olefina ligera a partir de una materia prima de hidrocarburos, que comprende las siguientes etapas de alimentación de una materia prima de hidrocarburos en un área de reacción para la apertura de anillos que funciona en un intervalo de temperatura de 300-500°C y un intervalo de presión de 2-10 MPa, separación de los productos de la reacción, generados a partir de dicha área de reacción, en una corriente aérea y una corriente lateral; alimentación de la corriente lateral a una unidad de hidrocrqueo de gasolina (GHC) que funciona en un intervalo de temperatura de 300-580 °C y un intervalo de presión de 0,3-5 MPa, en el que dicha unidad de hidrocrqueo de gasolina (GHC) funciona a una temperatura superior que dicha área de reacción de apertura de anillo, y en el que dicha unidad de hidrocrqueo de gasolina (GHC) funciona a una presión inferior que dicha área de reacción de apertura de anillo, separación de los productos de reacción de la GHC en una corriente aérea de gas, que comprende parafinas C2-C4, hidrógeno y metano y una corriente que comprende compuestos de hidrocarburos aromáticos y compuestos de hidrocarburos no aromáticos, y alimentación de la corriente aérea de gas desde la unidad de hidrocrqueo de gasolina (GHC) a una unidad de craqueo con vapor.

El documento GB 2 040 306 se refiere a un proceso de extracción de constituyentes aromáticos del gasóleo que comprende la introducción en un contactor líquido-líquido de una corriente de gasóleo y la puesta en contacto de la corriente con una corriente sustancialmente inmisible que comprende un disolvente selectivo para los constituyentes aromáticos del gasóleo y el retiro del contactor de una corriente líquida que comprende un disolvente y constituyentes aromáticos extraídos del gasóleo, y una corriente líquida que comprende el gasóleo liberado de al menos una porción de sus constituyentes aromáticos. El disolvente es selectivo también para los constituyentes de azufre orgánico del gasóleo y la corriente líquida que comprende el gasóleo liberado de al menos una porción de sus constituyentes aromáticos también es liberada de al menos una porción de los constituyentes de azufre orgánico.

El documento GB 1 248 814 se refiere a un proceso de obtención de una producción mejorada de olefinas para alimentaciones de hidrocarburos que contienen aromáticos en ebullición en el gama del gasóleo, que comprende el tratamiento de las alimentaciones para eliminar selectivamente los compuestos aromáticos y la alimentación de las alimentaciones tratadas, es decir, el refinado, a un área de craqueo de hidrocarburos. Este documento británico enseña que la eliminación, es decir, la separación, de los aromáticos de los destilados de petróleo en ebullición en la gama del gasóleo mientras son retenidos los compuestos parafínicos y nafténicos en dichos destilados, puede ser lograda mediante la extracción con disolvente.

El craqueo térmico por vapor es un procedimiento conocido de producción de olefinas inferiores, en particular etileno y propeno. Es un proceso fuertemente endotérmico y consiste básicamente en calentar una alimentación de petróleo de hidrocarburo a una temperatura suficientemente alta para que se produzcan reacciones de craqueo seguidas de un rápido enfriamiento del efluente del reactor y el fraccionamiento de este efluente en los diferentes productos. El craqueo con vapor, también comúnmente denominado craqueo con etileno, suele consistir en una sección caliente y una sección fría. La sección caliente consiste en hornos de craqueo, una sección de enfriamiento y un fraccionador primario para separar el efluente. Es introducido vapor en el horno de craqueo para diluir la alimentación. Esto es favorable para el rendimiento final de las olefinas, mientras que el vapor añadido también suprime la deposición de coque en dicho horno. En la sección fría, el gas craqueado es separado en forma adicional en los diversos productos finales, entre los que se encuentran etileno y propeno puros.

El uso directo de fracciones pesadas en un proceso de craqueo térmico con vapor como materia prima principal o como alimentación alternativa (por sí misma o en régimen de coalimentación) está limitado en el equipo y las unidades de recuperación posteriores. Las alimentaciones líquidas más pesadas producen menos etileno y propileno, aunque el rendimiento de los subproductos menos deseables, tal como el fueloil, aumenta con el craqueo de estas alimentaciones. El empleo de un proceso de pretratamiento antes del craqueo con vapor es indispensable para mejorar la calidad de las fracciones pesadas, en el que diversos tratamientos, tal como extracción de aromáticos, reducción de la viscosidad por craqueo térmico, hidrotatamiento, hidrocraqueo y craqueo en dos etapas pueden mejorar las fracciones pesadas.

La presente invención está dirigida a un pretratamiento de una alimentación antes de su procesamiento adicional para una operación de craqueo con vapor.

De este modo, la presente invención se refiere a un procedimiento de producción de materia prima de alta calidad para un proceso de craqueo con vapor, estando dicho procedimiento de acuerdo con la reivindicación 1.

De acuerdo con tal procedimiento, un proceso de extracción por disolvente produce una corriente rica en parafina, que proporciona un mayor rendimiento de olefinas en una unidad de craqueo con vapor en comparación con un proceso en el que son usadas materias primas de hidrocarburos no tratadas. En una realización preferente, la materia prima refinada, es decir, el refinado o la alimentación procesado en el proceso de craqueo con vapor, tiene una composición específica, a saber, el contenido de aromáticos está en el intervalo de 0 a 5% en peso y el contenido de naftenos está en el intervalo de 0 a 25% en peso, en base al peso total de la alimentación. La composición del extracto, es decir, los corrientes que contienen aromáticos y naftenos, depende de la composición de la materia prima suministrada a la unidad de extracción por disolvente en la etapa ii), pero básicamente la parte de la materia prima que no es recuperada como refinado es recuperada como extracto.

Los inventores de la presente asumen que, de acuerdo con una realización de la presente invención, el refinado está completamente agotado de aromáticos, pero que algunas moléculas monoaromáticas con largas ramificaciones parafínicas pueden no ser extraídas y, por lo tanto, dar lugar a un valor superior en el intervalo de contenido aromático (5% en peso). El contenido de monoaromáticos en VGO es normalmente menor que 10%, por lo que una eficiencia de extracción de al menos 50% es una suposición justa. Los niveles nafténicos indicados anteriormente están basados en una correlación entre el índice de viscosidad y la composición obtenida mediante espectroscopia de RMN para una serie de petróleos base (la mayoría de estos hidrotatados hasta cierto punto). Dentro del intervalo de condiciones de extracción por disolvente (relación disolvente/petróleo y temperaturas de extracción), como es descrito a continuación en la presente descripción, cabe esperar un intervalo de 15 a 25% en peso de naftenos en el refinado. La gama más baja de 0% mencionada con anterioridad se refiere a una realización para cubrir materias primas muy parafínicas que pueden haber sido cubiertas en la correlación con muestras hidrotatadas (estas serían más nafténicos en la naturaleza que los VGO no tratados que son parte de la presente invención).

En una realización en la que el nivel aromático/nafténico es mayor que el mencionado anteriormente es debido a que el alcance del beneficio en los rendimientos del craqueo con vapor líquido sería menor, por lo que se produciría menos etileno + propileno y más pyroil. El alcance del efecto para las diferentes composiciones de refinados / materias primas del craqueo con vapor ha sido demostrado en los ejemplos descritos a continuación en la presente descripción.

5 En la etapa ii) de la invención están incluidas dos subetapas, a saber, una etapa iia) que comprende la separación de los aromáticos de dicha materia prima de hidrocarburos de la etapa i), formando así una corriente intermedia que contiene naftenos y una corriente que contiene aromáticos, y una etapa iib) que comprende la separación de los naftenos de dicha corriente intermedia, formando así una corriente que contiene naftenos y dicha materia prima refinada.

10 De acuerdo con tal realización, la materia prima refinada, es decir, el refinado o la alimentación a ser procesados en el proceso de craqueo con vapor, tiene una composición específica, a saber, el contenido de aromáticos está en el intervalo de 0-2% en peso y el contenido de naftenos está en el intervalo de 0-10% en peso. La corriente que contiene naftenos tiene una composición específica, a saber, el contenido de aromáticos está en el intervalo de 0-10% en peso, el contenido de naftenos está en el intervalo de 50-100% en peso y el contenido de parafinas está en el intervalo de 0-40% en peso. La corriente que contiene aromáticos tiene una composición específica, a saber, el contenido de aromáticos está en el intervalo de 60-100% en peso, el contenido de naftenos está en el intervalo de 0-40% en peso, y el contenido de parafinas está en el intervalo de 0-20% en peso. La composición de la corriente intermedia que contiene naftenos tiene un contenido de aromáticos en el intervalo de 0-25% en peso, un contenido de naftenos en el intervalo de 10-50% en peso y un contenido de parafinas en el intervalo de 40-100% en peso. Todos los porcentajes están basados en el peso total de la corriente correspondiente.

La materia prima de hidrocarburos preferente tiene un intervalo de ebullición en un intervalo de 300-550 °C. Preferentemente, la materia prima es rica en parafinas para maximizar el rendimiento del craqueo con vapor. Un ejemplo de esta materia prima preferente es una materia prima de hidrocarburos originada en un petróleo crudo parafínico.

25 En caso de uso de una materia prima de hidrocarburos originada a partir de un petróleo crudo parafínico, la etapa ii) es llevada a cabo dentro de un intervalo de temperatura de 85 a 125 °C y una dosis de disolvente dentro del intervalo de 250 a 450 por ciento. Y la etapa iia) comprende preferentemente un intervalo de temperatura de 50 a 125 °C, más preferentemente dentro de un intervalo de 60 a 85 °C y una dosis de disolvente dentro de un intervalo de 50 a 450 por ciento, preferentemente de 100 a 340 por ciento. Antes de la introducción en el craqueador con vapor, puede ser usada una unidad de recuperación de disolvente adicional para minimizar la cantidad de disolvente que entra en los hornos y minimizar las pérdidas de disolvente.

30 Un ejemplo de esa materia prima preferente es una materia prima de hidrocarburos originada en un petróleo crudo nafténico, especialmente una materia prima de hidrocarburos con un intervalo de ebullición entre 300 y 550 °C. Más preferentemente, una materia prima parafínica porque así se obtendrán los mayores rendimientos en etileno por tonelada de alimentación.

35 En caso de uso de una materia prima de hidrocarburos originada a partir de un petróleo crudo nafténico, la etapa ii) es llevada a cabo dentro de un intervalo de temperatura de 65 a 95 °C y una dosis de disolvente dentro del intervalo de 150 a 300 por ciento. Y la etapa iia) comprende preferentemente un intervalo de temperatura de 10 a 95 °C, más preferentemente de 20 a 65 °C, y una dosis de disolvente dentro de un intervalo de 50 a 300 por ciento, preferentemente de 75 a 200 por ciento.

40 En una realización preferente la presente etapa iib) comprende un proceso de extracción de membrana. En tal proceso de extracción de membrana, la corriente de alimentación pasa a lo largo de un lado de una membrana de barrera de separación porosa y no selectiva, por ejemplo una membrana de ultrafiltración, fabricada con cerámica, vidrio sinterizado o metal, o de un material polimérico tal como polietileno, polipropileno, teflón, celulosa, nylon, etc. El tamaño de sus poros está preferentemente en el intervalo de 100 a 5000 Angstrom.

45 De acuerdo con otra realización del procedimiento de la presente de producción de materia prima de alta calidad para un proceso de craqueo con vapor, la etapa iii) comprende además la aplicación de una etapa de eliminación de los oligoelementos de disolvente de dicha materia prima refinada antes de su procesamiento en un proceso de craqueo con vapor.

50 El procedimiento de la presente comprende además la recuperación de disolventes de una o más corrientes que contienen aromáticos y naftenos que forman una corriente de disolventes recuperados y una o más corrientes ricas en aromáticos y naftenos, en el que dichas corrientes ricas en aromáticos y naftenos son procesadas en forma adicional en unidades de proceso de refinería, tal como procesos de hidrocrqueo, procesos de producción de negro de carbón o mezcla directa con combustibles. Otro uso preferente de dicha corriente o corrientes ricas en aromáticos y naftenos es como material de petróleo para enfriamiento brusco en craqueadores con vapor líquido.

El disolvente usado en el procedimiento de la presente de producción de materia prima de alta calidad para un proceso de craqueo con vapor es seleccionado del grupo de n-metil-2-pirrolidona, furfural y fenol y sus mezclas, incluyendo la presencia de codisolventes, tal como agua.

5 A continuación, la presente invención es ilustrada con ejemplos y figuras.

La Figura 1 muestra una realización de un procedimiento fuera del alcance de la presente invención de producción de materia prima de alta calidad para un proceso de craqueo con vapor.

La Figura 2 muestra otra realización del procedimiento de la presente de producción de materia prima de alta calidad para un proceso de craqueo con vapor.

10 La Figura 1 muestra un proceso 10 de producción de materia prima de alta calidad para un proceso de craqueo con vapor. Una materia prima de hidrocarburos 1 es pasada a una unidad de extracción de disolvente 5, en la que es separada en una corriente inferior 2 y una corriente superior 4. La corriente inferior 2 comprende aromáticos, naftenos y disolvente, la corriente superior 4 comprende parafinas. La corriente inferior 2 es pasada a una unidad de recuperación de disolventes 6, en la que es separada en una corriente 7 rica en aromáticos y naftenos. El disolvente 3 así recuperado es reciclado a la unidad de extracción de disolventes 5. La corriente superior 4 es pasada a la unidad de craqueo con vapor 8 para producir una corriente 9 que comprende olefinas y BTX (benceno, tolueno y xilenos). La Figura 1 se refiere al proceso de una sola etapa, es decir, la eliminación simultánea de aromáticos y naftenos de la corriente 1. En una realización el contenido de aromáticos de la corriente 4 (refinado) está en el intervalo de 0-5% en peso y los naftenos en el intervalo de 0-25% en peso. La composición de la corriente 7 (extracto) depende de la composición de la materia prima suministrada a la unidad de extracción por disolvente, pero básicamente la parte de la materia prima que no es recuperada como refinado es recuperada como extracto.

La Figura 2 muestra un proceso 20 de producción de materia prima de alta calidad para un proceso de craqueo con vapor. Una materia prima de hidrocarburos 21 es pasada a una primera unidad de extracción por disolvente 15, en la que es separada en una corriente inferior 12 y una corriente superior 11. La corriente inferior 12 comprende los aromáticos y el disolvente, y la corriente superior 11 comprende los naftenos y las parafinas. La corriente inferior 12 es pasada a una primera unidad de recuperación de disolventes 16, en la que es separada en una corriente 17 rica en aromáticos. El disolvente 13 así recuperado es reciclado en la primera unidad de extracción de disolvente 15. La corriente superior 11 es pasada a una segunda unidad de extracción por disolvente 23, en la que es separada en una corriente inferior 22 y una corriente superior 27. La corriente inferior 22 comprende naftenos y disolvente, la corriente superior 27 comprende parafinas. La corriente inferior 22 es pasada a una segunda unidad de recuperación de disolventes 24, en la que es separada en una corriente 25 rica en naftenos. El disolvente 26 así recuperado es reciclado en la segunda unidad de extracción de disolvente 23. La corriente superior 27 es pasada a la unidad de craqueo con vapor 18 para producir una corriente 19 que comprende olefinas y BTX (benceno, tolueno y xilenos). La corriente que contiene compuestos nafténicos 25 puede ser enviada a diversas unidades de proceso, tal como hornos de craqueo con vapor, sistema de enfriamiento brusco del craqueo con vapor, y es comercializada como materias primas de lubricantes nafténicos. En una realización, el contenido de aromáticos de la corriente 27 (materia prima del craqueador con vapor) está en el intervalo de 0-2% en peso y los naftenos en el intervalo de 0-10% en peso. Para la corriente 25 (corriente rica en nafténicos) el contenido de aromáticos está en el intervalo de 0-10% en peso, naftenos en el intervalo de 50-100% en peso, parafinas en el intervalo de 0-40% en peso. Para la corriente 17 (corriente rica en aromáticos) el contenido de aromáticos está en el intervalo de 60-100% en peso, naftenos en el intervalo de 0-40% en peso, parafinas en el intervalo de 0-20%. Para la corriente 11 (alimentación al segundo proceso de extracción de disolventes) el contenido de aromáticos está en el intervalo de 0-25% en peso, naftenos en el intervalo de 10-50% en peso, parafinas en el intervalo de 40-100%.

La Figura 2 se refiere al proceso de dos etapas, es decir, una etapa que comprende la separación de los aromáticos de la materia prima de hidrocarburos, formando así una corriente intermedia, y una etapa que comprende la separación de los naftenos de la corriente intermedia. Los inventores de la presente asumen que la pureza de la corriente parafínica originada en la Figura 2 es mayor que la creada en la Figura 1.

Además, la realización mostrada en la figura 2 comprende dos unidades separadas de recuperación de disolventes, a saber, la primera unidad de recuperación de disolventes 16 y la segunda unidad de recuperación de disolventes 24. Sin embargo, en una realización preferente (no mostrada) estas unidades de recuperación de disolventes pueden estar combinadas en una sola unidad.

Además, el esquema de procesamiento de acuerdo con la Figura 2 permite la producción independiente de parafinas y naftenos. Las condiciones de craqueo en los hornos de craqueo con vapor pueden ser ajustadas para obtener rendimientos óptimos para cada corriente. Esto no es posible cuando son enviadas parafinas junto con naftenos a los hornos.

Los inventores de la presente han descubierto que en el proceso mostrado en la Figura 1 cuanto más ligeras sean las moléculas, es decir, la composición de la corriente superior 4, mejor será el rendimiento del craqueador con vapor. En el proceso mostrado en la Figura 2, los naftenos pueden ser usados como un material de enfriamiento que actúa como

donante de hidrógeno y reduce al mínimo las reacciones de condensación producidas en esta parte del proceso de craqueo con vapor. Además, dado que la temperatura de esta corriente será del orden de 150-200 °C, puede constituir un material de enfriamiento comparable o incluso mejor que las corrientes ricas en aromáticos usadas habitualmente.

5 De este modo, el aparato usado en el procedimiento de la presente puede comprender una única área de extracción o diversas áreas de extracción equipadas con hileras de hangares u otros dispositivos estacionarios para favorecer la puesta en contacto, mezcladores de orificio o dispositivos de agitación eficaces, tal como agitadores mecánicos, surtidores de diámetro interno restringido, turbo-mezcladores y similares. La operación puede ser llevada a cabo por lotes o como una operación de tipo continuo, siendo preferente la última operación. Una configuración operativa particularmente preferente comprende la extracción continua a contracorriente. Cabe destacar que el equipo empleado en la operación del proceso de extracción no es crítico para la eficacia global de la extracción y puede comprender 10 contactores de disco rotativo, contactores centrífugos, columnas de extracción de lecho empacado contracorriente, contactores de bandeja contracorriente y similares.

Ejemplos

15 Siguiendo el esquema de procesamiento mostrado en la Figura 1, han sido producidos diferentes tipos de materias primas para el craqueo con vapor a partir de gasóleo al vacío (VGO), dependiendo del grado de separación en el proceso de extracción de disolventes. A partir del gasóleo ligero árabe VGO (propiedades mostradas en la Tabla 1) pueden ser generadas seis materias primas diferentes:

VGO1: VGO completo

VGO2: VGO desaromatizado (no contiene aromáticos)

20 VGO3: VGO parafínico (no contiene aromáticos ni naftenos)

VGO4: Alimentación que contiene todas las parafinas y el 20% de naftenos presentes en el VGO

VGO5: Alimentación que contiene todas las parafinas y todos los naftenos de anillo único presentes en el VGO

VGO6: Alimentación que contiene todas las parafinas y 20% de naftenos más ligeros presentes en el VGO

25 Tabla 1. Composición de VGO ligero árabe

	% en peso
Parafinas	31,4
Naftenos totales	12,6
Mononaftenos	9,8
Aromáticos	56,0

Además de los VGO completos (identificados como VGO1) y los VGO extraídos con disolventes (identificados como VGO2-VGO6), también fueron proporcionadas dos corrientes de petróleo no convertidas (UCO1 y UCO2) como materia prima para ejemplos comparativos.

30 La Tabla 2 muestra que la principal diferencia entre estas dos corrientes radica en su diferente contenido de hidrógeno (UCO1 = 14,3 % en peso y UCO2 = 13,7% en peso). El hidrotratamiento/hidrocrqueo es la forma convencional de permitir el procesamiento de los destilados al vacío en un craqueador con vapor.

Tabla 2. Propiedades de petróleo no convertido

Propiedad		UCO1	UCO2
Contenido de H	% en peso	1,43	13,7
Gravedad específica	kg/kg	0,83	0,84
IBP	°C	342	342
10%	°C	367	367
30%	°C	402	402
50%	°C	429	429
70%	°C	461	461
90%	°C	516	516
FBP	°C	579	579

5 Los rendimientos de las craqueadores con vapor de etapa única (en % en peso para todas las diferentes alimentaciones) son presentados en la Tabla 3. Estos rendimientos han sido estimados con el software Spyro usando las siguientes características: tasa de alimentación = 30 ton/h, temperatura de salida de bobina (COT) = 775 °C, relación vapor/petróleo = 0,75 p/p, presión de salida de bobina (COP) = 0,17 MPa.

Tabla 3. Rendimientos de craqueador con vapor de etapa única en % en peso

	VGO1	VGO2	VGO3	VGO4	VGO5	VGO6	UCO1	UCO2
H ₂	0,3	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,3
CH ₄	5,8	7,3	7,0	7,1	7,3	7,0	7,0	7,1
Etileno	17,8	26,7	29,2	28,6	27,3	28,6	26,3	24,6
Etano	2,3	4,0	4,3	4,2	4,1	4,3	3,9	3,6
Propileno	12,6	18,7	19,5	19,3	19,1	19,3	17,7	16,9
Butadieno	4,2	7,1	7,3	7,2	7,2	7,2	6,8	6,2
Isobuteno	1,8	2,4	2,1	2,2	2,4	2,2	1,9	1,9
Benceno	1,9	3,3	2,6	2,8	3,3	2,8	3,1	2,5
Tolueno	1,1	1,7	1,1	1,3	1,5	1,3	1,9	1,3
Xileno	0,6	0,5	0,3	0,3	0,4	0,4	0,9	0,5
C9+	37,7	4,6	2,9	3,3	3,2	3,3	9,0	16,0
Propileno + Etileno	30,4	45,4	48,7	47,9	46,4	47,9	44,0	41,5

10 En los ejemplos anteriores, VGO2 es un refinado completamente agotado de aromáticos, pero con todos los naftenos, VGO3 es un refinado completamente aromático y agotado de nafténicos, y VGO4-6 muestra el efecto de tener aún algunos naftenos en la alimentación del craqueador con vapor: VGO4 = 8% de naftenos; VGO5 = 17% de naftenos; VGO6 = 3% de naftenos). Los inventores de la presente han descubierto que la composición del refinado está parcialmente determinada por la eficiencia del proceso de extracción por disolvente y las compensaciones económicas: mayores temperaturas y mayores relaciones de disolvente/petróleo disminuyen el contenido de aromáticos y naftenos, pero con mayor consumo de energía. Estos intervalos de contenido de aromáticos y nafténicos

15

son diferentes de los mostrados en las referencias de la técnica anterior discutidas, es decir, Nouri *et al.* (Arom. = 19% y Naft. = 28%) y el documento GB 1 248 814 ("raffinate contains all paraffins & cycloparaffins of the gas oil" y "extract contains 71% of the aromatics contained in the gas oil", por lo que una cantidad considerable de aromáticos se encuentra todavía en el refinado).

- 5 Puede ser observado a partir de la Tabla 3 que la desaromatización de VGO (VGO2) aumenta los rendimientos de propileno y etileno en 50% en comparación con el procesamiento de VGO completo (VGO1), mientras que reduce la producción de componentes C9+ en 88%. La subsiguiente eliminación de todos los naftenos (VGO3) proporciona un aumento adicional de los rendimientos de propileno y etileno a 48,7% (3,3% más que VGO2) reduciendo aún más la producción de C9+.
- 10 Todos los VGO extraídos con disolventes muestran mejores rendimientos de etileno y propileno que los petróleos no convertidos, con la ventaja de que no requieren hidrógeno o unidades de hidroprocesamiento con uso intensivo de capital.

REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento de producción de materia prima de alta calidad para un proceso de craqueo con vapor, comprendiendo dicho procedimiento las siguientes etapas:
 - i) proporcionar aromáticos y naftenos que contengan materia prima de hidrocarburos;
 - 5 ii) poner en contacto dicha materia prima de hidrocarburos con un disolvente a una dosis efectiva para eliminar los aromáticos y naftenos de dicha materia prima formando una materia prima refinada y una o más corrientes que contienen aromáticos y naftenos, en el que dicho disolvente es seleccionado del grupo de n-metil-2-pirrolidona, furfural y fenol y sus mezclas, incluyendo la presencia de codisolventes;
 - 10 iii) procesar dicha materia prima refinada en un proceso de craqueo con vapor, en el que la etapa ii) comprende dos subetapas, a saber, una etapa iia) que comprende la separación de los aromáticos de dicha materia prima de hidrocarburos de la etapa i) formando así una corriente intermedia que contiene naftenos y una corriente que contiene aromáticos, y una etapa iib) que comprende la separación de los naftenos de dicha corriente intermedia formando así una corriente que contiene naftenos y dicha materia prima refinada, en el que dicha materia prima de hidrocarburos es un petróleo crudo parafínico y la etapa iia) comprende un intervalo de temperatura de 50 a 125 °C, preferentemente dentro de un intervalo de 60 a 85 °C y una dosis de disolvente dentro de un intervalo de 50 a 450 por ciento, preferentemente 100 a 340 por ciento, siendo dicha materia prima de hidrocarburos un petróleo crudo nafténico y la etapa iia) comprende un intervalo de temperatura de 10 a 95 °C, preferentemente 20 a 65 °C, y una dosis de disolvente dentro de un intervalo de 50 a 300 por ciento, preferentemente 75 a 200 por ciento.
- 20 2. El procedimiento de acuerdo con la reivindicación 1, en el que dicha materia prima de hidrocarburos tiene un intervalo de ebullición en un intervalo de 300-550 °C.
3. El procedimiento de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que el etapa iii) comprende además la aplicación de un etapa de eliminación de oligoelementos de disolvente de dicha materia prima refinada antes de procesar dicha materia prima refinada en un proceso de craqueo con vapor.
- 25 4. El procedimiento de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, que comprende además la recuperación de disolvente de dichos una o más corrientes que contienen aromáticos y naftenos que forman una corriente de disolvente recuperado y una o más corrientes ricas en aromáticos y naftenos.
5. El procedimiento de acuerdo con la reivindicación 4, en el que dichas una o más corrientes ricas en aromáticos y naftenos son procesadas de forma adicional en unidades de proceso de refinería, tal como procesos de hidrocrqueo, procesos de producción de negro de carbón, o la mezcla directa en combustibles o como material de petróleo para enfriamiento brusco en craqueadores con vapor líquido.
- 30 6. El procedimiento de la reivindicación 1, en el que la etapa iib) comprende un proceso de extracción de membrana, en el que en el proceso de extracción de membrana se hace pasar una corriente de alimentación a lo largo de un lado de una membrana de barrera de separación porosa y no selectiva.
- 35 7. El procedimiento de acuerdo con la reivindicación 6, en el que la membrana es una membrana de ultrafiltración, fabricada con cerámica, vidrio sinterizado o metal, o con un material polimérico.
8. El procedimiento de acuerdo con la reivindicación 7, en el que el material polimérico es polietileno, polipropileno, teflón, celulosa o nylon.
- 40 9. El procedimiento de acuerdo con la reivindicación 7 u 8, donde el tamaño de los poros de la membrana está en el intervalo de 100 a 5000 Angstrom.

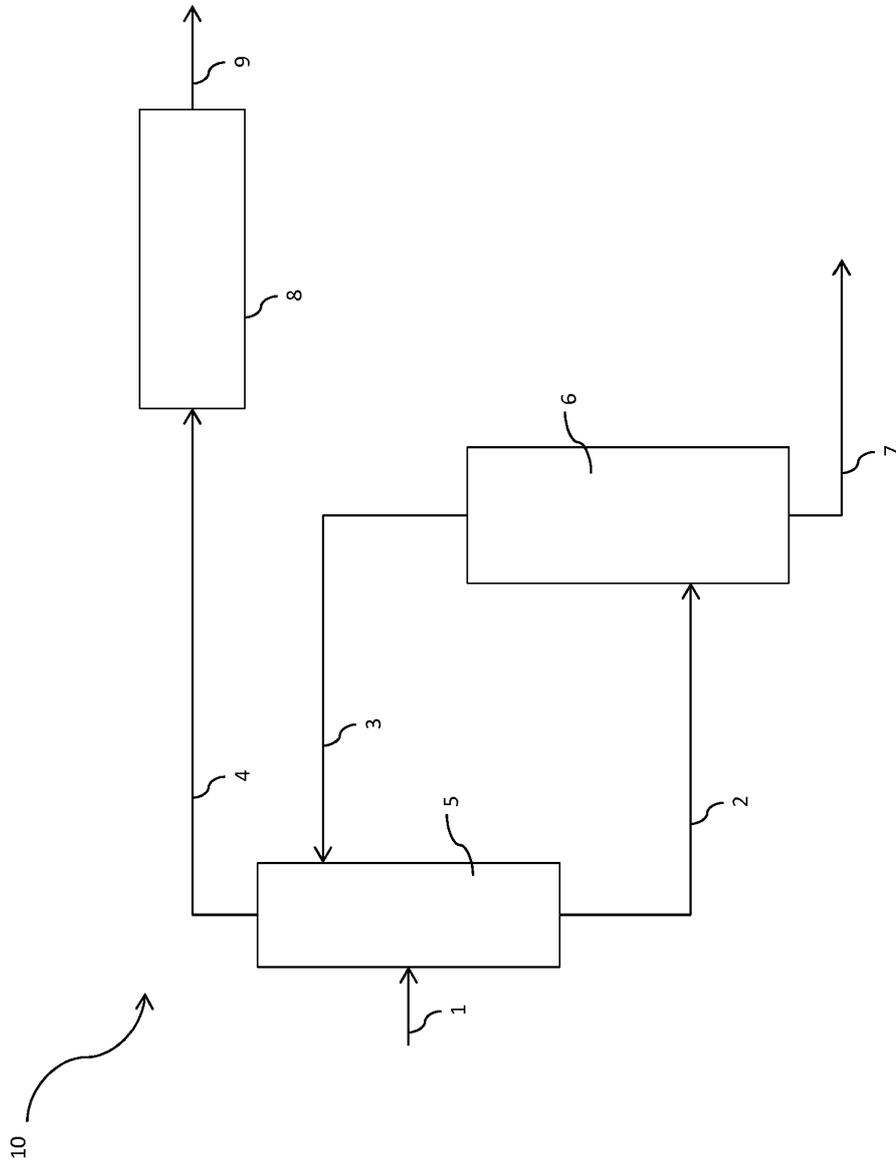


Fig. 1

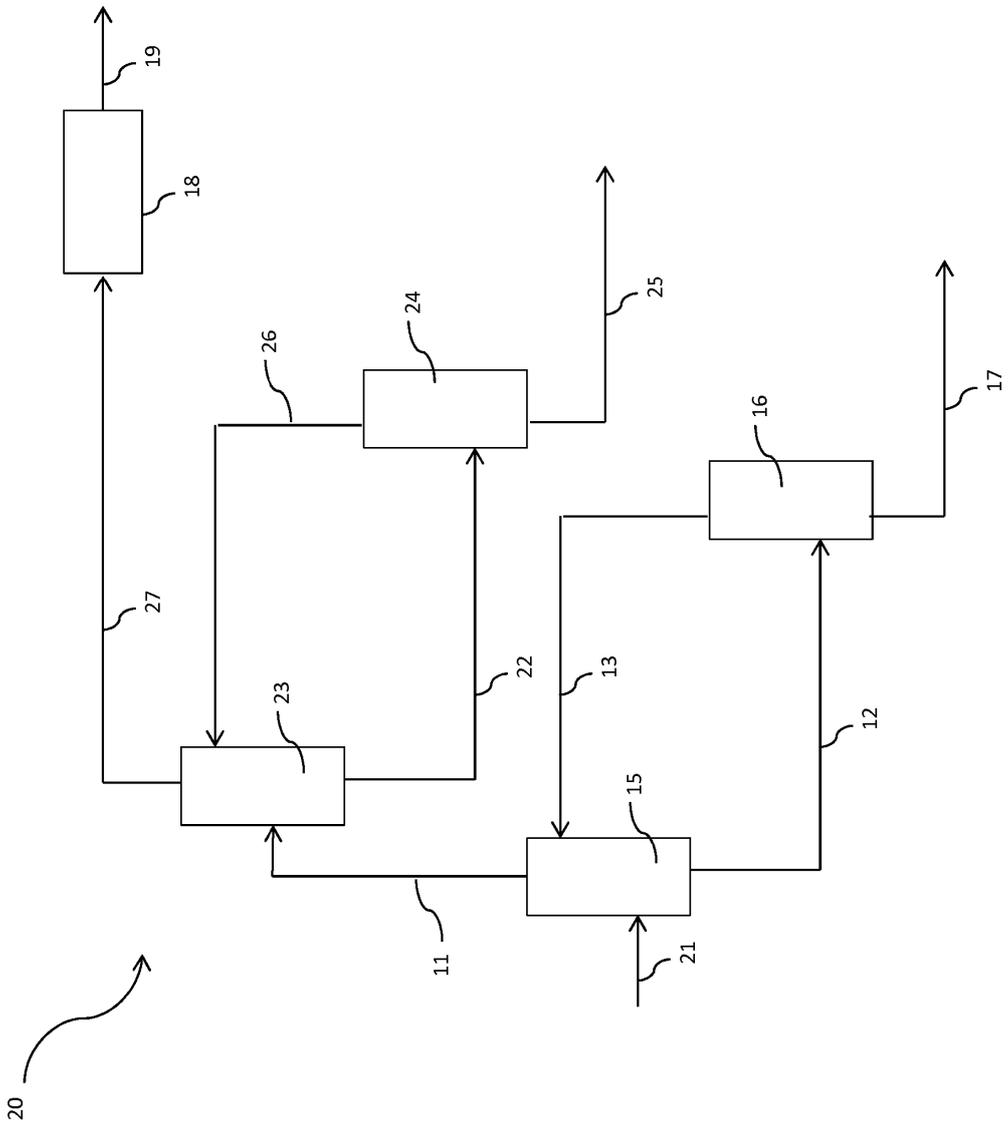


Fig. 2