

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 670 024**

51 Int. Cl.:

C10G 51/02 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **23.12.2014 PCT/EP2014/079235**

87 Fecha y número de publicación internacional: **03.09.2015 WO15128044**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **23.12.2014 E 14820887 (9)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **28.02.2018 EP 3110914**

54 Título: **Proceso de craqueo secuencial**

30 Prioridad:

25.02.2014 EP 14156628

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

29.05.2018

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:

**RAJAGOPALAN, VIJAYANAND;
NARAYANASWAMY, RAVICHANDER y
OPRINS, ARNO JOHANNES MARIA**

74 Agente/Representante:

LEHMANN NOVO, María Isabel

ES 2 670 024 T3

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

DESCRIPCIÓN

Proceso de craqueo secuencial

- 5 La presente invención se refiere a un proceso de craqueo térmico secuencial para el craqueo térmico de una materia básica de hidrocarburo en una cascada de unidades de craqueo donde la materia básica de hidrocarburo se calienta en un horno hasta una temperatura máxima predeterminada y después se craquea de forma térmica en la cascada de unidades de craqueo.
- 10 El documento EP 0005643 se refiere a un proceso de conversión de residuo de petróleo para destilar productos y coque de máxima calidad. Un material hidrocarbonado líquido pesado que tiene un punto de ebullición inicial por encima de 340°C se combina con un diluyente donador de hidrógeno y se suministra a un horno de craqueo, que funciona a una temperatura de 480 a 540°C y una presión de 10,5 a 70 kg/cm². El efluente del horno pasa a un fraccionador, donde los gases y los destilados se retiran de la sección superior a través de líneas, y se retira una fracción de gasóleo de la parte media del fraccionador, combinado con hidrógeno y se hidrogena en un hidrotratador catalítico para reutilizar como diluyente donador de hidrógeno. Una parte del gasóleo hidrogenado del hidrotratador 14 se combina con la fracción de brea que hierve por encima de 510°C desde el fondo del fraccionador, y pasa hasta un horno coquizador donde se calienta hasta la temperatura de coquización. El efluente del horno coquizador entonces pasa a un tambor de coque retardado para la formación de coque de máxima calidad. Los vapores del tambor de coque se devuelven al fraccionador, y se extrae el coque del fondo del tambor de coque. Este documento también muestra la adición de un horno de craqueo de segunda etapa y una vaporización instantánea para eliminar los extremos líferos de la materia básica del coquizador, donde una primera parte del diluyente donador de hidrógeno, después de pasar a través del hidrotratador, se suministra al horno de craqueo de la segunda etapa, y una segunda parte se suministra al horno coquizador.
- 25 La patente de Estados Unidos n.º 1958959 se refiere al craqueo de aceites de hidrocarburo para la producción de productos de menor punto de ebullición tales como gasolina o destilados de nafta, que comprende pasar aceite de carga limpio y reciente a través de una zona de calentamiento donde se eleva hasta una temperatura de craqueo a presión, someter el aceite caliente resultante en una zona de craqueo principal a temperaturas de craqueo a una presión superatmosférica para lograr el craqueo y la vaporización, someter los vapores desarrollados a fraccionamiento para formar una fracción de vapor de destilado ligero y un condensado de mayor punto de ebullición, extraer el condensado de la zona de fraccionamiento pasar el condensado así extraído para calentar el aceite hasta una temperatura de craqueo mayor de la que se obtiene en la zona de craqueo principal, dirigir el aceite así calentado a una zona de digestión ampliada y mantener el aceite en la misma a una temperatura sustancialmente constante mayor de la que se obtiene en la zona de craqueo principal y a presiones mayores para lograr el craqueo y la digestión, expandir los productos craqueados de la zona ampliada en la zona de craqueo principal para la destilación y evitar que los productos residuales del craqueo entren en la zona de calentamiento.
- 40 El documento GB 2138840 se refiere a un proceso para el craqueo térmico de aceite de hidrocarburo pesado, que comprende las etapas de: (a) suministrar el aceite de hidrocarburo pesado a una primera zona de craqueo térmico para craquear de forma térmica el aceite de hidrocarburo pesado y para obtener un primer producto craqueado de forma térmica; (b) introducir el primer producto en una segunda zona de craqueo térmico para craquear de forma térmica el primer producto y para obtener un segundo producto craqueado de forma térmica y un producto de brea, teniendo la segunda zona de craqueo una pluralidad de reactores de craqueo que están conectados en serie, a través de los cuales se pasa sucesivamente el primer producto y a cada uno de los cuales se suministra un medio de transferencia de calor gaseoso para mantener la fase líquida en el mismo, incluyendo el primer producto, a una temperatura suficiente para lograr el craqueo térmico y para separar los componentes craqueados destilables resultantes de la fase líquida, estando la temperatura de craqueo térmico en un reactor controlada de tal manera para que llegue a ser mayor que la del reactor del lado anterior adyacente, retirándose los componentes craqueados destilables en los reactores respectivos por encima de los mismos como el segundo producto, descargándose la fase líquida en el reactor del extremo posterior del mismo para su recuperación como el producto de brea; (c) separar el segundo productos en una fracción pesada y una fracción ligera, (d) recuperar la fracción ligera como un aceite de producto ligero, (e) introducir la fracción pesada en una tercera zona de craqueo térmico para craquear de forma térmica la misma y para obtener un producto que contiene alquitrán; y (f) reciclar el producto que contiene alquitrán a al menos uno de los reactores de la segunda zona de craqueo térmico. En la segunda zona de craqueo térmico el craqueo térmico en el primer reactor de craqueo se realiza a una temperatura entre 400 y 420°C, que en el segundo reactor es entre 410 y 430°C y que en el tercer reactor es entre 420 y 440°C.
- 60 La patente de Estados Unidos n.º 3245900 se refiere a un proceso de conversión de hidrocarburo donde se suministra un suministro de aceite crudo reducido a una columna de destilación al vacío, donde el gasóleo ligero se pasa a una zona de hidrocrqueo, se extraen la gasolina y las fracciones más ligeras que comprenden hidrocarburos C4 del sistema, a través de la línea 8, el gasóleo pesado se pasa hasta una zona de craqueo catalítico, el aceite de ciclo ligero se pasa hasta una zona de hidrocrqueo, el aceite del ciclo pesado se pasa hasta una zona de hidrocrqueo. El residuo se pasa a desalfaltado con disolvente, donde el aceite desalfaltado se pasa a una zona de hidrocrqueo, hasta una zona de coquización o hasta una zona de craqueo térmico.

La solicitud de patente de Estados Unidos n.º 2012/298552 divulga un proceso de coquización retardada para el craqueo térmico de aceite crudo completo en una unidad de coquización retardada, donde la corriente de alimentación de aceite crudo completo se calienta en un horno y se introduce en la unidad de coquización retardada, donde la corriente de producto gaseoso y líquido desde la unidad de coquización retardada se pasa hasta una columna de fraccionamiento de la unidad de coquización retardada para la recuperación como corrientes laterales separadas de la nafta de la columna de fraccionamiento, gasóleo ligero y gasóleo pesado, y reciclar una parte del gasóleo pesado y reintroducirlo con la corriente de producto de la unidad de coquización en la columna de fraccionamiento. Al menos una parte de los fondos de la columna de fraccionamiento se mezcla con la corriente de alimentación de aceite crudo completo para formar una corriente de alimentación mixta y se introduce en el horno.

La coquización retardada es un proceso de craqueo térmico usado en refinerías de petróleo para mejorar y convertir residuo de petróleo, que típicamente son los fondos de la destilación atmosférica y a vacío de aceite crudo, en corrientes de producto líquido y gaseoso dejando detrás coque de petróleo como material de carbono concentrado sólido. Un calentador encendido u horno, por ejemplo, del tipo tubular horizontal se usa en el proceso para alcanzar temperaturas de craqueo térmico de 485°C a 505°C. Con un corto tiempo de residencia en los tubos del horno, la coquización del material de suministro se "retarda" de ese modo hasta que se descarga en tambores de coquización grandes posteriores al calentador.

En la práctica del proceso de coquización retardada, el aceite de hidrocarburo se calienta hasta una temperatura de coquización en un horno u otro dispositivo de calentamiento y el aceite calentado se introduce en un tambor de coquización para producir un producto en fase de vapor, que también forma hidrocarburos líquidos y coque. El tambor se puede descoquizar por medios hidráulicos o por medios mecánicos. En la mayoría de las configuraciones del proceso de coquización retardada, el suministro hidrocarbonado reciente a la unidad de coquización se introduce en primer lugar en una columna de fraccionamiento de producto coquizador, o fraccionador, habitualmente con fines de intercambio de calor, donde se combina con los productos de aceite coquizador pesados que se reciclan como fondos al calentador de la unidad de coquización.

En un proceso continuo como la coquización de líquidos, la reacción de coquización tiene lugar en un reactor de lecho de coque fluidizado (450-500°C), mientras que parte del coque recién formado del reactor se extrae de forma continua y se calienta en un recipiente calentador diferente con aire (500-600°C). Esto se hace para equilibrar el calor de la unidad y mantener la temperatura del reactor.

Los autores de la presente invención asumen que las reacciones de craqueo tienen lugar a una temperatura fija que es suficientemente alta para que se formen precursores de coque como diolefinas, que a su vez requerirían una mejora posterior más intensa para la conversión a destilados intermedios útiles. Además, se espera que los rendimientos de coquización de estos procesos sean elevados a causa de las reacciones secundarias competidoras que convierten los saturados en precursores de coque como diolefinas y aceleran la formación de coque a partir de estos precursores.

Un objetivo de la presente invención es proporcionar un método de craqueo secuencial donde se reduzca la formación de coque.

Otro objetivo de la presente invención es proporcionar un método de craqueo secuencial donde se aumenta la formación de productos útiles, tales como destilados intermedios.

Otro objetivo de la presente invención es proporcionar un método de craqueo secuencial donde se evita la aglomeración de asfaltenos.

La presente invención, por tanto, se refiere a un proceso de craqueo secuencial para el craqueo térmico de una materia básica de hidrocarburo en una cascada de unidades de craqueo donde dicha materia básica de hidrocarburo se calienta en un horno hasta una temperatura máxima predeterminada y se craquea de forma térmica en dicha cascada de unidades de craqueo, comprendiendo el proceso las etapas de la reivindicación 1.

De acuerdo con el presente método, la materia básica de hidrocarburo tal como un residuo atmosférico de vacío, se suministra a un proceso de craqueo secuencial, donde en la primera unidad de craqueo que funciona a una temperatura T1 (preferiblemente reactor tubular con un diseño de elevada área superficial) la temperatura del reactor se mantiene a un valor inferior al de la segunda unidad de craqueo que funciona a una temperatura T2. Los tiempos de residencia en estos reactores tubulares son suficientemente cortos para evitar la formación de precursores de coque. El efluente de la primera unidad de craqueo que funciona a una temperatura T1 se envía a un primer separador de fraccionamiento que funciona de tal manera que se extrae el corte de 370°C como el producto gaseoso y se envía todo lo que es más pesado a una segunda unidad de craqueo que funciona a una temperatura T2. La temperatura de corte se ajusta para mantener los asfaltenos en solución. El efluente de la segunda unidad de craqueo que funciona a temperatura T2 se envía a un segundo fraccionamiento con condiciones preferiblemente similares al primer fraccionamiento y el residuo líquido más pesado se envía a una tercera unidad de conversión que funciona a una temperatura T3, donde se permite que continúe el craqueo adicional que da lugar a la formación de coque y productos adicionales. La temperatura T3 es mayor que la temperatura T2 y el tambor coquizador para para

esta tercera etapa de conversión tiene un tiempo de reacción mucho mayor en comparación con los reactores de conversión anteriores.

Las etapas de separación tanto en el primero como en el segundo fraccionamiento, es decir, un separador, deben realizarse de modo que se evite la formación indeseada de coque. Por lo tanto, el tiempo de residencia y la temperatura deben mantenerse bajos. El fraccionamiento se realiza en equipo con internos mínimos y probablemente con entrada y salida específicos para hacer frente a la contaminación. El producto que sale de la 1.^a unidad de craqueo se refrigera por un intercambiador de calor hasta por debajo de 370°C antes de entrar en la etapa de fraccionamiento.

El producto que sale de la 2.^a unidad de craqueo o la 3.^a unidad de conversión se refrigeraría preferiblemente por un intercambiador de calor hasta por debajo de 370°C antes de entrar en la etapa de fraccionamiento. Un ejemplo de dicho intercambiador de calor es el tipo de intercambiador de suministro-efluente o intercambiadores de calor que usan instalaciones específicas para lograr esta refrigeración. Los efluentes resultantes del fraccionamiento tienen preferiblemente una presión de gas de salida suficiente para manipular el gas posterior, por ejemplo, 0-1 barg. Esto aseguraría que el producto líquido que abandona el fraccionamiento tenga muy poco material que hierve por debajo de 370°C. El producto líquido que abandona este fraccionamiento se bombea a la presión requerida necesaria para la posterior etapa de reacción. Los tiempos de residencia en este fraccionamiento son preferiblemente de 5 min o menos. De acuerdo con una realización preferida, el producto que sale de la 1.^a unidad de craqueo o la 2.^a unidad de craqueo o la 3.^a unidad de conversión se refrigeraría por vaporización instantánea y/o intercambio de calor o una combinación de estos.

En el presente proceso se prefiere calentar la fracción pesada que hierve por encima de 370°C de dicho primer fraccionamiento antes de introducirla en dicha segunda unidad de craqueo. También se prefiere calentar la fracción pesada que hierve por encima de 370°C de dicho segundo fraccionamiento antes de introducirla en dicha tercera unidad de conversión. Estas etapas de calentamiento son necesarias para conseguir la temperatura de craqueo térmico deseada en las unidades de craqueo respectivas. Estas etapas de calentamiento pueden realizarse en diferentes hornos calentadores, o el mismo horno con diferentes hileras de calentamiento. Las etapas de calentamiento requieren cortos tiempos de residencia para evitar la formación de coque.

Por tanto, el presente proceso proporciona una secuencia de unidades de craqueo, donde la temperatura en la primera unidad de craqueo T1, la segunda unidad de craqueo T2 y la tercera unidad de conversión T3 está en la secuencia de $T1 < T2 < T3$, especialmente los intervalos de temperatura para T1, T2 y T3 son 250°C-430°C, preferiblemente 380°C-420°C, 390°C-460°C, preferiblemente 410°C-460°C y 300°C-530°C, preferiblemente 450°C-500°C. Si la tercera unidad de conversión es del tipo tambor coquizador, T3 está preferiblemente en el intervalo de 440°C-530°C. Si la tercera unidad de conversión es del tipo de unidad de hidro craqueo, dicha T3 está preferiblemente en el intervalo de 300°C-530°C. Debe apreciarse que los intervalos mencionados en esta ocasión para T1, T2 y T3 pueden mostrar un solapamiento, pero la temperatura de T1 a T2 a T3 aumentará de acuerdo con el presente método.

De acuerdo con una realización preferida, las condiciones que prevalecen en el primer fraccionamiento corresponden a las condiciones que prevalecen en el segundo fraccionamiento. Las condiciones de funcionamiento en la 1.^a unidad de craqueo y la 2.^a unidad de craqueo son tales que las corrientes que salen de estas unidades tienen asfaltenos en su estado disuelto. El punto de corte de 370°C para recoger los líquidos del fraccionamiento se ha elegido para retener suficiente cantidad de resinas y productos aromáticos en la corriente que sale de la respectiva unidad para mantener los asfaltenos en estado disuelto. Además, el punto de corte de 370°C o por debajo se selecciona para eliminar una corriente adecuadamente mejorada desde una perspectiva del punto de ebullición de la zona de conversión.

La conversión del suministro mixto se limita en el primero y segundo reactor para asegurar que los asfaltenos permanecen en solución. De acuerdo con la presente invención, la parte de saturados, aromáticos, resinas (SAR) del suministro total se craquea únicamente de una manera limitada, de modo que los (As)faltenos no precipitan. Entre los productos (S)aturados, (A)romáticos, (R)esinas, (As)faltenos, el orden de dificultad de conversión en productos ligeros es $As > R > A > S$. Por tanto, con un objetivo de maximizar la conversión de asfaltenos, pero sin precipitar, el presente método limita la conversión de R, A, S para mantener As en solución. Esta es una razón para especificar bajos tiempos de residencia en las dos primeras unidades de craqueo. Por tanto, la presente especificación de tiempos de residencia y temperaturas es intencional. Como después de cada etapa de craqueo se prefiere añadir un disolvente pobre en asfaltenos, la composición global de los asfaltenos en el suministro combinado se disminuye continuamente mientras se aumenta continuamente la concentración de S, A, R. Por tanto, los autores de la invención consiguieron llegar a conversión completa de asfaltenos con conversión de S, A, R progresivamente. La etapa final del presente método podría ser únicamente conversión de SAR. Los autores de la invención descubrieron que es posible realizar cualquiera de las presentes etapas de craqueo térmico a presiones mayores que facilitarían de todas formas mantener los disolventes más ligeros en estado líquido.

De acuerdo con una realización preferida, se prefiere que el tiempo de residencia de la materia básica en la tercera unidad de conversión sea mayor que el tiempo de residencia en uno cualquiera de la primera y segunda unidad de

craqueo. Para evitar la formación indeseada de coque tanto en la primera como en la segunda unidad de craqueo, se prefieren tiempos de residencia cortos. Los tiempos de residencia pueden acortarse por la inyección de corriente. Los tiempos de residencia en la primera y segunda unidad de craqueo son 0-5 min y 0-5 min, respectivamente.

5 Los autores de la presente invención descubrieron que la tercera unidad de conversión es preferiblemente un tambor coquizador si hay una deficiencia de hidrógeno. De acuerdo con otra realización, la tercera unidad de conversión es un hidrocraqueador de suspensión si hay hidrógeno disponible en el sitio.

10 Como se menciona anteriormente, se prefiere calentar la fracción pesada que hierve por encima de 370°C de dicho primer fraccionamiento antes de introducirla en dicha segunda unidad de craqueo. También se prefiere calentar la fracción pesada que hierve por encima de 370°C de dicho segundo fraccionamiento antes de introducirla en dicha tercera unidad de conversión. Los tiempos de residencia para los calentadores situados antes de la primera unidad de craqueo y la segunda unidad de craqueo son 0-5 min, preferiblemente 0-3 min. Dicho calentador es un horno con una longitud de serpentín de reacción apropiada según el tiempo de residencia y la tasa de suministro. El calentamiento, así como la conversión, se producen en el horno. Se proporciona un tiempo de residencia adicional de 0-3 min después del horno en la cámara de reacción de la primera unidad de craqueo y la segunda unidad de craqueo, que supondría el craqueo adicional y el depósito de coque. El calentador para la tercera unidad de conversión tendría un tiempo de residencia de 0-5 min y estaría seguido por una cámara de reacción. El tiempo de residencia en esta cámara de reacción R-3 sería de 10 min-8 h si esta la cámara de reacción es un tambor coquizador. Si la cámara de reacción R-3 es un hidrocraqueador, entonces se emplea WHSV de 0,1-10 h⁻¹. Las presiones en las entradas del calentador antes de la cámara de reacción R-1 o R-2, es decir, para la primera unidad de craqueo y la segunda unidad de craqueo, está en el intervalo de 10-30 barg. La presión en la salida de R-1 y R-2 es de 0-10 barg. Las presiones en R-3 (coquizador) son de 0-10 barg, mientras que las presiones en R-3 (hidrocraqueador) son 50-200 barg.

25 Para evitar la aglomeración de asfaltenos en un suministro, se prefiere mezclar el suministro de al menos uno del suministro a la 1.^a unidad de craqueo, 2.^a unidad de craqueo y 3.^a unidad de conversión con un disolvente. Esto significa que el suministro a, por ejemplo, la 1.^a unidad de craqueo se mezcla con disolvente, y la mezcla de suministro y disolvente se introduce posteriormente en la 1.^a unidad de craqueo.

30 Por tanto, de acuerdo con una realización preferida, el suministro a todas y cada una de la 1.^a unidad de craqueo, la 2.^a unidad de craqueo y la 3.^a unidad de conversión se mezcla con un disolvente y después se introduce en los calentadores respectivos antes de los reactores. El disolvente usado es principalmente líquido a las condiciones que prevalecen en la 1.^a unidad de craqueo, la 2.^a unidad de craqueo y la 3.^a unidad de conversión o sus calentadores de suministro. El disolvente se degrada en las condiciones de funcionamiento en estos reactores y calentadores, preferiblemente de forma parcial. La conversión del suministro y el disolvente en cualquier reactor de la 1.^a unidad de craqueo, la 2.^a unidad de craqueo y la 3.^a unidad de conversión se limita para asegurar que los asfaltenos permanecen en un estado disuelto y no precipitan. El disolvente usado es preferiblemente rico en productos aromáticos y resinas y pobre en asfaltenos en comparación con el suministro a craquear de modo que la mezcla combinada del suministro y el disolvente antes de entrar en la 1.^a unidad de craqueo, la 2.^a unidad de craqueo y la 3.^a unidad de conversión y sus calentadores tiene un valor S medido según ASTM D7157-12 de más de 1. Un disolvente preferido es gasóleo de vacío con punto de ebullición en el intervalo de 350-550°C a partir de destilación de aceite crudo de petróleo. Otros disolventes adecuados para esta aplicación son fondos de torres atmosféricas de aceite crudo, fondos de torres de vacío de aceite crudo, destilado craqueado con craqueador de corriente, aceite de pirólisis plástico mixto y otras de dichas corrientes ricas en productos aromáticos que proporcionarían una mezcla estable según los criterios anteriores. También pueden usarse mezclas de los disolventes mencionados anteriormente, siempre que cumplan el requisito ASTM D7157-12. El disolvente se mezcla con el suministro en proporciones de un 1-99% en peso de disolvente en la mezcla con el suministro. Preferiblemente, el disolvente se mezcla con el suministro para producir un 25-95% en peso de disolvente en la mezcla combinada. Los autores de la presente invención descubrieron que un disolvente preferido comprende una concentración total de productos aromáticos más resinas en un intervalo de un 60-95% en peso basado en el peso total del disolvente.

55 El disolvente mencionado anteriormente es sustancialmente líquido a las condiciones que prevalecen en las unidades de craqueo o sus precalentadores de suministro. Esto asegura que la energía de solvatación del disolvente no disminuye. En comparación con la técnica anterior, la presente invención está usando, por tanto, intervalos de ebullición más amplios del disolvente. Típicamente, el destilado craqueado o el aceite decantado o el alquitrán de pirólisis (disolventes mencionados en el documento EP 0005643 analizado anteriormente) se evaporarían sustancialmente en las condiciones de craqueo térmico en las unidades de craqueo/hornos como resultado de lo cual no se utiliza su energía de solvatación completa para mantener los asfaltenos en solución.

60 Un ejemplo de una materia básica de hidrocarburo adecuada comprende hidrocarburos que se originan en una unidad de destilación de aceite crudo (CDU) y/o unidad de destilación de vacío (VDU).

65 La presente invención se refiere además al uso de una cascada de unidades de craqueo para craquear una materia básica de hidrocarburo, donde las condiciones de craqueo térmico de la primera a las posteriores unidades de craqueo aumentan de menos intensas a más intensas. Realizando el presente proceso de craqueo de una manera

secuencial y con aumento gradual de la intensidad de funcionamiento, la formación de precursores de coque se retarda hasta la última etapa del proceso, provocando de ese modo un rendimiento de coque global que es inferior al de los procesos conocidos del estado de la técnica tales como coquización retardada y coquización de líquidos. Esto significa menos % en peso de precursores de coque tales como diolefinas y poliaromáticos en el producto líquido final del presente proceso, que a su vez significa que la necesidad de hidrógeno para mejorar los productos líquidos adicionalmente (en procesos tales como, por ejemplo, hidrocrqueo) es menor en comparación con los métodos convencionales.

Además, la presente invención se refiere al uso de una cascada de unidades de craqueo para el craqueo térmico de una materia básica de hidrocarburo para la reducción de la formación de coque.

Los autores de la presente invención asumen además que, debido a la ausencia de cualquier necesidad de hidrógeno en el presente proceso, el proceso de craqueo secuencial puede llegar a ser una posible alternativa a los procesos caros de hidrocrqueo de residuos. Otra realización se refiere al craqueo secuencial en una primera y segunda unidad de craqueo seguido por remplazo del tambor de coquización por un hidrocrqueador de suspensión optimizado para el consumo de H₂.

La invención se describirá en mayor detalle a continuación y junto con el dibujo adjunto.

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

Con referencia ahora al proceso y el aparato 101 representado esquemáticamente en la única figura, se muestra una unidad de destilación de aceite crudo (CDU)/unidad de destilación de vacío (VDU) 1 desde la que se envía la corriente de fondo 2 a un calentador 15. En una realización preferida, se mezcla una corriente de disolvente 25 con la corriente 2 antes de entrar en la primera unidad de craqueo 3. La corriente 20 así calentada se envía a una primera unidad de craqueo 3 que funciona a una temperatura T₁. El efluente 4 de la primera unidad de craqueo 3 se envía a un refrigerador 16 y su efluente 21 se envía a un primer fraccionamiento 5. El primer fraccionamiento separa el efluente 4 de la primera unidad de craqueo 3 en una fracción ligera 6 que hierve por debajo de 370°C y una fracción pesada 7 que hierve por encima de 370°C. La separación en esta ocasión debe realizarse de tal modo que se minimice la contaminación, por ejemplo, con internos mínimos y accesos de entrada y salida diseñados específicamente. La fracción pesada 7 se envía a un calentador 17 y su efluente 22 se envía a una segunda unidad de craqueo 8 que funciona a una temperatura T₂. En una realización preferida, se mezcla una corriente de disolvente 26 con la corriente 7 antes de entrar en la segunda unidad de craqueo 8. El efluente 9 de la segunda unidad de craqueo 8 se envía a un refrigerador 18 y su efluente 23 se envía a un segundo fraccionamiento 10, que es un fraccionamiento 10 que proporciona una fracción ligera 11 que hierve por debajo de 370°C y una fracción pesada 24 que hierve por encima de 370°C. La fracción pesada 24 del segundo fraccionamiento 10 se envía a un calentador 19 y su efluente 12 se envía a una unidad de coquización 14, por ejemplo, un tambor coquizador, que funciona a una temperatura T₃. En una realización preferida, se mezcla una corriente de disolvente 27 con el efluente 12 antes de entrar en la unidad de coquización 14. La unidad de coquización 14 proporciona un efluente 13. La etapa de refrigeración en las unidades refrigeradoras 16, 18 puede realizarse por vaporización instantánea y/o intercambio de calor, o una combinación de los mismos.

Los intervalos de temperatura para T₁, T₂ y T₃ son (250-430)°C, (390-450)°C y (440-530)°C, respectivamente.

Debe apreciarse que el siguiente ejemplo es únicamente ejemplar, y no está destinado a ser limitante.

Ejemplo

Se prepara un suministro combinado mezclando un 10% en peso del residuo de vacío pesado Arab (análisis SARA 5,4/10,4/60,3/23,9) con un 90% en peso de residuo de vacío Jinzhou (17,2/29,6/51,3/1,9) anterior a la primera unidad de craqueo y se calienta hasta una temperatura de 410°C. El efluente del reactor de la primera unidad de craqueo se separa en una corriente de gas y una corriente de líquido que hierve por encima de 370°C por fraccionamiento. El líquido que hierve por encima de 370°C se calienta en un 2.º calentador hasta 450°C y se suministra a la segunda unidad de craqueo R-2. El efluente de R-2 se separa de nuevo en una corriente de gas y un líquido que hierve por encima de 370°C. Este líquido que hierve por encima de 370°C se suministra a un tambor coquizador que funciona a 450-530°C. Como alternativa, este líquido que hierve por encima de 370°C del 2.º fraccionamiento se suministra a un hidrocrqueador, preferiblemente un hidrocrqueador de suspensión, que funciona a 300-530°C. El suministro combinado al reactor de la primera unidad de craqueo y las corrientes que salen del reactor de la primera unidad de craqueo y el reactor de la segunda unidad de craqueo o sus calentadores se evalúan según ASTM D7157-12 para asegurar que los asfaltenos son estables y están disueltos. Las temperaturas del reactor o el calentador se ajustan para asegurar estas soluciones estables.

REIVINDICACIONES

1. Un proceso de craqueo secuencial para el craqueo térmico de una materia básica de hidrocarburo en una cascada de unidades de craqueo, donde dicha materia básica de hidrocarburo se calienta en un horno hasta una temperatura máxima predeterminada y se craquea de forma térmica en dicha cascada de unidades de craqueo, comprendiendo el proceso las siguientes etapas:
 - a. calentar dicha materia básica de hidrocarburo en dicho horno hasta una temperatura de craqueo T1;
 - b. introducir la materia básica de hidrocarburo calentada en una primera unidad de craqueo que funciona a una temperatura T1;
 - c. pasar la corriente de producto desde dicha primera unidad de craqueo hasta un primer fraccionamiento;
 - d. recuperar como corrientes diferentes de dicho primer fraccionamiento una fracción ligera que hierve por debajo de 370°C y una fracción pesada que hierve por encima de 370°C;
 - e. introducir dicha fracción pesada de dicho primer fraccionamiento en una segunda unidad de craqueo que funciona a una temperatura T2;
 - f. pasar la corriente de producto desde dicha segunda unidad de craqueo a un segundo fraccionamiento;
 - g. recuperar como corrientes diferentes de dicho segundo fraccionamiento una fracción ligera que hierve por debajo de 370°C y una fracción pesada que hierve por encima de 370°C;
 - h. introducir dicha fracción pesada de dicho segundo fraccionamiento en una tercera unidad de conversión que funciona a una temperatura T3, donde la temperatura T1 no es igual a la temperatura T2 y la temperatura T2 no es igual a la temperatura T3, donde la temperatura en la primera unidad de craqueo T1, la segunda unidad de craqueo T2 y la tercera unidad de conversión T3 está en la secuencia de $T1 < T2 < T3$, donde el producto que sale de dicha primera unidad de craqueo se refrigera por un intercambiador de calor hasta por debajo de 370°C antes de entrar en dicho primer fraccionamiento.
2. El proceso de acuerdo con la reivindicación 1, donde dicha fracción pesada de dicho primer fraccionamiento se calienta antes de introducirla en dicha segunda unidad de craqueo.
3. El proceso de acuerdo con la reivindicación 1, donde dicha fracción pesada de dicho segundo fraccionamiento se calienta antes de introducirla en dicha tercera unidad de conversión.
4. El proceso de acuerdo con una cualquiera o más de las reivindicaciones precedentes, donde el producto que sale de la segunda unidad de craqueo se refrigera por un intercambiador de calor hasta por debajo de 370°C antes de entrar en dicho segundo fraccionamiento.
5. El proceso de acuerdo con una cualquiera o más de las reivindicaciones precedentes, donde los intervalos de temperatura para T1, T2 y T3 son (250°C-430°C), (390°C-460°C) y (300°C-530°C), respectivamente, donde T3 está preferiblemente en el intervalo de 440°C-530°C si dicha tercera unidad de conversión es del tipo de tambor coquizador, donde T3 está preferiblemente en el intervalo de 300°C-530°C si dicha unidad de conversión es del tipo de unidad de hidrocraqueo.
6. El proceso de acuerdo con una cualquiera o más de las reivindicaciones precedentes, donde las condiciones en dicho primer fraccionamiento corresponden a las condiciones en dicho segundo fraccionamiento.
7. El proceso de acuerdo con una cualquiera o más de las reivindicaciones precedentes, donde el tiempo de residencia de la materia básica en dicha tercera unidad de conversión es mayor que el tiempo de residencia en una cualquiera de dicha primera y segunda unidad de craqueo.
8. El proceso de acuerdo con una cualquiera o más de las reivindicaciones precedentes, donde dicha tercera unidad de conversión es un hidrocraqueador de suspensión.
9. El proceso de acuerdo con una cualquiera o más de las reivindicaciones precedentes, donde dicha materia básica de hidrocarburo comprende hidrocarburos que se originan en una unidad de destilación de aceite crudo (CDU) y/o unidad de destilación de vacío (VDU).
10. El proceso de acuerdo con una cualquiera o más de las reivindicaciones precedentes, donde el suministro a al menos una de dicha primera unidad de craqueo, dicha segunda unidad de craqueo y dicha tercera unidad de conversión se mezcla con un disolvente antes de introducir la mezcla de suministro y disolvente en la unidad respectiva, donde dicho disolvente comprende una concentración total de productos aromáticos más resinas en un intervalo de un 60-95% en peso basado en el peso total del disolvente.
11. El proceso de acuerdo con la reivindicación 10, donde dicha mezcla combinada del suministro y disolvente antes de entrar en al menos una de dicha primera unidad de craqueo, dicha segunda unidad de craqueo y dicha tercera unidad de conversión tiene un valor S, medido según ASTM D7157-12 de más de 1.
12. El proceso de acuerdo con las reivindicaciones 10-11, donde dicho disolvente es un gasóleo de vacío con punto

ES 2 670 024 T3

de ebullición en el intervalo de 350-550°C de destilación de aceite crudo de petróleo, preferiblemente dicho disolvente se elige del grupo de fondos de torres atmosféricas de aceite crudo, fondos de torres de vacío de aceite crudo, destilado craqueado con craqueador de corriente, aceite de pirólisis plástico mixto o una combinación de los mismos.

5

