

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 725 551**

51 Int. Cl.:

C10G 1/04 (2006.01)

C10G 55/04 (2006.01)

C10G 9/00 (2006.01)

C10G 21/00 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **30.09.2011 PCT/CA2011/001106**

87 Fecha y número de publicación internacional: **04.04.2013 WO13044346**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **30.09.2011 E 11873058 (9)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **13.02.2019 EP 2760974**

54 Título: **Desasfaltado con disolvente con separación ciclónica**

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
24.09.2019

73 Titular/es:

**MEG ENERGY CORP. (100.0%)
11th Floor, 520- 3rd Avenue SW
Calgary, AB T2P 0R3 , CA**

72 Inventor/es:

**CORSCADDEN, TOM;
DIDUCH, GREG;
HOCKING, DAMIEN;
REMESAT, DARIUS y
KEARNS, JIM**

74 Agente/Representante:

ELZABURU, S.L.P

ES 2 725 551 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

Desasfaltado con disolvente con separación ciclónica

5 La presente invención se refiere a un procedimiento de mejora de hidrocarburos pesados, tal como betún, en un producto más ligero y más fluido y, más específicamente, en un producto hidrocarburo final que está listo para refinería y cumple con los criterios de transporte por tuberías sin la adición de diluyente. Un subproducto de asfaltado en forma sólida se crea para una manipulación y procesamiento posterior fáciles. La invención está dirigida para realzar el betún canadiense, pero tiene aplicación general en la mejora de cualquier hidrocarburo pesado.

Antecedentes de la invención

10 El refinado de recursos de crudo dulce requiere menos aporte de capital y tiene un costo mucho más bajo de procesamiento que los crudos sulfurados pesados. No obstante, la disponibilidad global de crudo ligero y dulce que se abastece en las refinerías para la producción de combustibles de transporte ha disminuido al hacer del procesamiento de crudo sulfurado pesado una opción cada vez más importante para satisfacer la demanda mundial de combustibles a base de hidrocarburos.

15 La mayoría (si no todas) las unidades de valorización comerciales para el procesamiento de crudo pesado han sido construidas para convertir hidrocarburos viscosos pesados en productos crudos que van desde combinaciones de dulce y ligero a sulfurado medio. Las unidades de valorización de aceite pesado consiguen básicamente esto por medio de procedimientos de conversión de alta intensidad que o bien liberan hasta un 20 % en peso de materia prima como un subproducto de coque y otro 5 % como un producto de gases de descarga, o requieren un hidropesamiento, tal como hidrocrqueo e hidrotatamiento para maximizar la conversión de componentes pesados en la materia prima a productos líquidos a base de azufre más ligeros e inferiores y gas.

Descripción de la técnica anterior

25 Se han descrito procedimientos para convertir y/o acondicionar arenas bituminosas en un crudo transportable por tuberías y aceptable para refinería. Cabe destacar que el craqueo térmico, el craqueo catalítico, el desasfaltado con disolvente y combinaciones de los tres (por ejemplo, viscorreducción y desasfaltado con disolvente) se han propuesto para convertir betún para mejorar sus características para transporte y uso como una materia prima de refinería.

Craqueo térmico

30 Viscorreducción o reducción de la viscosidad, una forma de craqueo térmico, es un procedimiento de refinado de petróleo bien conocido en el que se pirolizan crudos pesados y/o reducidos, o de craqueo, en condiciones comparativamente leves para proporcionar productos que tienen viscosidades más bajas y puntos de fluidez, reduciendo así las cantidades requeridas de productos menos viscosos y cada vez más costosos para obtener una combinación de hidrocarburos conocida como diluyente para mejorar la fluidez del crudo, y hacer que el crudo cumpla con las especificaciones mínimas de transporte por tuberías (gravidad API mínima de 19).

35 Existen dos configuraciones básicas de viscorreducción, el reductor de viscosidad de serpentín único y el reductor de viscosidad de serpentín e impregnación. Ambos requieren calentadores para calentar el crudo, con el tipo de serpentín único que emplea craqueo solo en los tubos del calentador. Los reductores de viscosidad de serpentín único funcionan a aproximadamente 900 °F a la salida del calentador con un tiempo de residencia de aproximadamente 1 minuto. El gasóleo se recicla para interrumpir la reacción. En el reductor de viscosidad de serpentín e impregnación, se utiliza a la salida de un horno un recipiente para proporcionar tiempo de residencia adicional para el craqueo del crudo. El crudo se asienta y continúa craqueándose/reaccionando a medida que la temperatura se reduce lentamente. El reductor de viscosidad de serpentín e impregnación se opera a temperaturas de salida del calentador de 800 °F. La temperatura del tambor de la cámara de reacción se reduce a 700 °F a la salida con tiempos de residencia agregados de más de 1 hora.

45 Ejemplos de tales procedimientos de viscorreducción se describen en Beuther *et al.*, "Thermal Visbreaking of Heavy Residues", The Oil and Gas Journal. 57:46, 9 de noviembre de 1959, págs. 151-157; Rhoe *et al.*, "Visbreaking: A Flexible Process", Hydrocarbon Processing, enero de 1979, págs. 131-136; y en la patente de Estados Unidos n.º 4.233.138. La estructura de rendimiento es aproximadamente idéntica para cualquier combinación: 1-3 % de fracciones volátiles, 5 % (en peso) de nafta y 15 % (en peso) de gasóleo. El resto permanece como aceite pesado o betún. Los productos se separan en una columna de destilación para un procesamiento o combinación adicional.

50 Una preocupación en cuanto a los esquemas de viscorreducción convencionales es que para el betún canadiense, las temperaturas de funcionamiento están por encima del límite (en torno a 700 °F-720 °F) en donde una coquificación tiene un impacto en la operabilidad (Golden y Bartletta, Designing Vacuum Units (for Canadian heavy crudes), Petroleum Technology Quarterly, Q2, 2006, pág. 105). Además, se añade calor durante un corto periodo de tiempo en el calentador, por lo que los flujos de calor locales no son uniformes y pueden alcanzar su punto máximo muy por encima de los límites de inicio de la coquificación; y el calor no se mantiene constantemente permitiendo que se produzcan reacciones de condensación. El intento de aplicar viscorreducción convencional al betún

canadiense está limitado debido a la propensión a la coquificación y a la incapacidad de estos sistemas en solventar este problema.

En la primera parte de la patente de Estados Unidos n.º 6.972.085 y en la solicitud de patente US2008/0093259, se intenta abordar el deseo de una aplicación constante y sostenida de calor al crudo durante un periodo de tiempo prolongado. Esencialmente, el calentador y el recipiente de almacenamiento se combinan en un recipiente para crear un baño calentado continuo para el crudo. Se aplican múltiples niveles de calentamiento al crudo en diversos momentos. Esto supone una mejora sobre la viscorreducción convencional pero no elimina los puntos calientes en el crudo procesado, permitiendo coquificación debido a picos de temperatura por encima de los niveles óptimos de craqueo.

10 Combinación de craqueo térmico/catalítico y desasfaltado con disolvente

En la patente de Estados Unidos n.º 4.454.023 se describe un procedimiento de tratamiento de aceite a base de hidrocarburo pesado y viscoso, comprendiendo el procedimiento las etapas que consisten en: viscorreducción del aceite; fraccionamiento del aceite viscorreducido; desasfaltado con disolvente de la parte no destilada del aceite viscorreducido en un procedimiento de desasfaltado de dos fases para producir fracciones de asfalto, resina y aceite desasfaltado ("DAO", por sus siglas en inglés) distintas con los destilados viscorreducidos; y reciclado y combinación de resinas procedentes de la etapa de desasfaltado con la materia prima inicialmente distribuida en el reductor de viscosidad. La patente de Estados Unidos '023 proporciona un medio para valorizar hidrocarburos más ligeros (gravedad API > 15) que el betún canadiense pero se ve afectado por la aplicación indebida de la tecnología de craqueo térmico que craqueará en exceso y coquificará la corriente de hidrocarburos, y por la complejidad y el costo de un sistema de desasfaltado con disolvente de dos fases para separar la fracción de resina del aceite desasfaltado. Además, la necesidad de reciclar parte de la corriente de resina aumenta los costes de funcionamiento y la complejidad de la operación.

En la patente de Estados Unidos n.º 4.191.636, el aceite pesado se convierte de forma continua en asfaltenos y aceite exento de metales al hidrotrear de manera selectiva el aceite pesado para craquear asfaltenos y eliminar simultáneamente metales pesados tales como níquel y vanadio. Los productos líquidos se separan en una fracción ligera de un aceite exento de asfaltenos y exento de metales y una fracción pesada de un aceite que contiene asfaltenos y metales pesados. La fracción ligera se recupera como un producto y la fracción pesada se recicla en la etapa de hidrotreamiento. La conversión catalítica de betún pesado canadiense (gravedad API <10) que utiliza este procedimiento de '636 constituye un procedimiento de alta intensidad que tiende a tener problemas de fiabilidad con rápida desactivación del catalizador que tiene un impacto en la selectividad y rendimiento.

En la patente de Estados Unidos n.º 4.428.824, una unidad de desasfaltado con disolvente se instala corriente arriba de una unidad de viscorreducción para eliminar los asfaltenos de la operación de viscorreducción. En esta configuración, la unidad de viscorreducción puede ahora funcionar a temperaturas superiores para convertir las moléculas más pesadas a moléculas de hidrocarburos más ligeros sin suciedad, ya que los asfaltenos se eliminan por completo de la corriente de producto. Sin embargo, el rendimiento del betún se reduce en gran medida (en 10-15 %) puesto que la eliminación temprana de los asfaltenos en el procedimiento evita la conversión térmica de esta parte del crudo en un producto refinable.

Al igual que en la patente de Estados Unidos n.º 4.428.824, la patente de Estados Unidos n.º 6.274.032, describió un procedimiento de tratamiento de una fuente de suministro de hidrocarburos que comprende un fraccionador para separar los componentes de crudo primario, seguido de una unidad de desasfaltado (SDA, por sus siglas en inglés) con disolvente para trabajar en el componente rico en asfaltenos del crudo más pesado, y una unidad de craqueo térmico leve para la corriente sin asfaltenos. La corriente rica en asfaltenos se procesa en una unidad de gasificación para generar gas de síntesis para los requisitos de hidrógeno. La colocación de una unidad de SDA corriente arriba de una unidad de craqueo térmico reduce el rendimiento general del betún como un suministro de refinería, ya que la parte de asfalto del crudo, que comprende hasta un 15 % de betún canadiense, se excluye de la cuestión de la inclusión en algún formato como crudo. Esta pérdida en el rendimiento del producto no se ve compensada por el aumento del craqueo en el reductor de viscosidad.

En la patente de Estados Unidos n.º 4.686.028 se describe un procedimiento de tratamiento del aceite crudo entero, comprendiendo el procedimiento las etapas que consisten en desasfaltado de un hidrocarburo con un alto intervalo de ebullición en un procedimiento de desasfaltado de dos fases para producir fracciones de asfalto, resina, y aceite desasfaltado distintas, seguido de únicamente la valorización de la fracción de resina por hidrogenación o viscorreducción. La invención de la patente de Estados Unidos n.º 4.686.028 aplica viscorreducción a una parte favorable de la corriente de crudo entero para minimizar la generación de coque. Sin embargo, la patente '028 está limitada por la falta de una gran parte del crudo que podría beneficiarse de la conversión y, por ende, una gran parte del crudo no termina como un producto de tubería sin la necesidad de un diluyente de transporte.

En la patente de Estados Unidos n.º 5.601.697 se describe un procedimiento de tratamiento de aceite crudo de primera destilación, comprendiendo el procedimiento las etapas que consisten en destilación al vacío del aceite crudo de primera destilación, desasfaltado del producto de fondos a partir de la destilación, craqueo catalítico del aceite de desasfaltado, mezcla de fracciones de craqueo catalítico destilables (temperatura de ebullición atmosférica

equivalente inferior a aproximadamente 593 grados C (1100 grados F)) para producir productos que comprenden combustibles de transporte, gases ligeros, y aceite decantado. La Patente de Estados Unidos n.º '697 está lastrada por la complejidad, el coste y la viabilidad técnica de la destilación al vacío de un aceite crudo de primera destilación a aproximadamente 454 °C (850 °F) y por el craqueo catalítico del aceite desasfaltado para producir combustibles para el transporte.

En la patente de Estados Unidos n.º 6.533.925, se describe un procedimiento que implica la integración de un procedimiento de desasfaltado con disolvente con un procedimiento de gasificación y un procedimiento mejorado para la separación de una fase de resina de una solución de disolvente que comprende un disolvente, un aceite desasfaltado (DAO) y una resina. Un extractor de resina con el disolvente elevado a una temperatura por encima de la del primer extractor de asfaltenos se incluye en la invención de '925. La corriente de asfaltenos es tratada pero se elimina antes de cualquier conversión térmica eliminando la posibilidad de obtener un aumento del valor en una materia prima de refinería utilizable. El impacto supone una reducción en el potencial de rendimiento general de la corriente de crudo.

En la solicitud de patente de Estados Unidos 2007/0125686, se describe un procedimiento en donde una corriente de hidrocarburos pesados se separa en primer lugar en varias fracciones a través de una destilación con el componente pesado enviado a una unidad de craqueado térmico leve (reductor de viscosidad). El líquido pesado restante de la unidad de craqueado térmico leve es un disolvente desasfaltado en una unidad de SDA de técnica abierta. Los asfaltenos separados de SDA se utilizan como un suministro para un gasificador. El aceite desasfaltado se combina con el vapor de la unidad de craqueado térmico leve condensado para formar un producto combinado. Como se indicó anteriormente en la patente '023, la viscorreducción se enfrenta a los desafíos de la generación temprana de coque. Específicamente, la solicitud de patente '686 explica que la intención de esta unidad de craqueado térmico leve es craquear exclusivamente el material sin asfaltenos, lo cual tampoco es práctico con el betún canadiense. Además, se requiere energía adicional en las etapas de destilación con la mayoría de los componentes separados que se recombinan para el transporte por tuberías.

25 Tratamiento de una corriente rica en asfaltenos generada por SDA

En la patente de Estados Unidos n.º 4.421.639 un procedimiento de desasfaltado con disolvente utiliza un 2º extractor de asfalto para concentrar material a base de asfalto (y recuperación de aceite más desasfaltado). La corriente de asfalto concentrado se envía a través de un calentador para alcanzar 218 °C (425 °F) a 124 kPa (18 psia) y utiliza un tambor de evaporación súbita y un separador de corriente para separar disolvente (en este caso propano) de la corriente de asfalto. El producto a base de asfalto, en forma líquida, se bombea al almacenaje. Esta disposición solo funciona si la corriente rica en asfalto es líquida en estas condiciones. Se ve afectada obstruyéndose si hubiera presentes asfaltenos visiblemente en forma sólida como en corrientes ricas en asfalto similares al betún.

En la patente de Estados Unidos n.º 3.847.751, el producto a base de asfalto concentrado de la unidad de SDA se mezcla con disolvente para transportarse como una solución líquida a un secador por pulverización. El diseño de la boquilla de pulverización y la caída de la presión dictan el tamaño de las gotas líquidas que se forman. Cuanto más pequeña sea la gota de hidrocarburo ligero (disolvente), más rápido se evaporará súbitamente por completo a vapor. Cuanto más pequeña sea la partícula de hidrocarburo pesado (asfalto), mayor será la superficie disponible para la transferencia de calor para enfriar las gotas pesadas con el objetivo de producir una partícula seca, sólida y no pegajosa. Se añade gas frío adicional al fondo del secador por pulverización para potenciar el enfriamiento por transferencia de calor convectivo adicional así como aumentar el tiempo de residencia de la gota al ralentizar su velocidad de descenso (a través del flujo de gas refrigerante ascendente) con el fin de reducir el tamaño del recipiente (que tiende a ser extremadamente grande). Esta disposición no es necesaria si las partículas de asfalto que se han asentado en el extractor se encuentran en forma sólida en el disolvente a la temperatura de funcionamiento del procedimiento.

En la patente de Estados Unidos n.º 4.278.529 se ilustra un procedimiento de separación de un disolvente de un material bituminoso por reducción de la presión sin arrastre del material bituminoso. La fase similar al fluido que comprende material bituminoso y disolvente se reduce por presión mediante el paso por una válvula de reducción de presión y se introduce en un separador de vapor. La reducción de la presión vaporiza parte del disolvente y también dispersa una niebla de partículas bituminosas finas en el disolvente. La preocupación acerca de este enfoque es que el asfalto restante permanece húmedo y pegajoso y no tiene suficiente disolvente para mantener la fase bituminosa pesada (con numerosos sólidos) fluible.

En la patente de Estados Unidos n.º 4.572.781 se describe un procedimiento de desasfaltado con disolvente para separar esencialmente asfaltenos en forma seca de un punto de reblandecimiento elevado de material de hidrocarburo pesado utilizando un decantador centrífugo para separar una fase líquida de una suspensión altamente concentrada de asfaltenos en forma sólida. Este procedimiento intenta manejar una corriente rica en asfaltenos que tiene partículas sólidas pero supone un procedimiento altamente costoso puesto que la separación de los sólidos se lleva a cabo a través de una separación sólido/líquido con el disolvente adicional necesario para hacer que el material fluya al decantador. Invariablemente, el material sólido separado está todavía relativamente húmedo y necesita otra etapa de secado para recuperar el disolvente como un vapor. El vapor de disolvente necesita ser

condensado para su reutilización, otra etapa de gran energía.

En la patente de Estados n.º 7.597.794 se introduce un disolvente de dispersión en la fase de asfalto tras la separación por extracción con disolvente y la fase de asfalto se somete a un cambio de fase rápida en un separador gas-sólido y se dispersa en partículas sólidas mientras que el disolvente se vaporiza, dando lugar a una separación del asfalto a baja temperatura y disolvente con tamaño ajustable de las partículas de asfalto. El desafío con secadores instantáneos/por pulverización que utiliza disolvente líquido como el medio de transporte consiste en la propensión de los asfaltenos generados en este procedimiento integrado de permanecer humedecidos antes, durante y después de la fase de secado instantáneo. Además, con este procedimiento integrado, el asfalteno continúa licuándose a temperaturas elevadas. Un asfalteno humedecido se adhiere a todas las superficies y ensucia y obstruye con facilidad el equipo. La fiabilidad reducida de utilizar este enfoque hace que esta operación sea costosa para los crudos pesados con alto contenido asfáltico.

En la patente de Estados Unidos n.º 7.964.090 se comparte un procedimiento de valorización de crudos asfálticos pesados al utilizar SDA y gasificación. De interés en esta patente, se genera una corriente hacia un gasificador mezclando un hidrocarburo que comprende uno o más asfaltenos y uno o más no asfaltenos con un disolvente, en donde una relación del disolvente al hidrocarburo es de aproximadamente 2:1 a aproximadamente 10:1. La corriente rica en asfaltenos se transfiere fuera del SDA a un gasificador como una corriente de líquido. Las grandes cantidades de disolvente utilizado en transporte se consumen en el gasificador, reduciendo su valor a un equivalente de gas combustible. Dado que los asfaltenos tienden a ser líquidos, es factible utilizar un disolvente para transportar el material en las cantidades indicadas. Para un asfalteno en forma sólida, este procedimiento requeriría 10-20 veces más disolvente para transportar y esta cantidad de disolvente caro sería consumida y su valor se reduciría. El documento WO 2011/106878 describe un procedimiento de producción de una materia prima lista para refinería a partir de crudos pesados.

Compendio de la invención

Se debe considerar que otros aspectos de la presente invención resultarán fácilmente evidentes para los expertos en la técnica a partir de la siguiente descripción detallada, en donde se muestran y describen diversas realizaciones de la invención a modo de ilustración.

En consecuencia, los dibujos y la descripción deben considerarse como de naturaleza ilustrativa y no restrictiva.

La presente invención proporciona un procedimiento continuo para la producción de una materia prima de refinería mejorada y sólidos de asfaltenos secos térmicamente afectados a partir de hidrocarburos pesados, comprendiendo dicho procedimiento:

(a) precalentar los hidrocarburos pesados como un fluido del procedimiento en un calentador a una temperatura predeterminada;

(b) mover el fluido del procedimiento precalentado a un único reactor de conversión térmica con un condensador parcial del destilado de cabeza para convertir asfaltenos en el fluido del procedimiento a base de hidrocarburos pesados para producir una corriente de vapor no condensable e hidrocarburos líquidos más ligeros, y una segunda corriente de fracciones ricas en asfaltenos afectados térmicamente a partir del fluido del procedimiento;

en donde las condiciones del procedimiento del reactor de conversión térmica están dentro de los siguientes parámetros:

(i) un flujo de calor uniforme de entre 22,1-37,9 kW/m² (7000-12000 BTU/h pies cuadrados) introducido en el fluido del procedimiento en el reactor;

(ii) un gas de barrido de entre 4,8-19,3 sm³ de gas/m³ del fluido del procedimiento (20-80 scf/bbl (gas/fluido del procedimiento)) se introduce en el fluido del procedimiento en el reactor;

(iii) tiempo de residencia del fluido del procedimiento en el reactor de entre 40-180 minutos;

(iv) una temperatura esencialmente uniforme del fluido del procedimiento de entre 357-413 °C (675-775 °F) en el reactor; y

(v) una presión casi atmosférica <345 kPa (<50 psig) en el reactor;

(c) desasfaltar las fracciones ricas en asfaltenos afectados térmicamente obtenidas en la etapa (b) con un procedimiento de extracción con disolvente en una corriente de aceite desasfaltado (DAO) y una segunda corriente que contiene asfalteno afectado térmicamente precipitado en forma sólida;

(d) separar los sólidos de asfaltenos secos afectados térmicamente precipitados de la segunda corriente obtenida en la etapa (c) en una unidad de separación vapor-sólido que separa los sólidos de asfalteno del vapor de disolvente y gas que sigue presente en la segunda corriente obtenida en la etapa (c) utilizando una o más fuerzas, tales como centrífuga, gravitacional y de inercia para obtener un asfalteno sólido y seco que no contiene más de 20 % de

humedad, en donde dicha unidad de separación vapor-sólido se selecciona entre una cámara de sedimentación, una cámara con deflectores o un colector centrífugo;

(e) la materia prima de refinería comprende al menos una de las corrientes producidas.

5 El betún se trata térmicamente para eliminar y convertir/craquear asfaltenos seleccionados, que están entonces lo suficientemente separados en un procedimiento de extracción con disolventes eficaz, reduciendo la producción de coque y aislando contaminantes indeseables (como metales, MCR, y asfaltenos restantes).

10 Considerando la complejidad relativa y el alto grado de cadenas laterales en asfaltenos bituminosos canadienses, en las condiciones de funcionamiento de la invención descrita aquí, las cadenas laterales están escindidas preferiblemente de la molécula de asfaltano principal para preparar un gasóleo de vacío deseado en componentes de clase de hidrocarburos ligeros. Los núcleos de asfaltenos poliaromáticos restantes permanecen sólidos a temperaturas elevadas y con presiones por encima de las condiciones operativas y de este modo se separan con más facilidad que los asfaltenos afectados térmicamente, lo que da lugar a procedimientos de separación mejorados, tales como desasfaltado con disolvente (50) y separación vapor-sólido similar a la separación por inercia (110).

15 Además, los hidrocarburos más pesados en el betún también se craquean levemente para el gasóleo de vacío, gasolina y componentes de intervalo de ebullición de destilado, deseables para la separación y conversión en refinerías. Cualquier desviación mayor en la temperatura y el flujo de calor en el depósito de betún en el reactor dará lugar a la coquificación, a un aumento del rendimiento de gas, a una reducción en el rendimiento del crudo general del betún original, y a una fiabilidad reducida de la operación, aumentando los costes operativos de la
20 instalación.

La invención proporciona un procedimiento mejorado para producir una materia prima lista para su transporte por tubería y lista para refinería a partir de crudos de asfaltano pesado y con un contenido elevado (por ejemplo, betún canadiense), y materia prima, con utilidad para cualquier corriente de hidrocarburos vírgenes o procesados previamente.

25 Se hace uso de un gas de barrido en el reactor, y puede ser precalentado para proporcionar una fuente de flujo de calor diferente a la de los calentadores del reactor; del mismo modo el gas de barrido ayuda en la eliminación de productos de vapor del reactor.

30 El desasfaltado puede lograrse utilizando un procedimiento de extracción con disolvente de técnica abierta, ya que el fluido del procedimiento inicial se ha separado de manera que solo las fracciones ricas en asfaltano pesado requieren desasfaltado, los procedimientos de extracción que utilizan altas relaciones de disolvente a aceite son factibles y económicos. El rendimiento de extracción con disolvente mejorado, que utiliza relaciones inferiores de disolvente a aceite y un rendimiento mejorado de DAO puede lograrse por una concentración adicional de una fracción rica en asfaltano antes de una etapa de extracción final. El procedimiento mejora un desasfaltado con disolvente de técnica abierta que utiliza una columna de extracción de disolvente adicional (columna de aclarado)
35 que funciona en la corriente rica en asfaltenos procedente de la columna primaria de extracción con disolvente para aumentar la recuperación de crudo de la tubería y la calidad.

El procedimiento de SDA puede permitir que se recicle cualquier parte de la corriente de hidrocarburos ricos en asfaltenos pesados y se combine con el suministro reciente en el reactor.

40 Los asfaltenos afectados térmicamente concentrados resultantes se procesan con éxito en una unidad de separación vapor-sólido seleccionada entre una cámara de sedimentación, una cámara con deflectores o un colector centrífugo para generar un subproducto de asfaltano seco y sólido.

En una realización, la materia prima de refinería comprende una combinación de al menos dos de las corrientes producidas listas para el transporte por tubería, con una gravedad API superior a 19 grados y una viscosidad inferior a 350 cSt a 8 °C; una o más de las corrientes producidas se trata para eliminar olefinas.

45 En otra realización, la materia prima de refinería comprende una o más de las corrientes producidas, adecuadas para diversos tipos de refinería en virtud de su proporción de residuo de vacío.

50 La presente descripción proporciona además un procedimiento en donde se aplica el procedimiento integrado a una unidad de valorización o de una refinería existente de betún por coquificadora al aceptar como materia prima las corrientes de hidrocarburos pesados vírgenes o procesados procedentes de una unidad de valorización o refinería y produciendo las corrientes del procedimiento de hidrocarburos líquidos ligeros e hidrocarburos desasfaltados pesados en la unidad de valorización o refinería.

55 En una realización adicional, el procedimiento integrado se aplica a unidad de valorización de hidrocrqueo de residuos o refinería existente al aceptar como materia prima las corrientes de hidrocarburos pesados vírgenes o procesados procedentes de una unidad de valorización o refinería y produciendo las corrientes del procedimiento de hidrocarburos líquidos ligeros e hidrocarburos desasfaltados pesados en la unidad de valorización o refinería.

5 En otra realización adicional, el procedimiento integrado se aplica a nueva unidad de valorización de betún, una nueva refinería de "crudo dulce" o una refinería de "crudo dulce" existente en lugar de un procedimiento de coquificación al aceptar como materia prima las corrientes de hidrocarburos pesados vírgenes o procesados procedentes de una unidad de valorización o refinería y produciendo las corrientes del procedimiento de hidrocarburos líquidos ligeros e hidrocarburos desasfaltados pesados en la unidad de valorización o refinería.

Breve descripción de los dibujos

Con referencia a los dibujos en donde los números de referencia similares indican partes similares a lo largo de las diversas vistas, los diversos aspectos de la presente invención se ilustran a modo de ejemplo, y no a modo de limitación, con detalle en las figuras, en donde:

10 La Fig. 1 es un diagrama del procedimiento para formar un producto a base de hidrocarburos transportable por tubería de una materia prima de hidrocarburos pesados; y

La Fig. 2 es un diagrama del procedimiento que pertenece específicamente a un procedimiento de craqueo y a un procedimiento de separación de líquidos; y

15 La Fig. 3 es un diagrama del procedimiento para un procedimiento de desasfaltado con disolvente a modo de ejemplo.

La Fig. 4 representa una aplicación ilustrativa de un procedimiento de craqueo térmico leve integrado y de desasfaltado con disolvente mejorado con una unidad de valorización o refinería existente con una unidad de vacío y/o de coquificación según una o más realizaciones descritas.

20 La Fig. 5 representa una aplicación ilustrativa específica de la Fig. 4 de un procedimiento de craqueo térmico leve integrado y de desasfaltado con disolvente mejorado suministrado en una corriente de fondos de vacío procedente de una unidad de valorización o refinería existente con los diversos productos de la unidad de craqueado integrado/SDA enviados a unidades de hidrocraqueo, hidrocraqueo de residuos [residual] y gasificación según una o más realizaciones descritas.

Unidades, corrientes y equipo en las Figuras

25 Las listas de unidades, corrientes del procedimiento y elementos del equipo proporcionadas a continuación se clasifican en los componentes numerados en las Figuras, y se proporcionan como referencia de los lectores.

Unidades en la Figura 1

10 = Procedimiento
 20 = Calentador del suministro
 30 = Reactor
 40 = Separador gas-líquido
 50 = Extracción con disolvente de alto rendimiento
 110 = Unidad de separación inercial

Corrientes en la Figura 1

35 12 = Suministro de betún reciente
 14 = Suministro completo para el calentador
 21 = Suministro para el reactor
 32 = Destilado de cabezal del reactor
 34 = Fondos del reactor
 40 36 = Gas de barrido en el reactor
 43 = Vapor no condensable
 44 = Líquido de hidrocarburos ligeros procedente de 40
 52 = DAO
 54 = Resina
 45 58 = Corriente rica en asfaltenos
 60 = Producto
 70 = Reciclaje de resina
 111 = Sólidos de asfalteno
 112 = Disolvente para reciclaje

50 Unidades en la Figura 2

30 = Reactor - Unidad de conversión óptima de asfaltenos -
 41 = Condensador del destilado de cabeza
 42 = Separador vapor/líquido

Corrientes en la Figura 2

- 21 = Suministro para el reactor
- 22 = Adición de energía/calor al reactor
- 32 = Destilado de cabeza del reactor
- 5 34 = Fondos del reactor
- 36 = Gas de barrido en el reactor
- 43 = Vapor no condensable
- 44 = Líquido de hidrocarburos ligeros procedente de 42
- 45 = Suministro para el separador vapor/líquido 42
- 10 46 = Líquido de hidrocarburos ligeros procedente de 42

Equipo en la Figura 3-

- 50a = Tubo con mezcladores estáticos (extractor primario en co-corriente)
- 50b = Enfriador
- 15 50c = Clarificador/decantador
- 50d = Calentador
- 50e = Columna de aclarado (extractor secundario de asfaltenos)
- 50f = Extractor de resina
- 50g = Extractor de disolvente

Corrientes en la Figura 3-

- 20 34 = Suministro para la unidad de SDA de fondos del reactor
- 52 = DAO para producir una combinación
- 54 = Producto de fondos de resina para extracción con disolvente
- 55 = Salida del tubo/mezcladores estáticos en co-corriente
- 56 = Suministro para el clarificador
- 25 57 = Adición de disolvente
- 58 = Corriente rica en asfaltenos
- 59 = Destilado de cabeza del clarificador en la columna de resina
- 61 = Fondos del clarificador para la columna de aclarado
- 62 = Suministro para la columna de aclarado
- 30 63 = Disolvente de reposición
- 64 = Salida del destilado de cabeza a la columna de resina
- 65 = Disolvente de reposición
- 66 = Destilados de cabeza del extractor de resina al extractor de disolvente (50 g)
- 67 = Disolvente recuperado para su reprocesamiento

35 Unidades en la Figura 4-

- 20, 30, 40 = Unidad de craqueado térmico leve
- 50, 110 = SDA + ISU
- 200 = Unidad de vacío y/o unidad de craqueo catalítico
- 300 = Coquificación o unidad FCC o planta de asfalto
- 40 400 = Complejo de hidrocraqueo e hidrotratamiento

Corrientes en la Figura 4-

- 5 = Corrientes de hidrocarburos pesados
- 34 = Fondos del reactor
- 43 = Vapor no condensable
- 45 44 = Líquido de hidrocarburos ligeros del reactor
- 52 = DAO
- 54 = Resina
- 111 = Sólidos de asfaltenos
- 301 = coquificadora, FCC, hidrocarburos ligeros
- 50 302 = Sólidos
- 401 = Productos de transporte acabados para la venta

Unidades en la Figura 5-

- 20, 30, 40 = Unidad de craqueado térmico leve
- 50, 110 = SDA + ISU
- 55 200 = Unidad de vacío y/o unidad de craqueo catalítico
- 400 = Complejo de hidrocraqueo e hidrotratamiento
- 500 = Unidad de hidrocraqueo residual

600 = Unidad de gasificación

Corrientes en la Figura 5-

5 = Corrientes de hidrocarburos pesados

34 = Fondos del reactor

5 43 = Vapor no condensable

44 = Líquido de hidrocarburos ligeros del reactor

52 = DAO

54 = Resina

111 = Sólidos de asfalto

10 205 = Hidrocarburos líquidos ligeros de la unidad de vacío

301 = Hidrocarburos líquidos ligeros de la unidad de hidrocrackeo residual

302 = Hidrocarburos pesados de fondos de unidad de hidrocrackeo residual

401 = Productos de transporte acabados para la venta

Descripción detallada de diversas realizaciones

15 La descripción detallada expuesta a continuación junto con los dibujos anexos se destina como una descripción de diversas realizaciones de la presente invención y no tiene por objeto representar las únicas realizaciones contempladas por el inventor. La descripción detallada incluye detalles específicos con el fin de proporcionar una comprensión completa de la presente invención. Sin embargo, resultará evidente para los expertos en la técnica que la presente invención puede ponerse en práctica sin estos detalles específicos.

20 La Figura 1 es un diagrama de flujo del procedimiento que representa un procedimiento 10 para formar un producto a base de hidrocarburos 60 a partir de una materia prima de hidrocarburo 12, en donde el producto a base de hidrocarburos final 60 tiene características suficientes para cumplir con los requisitos mínimos de transporte por tuberías (gravedad mínima API de 19) y es una materia prima de refinería favorable. Un fluido del procedimiento 14 formado a partir de una materia prima 12 de hidrocarburos pesados puede ser orientado a través un calentador 20 para calentar el fluido del procedimiento 14 a un nivel de temperatura deseado antes de que se oriente hacia un reactor 30 en donde se controla el procedimiento del fluido 14 y se mantiene mientras se somete a un procedimiento de craqueo controlado leve. Tras el procedimiento de craqueo leve, una fracción superior ligera 32 se puede orientar desde el reactor 30 a un procedimiento separador por condensación de gas y líquido 40 y una fracción inferior pesada 34 se puede orientar a un procedimiento de extracción con disolvente de alto rendimiento 50. Algunas de las salidas 44 del procedimiento de separación gas-líquido 40 se pueden combinar con algunas de las salidas 52, 54 del procedimiento de extracción con disolvente de alto rendimiento 50 para dar lugar a un producto a base de hidrocarburos 60 que tiene suficientes características físicas para que pueda cumplir con los criterios de transporte por tuberías necesarios sin tener que mezclar el producto de hidrocarburos final 60 con diluyentes procedentes de fuentes externas, o requerir volúmenes muy reducidos de tal diluyente.

35 La materia prima 12 puede ser un hidrocarburo pesado (corriente virgen o procesada previamente), tal como el hidrocarburo pesado obtenido de un procedimiento SAGD (drenaje por gravedad asistido por vapor), por ejemplo arenas bituminosas canadienses, o de cualquier otra fuente adecuada de hidrocarburos pesados. En un aspecto, la materia prima 12 puede tener una gravedad API en el intervalo de 0 a 14.

40 En un aspecto, una parte reciclada 70 de la salida de corriente de resinas 54 del procedimiento de extracción con disolvente de alto rendimiento 50 se puede combinar con la materia prima entrante 12 para formar el fluido del procedimiento 14 que pasa a través del procedimiento 10. La corriente de resinas se puede añadir al fluido del procedimiento en los casos en que se desea además un rendimiento de crudo, y/o crudo más ligero, y/o la supresión de asfaltos con el fin de cumplir los objetivos característicos del producto tratado. El reciclaje de resina proporciona al operador la flexibilidad, a través de un parámetro de flujo ajustable, para cumplir con las especificaciones de producción, y permite a la planta manejar variaciones de materia prima robustamente.

45 El producto de resina 54 del procedimiento de extracción con disolvente 50 tendrá normalmente una gravedad API relativamente baja. En un aspecto, la gravedad API del producto de resina 54 puede tener una gravedad API entre 0 y 10. Dependiendo de las características de la materia prima 12 y la cantidad de producto de resina 54 combinadas con la materia prima 12, el fluido del procedimiento resultante 14 puede tener una serie de características y en particular un intervalo de gravedades API.

50 El fluido del procedimiento 14 (obtenido por completo de la materia prima 12 o formado como una combinación de materia prima 12 y producto de resina 54 del procedimiento de extracción con disolvente 50) se puede orientar al calentador 20 en donde el fluido del procedimiento 14 se puede calentar a una temperatura deseada a medida que pasa a través del calentador 20 antes de ser orientado al reactor 30 para someterse a un craqueo térmico leve. El reactor 30 mantiene una temperatura de fluido constante gracias a una aplicación uniforme de calor a través del reactor para permitir que se produzca un craqueo térmico leve sin coqueificación que supone una preocupación o detrimento para el funcionamiento y/o el rendimiento del reactor.

55 En un aspecto, el calentador 20 calienta el fluido del procedimiento 14 a una temperatura entre 357 °C-413 °C (675-

775 °F) antes de que se introduzca el fluido del procedimiento 14 en el reactor 30.

En el reactor 30, el fluido del procedimiento 14 (calentado entre 357 °C-413 °C (675-775 °F) por el calentador 20) se somete a un procedimiento de craqueo controlado leve. Los calentadores apropiadamente ubicados se proporcionan en este reactor 30 para mantener la temperatura constante deseada generada en el calentador 20 y aplicar el flujo de calor uniforme para el fluido 14. Los calentadores proporcionan calor indirecto a través de cualquier fuente fácilmente disponible (eléctrica, fluido de transferencia de calor, radiante etc.). Para asegurar un flujo de calor uniforme, la mezcla se puede aplicar al fluido del procedimiento de manera continuada o intermitente.

El reactor 30 puede ser operado de una manera, a través principalmente de la optimización de cinco variables interrelacionadas del procedimiento (temperatura, presión, tiempo de residencia, gas de barrido y flujo de calor), a fin de reducir o incluso prevenir que se forme coque durante la reacción, y minimización de la producción de gas, mientras que también se proporciona una conversión óptima de la parte de asfalteno del hidrocarburo pesado en componentes de materia prima listos para refinaria.

La primera y la segunda variables implican la aplicación de un flujo de calor uniforme entre 22,1-37,9 kW/m² (7000-12000 BTU/h pies cuadrados) a todo el depósito de fluido del procedimiento en el reactor y el mantenimiento de una única temperatura de funcionamiento en el reactor entre 357-413 °C (675-775 °F). Esto se puede lograr por la presencia de dispositivos de calentamiento de tamaño adecuado y situados en el reactor. El número de calentadores se establecerá mediante el cálculo de la dispersión óptima de calor entre dos calentadores a fin de tener una temperatura uniforme en todo el depósito y evitar temperaturas máximas o puntuales significativamente más altas que la temperatura objetivo en el reactor.

La tercera variable del reactor, el tiempo de residencia, puede estar comprendida entre 40-180 minutos en el reactor.

La cuarta variable del reactor, la presión de funcionamiento, se puede mantener a la presión casi atmosférica, en cualquier caso, que sea inferior a 345 kPa (50 psig) con los principios de control de presión convencional utilizados para un rendimiento constante. El intervalo de presión es controlado en el extremo inferior para evitar una evaporación súbita excesiva y prematura de los hidrocarburos, al eludir esencialmente el reactor, y limitado en el extremo superior para reducir el craqueo secundario y el consiguiente aumento de los rendimientos de gas.

La quinta variable del reactor, el gas de barrido caliente 36, en el mismo intervalo de temperatura que el fluido del procedimiento 357-413 °C (675-775 °F) 21, se añade al fluido del procedimiento 14 en el reactor 30 en el intervalo de 4,8-19,3 sm³/m³ (20-80 scf/bbl).

El gas de barrido 36 puede ser gas natural, hidrógeno, gas combustible producido a partir del procedimiento, vapor, nitrógeno o cualquier otro gas no reactivo, no condensable que no se condensará en un líquido.

El gas de barrido en la dosificación de 4,8-19,3 sm³/m³ (20-80 scf/bbl) de suministro se proporciona para eliminar los productos a base de hidrocarburos "ligeros" (es decir, metano a hidrocarburos de punto de ebullición <399 °C (<750 °F) tan pronto como se forman en el reactor 30 de modo que hay un mínimo de craqueo secundario que podría aumentar el gas de reposición y aumentar potencialmente la producción de nafta/destilados olefínicos.

El gas de barrido también puede permitir que el reactor funcione más cerca de la presión y la temperatura de funcionamiento deseadas <345 kPa (<50 psig). El gas de barrido 36 también se puede utilizar para proporcionar calor adicional y/o mezcla para el fluido del procedimiento 14 en el reactor 30.

Como se discutió con respecto a las Figuras 1 y 2, la corriente de energía térmica 22, para el reactor 30 se aplica de manera uniforme 22,1-37,9 kW/m² (7000-12000 BTU/h pies cuadrados) durante todo el tiempo de residencia de hidrocarburos (40-180 minutos) en el reactor a la temperatura 357-413 °C (675-775 °F) y la presión deseadas (inferior a 345 kPa (50 psig)) para minimizar cualquier temperatura del fluido máxima local que puede iniciar la coquificación, y permitir de este modo un aumento de la transferencia térmica de calor a una temperatura global mayor que mejora la conversión de hidrocarburos dentro del reactor 30. En estas condiciones de funcionamiento, la cinética de reacción favorece la conversión óptima de los asfaltenos que preferiblemente escinde las cadenas hidrocarbonadas periféricas creando hidrocarburos deseables (VGO e hidrocarburos de clase diésel) para el refinador sin causar coquificación o un aumento de la producción de gas en el reactor. Como ejemplo, la Tabla 4 ilustra diferentes configuraciones de asfaltenos para diferentes tipos de crudos. Las condiciones de funcionamiento propuestas del reactor 30 factorizan la relativa complejidad y el alto grado de cadenas laterales sobre diferentes crudos.

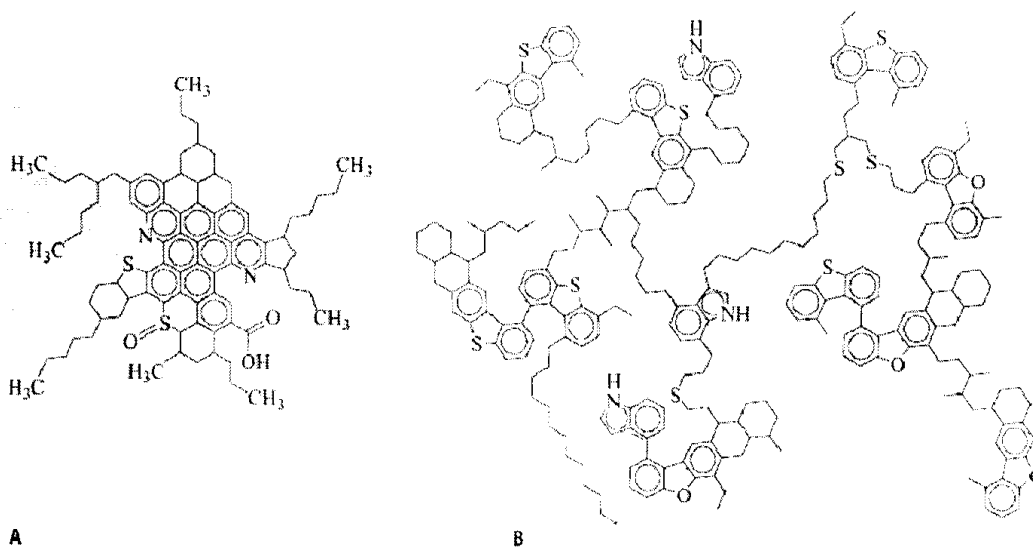


Tabla 4 - Estructuras moleculares medias que representan moléculas de asfalteno de diferentes fuentes: A, asfaltenos de crudos pesados tradicionales; B, asfaltenos del betún canadiense (Sheremata et al., 2004).

- Cada variable puede cambiarse independientemente, dentro de los intervalos sugeridos, basándose en la calidad de la materia prima proporcionada o basándose en la calidad de salida deseada. Dado que las 5 variables del procedimiento indicadas están relacionadas entre sí, un esquema de control del procedimiento multivariable con una función objetivo prescrita (rendimiento máximo para cumplir con las especificaciones mínimas del producto) será beneficioso para asegurar que el procedimiento funciona a un punto óptimo cuando una cualquiera de las variables es cambiada o se altera la situación del suministro/producto.
- 5 Una vez que el fluido del procedimiento 14 se ha mantenido en el reactor 30 durante un espacio suficiente de tiempo para que las características de las salidas del reactor 30 alcancen cualidades deseadas, una fracción ligera del destilado de cabeza 32 y una fracción pesada de fondos 34 se pueden eliminar del reactor 30.
- La fracción ligera de destilado de cabeza 32 de la salida del reactor 30 puede contener productos de vapor no condensable, hidrocarburos líquidos ligeros e hidrocarburos líquidos más pesados. Los productos de vapor pueden ser vapores liberados del fluido del procedimiento 14, como gas sulfuroso, mientras se somete a craqueo térmico, así como gas de barrido 36 introducido y no convertido o no utilizado que ha pasado por el reactor 30.
- 15 La fracción líquida de destilado de cabeza 32 tendrá una gravedad API mucho mayor que la fracción de fondo 34. Por ejemplo, la fracción líquida de destilado de cabeza 32 podría tener normalmente una gravedad API de 26 o superior. La fracción de destilado de cabeza 32 puede ser dirigida a una unidad de separación gas-líquido 40, que puede comprender un enfriador 41 y un tambor de separación 42, como un ejemplo, en el que una parte de la fracción de destilado de cabeza 32 que es un producto líquido condensable que contiene nafta e hidrocarburos más pesados se puede separar de los componentes gaseosos de la fracción de destilado de cabeza 32. Una línea de gas de descarga 43 que contiene gases no deseables tales como gas sulfuroso, se puede proporcionar en el tambor de separación 42 para esos gases a eliminar, reciclar, o sometidos a un tratamiento adicional.
- 20 Una o más corrientes de hidrocarburo líquido pueden ser producidas a partir del tambor de separación 42. La corriente 44, un hidrocarburo más pesado que la corriente 46, se puede enviar a la combinación de productos, mientras que la corriente 46 se puede considerar para obtener un hidrotreatmento macizo adicional antes de la combinación del producto.
- 25 La fracción de fondo 34 puede contener hidrocarburos, y asfaltenos modificados. Aunque las características de la fracción de fondo 34 tomadas del reactor 30 variarán en función de la entrada de fluido del procedimiento 14 en el reactor 30 y los parámetros de funcionamiento del reactor, en un aspecto, la fracción de fondo 34 puede tener una gravedad API que varía entre -5 y 5.
- 30 Las variables del procedimiento controlables permiten que un operador varíe el rendimiento del reactor 30 para satisfacer las necesidades del producto final basado en el cambio de características del fluido del procedimiento entrante 14.
- 35 La controlabilidad de las cinco variables interrelacionadas, tiempo de residencia, gas de barrido, flujo de calor, temperatura y presión en el reactor 30 permite que un operador varíe el rendimiento del reactor 30.

De esta manera, cuando las características de la materia prima 12 se cambian, ya sea como suministro reciente diferente o más o menos reciclaje de resina 70, las cinco variables interrelacionadas del procedimiento pueden optimizarse para evitar la producción de coque y minimizar la producción de vapores no condensables que se producen en el reactor 30. Por ejemplo, el operador puede variar el tiempo de residencia del fluido del procedimiento 14 en el reactor 30 en base a las características del fluido del procedimiento 14 para obtener los rendimientos y/o calidad deseados de las salidas 32, 34. Alternativamente, el operador puede variar el gas de barrido, la temperatura o la presión para conseguir resultados similares. Las variables del procedimiento están relacionadas entre sí y la minimización de coque y la evitación de exceso de gas de reposición es un reto y se determina mejor por operaciones piloto.

La fracción de fondo 34 del reactor 30 puede ser suministrada a un procedimiento de extracción con disolvente de alto rendimiento 50 que puede producir una corriente de asfaltenos térmicamente afectados 58, una corriente de aceite extraído 52 y una corriente de resina 54. El reactor 30 funciona de una manera que significativamente limita e incluso impide la formación de coque y reduce la producción de gas, mientras se produce al mismo tiempo la conversión de asfaltenos en componentes más adecuados para un procesamiento corriente abajo. Por consiguiente, los asfaltenos modificados y otros elementos no deseados permanecen en la fracción de fondo 34 que se elimina del reactor 30.

Para maximizar la recuperación del crudo de materia prima de refinería deseable, los elementos no deseables que siguen presentes en la fracción de fondo 34, la fracción de fondo 34 del reactor 30 ha de ser tratada adicionalmente utilizando, por ejemplo, un procedimiento de extracción con disolvente de alto rendimiento 50. El tratamiento de la fracción de fondo 34 mediante un procedimiento de extracción con disolvente 50 permite que se utilice en conjunto el reactor 30 y el procedimiento de extracción con disolvente 50, para producir un crudo de materia prima de refinería de intervalo completo.

El procedimiento de extracción con disolvente 50 puede comprender cualquier procedimiento de extracción con disolvente adecuado. En un aspecto, puede ser un procedimiento de disolvente supercrítico en tres fases que separa los asfaltenos de las resinas en la fracción de fondo 34. La salida del procedimiento de extracción con disolvente 50 puede ser una corriente de asfaltenos 58, una corriente de aceite extraído 52 y una corriente de resina 54. La corriente de asfaltenos 58 es normalmente indeseable y se elimina del procedimiento 10. La corriente de aceite extraído 52 puede ser de una calidad relativamente alta, con un intervalo de gravedad API de 9 a 15. La corriente de resina 54 es normalmente de una calidad inferior a la corriente de aceite extraído 52, con una gravedad API inferior a la corriente de aceite extraído 52. En un aspecto, la corriente de resina 54 puede tener una gravedad API en el intervalo de gravedad API de 0 a 10.

La corriente de aceite extraído 52 y la corriente de resina 54 del procedimiento de extracción con disolvente 50 se pueden combinar junto con la corriente de producto líquido 44 obtenida a partir del separador líquido-gas 40 para formar un producto de hidrocarburos final 60 que cumple con las especificaciones de la tubería y/o la refinería. En un aspecto, este producto de hidrocarburo final 60 tendría una gravedad API superior a 19. Normalmente, el producto de hidrocarburo final 60 tendría una viscosidad de 0,00035 m²/s (350 centistokes ("cSt") o menos. Se puede aplicar hidrotreamiento a la corriente combinada 60 en el caso de necesitar reducir olefinas para cumplir con una especificación específica de tubería y/o refinería.

La corriente de resina 54 es normalmente de una calidad menor que la corriente de aceite extraído 52. La parte de reciclaje 70 de la corriente de resina 54 puede ser combinada con la materia prima 12 a reprocesar con el fin de formar el producto de hidrocarburo final 60. Como resultado, esta parte de reciclaje de la corriente de resina mejorará la calidad del producto de hidrocarburo final 60.

En otro aspecto, para aumentar la recuperación global de producto de hidrocarburo del reactor 30 y reducir las velocidades de circulación de disolvente, un procedimiento de extracción con disolvente de alto rendimiento 50 puede incluir una etapa de procedimiento de extracción suplementaria, columna de aclarado 50e, corriente arriba de la corriente de asfaltenos 58. En lugar de enviar una corriente 61, los fondos del extractor primario 50c, a un separador o secador por pulverización de asfaltenos como es el caso de las unidades de SDA convencionales conocidas en la técnica, la corriente 61 puede ser enviada a una columna secundaria de extracción de disolvente. Convencionalmente, la extracción con disolvente adicional se realiza en el aceite desasfaltado primario, en forma de un extractor de resina 50f, para proporcionar una corriente separada de aceite pesado desasfaltado 66. La etapa de extracción con disolvente adicional en la corriente rica en asfaltenos por una columna de aclarado 50e como se muestra en la figura 3 utiliza una extracción líquido-líquido convencional con el mismo disolvente utilizado en el extractor primario. La colocación de esta columna líquido-líquido convencional en la corriente rica en asfaltenos es única y resulta beneficiosa, ya que la relación disolvente a aceite puede aumentarse económicamente dentro de esta columna en hasta 20:1 para aumentar la recuperación de aceite desasfaltado, mientras que el uso general de disolventes se reduce. Se añade disolvente en la corriente 63 a la corriente rica en asfaltenos 61 a una relación muy alta de disolvente a aceite y se enfría adicionalmente para mejorar la precipitación de asfaltenos y por lo tanto la recuperación de aceite en la columna 50e. La corriente de aceite desasfaltado 64, se envía al extractor de resina 50f, para ser refinada adicionalmente para la combinación del producto. La corriente de fondos, que comprende asfaltenos afectados térmicamente concentrados y disolvente, de la columna de aclarado 50e se convierte en la corriente 58, y se envía para una recuperación de disolvente por destilación, separación o secado instantáneo.

El uso general de disolventes para lograr una alta recuperación de hidrocarburos en la corriente 60 puede ser un 25 % menos que el uso de procedimientos de técnica abierta comparable. Para obtener rendimientos deseados de 99+ % de recuperación de DAO (aceite desasfaltado) en la corriente 60 sin dejar de cumplir las especificaciones de tuberías y refinería, los procedimientos típicos de extracción de 3 fases requieren relaciones de disolvente a aceite en el intervalo 8-9:1 para arenas bituminosas canadienses (www.uop.com). Como ejemplo, para un flujo de betún de 60000 BPD, el disolvente mínimo necesario es 480.000-540.000 BPD. Utilizando la disposición de una columna de aclarado 50e se ayuda a reducir el disolvente total circulado puesto que la etapa del procedimiento se dirige específicamente a las moléculas (asfaltenos) que necesitan ser separadas del crudo deseado (aceite pesado). Una relación de disolvente a aceite de 3-4:1 en el principal extractor 50 a.b.c solo es necesaria (240.000 BPD) para precipitar todos los asfaltenos afectados térmicamente con arrastre mínimo de DAO. La columna de aclarado, 50e, tendrá un suministro de aproximadamente 6.000 BPD de componentes a base de asfaltenos y 750-1000 BPD de crudo. Una relación de disolvente a aceite de 15-20:1 en la columna de aclarado 50e sería extraer el crudo restante que se requiere hasta 140.000 BPD de disolvente adicional. El disolvente total circulado es de 380.000 BPD con la configuración de la columna de aclarado mostrada como 50e, resultando en una reducción del 25 % en la cantidad de disolvente circulado. El resultado es una reducción significativa en el consumo energético en comparación con un estado del procedimiento de extracción de 3 fases de la técnica. Este esquema de extracción con disolvente de alto rendimiento, incluyendo la columna 50e, se puede aplicar a un esquema de extracción con disolvente de técnica abierta existente en funcionamiento para aumentar aún más el rendimiento del crudo y/o reducir los costos operativos mediante la reducción de circulación de disolvente total. En otro aspecto, el nuevo esquema puede ser utilizado como una mejora de diseños en la recuperación de aceite pesado que normalmente utiliza el desasfaltado con disolvente del estado de la técnica.

La corriente de asfaltenos 58 resultante se puede procesar en una unidad de separación de asfaltenos un 20 % más pequeña, 110. La parte principal de los restantes asfaltenos afectados térmicamente concentrados son sólidos incluso a temperaturas elevadas (por encima de 371 °C (700 °F)) con las cadenas hidrocarbonadas laterales eliminadas, dando lugar a un menor volumen que manejar para la unidad de separación de asfaltenos. Además, la naturaleza modificada de los asfaltenos ofrece la oportunidad para una recuperación más eficaz de metales y una mejor materia prima para una tecnología de conversión de energía limpia (p. ej., gasificación, gasificación catalítica, oxicomustión para la producción de SAGD mejorada).

La unidad de separación vapor-sólido (p. ej., por inercia), 110, separa los sólidos de asfalteno del vapor de disolvente y el gas que sigue presente en la corriente 58 utilizando una o más fuerzas, tales como centrífuga, gravitatoria, y de inercia. Estas fuerzas mueven el sólido de asfalteno a un área en donde las fuerzas ejercidas por la corriente de gas son mínimas. El asfalteno en forma sólida separado se mueve por gravedad en una tolva, en donde se almacena temporalmente. La unidad 110 puede ser o bien una cámara de sedimentación, una cámara con deflectores o un colector centrífugo; un dispositivo que proporciona la separación de sólido y gas. Los colectores centrífugos pueden ser o bien ciclones individuales o multifásicos. En el caso de la unidad de SDA, 50, es excesivamente eficaz en la separación de asfaltenos de la resina, DAO y disolvente, la corriente 58 puede ser inyectada con gas de bajo peso molecular adecuado (ej. gas natural, o nitrógeno) para proporcionar transporte neumático a los sólidos de asfalteno, que de otra manera sería proporcionado mediante la evaporación súbita de disolvente en la línea. Un sistema de transporte neumático puede transportar sólidos de hasta aproximadamente un tamaño de 50 mm. El sólido ha de estar seco, con no más de 20 % de humedad y no pegajoso. Los sólidos de asfaltenos afectados térmicamente cumplen los criterios anteriores y por ende los beneficios del procedimiento de la capacidad de utilizar una unidad de separación por inercia, 110.

En un sistema de transporte neumático, la mayor parte de la energía se utiliza para el transporte del propio gas. Por consiguiente, la eficiencia energética de una planta de transporte neumático es relativamente baja, pero esto es a menudo compensado por su fácil manejo y, en sistemas bien diseñados, soluciones exentas de polvo. En general, la longitud de un sistema neumático no debe extenderse a 300 m por cada unidad neumática. Los productos pueden ser transportados a grandes distancias mediante la conexión de los sistemas en serie. Existen tres diseños básicos de sistemas de transporte neumático que se pueden considerar para el transporte de la corriente 58 a la unidad 110:

- Transporte de la fase diluida de a altas velocidades de gas (p. ej. 20-30 m/s)
- Transporte de hebra a velocidades limitadas de gas (p. ej. 15-20 m/s)
- Transporte de la fase densa a bajas velocidades de gas (p. ej., 5-10 m/s).

El procedimiento 10 proporciona una materia prima cruda que es la tubería ajustable y es óptima para los refinadores de alta conversión. La corriente 60 tiene bajo contenido de metales (<20 wppm de Ni + V), bajo contenido de asfaltenos (<0,3 % en peso), un número TAN muy bajo (<0,3 mg KOH/mg), sin diluyente, y tiene un contenido elevado en el material de clase VGO (30-50 % de crudo). Para los refinadores de alta conversión (>1,4:1 conversión para coquificación), la calidad de la destilación del crudo producido en la corriente 60 será mejorar la utilización de las unidades más altas de generación de ganancias al rellenar las unidades restantes. La Tabla 5 muestra la curva de destilación de una materia prima representativa (betún diluido) y la materia prima lista de refinería producida que es un crudo bien equilibrado, en comparación con otros crudos de materia prima de refinería pesados tales como WCS (Western Canada Select). WCS tiene un residuo más pesado (material de 510+ °C

(950+ °F) que requiere una intensa conversión y un material más ligero que los refinadores que pueden refinar fructuosamente los combustibles para transporte.

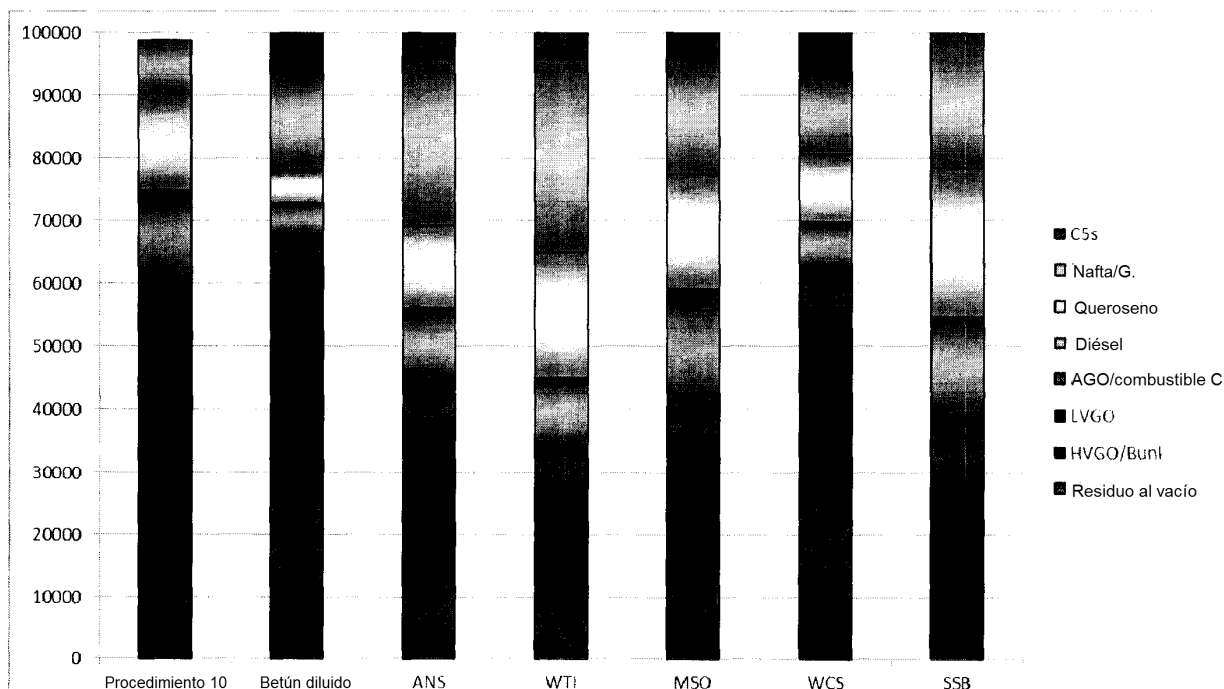


Tabla 5 - Análisis de destilación para diferentes crudos incluyendo el producto del procedimiento 10

5 La combinación de reactor 30, la unidad del procedimiento de extracción con disolvente de alto rendimiento 50, y la unidad de separación vapor-sólido (p. ej. por inercia), 110, presenta una complejidad del procedimiento reducida. Esto puede ser expresado como un valor de índice de complejidad Nelson, de 4,0-4,5, significativamente inferior a 9,0-10,0 para un esquema de coquificación y/o hidrotreamiento. Otra ilustración de la mejora de rendimiento es el requerimiento de energía reducida de 3,93 GJ/toneladas de suministro en comparación con un procedimiento de coquificación retardada que requiere que se lleve a cabo una entrada de energía de 4,70 GJ/toneladas de suministro. Esto constituye una reducción del 16,4 % en la intensidad de energía en comparación con un procedimiento de coquificación retardada. Esto corresponde a una salida de gas específico de efecto invernadero (GHG, por sus siglas en inglés) de 0,253 toneladas de CO₂/toneladas de suministro para el procedimiento de coquificación retardada y 0,213 toneladas de CO₂/toneladas de suministro para el procedimiento propuesto. Sobre una base de comparación del producto, la reducción de energía es de aproximadamente 25-27 % frente a un procedimiento de coquificación.

20 Cuando se compara con un procedimiento de unidad de valorización de coquificación y un reactor convencional y el procedimiento de extracción con disolvente, el procedimiento 10 proporciona una mejora significativa en el rendimiento, reduciendo al mínimo los subproductos (coque e hidrocarburos no condensables) como se menciona en la Tabla 6.

Tabla 6 - Comparación de rendimiento del producto (corriente 60)

	Volumen %	Masa %
Coquificación	80-84	78-80
Reactor convencional/procedimiento de extracción con disolvente	86	80-82
Procedimiento 10	>88	83-85

25 Además de ser adecuada para nuevas instalaciones comunes, la Figura 4 muestra una aplicación ilustrativa de la unidad de craqueado térmico controlado integrado y SDA mejorado para una unidad de valorización existente. El procedimiento integrado propuesto, reactor 20, mejoró SDA 50, y la recuperación de asfaltenos, 110, se puede colocar corriente arriba de la unidad de coquificación del refinador/unidad de valorización. El beneficio para un refinador/unidad de valorización es la capacidad de descongestionar la unidad de vacío y de coquificación y aceptar

5 crudo más pesado en la unidad. Más barriles procesados en equipos existentes equivale a mayores ganancias y rentabilidad económica. Además, con un material de mayor calidad que se envía a la unidad de coquificación, 300, la gravedad operativa se puede disminuir, lo que aumenta la vida de la coquificadora al aumentar el tiempo de ciclo para la coquificadora (de 12 a 24 horas), y una menor producción de gas y coque y más producto. Los costos de capital para reemplazar el equipo pueden retrasarse y se puede realizar un aumento del rendimiento (aprox. 2-3 %). Los asfaltenos sólidos capturados en SDA tienen una disposición fácilmente disponible, corriente 302, los sistemas de recogida y transporte de coque existentes hacen que la adición del procedimiento integrado propuesto sea más rentable y altamente lucrativo.

10 La corriente 5 puede constituir las corrientes de fondos de una columna atmosférica, una columna de vacío, o una unidad de craqueo catalítico, indicada como la unidad 200 en la Figura 4. La unidad de craqueo integrado y el procedimiento de SDA produce una corriente de DAO, 52, que se puede procesar adicionalmente en los combustibles de transporte, corriente 401, en un complejo de hidro craqueo e hidrot ratamiento, unidad 400. La unidad de craqueo integrado y el procedimiento de SDA también pueden producir una corriente de calidad de resina, 54, que puede ser enviada a una coquificación, FCC (craqueo catalítico fluidizado) y/o una planta de asfalto para su posterior procesamiento en productos acabados. Como se indicó anteriormente, los asfaltenos en forma sólida generados como corriente 111, o bien se pueden mezclar con el coque generado en la unidad 300 o bien enviarse fuera del emplazamiento para un procesamiento adicional (generación de energía y/o secuestro).

20 Como ejemplo, la Figura 5 muestra una realización específica para un nuevo diseño u oportunidad de renovación para una refinería y/o unidad de valorización. La unidad 200 es una unidad de vacío y la corriente de fondos 5 se envía a la unidad de craqueo integrado/procedimiento de SDA, unidades 20, 30, 40, 50, 110. La corriente de DAO, 52, se envía a la unidad de hidro craqueo e hidrot ratamiento, 400, junto con la corriente 205 de la unidad de vacío. Una corriente de resina, 54, se produce a partir de la unidad 50, y se envía a una unidad de hidro craqueo de residuos, 500. Con menos asfaltenos, que son altamente exotérmicos cuando reaccionan, enviados a la unidad 500, la unidad de hidro craqueo de residuos puede funcionar a conversiones más altas (+8-15 %) produciendo más material como producto de combustible de transporte final. La corriente de asfaltenos en forma sólida, 111, de la unidad 110 puede ser enviada a la unidad de gasificación para la generación de hidrógeno.

Al igual que en la Figura 4, los beneficios de la adición de la unidad integrada en la Figura 5 son:

1. Rendimiento máximo de crudo entrante a la planta.
2. Descongestión, en caso existente, o reducción de tamaño de la unidad de coquificación
- 30 3. Descongestión, en caso existente, o reducción de tamaño del hidro craqueo de residuos
4. Descongestión, en caso existente, o reducción de tamaño de la unidad de gasificación
5. Huella de carbono general reducida para el complejo.

35 El procedimiento integrado en la Figura 3 también puede ayudar a que los refinadores de dulce, de baja complejidad (destilación simplificada) tomen los crudos más pesados y más baratos que son más fáciles de obtener, y por lo tanto los activos de reposición para obtener más valor. El procedimiento integrado se puede colocar en la parte delantera de la refinería para proporcionar el acondicionamiento inicial del crudo más pesado.

Se proporciona la descripción anterior de las realizaciones descritas para permitir que cualquier experto en la técnica lleve a cabo o utilice la presente invención. Diversas modificaciones a estas realizaciones resultarán fácilmente evidentes para los expertos en la técnica.

40 Por ende, la presente invención no tiene por objeto limitarse a las realizaciones mostradas en la presente memoria, sino que debe concedérsele el alcance completo coherente con las reivindicaciones, en donde la referencia a un elemento en singular, tal como mediante el uso del artículo "un" o "una" no tiene por objeto significar "uno y sólo uno" a menos que así se indique específicamente, sino más bien "uno o más". Todos los equivalentes estructurales y funcionales de los elementos de las diversas realizaciones descritas a lo largo de la descripción que se conocen o posteriormente llegan a ser conocidos por los expertos en la técnica tienen por objeto ser abarcados por los elementos de las reivindicaciones. Es más, nada de lo descrito en la presente memoria tiene por objeto ser dedicado al público con independencia de si dicha descripción se enumera explícitamente en las reivindicaciones.

REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento continuo para la producción de una materia prima de refinería mejorada y sólidos de asfaltenos secos térmicamente afectados a partir de hidrocarburos pesados, comprendiendo dicho procedimiento:
- 5 (a) precalentar hidrocarburos pesados como un fluido del procedimiento en un calentador a una temperatura predeterminada;
- (b) mover el fluido del procedimiento precalentado a un único reactor de conversión térmica con un condensador parcial del destilado de cabeza para convertir asfaltenos en el fluido del procedimiento a base de hidrocarburos pesados para producir una corriente de vapor no condensable e hidrocarburos líquidos más ligeros, y una segunda corriente de fracciones ricas en asfaltenos afectados térmicamente a partir del fluido del procedimiento;
- 10 en donde las condiciones del procedimiento del reactor de conversión térmica están dentro de los siguientes parámetros:
- (i) un flujo de calor uniforme de entre 22,1-37,9 kW/m² (7000-12000 BTU/h pies cuadrados) introducido en el fluido del procedimiento en el reactor;
- 15 (ii) un gas de barrido de entre 4,8-19,3 sm³ de gas/m³ del fluido del procedimiento (20-80 scf/bbl (gas/fluido del procedimiento)) se introduce en el fluido del procedimiento en el reactor;
- (iii) tiempo de residencia del fluido del procedimiento en el reactor de entre 40-180 minutos;
- (iv) una temperatura esencialmente uniforme del fluido del procedimiento de entre 357-413 °C (675-775 °F) en el reactor; y
- (v) una presión casi atmosférica <345 kPa (<50 psig) en el reactor;
- 20 (c) desasfaltar las fracciones ricas en asfaltenos afectados térmicamente obtenidas en la etapa (b) con un procedimiento de extracción con disolvente en una corriente de aceite desasfaltado (DAO) y una segunda corriente que contiene asfalto afectado térmicamente precipitado en forma sólida;
- (d) separar los sólidos de asfaltenos secos afectados térmicamente precipitados de la segunda corriente obtenida en la etapa (c) en una unidad de separación vapor-sólido que separa los sólidos de asfalto del vapor de disolvente y gas que sigue presente en la segunda corriente obtenida en la etapa (c) utilizando una o más fuerzas, tales como centrífuga, gravitacional y de inercia para obtener un asfalto sólido y seco que no contiene más de 20 % de humedad, en donde dicha unidad de separación vapor-sólido se selecciona entre una cámara de sedimentación, una cámara con deflectores o un colector centrífugo;
- 25 (e) la materia prima de refinería comprende al menos una de las corrientes producidas.
- 30 2. El procedimiento de la reivindicación 1, en donde el gas de barrido es nitrógeno, vapor, hidrógeno y/o un hidrocarburo ligero.
3. El procedimiento de la reivindicación 1, en donde se precalienta el gas de barrido.
4. El procedimiento de la reivindicación 1, en donde el flujo de calor es liberado en el reactor térmico por uno o más dispositivos de calentamiento apropiadamente situados para obtener temperaturas de fluido del procedimiento esencialmente uniformes en el interior del reactor.
- 35 5. El procedimiento de la reivindicación 1, en donde una corriente de reciclaje de resina recogida del procedimiento de desasfaltado de la etapa (c) se mezcla con la materia prima corriente arriba del reactor para formar el fluido del procedimiento.
- 40 6. El procedimiento de la reivindicación 1, en donde la materia prima de refinería comprende una combinación de al menos dos de las corrientes producidas listas para el transporte por tubería, con una gravedad API superior a 19 grados (gravedad específica de 0,94) y una viscosidad inferior a 0,00035 m²/s (350 cSt) a 8 °C.
7. El procedimiento de la reivindicación 6, en donde una o más de las corrientes producidas se tratan para eliminar olefinas.
- 45 8. El procedimiento de la reivindicación 1, en donde la etapa (d) comprende una etapa adicional de transporte y manipulación neumáticos de los sólidos de asfaltenos afectados térmicamente secos resultantes.
9. El procedimiento de la reivindicación 8, en donde se añade gas de transporte a la segunda corriente obtenida en la etapa (c) para permitir y mejorar el transporte neumático al separador vapor-sólido.
10. El procedimiento de la reivindicación 9, en donde el gas de transporte destinado al transporte neumático puede corresponder a cualquier gas de bajo peso molecular adecuado.

5 11. El procedimiento de la reivindicación 1, en donde los hidrocarburos pesados precalentados en la etapa (a) constituyen una corriente de hidrocarburos pesados vírgenes o procesados procedente de una unidad de valorización o de una refinería existente de betún por coquificadora y en donde los hidrocarburos líquidos ligeros producidos en la etapa (b) del procedimiento y la corriente de aceite desasfaltado (DAO) pesado producido en la etapa (c) del procedimiento se reenvían a la unidad de valorización o refinería.

10 12. El procedimiento de la reivindicación 1, en donde los hidrocarburos pesados precalentados en la etapa (a) constituyen una corriente de hidrocarburos pesados vírgenes o procesados procedente de una unidad de valorización de hidrocrqueo de residuos o refinería existente y en donde los hidrocarburos líquidos ligeros producidos en la etapa (b) del procedimiento y la corriente de aceite desasfaltado (DAO) pesado producido en la etapa (c) se reenvían a la unidad de valorización o refinería.

13. El procedimiento de la reivindicación 1, en donde los hidrocarburos pesados precalentados en la etapa (a) procedentes de una nueva unidad de valorización de betún y en donde los hidrocarburos líquidos ligeros producidos en la etapa (b) del procedimiento y la corriente de aceite desasfaltado (DAO) pesado producido en la etapa (c) del procedimiento se reenvían a la unidad de valorización.

15 14. El procedimiento de la reivindicación 1, en donde los hidrocarburos pesados precalentados en la etapa (a) constituyen una corriente de hidrocarburos pesados vírgenes o procesados procedente de una refinería de "crudo dulce", nueva o existente, y en donde la corriente de hidrocarburos líquidos ligeros producidos en la etapa (b) del procedimiento y la corriente de aceite desasfaltado (DAO) pesado producido en la etapa (c) del procedimiento se reenvían a la refinería.

20

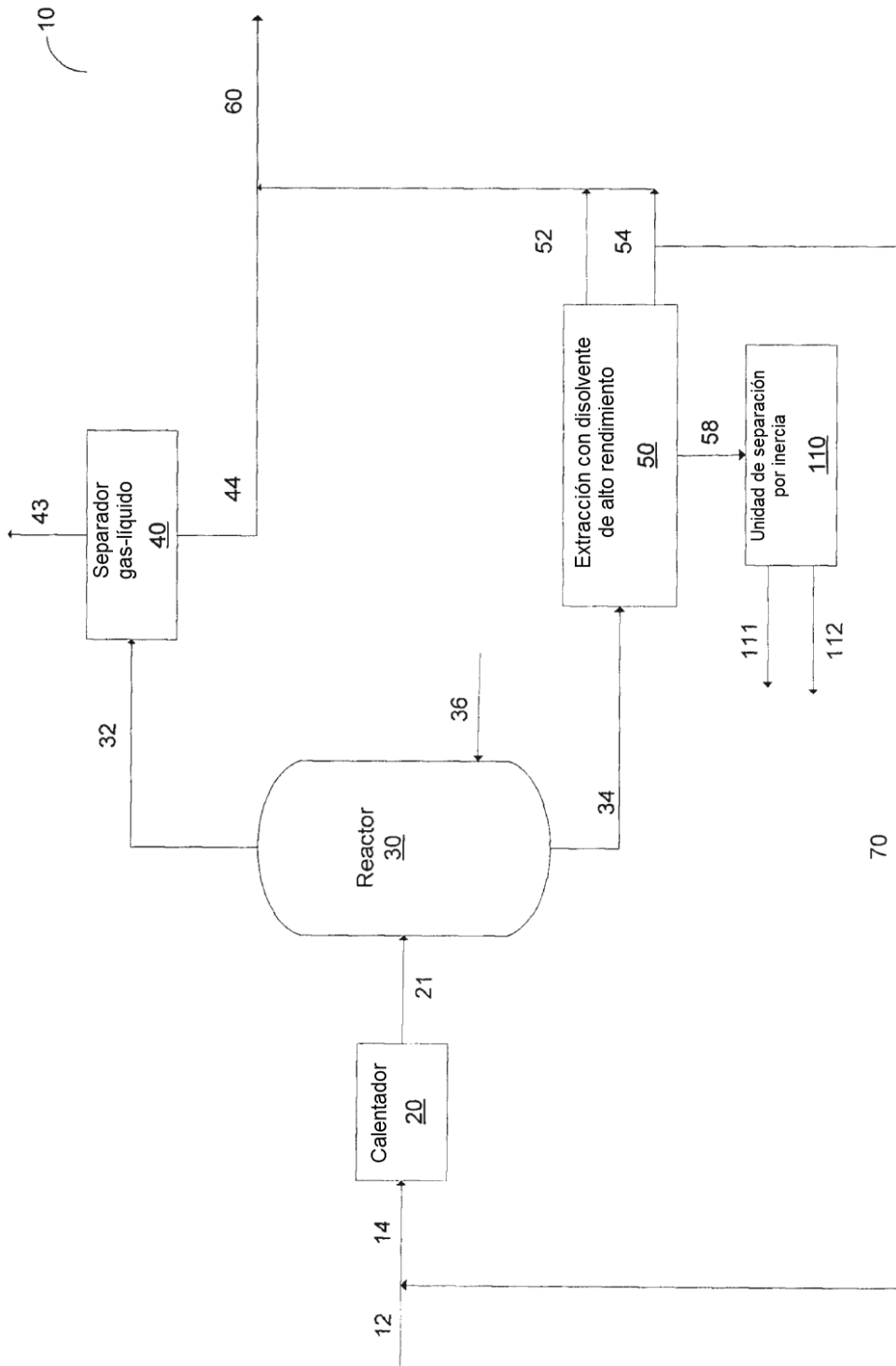


FIG. 1

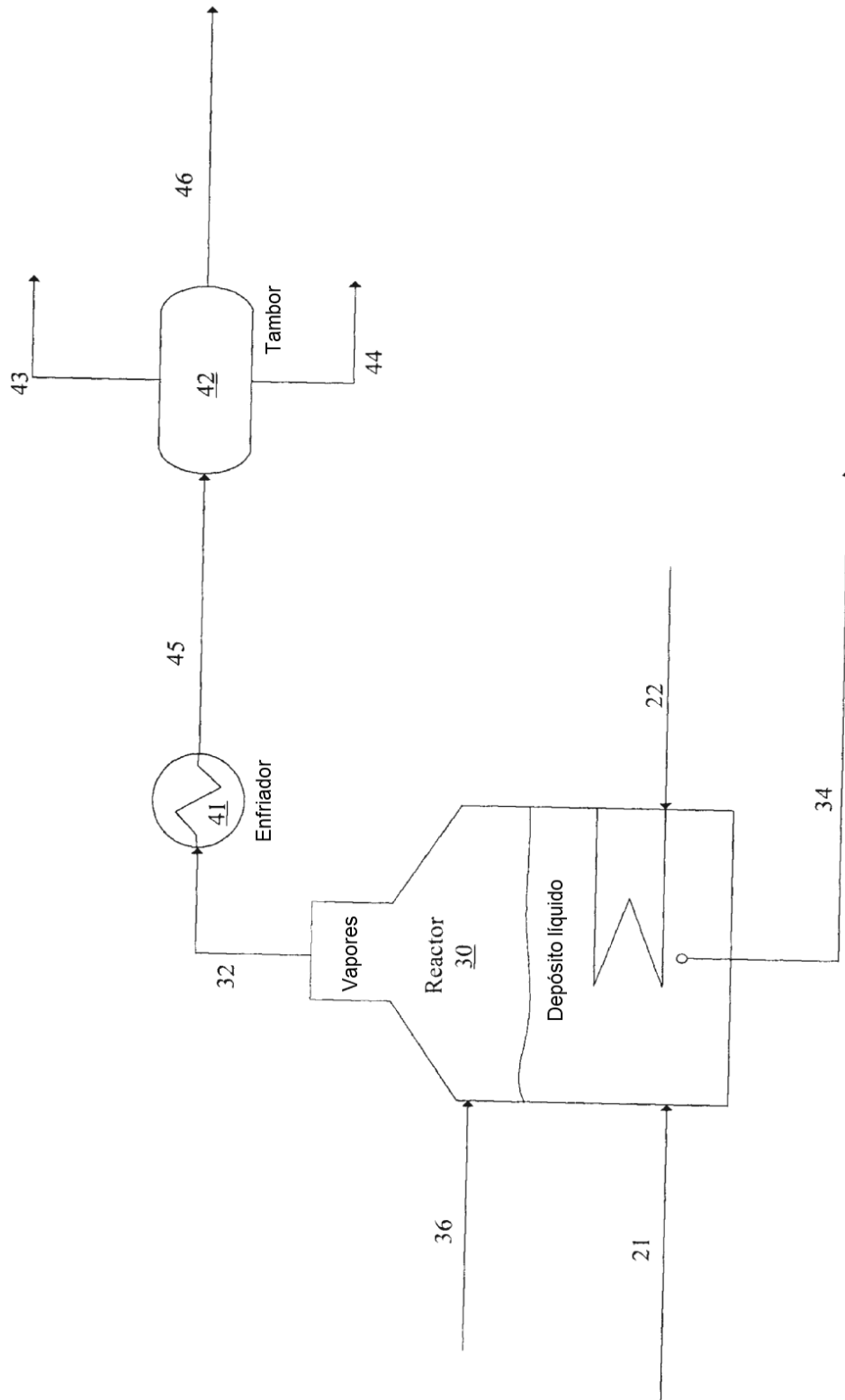


FIG. 2

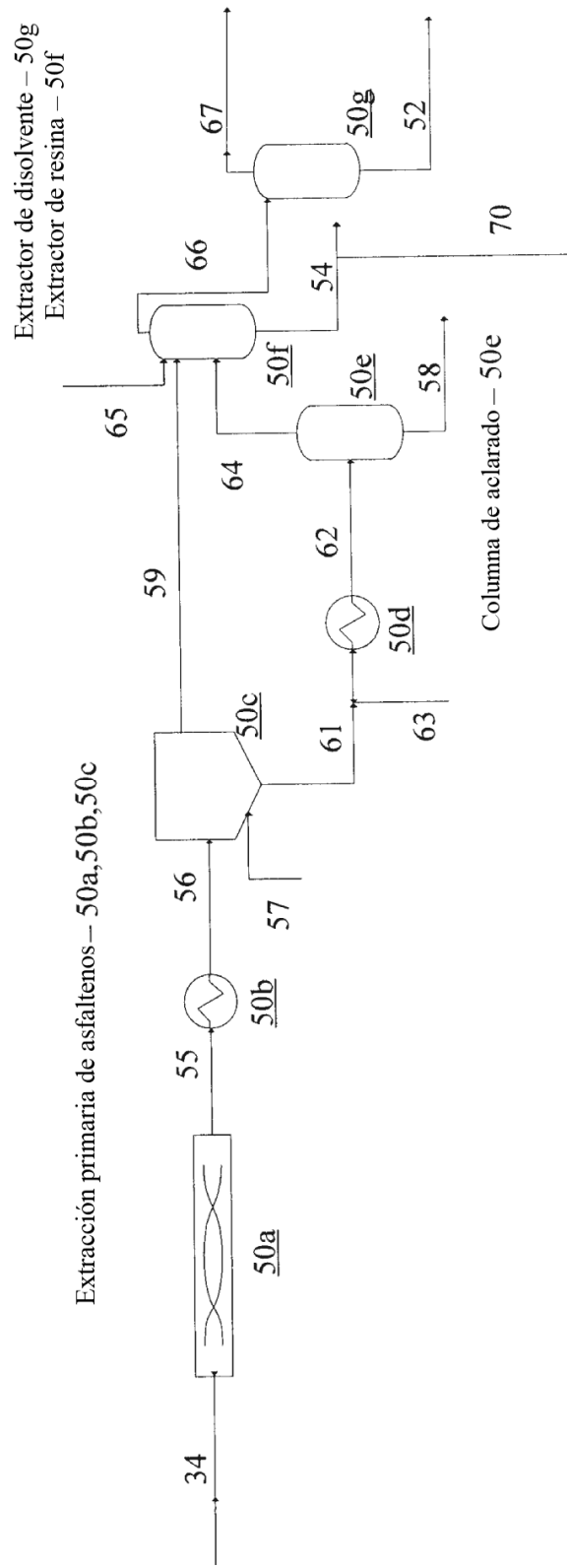


FIG. 3

