

Clarke, Modet & C^o

COLOM

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 06-123107- -00005-0000

Fecha: 2010-09-30 15:20:39 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 444 RESPUESTAREQUE Folios: 22

P-852

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO DIVISION DE NUEVAS CREACIONES

E. S. D.

Re: Expediente No. **06.123.107**

Solicitud de patente a nombre de **KELLOG, BROWN & ROOT, INC.**

Yo, DILIA RODRIGUEZ D'ALEMAN, identificada como aparece al pie de mi firma, domiciliada en la carrera 11 No. 86-53, piso 6, obrando como obrando como apoderada de la sociedad **KELLOG, BROWN & ROOT, INC.**, domiciliada en Huston, Texas, Estados Unidos de América, solicitante de la patente de la referencia, en respuesta al oficio No. 7235 notificado por fijación en lista el 4 de junio de 2010, relacionado con el concepto técnico de fondo No. 7097, cuyo término fue prorrogado mediante escrito radicado el 13 de julio de 2010, me permito manifestar:

1. Con fundamento en la facultad que confiere el artículo 34 de la Decisión 486 al solicitante para modificar la solicitud de patente en cualquier momento del trámite, presento junto con este memorial una nueva descripción y un nuevo capítulo reivindicatorio, el cual consta de 1 – 12 reivindicaciones y reemplaza completamente el capítulo presentado anteriormente. Las modificaciones buscan superar las objeciones presentadas a claridad de las reivindicaciones

En cuanto a estas modificaciones, me permito decir que las mismas no amplían de ninguna manera la materia objeto de la presente solicitud y se realizaron con el ánimo de superar las objeciones de claridad y novedad, planteadas por el examinador en su concepto técnico.

2. Claridad

En primer lugar, el examinador objeta el título de la presente solicitud, argumentando que éste es una traducción deficiente del título original en inglés. Con el fin de subsanar dicha objeción, el solicitante presenta un nuevo título para la solicitud en estudio, a saber: **"MEJORAMIENTO DE PETRÓLEO PESADO Y ASFALTO"**.

Por otro lado, el examinador objeta la claridad del capítulo reivindicatorio, argumentando que las reivindicaciones caracterizan el proceso por el resultado a

Clarke, Modet & C^o

COLOMBIA

2

alcanzar. Con el fin de subsanar dicha objeción, el solicitante corrige las reivindicaciones para enmendar toda referencia a un resultado, uso, ventaja o efecto.

De igual manera, con el fin de mejorar la claridad y facilitar la comprensión de la invención, el solicitante presenta una descripción corregida, en la cual se han subsanado algunos errores menores en la traducción y se han corregido algunas fallas de redacción. La nueva descripción corregida no agrega ni retira materia en comparación con la descripción presentada originalmente.

3. Novedad

El examinador objeta la novedad de la presente solicitud, argumentando que las anterioridades US 5.192.421 (en adelante D1) ya anticipaba la materia objeto de la presente solicitud. Con el fin de subsanar los problemas de novedad, el solicitante elimina las reivindicaciones 1 - 4, 12 y 27 - 37 del nuevo capítulo reivindicatorio adjunto. Así mismo, el solicitante quisiera hacer la siguiente aclaración:

Puesto que han sido eliminadas las reivindicaciones 1 - 4, ninguna de las referencias citadas (D1 y D2), solas o en combinación, enseñan, muestran o sugieren suministrar una alimentación que comprenda la fracción DAO a una zona de reacción de una unidad de craqueo catalítico de fluido (FCC) con un catalizador FCC para depositar una parte de los metales de la fracción DAO sobre el catalizador FCC, en donde las fracciones de hidrocarburos de punto de ebullición más bajo se introducen en la unidad FCC con la fracción DAO, como se requiere en la reivindicación 5 (como se ha enmendado en esta fecha) y aquellas reivindicaciones dependientes de la misma.

4. Nivel Inventivo

Por otro lado, el examinador objeta la altura inventiva de la presente solicitud argumentando que las anterioridades D1 y MXPA03008994 (en adelante D2) ya enseñaban o sugerían la materia objeto de la presente solicitud. Con el fin de subsanar esta objeción, el solicitante elimina las reivindicaciones 12 y 27 - 37. De igual manera, el solicitante quisiera presentar los siguientes comentarios:

En primer lugar, el solicitante aclara que D1 divulga enviar DAO a la columna de destilación 40 para la recuperación de las fracciones de producto convencionales" seguida por la remoción de "la fracción más pesada de la columna 40" y "mezclar (la fracción más pesada) con una fracción de resina 24" la cual puede ser entonces "cargada a un medio de mejoramiento". (véase D1 col. 5, líneas 49-58). D1 utiliza la columna de destilación 40 para remover los hidrocarburos de punto de ebullición más bajos presentes en la DAO, alimentar solamente la "fracción

Clarke, Modet & C^o

COLOMBIA

3

más pesada" con o sin la fracción de resina aún más pesada 24, para el "medio de mejoramiento 60". Puesto que las fracciones de hidrocarburos de punto de ebullición más bajo se remueven de la DAO en la columna de destilación 40, la fracción DAO más pesada suministrada al FCC no contiene las fracciones de hidrocarburos de punto de ebullición bajo, como se requiere en la reivindicación 5 de la presente solicitud y las reivindicaciones dependientes de ésta.

D2 no cura las deficiencias de D1. A la inversa, D2 divulga un proceso de hidrorefinación, no un FCC. De esta manera una combinación de D1 y D2, no enseña, muestra o sugiere "remover catalizador FCC metalizado de la unidad FCC, en donde se introducen las fracciones de hidrocarburos de ebullición más baja" a la unidad FCC con la fracción DAO" como se requiere en la reivindicación 5 de la presente solicitud y en las dependientes de esta.

Finalmente, se debe notar que no hay expectativa de éxito al combinar el proceso FCC de D1 y el proceso de hidrorefinación de D2 porque los procesos no son equivalentes y no producen productos equivalentes. Específicamente, el craqueo realizado en un ambiente carente de hidrógeno, (i.e. craqueo catalítico de fluido) proporciona una matriz de producto diferente del craqueo en un ambiente rico en hidrógeno (i.e. hidrocrqueo e hidrotratamiento), y por lo tanto, no son equivalentes. El craqueo en un ambiente carente de hidrógeno puede proporcionar una matriz de producto rica en hidrocarburos saturados, tales como una matriz de producto que contiene una o más olefinas. En contraste, el craqueo en un ambiente rico en hidrógeno puede proporcionar una matriz de producto rica en hidrocarburos saturados, tales como una matriz de producto que contiene uno o más parafinas. Mientras que el hidrocrqueo, el hidrotratamiento y el craqueo catalítico son técnicas muy conocidas para reformar hidrocarburos, tales técnicas no son equivalentes ni intercambiables porque dos productos no son el mismo. En consecuencia, no hay expectativa de éxito al combinar el proceso FCC de D1 y el proceso de hidrorefinación de D2 porque los procesos no son equivalentes y no producen productos equivalentes. Por al menos esta razón, se pide respetuosamente el retiro del rechazo de novedad y actividad inventiva levantados a la presente solicitud y la concesión de las reivindicaciones actualmente presentadas.

En resumen, me permito decir que gracias a las modificaciones expuestas en el punto 1 de este memorial y los argumentos anteriormente mencionados, la presente solicitud cumple cabalmente con los requisitos de claridad, novedad y nivel inventivo respecto al proceso expuesto en el capítulo reivindicatorio adjunto. Por lo tanto, solicito comedidamente a ese despacho se sirva reconocer estos requisitos y conceder el privilegio de patente de invención a la solicitud en estudio.

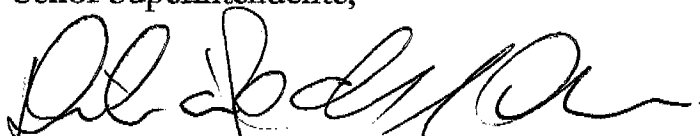
Clarke, Modet & Cº

COLOMBIA

4

Por último, solicitamos a ese despacho pronunciarse en relación con todos los argumentos presentados en este memorial dando estricta aplicación al principio del debido proceso consagrado en el artículo 29 de la Constitución Nacional. De igual forma, si el examinador considera que subsisten razones para objetar la presente invención ruego expedir otro examen de fondo con los debidos motivos y razones que sustenten su objeción con el fin de que mi mandante tenga la posibilidad de exponer sus argumentos con base en la interpretación de los artículos 45 de la Decisión 486 -el cual otorga la facultad al examinador para emitir los exámenes de fondo-, 35 y 59 del Código Contencioso Administrativo que señala que: *"habiéndose dado oportunidad a los interesados para expresar sus opiniones, y con base en las pruebas e informes disponibles, se tomará la decisión que será motivada al menos en forma sumaria si afecta a particulares"* y *"(..) deberá proferirse la decisión definitiva. Esta se motivará en sus aspectos de hecho y de derecho, y en los de conveniencia si es el caso"*, respectivamente (el subrayado es nuestro).

Señor Superintendente,



DILIA RODRIGUEZ D'ALEMAN

CC. 41.654.882 de Bogotá

TP 20824

Cód. 008

MRD

MEJORAMIENTO DE PETRÓLEO PESADO Y ASFALTO

CAMPO DE LA INVENCION

[0001] La presente invención se refiere de manera general, al mejoramiento de petróleos pesados y asfalto. Más particularmente, la presente invención se refiere a un proceso para el mejoramiento de petróleos pesados y asfaltos que incluyen una o más de las etapas de producción, fraccionamiento, extracción de solvente, craqueo catalítico de fluido e hidrotratamiento, para producir corrientes de crudo sintéticos y/o nafta, destilado y gasóleo que tienen contenido de metal y/o azufre reducidos.

ANTECEDENTES DE LA INVENCION

[0002] Como las reservas mundiales de crudos ligeros, dulces disminuyen y el consumo de petróleo alrededor del mundo se incrementa, los refinadores buscan métodos para extraer petróleo útil de recursos crudos más pesados. Los crudos más pesados, los cuales pueden incluir asfalto, petróleos pesados y arenas bituminosas, poseen problemas de procesamiento debido a la concentración significativamente superior de metales, más notablemente níquel y vanadio. Además, los crudos más pesados tienen típicamente contenido de asfalto y azufre superior, presentando problemas adicionales en el mejoramiento de crudos. Finalmente, las arenas bituminosas, asfaltos y petróleos pesados, son extremadamente viscosos, lo que resulta en problemas en el transporte de los materiales crudos por medios tradicionales. Los petróleos pesados y asfaltos, a menudo deben ser mantenidos a temperaturas elevadas para permanecer fluidos y/o mezclados con un diluyente de hidrocarburo más ligero para el transporte en tuberías. El diluyente puede ser costoso y se pueden incurrir en costos adicionales transportándolo a la ubicación en donde está ocurriendo la producción.

[0003] Como los precios de los petróleos ligeros y el gas natural continúan incrementándose, el precio de los petróleos pesados y asfaltos permanece relativamente bajo debido a la dificultad en la recuperación y mejoramiento de los petróleos utilizables. La recuperación de asfaltos y otros crudos pesados es costosa, debido a los requerimientos sustanciales de energía en la producción.

[0004] Las reservas extensas en forma de "crudos pesados", existen en un número de países que incluyen, Oeste de Canadá, Venezuela, Rusia, los Estados Unidos y otras partes. Estos depósitos de crudos pesados existen a menudo, en áreas que son inaccesibles por medios normales. De manera general, el término "crudo pesado", se refiere a un material hidrocarburo que tiene una gravedad API de menos de 20. Los petróleos crudos típicos, no fluyen a temperaturas ambiente, y contienen una alta fracción de materiales de

ebullición por encima de 343°C (650°F) y una porción significativa con un punto de ebullición mayor a 566°C (1050°F). La alta proporción de materiales de hidrocarburos de alto punto de ebullición típicos en los petróleos pesados, hace el fraccionamiento difícil sin recurrir al fraccionamiento al vacío.

[0005] El alto contenido de metales en campota alimentación de hidrocarburos, presenta dificultades de procesamiento similares. Los metales y asfaltenos en los materiales de hidrocarburos pesados, son indeseables en las fracciones de petróleo separadas conforme los metales tienden a envenenar los catalizadores convencionalmente usados en el mejoramiento de las fracciones de petróleo a otros productos útiles. Los asfaltenos tenderán a incrustarse/obstruir el equipo corriente abajo. Debido a tales dificultades durante el procesamiento por métodos convencionales, las porciones de ebullición más alta, a menudo son térmicamente mejoradas por procesos de reducción de viscosidad o coquización. Las fracciones más pesadas de los petróleos pesados y asfalto que contienen la mayor cantidad del metal y asfalteno, se pueden separar por fraccionamiento para recuperar petróleos más ligeros, los cuales pueden ser mejorados catalíticamente. Sin embargo, la fracción más pesada todavía se deja con algunos petróleos utilizables que no se pueden extraer usando técnicas de fraccionamiento.

[0006] Los metales presentes en petróleos pesados pueden incluir, por ejemplo, vanadio y níquel. El vanadio está típicamente presente en exceso de 100 ppm en peso, a menudo, mayor de 200 ppm en peso. El níquel está típicamente presente en exceso de 50 ppm en peso, también es común con 75 ppm en peso y mayor.

[0007] La extracción por solventes del petróleo residual, se conoce desde 1930, como se describe previamente en la Patente Estadounidense No. 2,940,920, por Garwing. Con la introducción de la tecnología de procesos ROSE® comercialmente disponible, los procesos de desasfaltado con solvente, han llegado a ser más eficiente y efectivos en costo. La tecnología de desasfaltado con solvente es comúnmente usada hoy día como un método de mejoramiento del fondo del barril en una refinería de conversión profunda, y también se puede usar para producir alimentaciones para el craqueador catalítico de fluido (FCC), reservas de lubricante limpio, alimentaciones de gasóleo desasfaltado para unidades de hidrot ratamiento e hidrocraqueo, resinas especializadas y combustibles pesados y componentes de mezclado de asfalto de materias primas de petróleo pesado. Técnicas mejoradas en la extracción de solvente se han descrito en la Patente Estadounidense No. 5,843,303 por Ganeshan.

[0008] Estudios previos se han enfocado en métodos para incrementar la capacidad de transporte de crudos pesados disminuyendo sus viscosidades. La Patente Estadounidense No. 5,192,421 por Audeh et al., describe un método mejorado de desmetalización durante el proceso de desasfaltado, que incluye las etapas de desasfaltar crudos ricos en asfalto pesado, seguido por

tratamiento térmico para producir crudos desasfaltados que tienen un contenido reducido de metales.

[0009] En la Patente Estadounidense No. 4,875,998, Rendall describe la extracción de petróleos bituminosos de arenas bituminosas con agua caliente. Específicamente, los petróleos bituminosos son acondicionados en agua caliente y después extraídos con un solvente de hidrocarburo inmisible en agua para formar una mezcla la cual se sedimenta en varias fases. Cada fase puede ser procesada para producir producto de petróleos bituminosos y componentes de procesos reciclados. Otros procesos de extracción de solvente o agua, se describen en las Patentes Estadounidenses Nos. 4,160,718, por Rendall; 4,347,118 por Funk, et al.; 3,925,189 por Wicks, III; y 4,424,112 por Rendall. Todas las patentes y publicaciones referenciadas en este documento, quedan por este medio, incorporadas como referencia en sus totalidades para propósitos de la práctica en Estados Unidos y todas las otras jurisdicciones en donde se permite.

RESUMEN DE LA INVENCION

[0010] La presente invención proporciona un método para la conversión de alimentación de crudos pesados, tales como por ejemplo, asfaltos, a compuestos más ligeros utilizables que no tienen esencialmente asfaleno y un contenido de metal muy bajo.

[0011] En una modalidad, se proporciona un proceso para mejorar el petróleo crudo de un reservorio subterráneo de petróleo pesado o asfalto. El proceso puede incluir desasfaltar con solvente al menos, una porción del petróleo pesado o asfalto, para formar una fracción de asfaleno y una fracción de petróleo desasfaltado (DAO), esencialmente libre de asfalenos que tienen un contenido de metales reducido. Una alimentación que comprende la fracción DAO, se puede alimentar a una zona de reacción de una unidad de craqueo catalítico de fluido (FCC) con catalizadores FCC para depositar una porción de los metales de la fracción DAO en el catalizador FCC. Un efluente de hidrocarburo que tiene un contenido de metal reducido, puede ser recuperado de la unidad de FCC.

[0012] El proceso puede también incluir convertir asfalenos en vapor, energía, gas combustible o una combinación de los mismos, para uso en la producción de petróleo pesado o asfalto, de un reservorio. El proceso puede también incluir suministrar la fracción de asfaleno del desasfaltado con solvente a la conversión de asfalenos. El proceso puede también incluir remover el catalizador FCC metalizado de la unidad de FCC.

[0013] En una modalidad, se proporciona un proceso para mejorar el petróleo crudo de un reservorio subterráneo de petróleo pesado o asfalto. El proceso puede incluir, convertir asfalenos en vapor, energía, gas combustible o una combinación de los mismos, para uso en la producción de petróleo

pesado o asfalto de un reservorio. Se pueden proporcionar medios para desasfaltar con solvente al menos una fracción del petróleo pesado producido o asfalto que contiene metales altos para formar una fracción de asfaleno y una fracción de petróleo desasfaltado (DAO), esencialmente libre de asfalenos y que tiene un contenido reducido de metales. La fracción de asfaleno del desasfaltado con solvente puede ser suministrada a la conversión de asfalenos. Una alimentación que comprende la fracción DAO, se puede alimentar a una zona de reacción de una unidad de craqueo catalítico de fluido (FCC) con catalizadores de FCC para depositar metales de la fracción de petróleo desasfaltado sobre el catalizador FCC. Se puede recuperar un efluente de hidrocarburo desmetalizado de la unidad de FCC; y se pueden remover catalizadores FCC metalizados de la unidad de FCC.

[0014] La producción de petróleo pesado o asfalto, puede incluir extracción de arenas bituminosas de minas. La conversión de asfalenos puede incluir gasificación de una porción de la fracción de asfalenos para proporcionar energía, vapor, gas combustible o combinaciones de los mismos para explotación minera y extracción. La producción de petróleo pesado o asfalto, puede incluir inyectar un fluido movilizante a través de uno o más pozos de inyección terminados en comunicación con el reservorio para movilizar el petróleo pesado o asfalto y producir el petróleo pesado movilizado o asfalto de al menos, un pozo de producción en comunicación con el reservorio. El fluido de movilización puede comprender vapor generado principalmente por combustión de asfalenos recuperados en la fracción de asfalenos a partir del desasfaltado con solvente.

[0015] El desasfaltado con solvente puede tener una alta elevación para maximizar la producción de petróleos desasfaltados. El proceso puede incluir alimentar una porción de la fracción de asfalenos a una unidad coquizadora retardada para producir líquidos coquizadores y coque. Las fracciones de hidrocarburos de ebullición más baja, se pueden introducir a la unidad FCC con la fracción DAO. La unidad FCC puede ser operada a una conversión de 30 a 65 por ciento en volumen de la alimentación a la unidad FCC. Las condiciones de operación en la unidad de FCC se pueden ajustar para controlar las proporciones de nafta, destilado y gasóleo en el efluente de hidrocarburo obtenido de la unidad de FCC. El proceso puede incluir hidrogenar el efluente de hidrocarburo de la unidad FCC para producir un efluente de hidrocarburo de bajo contenido de azufre. El hidrotratamiento se puede hacer a una presión moderada desde 3.5 hasta 10.5 MPa (500 a 1500 psi). El proceso puede además, incluir asfalenos gasificantes recuperados en la fracción de asfalenos del desasfaltado con solvente para producir hidrógeno para el hidrotratamiento.

[0016] En otra modalidad, se proporciona un proceso para mejorar petróleo crudo de un reservorio subterráneo de petróleo pesado o asfalto. El proceso puede incluir convertir asfalenos a vapor, energía, gas combustible o

una combinación de los mismos, para uso en la producción de petróleo pesado o asfalto del reservorio. El proceso puede también incluir desasfaltado con solvente de al menos una fracción del petróleo pesado producido o asfalto que contiene metales altos para formar una fracción de asfalteno y una fracción de petróleo desasfaltado (DAO) esencialmente libre de asfaltenos que tienen un contenido reducido de metales. La fracción de asfalteno puede ser suministrada del desasfaltado con solvente a la conversión de asfaltenos. El vapor se puede generar por combustión de asfaltenos recuperados en la fracción de asfaltenos a partir del desasfaltado con solvente. Una alimentación que comprende la fracción DAO, junto con otras fracciones de hidrocarburos de ebullición más baja, puede ser suministrada a una zona de reacción de una unidad de craqueo catalítico de fluido (FCC) con catalizador FCC para recuperar un efluente de hidrocarburo desmetalizado de la unidad FCC a una conversión de 30 a 65 por ciento en volumen de la alimentación a la unidad FCC. El efluente de hidrocarburo a partir de la unidad FCC, puede ser hidrotratado para producir un efluente de hidrocarburo de bajo contenido de azufre.

[0017] La producción de petróleo pesado o asfalto, puede incluir inyectar vapor a través de uno o más pozos de inyección terminados en comunicación con el reservorio para movilizar el petróleo pesado o asfalto, y producir el petróleo pesado movilizado o asfalto, de al menos un pozo de producción terminado, en comunicación con el reservorio. La producción de petróleo pesado o asfalto puede incluir extracción de arenas bituminosas de minas. El proceso puede además incluir alimentar una porción de la fracción de asfaltenos a una unidad coquizadora retardada para producir líquidos coquizadores y coque. El proceso puede incluir alimentar los líquidos coquizadores al hidrotratamiento con el efluente de hidrocarburo FCC. El proceso puede también incluir suministrar petróleo decantado proveniente de la unidad FCC a combustión, gasificación o una combinación de los mismos. Las condiciones de operación en la unidad FCC se pueden ajustar para controlar las proporciones de nafta, destilado y gasóleo en el efluente de hidrocarburo proveniente de la unidad FCC. El hidrotratamiento puede ser efectuado a una presión moderada de 3.5 hasta 10.5 MPa (500 a 1500 psi). El proceso puede incluir gasificar asfaltenos recuperados en la fracción de asfaltenos provenientes del desasfaltado con solvente para producir hidrógeno para el hidrotratamiento.

[0018] En otra modalidad, la solicitud proporciona un aparato para mejorar petróleo crudo de un reservorio subterráneo de petróleo pesado o asfalto. El aparato puede incluir medios para convertir asfaltenos a vapor, energía, gas combustible, o una combinación de los mismos, para su uso en la producción de petróleo pesado o asfalto de un reservorio. Se pueden proporcionar medios para desasfaltar con solvente al menos una porción del petróleo pesado producido o asfalto que contiene metales pesados para

177

formar una fracción de asfalteno y una fracción de petróleo desasfaltado (DAO), esencialmente libre de asfaltenos que tienen un contenido reducido de metales. Se pueden proporcionar medios para suministrar la fracción de asfaltenos obtenidos del desasfaltado con solvente a la conversión de asfaltenos. Se pueden proporcionar medios para suministrar una alimentación que comprende la fracción DAO a una zona de reacción de una unidad de craqueo catalítico de fluido (FCC) con catalizador FCC para depositar metales de la fracción de petróleo desasfaltado sobre el catalizador FCC.

[0019] El aparato puede incluir medios para inyectar un fluido de movilización mediante de uno o más pozos de inyección completados en comunicación con el reservorio para movilizar el petróleo pesado o asfalto, y medios para producir el petróleo pesado movilizado o asfalto, obtenido de al menos un pozo de producción en comunicación con el reservorio. El aparato puede incluir medios para generar el fluido de movilización que comprende vapor principalmente por combustión de asfaltenos recuperados en la fracción de asfaltenos mediante los medios de desasfaltado con solvente. El aparato puede incluir medios para extraer petróleo pesado o asfalto de arenas bituminosas de minas. Los medios de desasfaltado con solvente pueden proporcionar una alta elevación. El aparato puede además incluir medios para alimentar una porción de la fracción de asfaltenos a una unidad coquizadora retardada para producir líquidos coquizadores y coque. El aparato puede incluir además, medios para operar la unidad FCC a una conversión de 30 hasta 65 por ciento en volumen de la alimentación a la unidad FCC. El aparato puede incluir medios para ajustar condiciones de operación en la unidad FCC a proporciones de control de nafta, destilado y gasóleo en el efluente de hidrocarburo a partir de la unidad de FCC. El aparato puede incluir medios para hidrotratamiento del efluente de hidrocarburo obtenido de la unidad FCC para producir un efluente de hidrocarburo bajo en azufre. El aparato puede incluir medios para efectuar el hidrotratamiento a una presión moderada desde 3.5 hasta 10 MPa (500 a 1500 psi). El aparato puede también incluir medios para gasificar asfaltenos recuperados en la fracción de asfaltenos mediante el desasfaltado con solvente para producir hidrógeno para el hidrotratamiento.

[0020] En otra modalidad, se proporciona un aparato para producir y mejorar petróleo crudo de un reservorio subterráneo de petróleo pesado o asfalto. El aparato puede incluir medios para inyectar vapor a través de uno o más pozos de inyección completados en comunicación con el reservorio para movilizar el petróleo pesado o asfalto, medios para producir el petróleo pesado movilizado o asfalto de al menos un pozo de producción completado en comunicación con el reservorio, medios para desasfaltado con solvente en al menos una fracción del petróleo pesado producido o asfalto que contienen metales altos para formar una fracción de asfalteno empobrecido de resina y una fracción de petróleo desasfaltada (DAO), esencialmente libre de

10

asfaltenos que tiene un contenido de metales reducidos, medios para generar vapor para los medios de inyección por combustión de asfaltenos recuperados en la fracción de asfaltenos obtenida de los medios de desasfaltado con solvente, medios para suministrar una alimentación que comprende la fracción DAO y otras fracciones de hidrocarburos de baja ebullición a una zona de reacción de una unidad de craqueo catalítico de fluido (FCC) con catalizador FCC para recuperar un efluente de hidrocarburo desmetalizado de la unidad FCC a una proporción de conversión desde 30 hasta 65 por ciento en volumen de la alimentación que contiene DAO que entra a la unidad FCC, y medios para hidrotratar el efluente de hidrocarburo obtenido de la unidad FCC para producir un efluente de hidrocarburo bajo en azufre.

[0021] El aparato puede incluir medios para alimentar una porción de la fracción de asfaltenos a una unidad coquizadora retardada para producir líquidos coquizadores y coque. El aparato puede incluir medios para alimentar los líquidos coquizadores a los medios de hidrotratamiento con el efluente de hidrocarburo FCC. El aparato puede incluir medios para suministrar petróleo de decantación de la unidad de FCC a combustión, gasificación o una combinación de los mismos. El aparato puede incluir medios para ajustar las condiciones de operación en la unidad FCC para controlar proporciones de nafta, destilado y gasóleo en el efluente de hidrocarburo a partir de la unidad de FCC. El aparato puede incluir medios para efectuar el hidrotratamiento a una presión moderada desde 3.5 hasta 10 MPa (500 a 1500 psi). El aparato puede incluir medios para gasificar asfaltenos recuperados en la fracción de asfaltenos a partir de los medios de desasfaltado con solvente para producir hidrógeno para los medios de hidrotratamiento.

BREVE DESCRIPCIÓN DE LAS FIGURAS

[0022] Para una descripción más detallada de las modalidades ilustradas de la presente invención, se hará referencia ahora a los dibujos acompañantes, en donde:

[0023] La Figura 1 muestra un proceso de conformidad con una modalidad de la invención, para el tratamiento de petróleos pesados y/o asfaltos que no requieren entrada de energía, vapor o hidrógeno.

[0024] La Figura 2 muestra un proceso de conformidad con una modalidad de la invención para el mejoramiento parcial de petróleo pesado o materias primas de asfaltos.

[0025] La Figura 3 muestra los procesos de la Figura 2, en donde una unidad FCC ha sido agregada.

[0026] La Figura 4 muestra el proceso de la Figura 2, que incluye un gasificador y una unidad de hidrotratamiento.

[0027] La Figura 5 muestra el proceso de la Figura 4 con una unidad coquizadora agregada.

DESCRIPCIÓN DETALLADA DE LA INVENCION

[0028] Las modalidades detalladas de la presente invención se describen en este documento. Sin embargo, se entiende que las modalidades descritas son meramente ejemplares de la invención, las cuales pueden ser incorporadas en diferentes formas. Los detalles de procesos, funcionales y estructurales específicos descritos en este documento, no están propuestos para ser limitantes, sino meramente ilustraciones que pueden ser modificadas dentro del alcance de las reivindicaciones adjuntas.

[0029] La presente invención puede convertir petróleos pesados y/o asfalto que tienen un alto contenido de metal a hidrocarburos de ebullición más baja, que tienen un contenido de metal sustancialmente reducido. (La presente invención puede también proporcionarse para la producción simultánea de asfaltenos para uso como combustible en la generación de vapor y energía necesaria para la producción de petróleo pesado o asfalto. Una primera porción de los metales se remueve durante la extracción con solvente de la alimentación de petróleo pesado o asfalto, con sustancialmente todos los metales restantes siendo removidos durante el tratamiento subsecuente en una unidad FCC. La presente invención proporciona una ventaja económica sustancial eliminando la necesidad de transportar gas natural u otro combustible a la ubicación del reservorio para la generación de vapor o energía. El petróleo pesado puede ser mejorado por remoción en el extremo frontal de la fracción del asfalto, el cual puede contener frecuentemente una porción sustancial de compuestos de azufre, nitrógeno y compuestos metálicos indeseables. El petróleo desasfaltado es líquido a condición ambiental y puede ser transportado usando métodos tradicionales.

[0030] Como se muestra en la Figura 1, una alimentación de crudo 100, la cual puede incluir petróleos pesados y/o asfaltos, es suministrada a una unidad de extracción con solvente de residuos de petróleo (ROSE) 104. La alimentación puede incluir opcionalmente un hidrocarburo solvente para asistir en la reducción de la viscosidad de la alimentación. La unidad ROSE 104 separa la alimentación en al menos dos fracciones: una primera fracción la cual puede incluir petróleos desasfaltados y resinas, y una segunda fracción la cual puede incluir asfaltenos. Una porción de los metales presentes en la alimentación inicial se separa de la alimentación de destilados y permanece preferencialmente con los asfaltenos separados. Los petróleos y resinas desasfaltados son suministrados a una unidad de craqueo catalítico de fluido (FCC) 106, la cual puede incluir un catalizador de baja actividad, para mejorar los petróleos y remover efectivamente los metales remanentes.

[0031] Los asfaltenos de la unidad ROSE 104, pueden ser convertidos

en forma de gránulos usando equipos conocidos o pueden ser alternativamente suministrados a un gasificador 108, el cual quema y/o oxida parcialmente los asfaltenos para producir vapor, hidrógeno y gas de baja energía, según se necesite. El efluente de la unidad FCC 106, puede ser suministrado a una unidad hidrotratante 110, en donde puede ser mejorada, desulfurada y separada para producir nafta, destilado y vapores de gasóleo. El petróleo decantado del FCC 106, puede ser suministrado al gasificador 108. El vapor, hidrógeno y gas combustible de baja energía, producido por el gasificador 108, puede ser suministrado a procesos asociados según sea necesario. Los vapores del producto a partir del hidrotratante 110 pueden ser combinados para formar un crudo sintético, si se desea.

[0032] Los petróleos pesados y asfaltos se pueden recuperar mediante procesos térmicos en los cuales, el calor es generado en la superficie o in situ. Los procesos térmicos más simples son inyección de vapor, en donde se usa vapor como un fluido de accionamiento para desplazar el petróleo. El Drenaje por Gravedad Asistida con Vapor (SAGD), es una técnica en donde se inyecta vapor directamente en una formación para recuperación mejorada de petróleos. El vapor es inyectado a través de uno o más pozos en la parte superior de una formación, y se pueden recuperar hidrocarburos de uno o más pozos posicionados en la parte inferior de la formación. Los procesos SAGD, tienen en general, una proporción de recuperación alta y una proporción de petróleo alta, a proporciones de petróleo a vapor económicas. Los procesos de producción que usan SAGD, pueden ser mejorados, si se desea, usando técnicas bien conocidas en el arte, tales como por ejemplo, inyectar vapor en los pozos a una proporción superior que otros, aplicando calentamiento eléctrico al reservorio, y empleando solvente CO₂ como un aditivo al vapor de inyección. Se describen técnicas de SAGD en la Patente Estadounidense No. 6,357,526 por Abdel-Halim, et. al.

[0033] Los crudos pesados también se pueden recuperar por una variedad de técnicas de extracción de minerales tradicionales, que incluyen emplear palas, camiones, transportadores y similares, para recuperar sustancialmente, asfaltos sólidos y arenas bituminosas. Estas palas pueden ser propulsadas eléctricamente o hidráulicamente. Los depósitos de arenas bituminosas pueden ser excavados usando técnicas tradicionales para la recuperación de petróleos pesados contenidos en estos. Los depósitos de arenas excavadas pueden opcionalmente, ser pre-acondicionados para facilitar la extracción y separación de petróleos asfaltados. Las arenas bituminosas pueden ser trituradas a un tamaño más pequeño, usando trituradores convencionales, y puede además, ser rotas usando trituración mecánica y/o agitación. Las arenas bituminosas trituradas, pueden ser fácilmente lechadas con agua caliente para transportación y suministro a medios de extracción y separación. El acondicionamiento de arenas bituminosas es además descrito en la Patente Estadounidense No. 4,875,998 por Rendall.

[0034] El petróleo pesado acondicionado o asfalto, mezclado con vapor y/o agua, se puede pasar a través de un separador de agua-petróleo para separar los fluidos y producir una corriente de petróleo pesado o asfalto, esencialmente libre de agua y sólidos. El petróleo pesado o asfalto, se puede separar en un proceso de fraccionamiento continuo, que se lleva a cabo normalmente a presión atmosférica y una temperatura de fondo controlada de menos de 400°C (750°F). La temperatura de fraccionamiento de fondos de torre, se puede controlar para prevenir el craqueo térmico de la alimentación cruda. Si se desea, se puede usar fraccionamiento al vacío.

[0035] El petróleo pesado o asfalto, o el residuo de destilación atmosférica y/o al vacío, se puede suministrar a una unidad de desasfaltado con solvente, la cual puede ser una unidad convencional, empleando equipo y metodologías para desasfaltado con solventes, las cuales están ampliamente disponibles en la técnica, por ejemplo, bajo las designaciones comerciales ROSE, SOLVAHL o similares. Deseablemente, se emplea una unidad ROSE. La unidad de desasfaltado con solvente puede separar el petróleo pesado o asfalto en una fracción rica en asfaleno y una fracción de petróleo asfaltado (DAO). Como es bien sabido, la unidad de desasfaltado puede ser operada y las condiciones se varían para ajustar las propiedades y contenidos de las fracciones de asfalenos y DAO. De manera deseable, la unidad de desasfaltado puede ser controlada para asegurar una alta elevación, en la cual una mayoría de las resinas presentes en la alimentación se separan como petróleos desasfaltados en lugar de asfalenos. La fase de asfaleno puede estar esencialmente libre de resinas. La fase de asfaleno puede ser calentada y el vapor retirado para formar un vapor de producto asfaleno. La fase de solvente-DAO puede ser calentada para separar los componentes en fases DAO y solventes. La fase DAO se puede recuperar, calentar y despojada con vapor para formar una corriente de producto DAO para tratamiento adicional.

[0036] El proceso ROSE puede ser fácilmente modificado para ser usado aquí por el experto en la técnica, aunque no se emplea fraccionamiento, tales modificaciones deben por supuesto, ser elaboradas para acomodar la alimentación cruda completa, y no solo la fracción de residuo de la alimentación. También se puede realizar desasfaltado disolviendo la materia prima cruda en un solvente aromático, seguida por la adición de un exceso de solvente alifático para precipitar los asfalenos. Se puede usar la extracción subcrítica, en donde los hidrocarburos solventes se pueden mezclar con alcoholes. La mayoría de los procesos de desasfaltado emplean hidrocarburos alifáticos ligeros, tales como, por ejemplo, propano, butano y pentano, para precipitar los componentes de asfalto de la alimentación.

[0037] La fracción DAO puede ser suministrada a una unidad FCC que contiene un catalizador de craqueo convencional. La unidad FCC puede incluir una sección separadora y un reactor vertical. Los catalizadores frescos

se pueden agregar a la unidad de FCC, típicamente vía el regenerador. Los catalizadores gastados, que incluyen coque y metales depositados en estos, se pueden regenerar por combustión completa o parcial en un regenerador, para suministrar catalizador regenerado para uso en el reactor. Los gases de combustión pueden ser retirados de la parte superior de un reactor de regeneración mediante una línea de gas de combustión. Una corriente de petróleo de decantación que contiene petróleos pesados y residuos fins de catalizadores, se puede retirar de la unidad FCC y suministrar como un petróleo de combustible y/o a un gasificador y/o coquizador. Procesos FCC ejemplares se describen en las Patentes Estadounidenses 4,814,067, por Gartside, et al., 4,404,095, por Haddad, et al.; 3,785,782 por Cartmell; 4,419,221 por Castagnos, Jr.; 4,828,679 por Cormier, Jr., et al.; 3,647,682 por Rabo, et al.; 3,758,403 por Rosinski, et al.; y RE 33,728 por Dean, et al.

[0038] El inventario de catalizador empleado en la unidad FCC de la presente invención, proporciona deseablemente, conversiones de prueba de microactividad catalizadora en equilibrio entre 35 y 60% por volumen de alimentación. La conversión superior no proporciona generalmente, algún beneficio en la presente invención, y tiene la desventaja de proporciones de reemplazo de catalizador superiores. Manteniendo actividad catalizadora inferior, el consumo de catalizador puede ser optimizado para empleo más económico del catalizador.

[0039] En el craqueo catalítico, las partículas catalizadoras son calentadas e introducidas en una zona de craqueo fluidizado con una alimentación de hidrocarburo. La temperatura de la zona de craqueo es típicamente mantenida entre 480° y 565°C (900° y 1050°F), a una presión entre aproximadamente 0.17 y 0.38 MPa (25 y 55 psig). La proporción de circulación del catalizador en el reactor, puede variar desde aproximadamente 1.8 hasta 4.5 kg/kg de alimentación de hidrocarburo (4 a 10 lb/lb de alimentación de hidrocarburo). Cualquiera de los catalizadores conocidos empleados en el craqueo catalítico fluidizado se puede emplear en la práctica de la presente invención, esto incluye pero no se limita a zeolitas tipo Y, USY, REY, RE-USY, faujasita y otras zeolitas que se originan naturalmente y mezclas de los mismos. Otros catalizadores de craqueo adecuados incluyen, pero no se limitan a, aquellos que contienen sílice y/o alúmina, que incluyen catalizadores ácidos. El catalizador puede contener óxidos de metal refractorio tales como magnesio o circonio. El catalizador puede contener aluminosilicatos cristalinos, zeolitas o tamices moleculares. El catalizador descartado o usado de un proceso FCC de alta actividad, puede ser convenientemente y económicamente, empleado en lugar del catalizador fresco.

[0040] La unidad FCC puede producir algunos gases más ligeros tales como gas combustible, gas licuado de petróleo (GLP) o similares, los cuales se pueden usar como un combustible. Estos pueden contener compuestos de

azufre los cuales pueden ser removidos, si se desea, usando una unidad pequeña de remoción de azufre convencional con absorción de amina, o similares.

[0041] La fracción de asfalteno de la unidad ROSE, puede ser suministrada a un granulador, y ser granulada, como se conoce por aquellos expertos en la técnica. Un granulador adecuado se describe en la Patente Estadounidense No. 6,357,526, por Abel-Halim, et. al. Los gránulos de asfalteno pueden ser transportados en forma deshidratada por camión, transportador, u otros medios, a un calentador o gasificador, o pueden suspendidos en agua y transferidos mediante una tubería. Una porción de los asfaltenos puede ser pasada o transportada a una instalación de mezclado de combustibles sólidos, tal como un tanque, silo, u horno, para almacenamiento o uso como un combustible sólido. El calentador puede ser cualquier calentador convencionalmente designado, de conformidad con cualquier tipo adecuado conocido por aquellos expertos en la técnica, pero es deseablemente un calentador de lecho fluido circulante, el cual quema los gránulos para generar vapor para uso en el proceso SAGD para la producción del petróleo pesado o asfalto. Alternativamente, el calentador puede proporcionar energía eléctrica o vapor para el equipo de excavación y extracción en una operación de explotación minera de arenas bituminosas que incluyen palas, camiones, transportadores, agua caliente, etc., como sea necesario. La cantidad de asfaltenos producidos puede ser suficientemente grande para satisfacer todos los requerimientos de vapor y energía en la producción del petróleo pesado o asfalto, eliminando así la necesidad de vapor o combustible importado, resultando en una reducción significativa en el costo de producción.

[0042] Un gasificador puede alternativamente o adicionalmente, ser empleado, con la fracción de asfalteno siendo convencionalmente granulada y convertida en una suspensión para suministrar el agua para moderar la temperatura en el reactor de gasificación. Si se desea, los gránulos en exceso de asfalteno no requeridos para el(los) calentador(es) y/o gasificación, se pueden enviar a una ubicación remota para combustión u otro uso. El vapor puede ser generado por intercambio de calor con los productos de reacción de gasificación y el CO_2 también se puede recuperar en una manera bien conocida por aquellos en la técnica para inyección en el reservorio con vapor para producción mejorada de petróleos pesados y asfalto. El gas hidrógeno, y/o un gas combustible de bajo valor se pueden recuperar del efluente de gasificación y exportar, o el hidrógeno se puede suministrar a una unidad de hidrotratamiento asociada, como se describe abajo. La energía también se puede generar por expansión de los productos de la reacción de gasificación y/o vapor mediante un generador de turbina. La energía, vapor y/o gas combustible, se pueden usar en la producción de petróleos pesados o asfaltos, por ejemplo, en operaciones de explotación minera o SAGD como se describe anteriormente. Durante el inicio, puede ser deseable importar

gránulos de asfalto, gas natural u otro combustible para iniciar la caldera para suministrar suficiente vapor y/o energía para la producción de petróleo pesado o asfalto, hasta que la fracción de asfalteno recuperada es suficiente para cubrir los requerimientos de generación de vapor.

[0043] Alternativamente o adicionalmente, al menos una porción de la fracción de asfalteno y/o petróleo de suspensión se puede suministrar a una unidad coquizadora para maximizar la recuperación de destilados. Los procesos de coquización son bien conocidos para convertir alimentaciones de residuos de bajo valor muy pesados de columnas de destilación al vacío o atmosférica, para obtener coque y gasóleo. Típicamente, la fracción de asfalteno es calentada a altas temperaturas en una unidad coquizadora, por ejemplo, 480-510°C (900-950°F), para generar componentes más ligeros, los cuales son recuperados como un vapor, y coque, el cual forma un residuo sólido en la unidad coquizadora. La unidad coquizadora puede ser un coquizador retardado, un coquizador flexible, un coquizador fluido o similar, como se desee, todos los cuales son bien conocidos en la técnica. En un proceso de coquización retardado, la alimentación se mantiene a una temperatura de aproximadamente 450°C y una presión de 75 a 170 kPa (10 a 25 psig), para depositar el coque sólido, mientras los vapores craqueados son tomados de la parte alta. El coque producido en el coquizador puede ser transportado a un área de almacenamiento para uso como un combustible sólido.

[0044] Los vapores producto del coquizador, pueden ser retirados del coquizador y suministrados a un proceso asociado, deseablemente un proceso de hidrotratamiento. Opcionalmente, los vapores del coquizador pueden ser separados por destilación en fracciones de nafta, destilado y gasóleo, antes de ser suministrados a la unidad de hidrotratamiento. Limitando la alimentación en el coquizador en el presente proceso a la fracción de excedentes de asfaltenos y petróleo de suspensión FCC que no se necesita para generar vapor, hidrógeno y energía, el tamaño del coquizador puede ser ventajosamente reducido con relación a los esquemas de procesamiento de coquizador de extremo frontal.

[0045] El hidrotratamiento del efluente de FCC (y cualquiera de los líquidos coquizadores), puede mejorar la calidad de varios productos y/o petróleos residuales del craqueo a productos más valiosos de baja ebullición. El hidrotratamiento medio puede remover azufre indeseado, nitrógeno, oxígeno y metales, así como también hidrogenar cualquier olefina. Sin embargo, la remoción de azufre y metales mediante un proceso de hidrotratamiento de extremo frontal antes del procesamiento de FCC, requiere cantidades relativamente grandes de hidrógeno, a menudo, requiriendo una unidad de producción de hidrógeno separada u otra fuente.

[0046] El hidrotratador en la presente invención, opera corriente abajo de la unidad FCC para tratar la alimentación de hidrocarburo después que los

metales han sido removidos, y principalmente, sirve para remover el azufre de la alimentación. El hidrotratador puede operar entre 0.8 y 21 MPa (100-300 psig) y 250° y 500°C (650° y 930°F). Las condiciones de operación media para el hidrotratador pueden incluir una operación de lecho fijo entre 1.5 y 2.2 MPa (200-300 psig) y 350° a 400°C (650° a 750°F), sin regeneración de catalizadores. Las condiciones de operación severas para el hidrotratador son de 7 a 21 MPa (1000 a 3000 psig) y 350° a 500°C (650° a 930°F), y requieren regeneración de catalizador. Deseablemente, la presión se mantiene en un intervalo moderado entre 3.5 y 10.5 MPa (500 a 1500 psi). El consumo de hidrógeno aumenta con el incremento en la severidad de las condiciones de operación y también depende de la cantidad de metal y azufre removido del contenido de materiales aromáticos y olefinas en la alimentación, lo cual también consume hidrógeno. Debido a que el contenido de metal de la alimentación al hidrotratador es insignificante, un lecho de protección no es necesario y se puede emplear un catalizador de alta actividad. Los productos de GLP y gas del hidrotratador contendrán compuestos de azufre, los cuales pueden ser removidos en una unidad convencional de recuperación de azufre como se describe anteriormente. La unidad de recuperación de azufre que procesa los extremos ligeros de hidrotratador, puede ser la misma unidad del efluente de FCC, apropiadamente dimensionada para acomodar ambas alimentaciones, o se pueden emplear unidades de recuperación de azufre separadas.

[0047] Colocando las unidades de desasfaltado con solvente y FCC corriente arriba del hidrotratador, y removiendo metales antes del hidrotratamiento, la presente invención disminuye la dependencia del proceso en la producción de grandes cantidades de hidrógeno y disminuye la necesidad de instalaciones de producción de hidrógeno separadas.

[0048] Una ventaja de la presente invención, es que aspectos individuales de la presente invención se pueden agregar a instalaciones de procesamiento de asfalto existente, o que dichas instalaciones pueden ser construidas en una manera en forma de etapas, incorporando cualquier número de los aspectos de la presente invención, como se desee. Con referencia a las Figuras 2-5, en donde se usan números similares con referencia a partes similares, se muestra la construcción por etapas de un proceso de recuperación de petróleo pesado y/o asfalto.

[0049] Con referencia inicialmente a la Figura 2, se muestra el mejoramiento en el caso base de la construcción por etapas. Se obtiene una alimentación de petróleo pesado y/o asfalto por excavación 202 y/o drenaje por gravedad asistida con vapor 204. El solvente puede ser agregado a la alimentación como sea necesario (no mostrado), para facilitar la transferencia de la alimentación de petróleo pesado/asfalto a la unidad de recuperación de diluyente (DRU) 206, en donde lo crudo se somete a destilación atmosférica. El residuo de la columna de destilación puede ser suministrado en una unidad

ROSE más cercana o en sitio 208, para separación del DAO y las resinas de los asfaltenos. La fracción de asfalteno se puede remover de la unidad ROSE y suministrarse a una unidad de acuaforma 210 para la preparación de gránulos de asfalteno 212. Los gránulos de asfalteno 212 se pueden usar como combustible, exportar o almacenar. La fracción DAO/resina puede ser agregada a un diluyente importado y colectarse como crudo sintético parcialmente mejorado 214.

[0050] Con referencia a la Figura 3, una unidad FCC 216 se ha agregado al proceso de la Figura 2. La unidad FCC 216, está deseablemente en la misma ubicación o en proximidad cercana a la unidad ROSE 208. La fracción DAO/resina puede ser suministrada a una unidad FCC 216 que tiene un catalizador de baja actividad, como se describe previamente en este documento. La unidad FCC 216 remueve sustancialmente todos los metales en la alimentación no removidos previamente por la unidad ROSE 208.

[0051] Con referencia a la Figura 4, el proceso de la Figura 2 incluye un gasificador 218 y se ha agregado un hidrotratador 220 corriente abajo de la unidad FCC 216. La fracción de asfalteno de la unidad ROSE 208 puede ser suministrada al gasificador 218, el cual parcialmente oxida el asfalteno para producir hidrógeno 222, gas combustible 224, energía 226, la cual puede ser exportada o suministrada a la unidad SAGD 204, y vapor 230, el cual puede ser suministrado a la unidad SAGD 204. Una corriente de petróleo de decantación recuperado de la unidad FCC 216 puede ser suministrado al gasificador 218, o usado como combustible 228. Una corriente de crudo sintético parcialmente mejorado esencialmente libre de metal puede suministrarse de la unidad FCC 216 al hidrotratador 220, el cual puede opcionalmente, incluir la separación de la nafta, destilado y gasóleo previo al hidrotratamiento. La nafta, el destilado y el gasóleo hidrotratado pueden ser mezclados para producir un crudo sintético 232. El gasificador 218 y el hidrotratador 220 se encuentran deseablemente ubicados en la misma planta, y especialmente, en proximidad cercana a la unidad FCC 216 y/o unidad ROSE 208, o en el sitio con la producción de petróleo pesado o asfalto.

[0052] Con referencia a la Figura 5, una unidad coquizadora 234 ha sido agregada al proceso de la Figura 4 para recuperación mejorada. Una porción de la fracción de asfalteno de la unidad ROSE 208, se puede suministrar a la unidad coquizadora 234. La unidad coquizadora 234 puede producir un efluente craqueado, el cual puede incluir naftas, destilados y gasóleos, y se puede combinar con el efluente de la unidad FCC 216 y suministrar al hidrotratador 220 para mejoramiento adicional a un crudo sintético libre de metal 232. La unidad coquizadora se encuentra deseablemente localizada en el sitio o en proximidad cercana a la unidad ROSE 208 y/o unidad FCC 216.

[0053] Otra ventaja de la presente invención es un costo de energía de casi cero, una vez que las instalaciones son instaladas y en operación. Debido a que el producto de asfalteno puede ser fácilmente convertido a combustible

transportable, la necesidad de hidrógeno importado, combustible y/o energía, se puede eliminar. El proceso actual puede de este modo ser auto-suficiente con respecto a los requerimientos de energía, hidrógeno y vapor para los procesos de hidrotratamiento y SAGD en la recuperación y mejoramiento de petróleos pesados y/o asfaltos. De manera similar, se puede proporcionar energía al equipo de extracción minera reduciendo requerimientos comparados con los procesos de extracción minera tradicionales. Los costos de capital asociados con la presente invención, son ligeramente superiores que aquellos asociados con otros métodos para la recuperación de asfaltos, tales como por ejemplo, procesos que emplean coquización retardada de extremo frontal o hidrocrackeo de lecho en ebullición. Sin embargo, la presente invención tiene un mejor retorno en la investigación, un complejidad inferior y un operación más simple, menos desecho de coque, completa auto-suficiencia energética y se puede construir o ser agregado como un mejoramiento en forma de etapas.

[0054] Ejemplo. Con referencia a los procesos mostrados en la Figura 5, la alimentación que comprende $28,900 \text{ m}^3/\text{d}$ (182,00 BPD (42 galones de barriles por día)) de asfalto y petróleos pesados diluidos 10-15 API es suministrada a una unidad de recuperación con diluyente (DRU) 308. El DRU 308 suministra $24,800 \text{ m}^3/\text{d}$ (156,000 BPD) de alimentación a la unidad ROSE 314, en donde la unidad 314 separa la alimentación en una fracción DAO y una fracción de asfalteno. Una corriente de $3,400 \text{ m}^3/\text{d}$ (21,500 BPD) de la fracción de asfalteno, es suministrada al gasificador 338, y una corriente de $3,400 \text{ m}^3/\text{d}$ (21,500 BPD) es suministrada a la unidad coquizadora 354. Se suministran $18,000 \text{ m}^3/\text{d}$ (113,000 BPD) de una corriente de petróleo residual de la unidad ROSE 314 a la unidad de craqueo catalítico de fluido (FCC) 328. La unidad 328 FCC remueve metales restantes y separa la alimentación en una fracción ligera de contenido reducido de metal y un petróleo de decantación pesado. Una corriente de $3,800 \text{ m}^3/\text{d}$ (27,700 BPD) del petróleo de decantación es suministrado de la unidad FCC 328 al gasificador 338. Una corriente de $12,600 \text{ m}^3/\text{d}$ (80,000 BPD) de una fracción ligera que consiste principalmente de destilados, nafta y ~~gasóleo~~ es suministrada de la unidad FCC 328 al hidrotratador 332, en donde es combinada con una corriente de $2,100 \text{ m}^3/\text{d}$ (13,000 BPD) de gasóleo colectado del coquizador 354 y suministrado al hidrotratador 332. El hidrotratador 332 produce crudo sintético 37-41 API a una relación de $16,000 \text{ m}^3/\text{d}$ (100,000 BPD).

[0055] Se han descrito numerosas modalidades y alternativas. Mientras la descripción anterior incluye el mejor modo confiado para llevar a cabo la invención como se contempla por los inventores, no se han descrito todas las posibles alternativas. Por tal razón, el alcance y limitación de la presente invención no está restringido a la descripción anterior, pero en su lugar, es definida y construida por las reivindicaciones adjuntas.

2P

NOVEDAD DE LA INVENCION

Habiéndose descrito la presente se considera como novedad, y por lo tanto, se reclama como propiedad lo contenido en las siguientes:

REIVINDICACIONES

1. Un proceso de mejoramiento del petróleo crudo de un reservorio subterráneo de petróleo pesado o asfalto, caracterizado porque comprende:

convertir asfaltenos a vapor, energía, gas combustible o una combinación de los mismos, incorporándolos en la producción de petróleo pesado o asfalto de un reservorio;

desasfaltar con solvente al menos una fracción del petróleo pesado o asfalto formando una fracción de asfaleno y una fracción de petróleo desasfaltado (DAO) esencialmente libre de asfaltenos que tienen un contenido reducido de metales;

suministrar la fracción de asfaltenos del desasfaltado del solvente, a la conversión de asfaltenos;

suministrar una alimentación que comprende la fracción DAO a una zona de reacción de una unidad de craqueo catalítico de fluido (FCC) con catalizadores de FCC, depositando una porción de los metales de la fracción de DAO sobre el catalizador FCC, en donde las fracciones de hidrocarburos de ebullición más baja se introducen en la unidad de FCC con la fracción DAO;

recuperar un efluente de hidrocarburo que tiene un contenido de metal reducido de la unidad de FCC; y

remover el catalizador FCC metalizado de la unidad de FCC.

2. El proceso de conformidad con la reivindicación 1, caracterizado porque además comprende producir petróleo pesado o asfalto por extracción de arenas bituminosas minadas.

3. El proceso de conformidad con la reivindicación 1, caracterizado porque además comprende producir petróleo pesado o asfalto, inyectando un fluido de movilización mediante uno o más pozos de inyección completados en comunicación con el reservorio, movilizándolo el petróleo pesado o asfalto y produciendo petróleo pesado movilizándolo o asfalto de al menos un pozo de producción completado en comunicación con el reservorio.

4. El proceso de conformidad con la reivindicación 3,

caracterizado porque el fluido de movilización comprende vapor generado principalmente por combustión de asfaltenos recuperados de la fracción de asfaltenos provenientes del desasfaltado con solvente.

5. El proceso de conformidad con la reivindicación 2, caracterizado porque la conversión de asfaltenos comprende gasificación de una porción de la fracción de asfaltenos, proporcionando energía, vapor, gas combustible o combinaciones de los mismos para la minería y extracción.

6. El proceso de conformidad con la reivindicación 1, caracterizado porque el desasfaltado con solvente tiene un nivel alto.

7. El proceso de conformidad con la reivindicación 1, caracterizado además porque comprende alimentar una porción de la fracción de asfaltenos a una unidad coquizadora retardada, produciendo líquidos coquizadores y coque.

8. El proceso de conformidad con la reivindicación 1, caracterizado porque la unidad de FCC es operada a una conversión de 30 a 65 por ciento en volumen de la alimentación a la unidad de FCC.

9. El proceso de conformidad con la reivindicación 1, caracterizado porque las condiciones de operación en la unidad de FCC se ajustan para controlar las proporciones de nafta, destilado y gasóleo en el efluente de hidrocarburo de la unidad FCC.

10. El proceso de conformidad con la reivindicación 1, caracterizado además porque comprende hidrotratar el efluente de hidrocarburo de la unidad de FCC, produciendo un efluente de hidrocarburo bajo en azufre.

11. El proceso de conformidad con la reivindicación 10, caracterizado porque el hidrotratamiento se efectúa a una presión moderada desde 3.5 a 10 MPa.

12. El proceso de conformidad con la reivindicación 10, caracterizado porque además comprende gasificar asfaltenos recuperados en la fracción de asfaltenos del desasfaltado con solvente, produciendo hidrógeno para el hidrotratamiento.

United States Patent [19]

Deaton et al.

Patent Number: 4,940,529

[45] Date of Patent: Jul. 10, 1990

U.S. Patent
Jul. 10, 1990

Sheet 1 of 7

4,940,529

[54] CATALYTIC CRACKING WITH
DEASPHALTED OIL.

[75] Inventors: William L. Beaton, Wheaton; James I. Taylor, Minneapolis, both of Ill.

James F. Mosby, Burr Ridge, Ill.

[73] Assignee: Ameco Corporation, Chicago, Ill.

121] Appl. No.: 381,285

[31] Int. Cl.⁷ C10G 49/00
[32] U.S. Cl. 288/614, 208/785

208/86; 208/87; 208/92; 208/106; 208/251 ff;
208/254 ff; 208/143; 208/211; 208/212

[58] Field of Search 208/86, 87, 108, 92,
208/251 H, 254 H, 143, 211, 212, 61

[56].

References Cited

U.S. PATENT DOCUMENTS

4,405,441	9/1983	Van Dongen et al.	288/36
4,447,313	5/1984	Goetting et al.	208/36

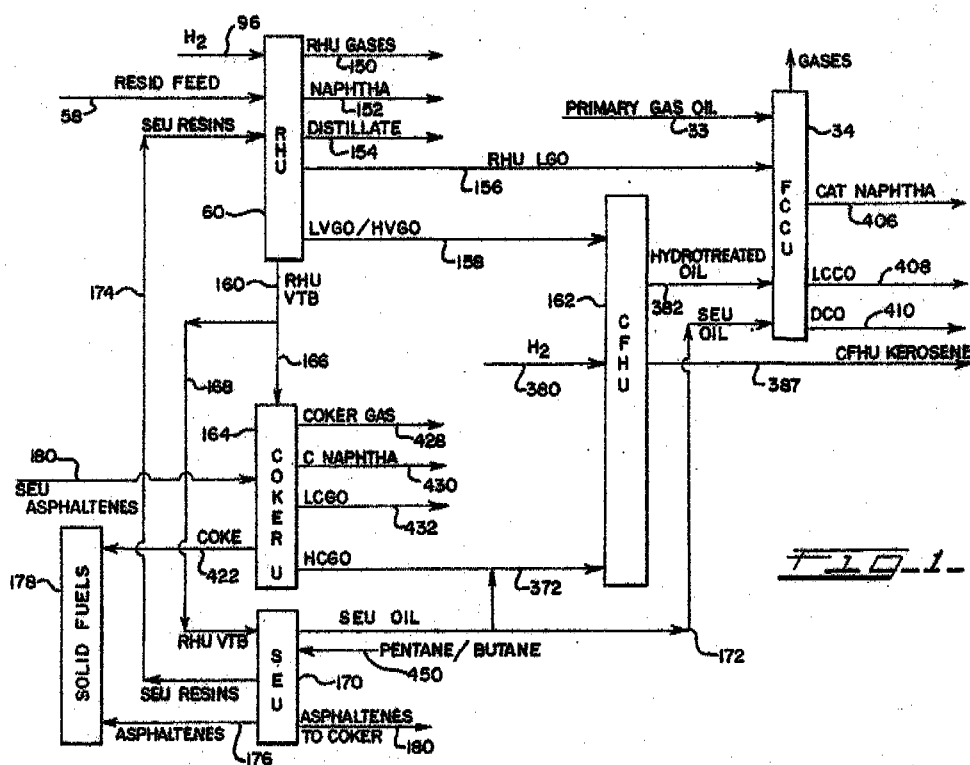
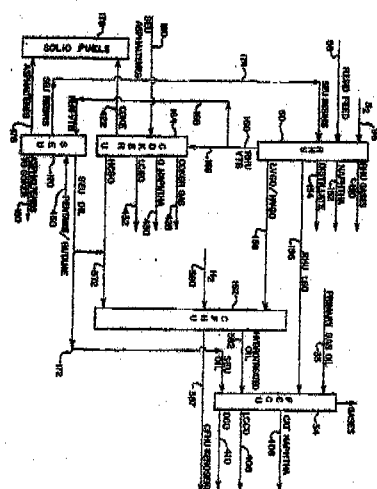
Primary Examiner—Helene Myers

Attorney, Agent, or Firm—Thomas W. Tolpin, William H. Magidson, Ralph C. Medhurst

1571
ABSTRACT

A process is provided in which solvent-extracted oil or other desphalmed oil derived from hydrotreated resid is catalytically cracked to increase the yield of gasoline and other high value products.

26 Chains, 7 Drawing Sheets



719-1

140

or resid oil, and virgin unhydro-treated resid, is pumped 5
pump 54 into a feed drum or surge drum 56. Resid oil is
pumped from the surge drum through feed line 58
(FIG. 4) into a resid hydrotreating unit complex 60
(RHH) comprising three resid hydrotreating units and
associated refining equipment as shown in FIG. 3.
As shown in FIG. 5, each resid hydrotreating unit 64,
66, and 68 is a reactor train comprising a cascaded series
of set of three ebullated bed reactors 70, 72, and 74.
Hydrogen is injected into the ebullated bed reactors
through feed line 76. A relatively high sulfur resid or
sour crude is fed to the reactor where it is hydroge-
nerated (hydro-treated) in the presence of ebullated (es-
cended) fresh and/or equilibrium hydrotreating catalyst
stream with reaction tail gases (effluent off gases) leaving
used spent catalyst. As used throughout this patent
application, the term "equilibrium hydrotreating cata-
lyst" means a fresh hydrotreating catalyst which has
been partially or fully used. The term "spent hydro-
treating catalyst" as used in this patent application com-
prises equilibrium hydrotreating catalyst which has
been withdrawn from a hydrotreating reactor. Hydro-
processing in the RHH includes desulfurization, desatur-
ization, denitrogenation, resid conversion, oxygen re-
moval (decyanogenation), hydrocracking, removal of
Rams carbon, and the saturation of olefinic and aro-
matic hydrocarbons.

The resid hydrotreating units and associated refining
equipment of FIG. 5 comprises three identical parallel
trains of cascaded ebullated bed reactors 70, 72, and 74,
as well as hydrogen heaters 78, influent oil heaters 80,
an atmospheric tower 82, a vacuum tower 84, a vacuum
tower oil heater 86, a hydrogen compression area 88, oil
preheaters 90, separators 92, recycled gas
compressors 94, flash drums 96, separators 98, raw oil
surge drums 100, sponge oil flash drums 102, amine
absorbers and recycle gas section drums 104, and
sponge oil absorber and separators 106.

Each of the reactor trains comprises three ebullated
bed reactors in series. The oil feed typically comprises
resid oil (resid) and heavy gas oil. The feed gas com-
prises upgraded recycle gases and fresh makeup gases.
Desulfurization primarily occurs in the first ebullated bed
reactor in each train. Denitrogenation occurs through-
out the ebullated bed reactors in each train. The effluent
product stream typically comprises light hydrocarbon
gases, hydrocracked naphtha, distillates, light and heavy
gas oil, and unconverted hydrocracked resid. The hy-
drocracking catalyst typically comprises a metal hydro-
genating component dispersed on a porous refractory,
inorganic oxide support.

The resid hydrotreating unit is quite flexible and, if
desired, the same catalyst can be fed to one or more of
the reactors or a separate demetalation catalyst can be
fed to the first reactor while a different catalyst can be
fed to the second and/or third reactors. Alternatively,
different catalysts can be fed to each of the reactors, if
desired. The used spent catalyst typically contains
nickel, sulfur, vanadium, and carbon (coke). Many tons
of catalyst are transported into, out of, and replaced in
the ebullated bed reactors daily.

As shown in FIG. 4, fresh hydrotreating catalyst is
fed downwardly into the top of the first ebullated bed
reactor 70 through the fresh catalyst feed line 108. Hy-
drogen-rich gases and feed comprising resid, resins,

FIG. 4 is a cross-sectional view of an ebullated bed
reactor.
FIG. 5 is a perspective view of resid hydrotreating
units and associated refinery equipment.
FIG. 6 is a schematic flow diagram of a catalytic
cracking unit.
FIG. 7 is a schematic flow diagram of a color unit;
FIG. 8 is a schematic flow diagram of a two-stage
solvent extraction unit; and
FIG. 9 is a schematic flow diagram of a three-stage
solvent extraction unit.

DETAILED DESCRIPTION OF THE PREFERRED EMBODIMENT

In refining (FIG. 2), unrefined, raw, whole crude oil
(petroleum) is withdrawn from an aboveground storage
tank 10 at about 75° F. to about 80° F. by a pump 12 and
pumped through feed line 14 into one or more desalters
16 to remove particulates, such as sand, salt, and metals,
from the oil. The desalted oil is fed through furnace
inlet line 18 into a pipestill furnace 20 where it is heated
to a temperature, such as to 750° F. at a pressure ranging
from 125 to 200 psi. The heated oil is removed from the
furnace through exit line 22 by a pump 24 and pumped
through a feed line 26 to a primary distillation tower 28.
The heated oil enters the flash zone of the primary
autoseparating distillation tower, pipestill, or crude oil
unit 26 before proceeding to its upper rectifier section
or the lower stripper section. The primary tower is
preferably operated at a pressure less than 60 psi. In the
primary tower, the heated oil is separated into fractions
of wet gas, light naphtha, intermediate naphtha, heavy
naphtha, kerosene, virgin gas oil, and primary reduced
crude. A portion of the wet gas, naphtha, and kerosene
is preferably refluxed (recycled) back to the primary
tower to enhance fractionation and efficiency.

Wet gas is withdrawn from the primary tower 26
through overhead wet gas line 28. Light naphtha is
removed from the primary tower through light naphtha
line 29. Intermediate naphtha is removed from the pri-
mary tower through intermediate naphtha line 30.
Heavy naphtha is withdrawn from the primary tower
26 through heavy naphtha line 31. Kerosene and oil for
producing jet fuel and furnace oil are removed from the
primary tower through kerosene line 32. Primary vi-
gin, atmospheric gas oil is removed from the primary
tower through primary gas oil line 33 and pumped to
the fluid catalytic cracking unit (FCCU) 34 (FIG. 3).
Primary reduced crude is discharged from the bot-
tom of the primary tower 26 (FIG. 2) through the pri-
mary reduced crude line 35. The primary reduced crude
in line 35 is pumped by pump 36 into a furnace 38 where
it is heated, such as to a temperature from about 520° F.
to about 750° F. The heated primary reduced crude is
conveyed through a furnace discharge line 40 into the
flash zone of a pipestill vacuum tower 42.

The pipestill vacuum tower 42 is preferably operated
at a pressure ranging from 35 to 50 mm of mercury.
Steam is injected into the bottom portion of the vacuum
tower through steam line 44. In the vacuum tower, wet
gas is withdrawn from the top of the tower through
overhead wet gas line 46. Heavy and/or light vacuum
gas oil are removed from the middle portion of the
vacuum tower through gas oil line 48. Vacuum-reduced
crude is removed from the bottom of the vacuum tower
through vacuum-reduced crude line 50. The vacuum-
reduced crude typically has an initial boiling point near
about 1000° F.

than 2 ppm, of vanadium and 50 ppm or less, preferably
less than 2 ppm, and most preferably less than 2 ppm, of
nickel. The sulfur and nitrogen concentrations of desul-
phurized oil can be 90% or less of the sulfur and nitrogen
concentration of the feed feed oil in the desalters.
The term "solvent-extracted oil" as used in this Patent
Application means substantially desulfurized, desoiled
(resin-free) oil which has been separated and obtained
from a solvent extraction unit.

The term "asphaltenes" as used in this Patent Applica-
tion means asphaltenes which have been separated and
obtained from a desphalting unit. Asphaltenes com-
prise a heavy polar fraction. Asphaltenes are typically
the residue which remains after the resins and oils have
been separated from resid in a desphalting unit. As-
phaltenes from vacuum resid are generally character-
ized as follows: a Conradson or Ramsbottom carbon
residue of 30 to 90 weight % and a hydrogen to carbon
(H/C) atomic ratio of 0.5% to less than 1.2%. Asphal-
tens can contain from 50 ppm to 5000 ppm vanadium
and from 20 ppm to 2000 ppm nickel. The sulfur con-
centration of asphaltenes can be from 110% to 250%
greater than the concentration of sulfur in the resid feed
oil to the desphalting unit. The nitrogen concentration of
asphaltenes can be from 110% to 350% greater than the
concentration of nitrogen in the resid feed oil to the
desphalting unit.

The term "resins" as used in this Patent Application
means resins that have been separated and obtained
from a desphalting unit. Resins are denser or heavier
than the desphalting oil and comprises more aromatic
hydrocarbons with highly substituted aliphatic side
chains. Resins also comprise metals, such as nickel and
vanadium, and comprise more heteroatoms than desul-
phurized oil. Resins from vacuum resid can be generally
characterized as follows: a Conradson or Ramsbottom
carbon residue of 10 to less than 30 weight % and a
hydrogen to carbon (H/C) atomic ratio of 1.2% to less
than 1.5%. Resins can contain 1000 ppm or less of vanad-
ium and 300 ppm or less of nickel. The sulfur concen-
tration in resins can be from 50% to 200% of the con-
centration of sulfur in the resid oil feed to the desphal-
ting unit. The nitrogen concentration in resins can be from
30% to 250% of the concentration of nitrogen in the
resid oil feed to the desphalting unit.

The terms "resid oil" and "resid" as used in this Patent
Application mean residual oil.
The term "superheated conditions" as used in this
Patent Application means a condition in a desphalting
unit where the solvent does not exist in both a vapor
phase and a liquid phase. Under such circumstances, the
solvent is generally in a gaseous or vapor phase.

The term "low sulfur" resid as used in this Patent
Application means a resid comprising less than 2% by
weight sulfur. Resid containing sulfur, other than low
sulfur resid, is sometimes characterized as high sulfur
resid.

A more detailed explanation is provided in the fol-
lowing description and appended claims taken in con-
junction with the accompanying drawings.

BRIEF DESCRIPTION OF THE DRAWINGS

FIG. 1 is a schematic flow diagram of a refinery in
accordance with principles of the present invention;
FIG. 2 is a schematic flow diagram for partially refin-
ing crude oil;
FIG. 3 is a schematic flow diagram of a resid hydro-
treating unit;

towers and other processing equipment as described hereinafter.

The fluidized bed reactors are capable of handling atmospheric and vacuum residues from a wide range of sour and/or heavy crudes. Such crudes can have a gravity as low as 1° API, a sulfur content up to 8% by weight, and substantial amounts of nickel and vanadium. The fluidized bed reactors typically operate at a temperature above 700° F. and at a hydrogen partial pressure greater than 1500 psi.

Fluidized bed reactors have many advantages over fixed bed reactors. They permit operation at higher average temperatures and allow high heat release. They permit the addition and withdrawal of catalysts without necessitating shutdown. They avoid plugging due to dirty feed and formation of solids during resid conversion.

Since the liquid resid feed does not usually have enough velocity to expand the catalyst bed above its settled level, liquid is recycled from the top of the reactor to the bottom of the reactor through a downcomer pipe and then pumped back up through the reactor at a sufficient velocity to attain the required degree of expansion.

As shown in FIG. 1, the products produced from the resid hydrotreating units in the fluidized bed reactors include: light hydrocarbon gases (RHG gases) in gas line 196; naphtha comprising light naphtha, intermediate naphtha, heavy naphtha and vacuum naphtha in one or more naphtha lines 152; distillate comprising light distillate and mid-distillate in one or more distillate lines 154; light gas oil in gas oil line 156; light vacuum gas oil and heavy vacuum gas oil in one or more vacuum gas oil lines 158; and hydrotreated vacuum resid comprising vacuum tower bottoms in a vacuum resid line 160.

Light and intermediate naphthas can be sent to a vapor recovery unit for use as gasoline blending stocks and reformer feed. Heavy naphtha can be sent to the refinery to produce gasoline. The mid-distillate oil, as well as for conveying and/or cooling the spent catalyst.

Resid hydrotreated (RHU) light gas oil is useful as feedstock for the catalytic cracking unit 34. Light and heavy vacuum gas oils can be upgraded in a catalytic feed hydrotreating unit 162 (FHT). Some of the vacuum resid comprising resid hydrotreating unit vacuum tower bottoms (RHU VTB) can be sent to the coker unit 164 via coker inlet line 166 to produce coke. A substantial portion of the vacuum resid (RHU VTB) can be fed through a feeder line or inlet line 168 to a desphalizer or desphalizing unit 170 where the vacuum resid is separated into desphalizer oil, desphalizer residues, and asphaltene.

In the preferred embodiment, the desphalizer 170 (FIG. 1) comprises a solvent extraction unit (SEU) operated with supercritical solvent recovery. Desphalizer solvent-extracted oil (SEU oil) in SEU oil line 172 is useful as a feedstock to the catalytic cracking unit 34 to increase the yield of gasoline and other hydrocarbon liquids. Desphalizer solvent-extracted residues (SEU resid) in SEU resid line 174 are useful as part of the feed to the resid hydrotreating unit (RHU) 60 to increase the yield of more valuable lower-boiling liquid hydrocarbons. A portion of the asphaltene can be conveyed or passed through an asphaltene line or chute 176 or otherwise transported to a solid fuels mixing and storage facility 178, such as tank, bin or furnace, for use as solid fuel. Another portion of the solvent-extracted

is discharged from the second reactor through a second reactor discharge line 128.

The product feed is then fed into the third ebullated bed reactor 74 through a third reactor feed line 200. A liquid quench can be injected into the third reactor feed through an inlet liquid quench line 130. The liquid quench can be sparge oil. A gas quench can be injected into the third reactor feed through an inlet gas quench line 174. The gas quench can comprise upgraded, medium-lean tail gases and fresh makeup gases.

The hydrotreating catalyst is fed into the third reactor through a fresh catalyst line 132. Used spent catalyst is withdrawn from the third reactor through the third reactor spent catalyst line 138. In the third reactor, the resid feed is hydrotreated, hydrotreated, ebullated, contacted, and mixed with the hydrogen-rich gas in the presence of the hydrotreating catalyst at a temperature of about 700° F. to about 850° F., at a pressure of about 2500 psia to about 2900 psia and at a hydrogen partial pressure from about 1600 psia to about 2000 psia to produce an upgraded product stream.

The product stream is withdrawn from the third reactor through the third reactor discharge line 202 and fed into a high-temperature, high-pressure separator 204 via inlet line 206. A gas quench can be injected into the product stream in the inlet line through a gas quench line 208 before the product stream enters the high-temperature separator. The gas quench can comprise upgraded, medium-lean tail gases and fresh makeup gases.

The upgraded effluent product streams discharged from the reactors comprise hydrotreated resid oil and reactor tail gases (effluent off gases). The tail gases comprise hydrogen, hydrogen sulfide, ammonia, water, methane, and other light hydrocarbon gases, such as ethane, propane, butane, and pentane.

In the high-temperature (HT) separator 204, the by-product product stream is separated into a bottom stream of high-temperature, hydrotreated, heavy oil liquid and an overhead stream of gases and hydrocarbon vapors. The high-temperature separator 204 is operated at a temperature of about 700° F. to about 850° F. and at a pressure of about 2500 psia to about 2900 psia.

The overhead stream of gases and oil vapors is withdrawn from the high-temperature separator through an overhead line 210. The bottom stream of the high-temperature separator is discharged through a high-temperature separator bottom line 212 and fed to a high-temperature flash drum 214.

In the high-temperature flash drum 214, the effluent stream of heavy oil liquid is separated and flashed into a stream of high-temperature vapors and gases and an effluent stream of high-temperature, heavy oil liquid. The flash drum effluent, high-temperature, hydrotreated, heavy resid oil liquid (flash drum effluent) is discharged from the bottom of the flash drum 214 through the high-temperature flash drum bottom line 216. Part or all of the flash drum effluent in line 216 is fed into an atmospheric tower 82. Preferably, part of the flash drum effluent comprises flash drum recycle which is recycled to the first ebullated bed reactor 70 through a flash drum recycle line 184 as part of the oil feed. The high-temperature flash gas and vapors are withdrawn from the high-temperature flash drum 214 through a high-temperature flash drum overhead line 220 and are conveyed, ebullated, contacted, and mixed with the hydrogen-rich feed gas and quench gas in the presence of the hydrotreating catalyst at a temperature of about 700° F. to about 850° F., at a pressure from about 2000 psia to about 3000 psia and at a hydrogen partial pressure of about 1700 psia to about 2100 psia to produce an upgraded effluent product stream.

combined, common flash line 224. The combined flash gas and vapors are optionally cooled in one or more heat exchangers or coolers 226 before being conveyed through a line 228 to the low temperature (LT) flash drum 230.

In the LT flash drum 230, the effluent high-temperature flash gas and vapors are separated into low-pressure gases and light oil liquid. The low-pressure gases are withdrawn from the LT flash drum through an outlet gas line 232 and conveyed downstream to the makeup gas system for use as sweet feed. The light oil liquid is discharged from the LT flash drum through a light oil line 234 and is conveyed, ebullated, and mixed with medium-temperature, light oil liquid from the medium-temperature, flash drum light oil line 236 in a combined, common light oil line 238. The combined medium-temperature, light oil liquid is heated in a furnace 240 and conveyed through a light oil feed line 242 to the atmospheric tower 82.

In the atmospheric tower 82, the hydrotreated, high-temperature, heavy oil liquid from the high-temperature flash drum effluent oil line 216 and the hydrotreated, medium-temperature, light oil liquid from the medium-temperature oil line 242 can be separated into fractions of light and intermediate naphtha, heavy naphtha, light distillate, mid-distillate, light atmospheric gas oil, and atmospheric hydrotreated resid oil. Light and intermediate naphthas can be withdrawn from the atmospheric tower through an overhead line 152. Heavy naphtha can be withdrawn from the atmospheric tower through a heavy naphtha line 246. Light distillate can be withdrawn from the atmospheric tower through a light distillate line 194. Mid-distillates can be withdrawn from the atmospheric tower through a mid-distillate line 250. Light vacuum atmospheric gas oil can be withdrawn from the atmospheric tower through a light vacuum atmospheric gas oil line 156. Atmospheric resid oil is discharged from the bottom portion of the atmospheric tower through the atmospheric resid line 254 and heated in an atmospheric resid oil heater 86 before being conveyed through a vacuum tower feed line 258 to the vacuum tower 84.

In vacuum tower 84, the atmospheric influent, hydrotreated resid oil can be separated into gases, vacuum naphtha, light vacuum gas oil, heavy vacuum gas oil, and hydrotreated, vacuum resid oil or vacuum resid. The gases are withdrawn from the vacuum tower through an overhead vacuum gas line 262. Vacuum naphtha can be withdrawn from the vacuum tower through a vacuum naphtha line 264. Light vacuum gas oil (LVGO) can be withdrawn from the vacuum tower through a light vacuum gas oil line 198. Heavy vacuum gas oil (HVGO) can be withdrawn from the vacuum tower through a heavy vacuum gas oil line 268. Vacuum resid oil (vacuum resid) is withdrawn from the bottom of the vacuum tower 84 through a RHU vacuum tower bottoms line 160. Some of the vacuum resid is fed to a coker via a vacuum resid discharge line 166. The rest of the vacuum resid is conveyed to the solvent extract unit via a vacuum resid line 168.

Referring again to the high-temperature separator 204 (FIG. 3), high-temperature gases and oil vapors are withdrawn from the high-temperature separator 204 through an overhead vapor line 210 and cooled in a resid feed heat exchanger 188 which concurrently preheats the oil and resin feed in combined line 182 before the oil and resin feed enters the oil heater 80. The cooled vapors and gases exit the heat exchanger 188 and

13

are passed through an intermediate line 270 and cooled in a high-temperature gas quench heat exchanger 272 which concurrently preheats the feed gas before the feed gas passes through the hydrogen heater inlet line 194 into the hydrogen heater 78. The cooled gases and vapors exit the heat exchanger 272 and are passed through a medium-temperature inlet line 274 to a medium-temperature, high-pressure separator 276.

In the medium-temperature (MT) separator 276, the influent gases and oil vapors are separated at a temperature of about 500° F. and at a pressure of about 2450 psia to about 2850 psia into medium-temperature gases and hydrocarbon liquids. The medium-temperature gases are withdrawn from the MT separator through a medium-temperature gas line 278. The medium-temperature liquid is discharged from the bottom of the MT separator through a medium-temperature liquid line 280 and conveyed to a medium-temperature flash drum 281.

In the medium-temperature (MT) flash drum 281, the influent medium-temperature liquid is separated and flashed into medium-temperature vapors and effluent medium-temperature, hydrocarbon liquids. The medium-temperature flash vapors are withdrawn from the MT flash drum through a medium-temperature overhead head line 222 and injected, blended, and mixed with the high-temperature overhead flash gases and vapors in the combined, common flash line 224 before being cooled in heat exchanger 226 and conveyed to the LT flash drum 230. The effluent medium-temperature liquid is discharged from the MT flash drum 281 through a light oil discharge line 236 and is injected, blended, and mixed with the low-temperature liquid from the LT flash drum in combined, common light oil liquid line 238 before being heated in the light oil heater 240 and conveyed to the atmospheric tower 82.

In the MT separator 276, the medium-temperature effluent gases exit the MT separator through an MT gas line 278 and are cooled in a medium-temperature (MT) feed gas heat exchanger 282 which also preheats the feed gas before the feed gas is subsequently heated in the HT heat exchanger 272 and the hydrogen heater 78. The cooled medium-temperature gases exit the MT heat exchanger 282 through a medium-temperature (MT) gas line 282 and are combined, blended and intermixed with compressed gas from an anti-surge line 284 in a combined, common gas line 286. The gas and vapors in gas line 286 are blended, diluted, and partially dissolved with wash water, pumped by the water pump 288 through a water line 280, in a combined water gas inlet line 292. Ammonia and hydrogen sulfide in the tail gases react to form ammonium bisulfide which dissolves in the injected water. The gas and water products in line 292 are cooled in an air cooler 294 and conveyed through a sponge absorber feed line 284 into a sponge oil absorber and low-temperature (LT) separator 106.

Lean sponge oil is fed into the sponge oil absorber 106 through a lean sponge oil line 300. In the sponge oil absorber, the lean sponge oil and the influent tail gases are circulated in a countercurrent extraction flow pattern. The sponge oil absorbs, extracts, and separates a substantial amount of methane and ethane and most of the C₃, C₄, C₅, and C₆+ light hydrocarbons (propane, butane, pentane, hexane, etc.) from the influent product stream. The sponge oil absorber operates at a temperature of about 130° F. and at a pressure of about 2700 psia. The effluent gases comprising hydrogen, methane, ethane, and hydrogen sulfide are withdrawn from the

14

sponge oil absorber through a sponge oil effluent gas line 302 and fed into a high-pressure (HP) amine absorber 304.

Effluent water containing ammonium bisulfide is discharged from the bottom of the sponge oil absorber 106 through an effluent water line 306 and conveyed to a sour water flash drum, a sour water degassing drum, and/or other wastewater purification equipment and recycled or discharged.

Rich sponge oil effluent containing C₃, C₄, C₅, and C₆+ absorbed light hydrocarbons is discharged from the bottom portion of the sponge absorber 106 through a rich sponge oil line 308 and conveyed to a sponge oil flash drum 102. Vacuum asphalt and/or middle distillate can also be fed into the sponge oil (SO) flash drum through a sponge oil-naphtha line 312 as a stream to keep a level in the sponge oil system. In the sponge oil flash drum 102, the rich sponge oil is flashed and separated into light hydrocarbon gases and lean sponge oil.

The flashed light hydrocarbon gases are withdrawn from the SO flash drum 102 through a gas line 314 and conveyed downstream for further processing. Lean sponge oil is discharged from the SO flash drum 102 through a lean sponge oil discharge line 316 and pumped (recycled) back to the sponge oil absorber via sponge oil pump 318 and line 308. Some of the lean sponge oil can also be used as the liquid quench.

The ammonia-lean, C₃+ lean reactor tail gases containing hydrogen sulfide, hydrogen, methane, and residual amounts of ethane are fed into the high pressure (HP) amine absorber 304 through an amine absorber inlet line 302. Lean amine from the sulfur recovery unit (SRU) 319 lean amine discharge line 320 is pumped into the HP amine absorber 304 by a lean amine pump 322 through a lean amine inlet line 324. In the HP amine absorber 304, lean amine and influent tail gases are circulated in a countercurrent extraction flow pattern at a pressure of about 2500 psia. The lean amine absorbs, separates, extracts, and removes substantially all the hydrogen sulfide from the influent tail gases.

Rich amine containing hydrogen sulfide is discharged from the bottom of the HP amine absorber 304 through a rich amine line 326 and conveyed to a low-pressure (LP) amine absorber 328. The lean amine from the sulfur recovery unit is recycled back to the high-pressure and low-pressure amine absorbers through the lean amine line. Skimmied oil recovered in the HP amine absorber 304 is discharged from the bottom of the HP amine absorber through a high-pressure (HP) skimmied oil line 330 and passed to the LP amine absorber 328. Lean amine from the sulfur recovery unit (SRU) 319 is also pumped into the LP amine absorber 328 through a LP lean amine inlet line 332.

In the LP amine absorber 328, the influent products are separated into gases, rich amine, and skimmied oil. Cases are withdrawn from the LP amine absorber 328 through a gas line 334 and conveyed downstream through line 336 for use as sweet fuel or added to the fresh makeup gas through auxiliary gas line 338. Rich amine is discharged from the LP amine absorber 328 through a rich amine discharge line 340 and conveyed to a sulfur recovery unit (SRU) 319. Skimmied oil can also be withdrawn from the LP amine absorber and conveyed to the SRU 319 through line 340 or a separate line. The sulfur recovery unit can take the form of a Claus plant, although other types of sulfur recovery units can also be used. Sulfur recovered from the tail

15

gases are removed from the tail gas cleanup equipment through sulfur recovery line 342.

In the HP amine absorber 304 of FIG. 3, the lean amine influent absorber, separates, extracts and removes hydrogen sulfide from the influent stream leaving up-graded reactor tail gases (off gases). The upgraded reactor tail gases comprise about 70% to about 80% by volume hydrogen and about 20% to 30% by volume methane, although residual amounts of ethane may be present. The upgraded reactor tail gases are withdrawn from the high-pressure amine absorber through an overhead, upgraded tail gas line 330 and conveyed to a recycle compressor 332. The recycle compressor increases the pressure of the upgraded tail gases. The compressed tail gases are discharged from the compressor through a compressor outlet line 334. Part of the compressed gases can be passed through an anti-surge line 284 and injected into the combined gas line 286 to control the inventory, flow and surging of medium-temperature gases being conveyed to the sponge oil absorber 106. Other portions of the gases prior to compression can be bled off through a bleed line or spill line 336 and used for fuel gas or for other purposes as discussed below.

Fresh makeup gases comprising at least about 95% hydrogen, preferably at least 96% hydrogen, by volume, from a hydrogen plant are conveyed through fresh makeup gas lines 338, 340, and 342 (FIG. 3) by a makeup gas compressor 344, along with gas from gas line 338, and injected, mixed, dispersed, and blended with the main portion of the compressed upgraded tail gases in a combined, common feed gas line 346. The ratio of fresh makeup gases to compressed recycle tail gases in the combined feed gas line 346 can range from about 12 to about 1:4.

About 10% by volume of the blended mixture of compressed, upgraded, recycled reactor tail gases (up-graded effluent off gases) and fresh makeup hydrogen gases in combined feed gas line 346 are bled off through a quench line 348 for use as quench gases. The quench gases are injected into the second and third skullated bed reactors through the second reactor inlet quench line 79 and the third reactor inlet quench line 174 and are injected into the effluent hydrocarbon product stream exiting the third reactor through quench line 208.

The remaining main portion, about 90% by volume, of the blended mixture of compressed, upgraded, recycled reactor tail gases (up-graded off gases) and fresh makeup hydrogen gases in the combined feed gas line 366 are fed into the feed gas line 366. The feed gases in the combined feed gas line 366 are preheated in a medium-temperature (MT) heat exchanger 282 (FIG. 3) and passed through a heat exchanger 272 where the feed gases are further heated to a higher temperature. The heated feed gases are discharged from the HT heat exchanger 272 through a discharge line 194 and passed through a hydrogen heater 78 which heats the feed gases to a temperature ranging from about 650° F. to about 900° F. The heated hydrogen-rich feed gases exit the hydrogen heater 78 through a feed gas line 206 and are injected (fed) through an oil-gas line 76 into the first skullated bed reactor 70.

Heavy color gas oil from line 372 (FIG. 1), light vacuum gas oil from the light vacuum gas oil line 158 (FIG. 3), and/or heavy vacuum gas oil from the heavy vacuum gas oil lines 268 (FIG. 3), or 48 (FIG. 2) and

16

possibly solvent extracted oil 172 (FIG. 1) are conveyed into an optional catalytic feed hydrocarbon or catalytic feed hydrotreating unit (CFHU) 162 (FIG. 1) where it is hydrotreated with hydrogen from hydrogen feed line 380 at a pressure ranging from atmospheric pressure to 2000 psia, preferably from 1000 psia to 1800 psia at a temperature ranging from 650° F. to 750° F. in the presence of a hydrotreating catalyst. The hydrotreated gas oil is discharged through a catalytic feed hydrotreater discharge line 382.

Solvent-activated desphalped oil in SUD oil line 172 (FIG. 6) is fed and conveyed via a combined catalytic feed line 384 into the bottom portion of a catalytic cracking (FCC) reactor 386 of a fluid catalytic cracker (FCC) unit 34. Catalytic feed hydrotreated oil in line 136 and light atmospheric gas oil in RHU LGO gas oil line 136 and/or primary gas oil in line 33 from the primary tower 26 (postdist) (FIG. 2) can also be fed and conveyed via combined-catalytic feed line 384 into the bottom portion of the catalytic cracking reactor 386. Kerosene can be withdrawn from the catalytic feed hydrotreating unit 162 (FIG. 1) through CFHU kerosene line 387.

The catalytic cracking reactor 386 (FIG. 6) can have a stripper section. Preferably, the catalytic cracking reactor comprises a riser reactor. In some circumstances, it may be desirable to use a fluid bed reactor or a fluidized catalytic cracking reactor. Fresh makeup catalytic cracking catalyst and regenerated catalytic cracking catalyst are fed into the reactor through a fresh makeup and regenerated catalyst line 390, respectively. In the FCC reactor, the hydrocarbon feedstock is vaporized upon being mixed with the hot cracking catalyst and the feedstock is catalytically cracked to more valuable, lower molecular weight hydrocarbons. The temperatures in the reactor 386 can range from about 900° F. to about 1025° F. at a pressure from about 5 psig to about 50 psig. The circulation rate (weight hourly space velocity) of the cracking catalyst in the reactor 386 can range from about 5 to about 200 WHSV. The velocity of the oil vapors in the riser reactor can range from about 5 ft/sec to about 100 ft/sec.

Spent catalyst containing deactivating deposits of coke is discharged from the FCC reactor 386 (FIG. 6) through spent catalyst line 392 and fed to the bottom portion of an air weight fluidizer catalyst regenerator or combustor 394. The reactor and regenerator together provide the primary components of the catalytic cracking unit. Air is injected upwardly into the bottom portion of the regenerator through an air injector line 396. The air is injected at a pressure and flow rate to fluidize the spent catalyst particles generally upwardly within the regenerator. Residual carbon (coke) contained on the catalyst particles is substantially completely combusted in the regenerator leaving regenerated catalyst for use in the reactor. The regenerated catalyst is discharged from the regenerator through regenerated catalyst line 398 and fed to the reactor. The combustion off-gases (flue gases) are withdrawn from the top of the combustor through an overhead combustion off-gas line or flue gas line 398.

Suitable cracking catalysts include, but are not limited to, those containing silica and/or alumina, including the acidic type. The cracking catalyst may contain other refractory metal oxides such as magnesia or zirconia. Preferred cracking catalysts are those containing crystalline aluminosilicates, zeolites, or molecular sieves in an amount sufficient to materially increase the

cracking activity of the catalyst, e.g., between about 1 and about 25% by weight. The crystalline aluminosilicates can have silica-to-alumina mole ratios of at least about 2:1, such as from about 2 to 12:1, preferably about 4 to 6:1 for best results. The crystalline aluminosilicates are usually available or made in sodium form and this component is preferably reduced, for instance, to less than about 4 or even less than about 1% by weight through exchange with hydrogen ions, hydrogen precursors such as ammonium ions, or polyvalent metal ions. Suitable polyvalent metals include calcium, strontium, barium, and the rare earth metals such as cerium, lanthanum, neodymium, and/or naturally-occurring mixtures of the rare earth metals. Such crystalline materials are able to maintain their pore structure under the high temperature conditions of catalyst manufacture, hydrocarbon processing, and catalyst regeneration. The crystalline aluminosilicates often have a uniform pore structure of exceedingly small size with the cross-sectional diameter of the pores being in a size range of about 6 to 20 angstroms, preferably about 10 to 15 angstroms. Silica-alumina based cracking catalysts having a major proportion of silica, e.g., about 60 to 90 weight percent silica and about 10 to 40 weight percent alumina, are suitable for admixture with the crystalline aluminosilicates or for use as such as the cracking catalyst. Other cracking catalysts and pore sizes can be used. The cracking catalyst can also contain or comprise a carbon monoxide (CO) burning promoter or catalyst, such as a platinum catalyst to enhance the combustion of carbon monoxide in the dense phase in the regenerator 394.

The effluent product stream of catalytically cracked hydrocarbons (hydrocarbon 386) is withdrawn from the top of the FCC reactor 386 (FIG. 9) through an overhead product line 400 and conveyed to the FCC main fractionator 402. In the FCC fractionator 402, the catalysts cracked hydrocarbons comprising oil vapors and flashed vapors can be fractionated (separated) into light hydrocarbon gases, naphtha, light catalytic cycle oil (LCCO), heavy catalytic cycle oil (HCCO), and deoiled oil (DOO). Light hydrocarbon gases are withdrawn from the FCC fractionator through a light gas line 404. Naphtha is withdrawn from the FCC fractionator through a naphtha line 406. LCCO is withdrawn from the FCC fractionator through a light catalytic cycle oil line 408. HCCO is withdrawn from the FCC fractionator through a heavy catalytic cycle oil line 410. Deoiled oil is withdrawn from the bottom of the FCC fractionator through a deoiled oil line 106.

(rated) into: (a) light hydrocarbon having a boiling temperature less than about 430° F. (b) light catalytic cycle oil (LCCO), and deoiled oil (DOO). The light hydrocarbons can be withdrawn from the main fractionator through an overhead line and fed to a separator drum. In the separator drum, the light hydrocarbons can be separated into (1) wet gas and (2) C₃ to 430° F. light hydrocarbon material comprising propane, propylene, butane, butylenes, and naphtha. The wet gas can be withdrawn from the separator drum through a wet gas line and further processed in a vapor recovery unit (VRU). The C₃ to 430° F. material can be withdrawn from the separator drum through a discharge line and passed to the vapor recovery unit (VRU) for further processing. LCCO can be withdrawn from the main fractionator through an LCCO line for further refining, processing, or marketing. Deoiled oil (DOO) can be withdrawn from the main fractionator through one or more DOO lines for further use. Slurry recycle containing DOO can be pumped from the bottom portion of the main fractionator by pump through a slurry line for recycle to the catalytic reactor 386. Other portions of the DOO can be fed to the feed hydrocracking unit 60 and/or the fractionating towers 82 and 84 as described previously. The remainder of the DOO can be conveyed through for further use in the refinery.

Spent deactivated (used) catalyst can be discharged from the catalytic cracking reactor 386 (FIG. 9) and stripped of volatilizable hydrocarbons in the hydrocarbon gases or steam. The catalyst can be stripped section of a stripping gas, such as with light hydrocarbon gases or steam. The catalyst can be stripped from the stripper through spent catalyst line 392 into the regenerator 394. As is injected at a rate of about 0.2 lb/sec to about 4 lb/sec. Preferably, excess air is injected in the regenerator 394 to completely convert the coke on the catalyst to carbon dioxide and steam. The excess air can be from about 2.5% to about 25% greater than the stoichiometric amount of air necessary for the complete conversion of coke to carbon dioxide and steam.

In the regenerator 394 (FIG. 9), the coke on catalyst is combusted in the presence of air so that the catalyst contains less than about 0.1% coke by weight. The coke on catalyst is contained in the lower dense phase section of the regenerator. Carbon monoxide can be combusted in both the dense phase and the dilute phase although combustion of carbon monoxide predominantly occurs in the dense phase with promoted burning, i.e., the use of a CO burning promoter. The temperature in the dense phase can range from about 1150° F. to about 1400° F. The temperature in dilute phase can range from about 1200° F. to about 1510° F. The stack gas (combustion gases) exiting the regenerator 394 through overhead line 396 (2000 ppm). The major portion of the heat of combustion of carbon monoxide is preferably absorbed by the catalyst and transferred with the regenerated catalyst through a regenerator catalyst line 390 into the catalytic cracking reactor 386. In a catalyst cooler (reactor) 386, some non-volatile carbonaceous material, or coke, is deposited on the aromatic hydrocarbons which, generally, contain 4 to 6 wt% hydrogen. As coke builds up on the catalyst, the activity of the catalyst for producing gasoline blending stock diminish. The catalyst particles can recover a major proportion of their original capabilities by removal of coke from the catalyst by a suitable regeneration process.

Catalyst regeneration is accomplished by burning the coke deposits from the catalyst surface with an oxygen-containing gas such as air. The burning of coke deposits from the catalyst requires a large volume of oxygen or air. Oxidation of coke may be characterized in a simplified manner as the oxidation of carbon and may be represented by the following chemical equations:



Reactions (a) and (b) both occur at typical catalyst regeneration conditions wherein the catalyst temperature may range from about 1050° F. to about 1300° F. and are exemplary of gas-solid chemical interactions when regenerating catalyst at temperatures within this range. The effect of any increase in temperature is reflected in an increased rate of combustion of carbon and a more complete removal of carbon, or coke, from the catalyst particles. As the increased rate of combustion is accompanied by an increased evolution of heat which is over sufficient oxygen is present, the gas phase reaction (c) may occur. This latter reaction is initiated and propagated by free radicals. Further combustion of CO to CO₂ is an attractive source of heat energy because reaction (c) is highly exothermic.

As shown in FIG. 7, feed hydrocracked vacuum tower bottoms (i.e., hydrocracked feed from the vacuum tower) in REU V73 line 166 is fed into the coke (SEU vessels) 420. Solvent-extracted asphaltenes in the SEU asphaltenes line 180 can also be conveyed to the coke 420. In the coke 420, the vacuum tower bottoms and solvent-extracted asphaltenes are cooked at a cooking temperature of about 895° F. to about 915° F. at a pressure of about 10 psig to about 50 psig. Coke is withdrawn from the coke 420 through chute, conduit, or line 422 and transported to a coke storage area for use as solid fuel.

Coke product vapors can be withdrawn from the coke 420 (FIG. 7) through line 424 and passed (fed) to a combined coke tower 426. In the combined coke tower 426, the coke product vapor can be separated into fractions of coke gas, coke naphtha, light coke gas oil, and heavy coke gas oil. Coke gas can be withdrawn from the combined tower 426 through coke gas line 428. Coke naphtha can be withdrawn from the combined tower 426 through coke naphtha line 430. Light coke gas oil can be withdrawn from the combined tower 426 through light coke gas line 432. Heavy coke gas oil can be withdrawn from the combined tower 426 through heavy coke gas oil line 372 and hydrocracked in the catalytic feed hydrocracker (CRHU) 162 (FIG. 3) before being catalytically cracked in the catalytic reactor 386 (FIG. 9).

The solvent extraction desalting unit 170 (SEU) of FIG. 8 comprises a mixer 440 and three separator vessels or zones 442, 444, and 446 operated slightly below or above the supercritical conditions of the solvent. As shown in FIG. 8, feed hydrocracked vacuum tower bottoms (i.e., hydrocracked feed from the vacuum tower) in REU V73 line 168 is conveyed to the mixer 440 (FIG. 8) and conveyed through a residue solvent line 458 to the first separator vessel or zone 442. In some circumstances it may be desirable that the vacuum tower bottoms and solvent be fed directly into the first separator 442 in the above ratios without previously mixing the vacuum tower bottoms and solvent.

In the SEU asphaltenes (asphaltene separator) 442 (FIG. 9), the SEU asphaltenes containing a substantial amount of organosulfur components are solvent-extracted and separated from the mixture of solvent and hydrocracked feed (vacuum tower bottoms). A substantial amount of the solvent-extracted asphaltenes are withdrawn from the first separator 442 through SEU asphaltene line 176 and conveyed or otherwise transported to a solids feed area 178 (FIG. 1) for use as solid fuel. Some of the solvent-extracted asphaltenes are withdrawn from the first separator and conveyed or otherwise transported through SEU asphaltene line, conduit, or chute 180 to the coke unit 164.

The first separator 442 can be operated at a temperature from about 150° F. to above the critical temperature of the solvent and at a pressure at least equal to the vapor pressure of the solvent and at a temperature below the critical temperature of the solvent and at least equal to the critical pressure of the solvent when at a temperature equal to or above the critical temperature of the solvent. Preferably, the operating temperature of the first separator 442 ranges from about 20° F. below the critical temperature of the solvent to about the critical temperature of the solvent and the operating pressure of the first separator 442 is the same as the third separator 446 plus any pressure drops that occur between the vessels 442 and 446.

The majority of the solvent and the remaining resin and oil components of the hydrocracked feed are withdrawn from the first separator 442 (FIG. 8) and conveyed through residue line 454 and a heater or heat exchanger to the second separator vessel or zone 444. The second separator 444 is maintained at a temperature level higher than the temperature level in the first separator 442, and at the same pressure as the first separator 442 minus any pressure drops between vessels 442 and 444, to effect a separation of the hydrocracked feed into a third, like second light phase comprising oils and solvent and a third, like second heavy phase comprising resins and a minority of the solvent. The second light phase which separates within second separator 444 collects in an

run tower) in REU V73 line 168 is conveyed to the mixer, mixing vessel, or mixing zone 440. Fresh makeup solvent in fresh solvent line 448 is pumped through a combined solvent line 450 into the mixer 440. Recycled solvent in recycle solvent line 452 is also pumped through the combined solvent line 450 into the mixer 440. For best results the solvent comprises substantially pure and/or butane. The total solvent (fresh and recycle solvent) to feed (vacuum tower bottoms) ratio is from about 3:1 to about 20:1 and preferably from about 8:1 to about 12:1 for best results in some circumstances it may be desirable to use or include other solvents.

In the preferred embodiment, only a minority of the solvent is mixed with the vacuum tower bottoms in mixer 440. The remainder of the solvent is injected counter-currently to the vacuum tower bottoms at the bottom portion of the first separator 442 in order to obtain counter-current extraction of the asphaltenes in vessel (first separator) 442.

The vacuum tower bottoms and solvent are mixed in the mixer 440 (FIG. 8) and conveyed through a residue solvent line 458 to the first separator vessel or zone 442. In some circumstances it may be desirable that the vacuum tower bottoms and solvent be fed directly into the first separator 442 in the above ratios without previously mixing the vacuum tower bottoms and solvent.

In the first separator (asphaltene separator) 442 (FIG. 9), the SEU asphaltenes containing a substantial amount of organosulfur components are solvent-extracted and separated from the mixture of solvent and hydrocracked feed (vacuum tower bottoms). A substantial amount of the solvent-extracted asphaltenes are withdrawn from the first separator 442 through SEU asphaltene line 176 and conveyed or otherwise transported to a solids feed area 178 (FIG. 1) for use as solid fuel. Some of the solvent-extracted asphaltenes are withdrawn from the first separator and conveyed or otherwise transported through SEU asphaltene line, conduit, or chute 180 to the coke unit 164.

The first separator 442 can be operated at a temperature from about 150° F. to above the critical temperature of the solvent and at a pressure at least equal to the vapor pressure of the solvent and at a temperature below the critical temperature of the solvent and at least equal to the critical pressure of the solvent when at a temperature equal to or above the critical temperature of the solvent. Preferably, the operating temperature of the first separator 442 ranges from about 20° F. below the critical temperature of the solvent to about the critical temperature of the solvent and the operating pressure of the first separator 442 is the same as the third separator 446 plus any pressure drops that occur between the vessels 442 and 446.

The majority of the solvent and the remaining resin and oil components of the hydrocracked feed are withdrawn from the first separator 442 (FIG. 8) and conveyed through residue line 454 and a heater or heat exchanger to the second separator vessel or zone 444. The second separator 444 is maintained at a temperature level higher than the temperature level in the first separator 442, and at the same pressure as the first separator 442 minus any pressure drops between vessels 442 and 444, to effect a separation of the hydrocracked feed into a third, like second light phase comprising oils and solvent and a third, like second heavy phase comprising resins and a minority of the solvent. The second light phase which separates within second separator 444 collects in an

cracking of SEU oil and recycling the desphaltered resins based on the tests of Examples 1 and 2 were 90 vol% greater than compared to the prior art method of cracking the vacuum tower bottoms.

TABLE 2

wt %	Gas Oil	SEU Oil
H ₂ , C ₁ , C ₂	1.7	5.6
C ₃ , C ₄	13.0	22.5
C ₅ and F	47.9	57.3
>C ₁₀ F	38.2	11.6
Coke	1.9	5.2
H ₂ S	1.3	6.6
Conversion (wt %)	67.8	91.2
Volume Yield (%)	106.0	115.0

EXAMPLE 3

A feed comprising vacuum-reduced crude (resid oil) and deoiled oil (DCO) was hydrocracked in a resid hydrotreating unit similar to that shown in FIG. 3 under operating conditions similar to that described previously in the Patent Application. The vacuum tower bottoms (hydrocracked resid) was separated by solvent extraction into fractions of desphaltered desphaltered SEU oil, desphaltered resins, and desphaltered asphaltenes with a solvent comprising substantially butane. Butane can be obtained from a reformer or catalytic cracker. The solvent to hydrocracked resid feed ratio and operating conditions of the solvent extraction unit were similar to that described previously in the Patent Application. The composition and results of solvent extracting with butane are shown in Table 3.

TABLE 3

Solvent Butane	SEU Oil & Resins	Asphaltenes
Feed	37.2	38.0
Yield wt %	41.7	8.4
Res & Sol Solubility Point	38.7	7.2
T ₁ (ASTM Test E28)	87.35	89.13
Conversion wt %	8.46	7.19
Carbon wt %	2.62	1.50
Hydrogen wt %	0.77	0.38
Sulfur wt %	0.09	0.04
Nitrogen wt %	0.18	0.17
Nickel ppm	158	231
Ash wt %	—	—

EXAMPLE 4

A test was conducted in a manner similar to Example 3 except the solvent comprised substantially pentane. The composition and results of solvent extracting with pentane are shown in Table 4. Pentane can be obtained from a deparaffiner of an aromatics recovery unit.

TABLE 4

Solvent Pentane	Desphaltered SEU Oil	Asphaltenes
Feed	—	35.8
Yield wt %	—	10.8
Res & Sol Solubility Point	—	37.4
T ₁ (ASTM Test E28)	—	32.0
Conversion Carbon wt %	41.7	49.5
Conversion Carbon wt %	38.7	62.1

lower portion of the second separation zone and is stripped of its residual solvent in a solvent recovery zone such as a stripper. The recovered stripped solvent is recycled to the mixer.

It was unexpectedly and surprisingly found that the conversion and hydrotreating of 1000° F. resid (resid feed oil) and the catalytic cracking of oil to more valuable lower-boiling liquid products can be significantly and substantially increased by the use of solvent-extracted desphaltered resins and solvent-extracted desphaltered oil, respectively.

EXAMPLE 1

Vacuum-reduced crude (resid oil) was hydrocracked in a resid hydrotreating unit similar to that shown in FIG. 3 under operating conditions similar to that described previously in this patent application. The vacuum tower bottoms (hydrocracked resid) were separated by solvent extraction into fractions of desphaltered desphaltered SEU oil, desphaltered resins, and desphaltered asphaltenes with a solvent comprising substantially butane. Butane can be obtained from a reformer or catalytic cracker. The solvent to hydrocracked resid feed ratio and operating conditions of the solvent extraction unit were similar to that described previously in the Patent Application. The composition and results of solvent extracting with butane are shown in Table 1.

TABLE 1

Wt % of Hydrocracked Resid Oil	SEU Oil & Resins	Asphaltenes
Feed	41	38
Yield wt %	18	20
C ₁ (molecular carbon)	48	30
Conversion	29	1
Carbon (wt %)	87.7	87.9
Hydrogen (wt %)	9.3	8.0
Sulfur (wt %)	0.12	0.10
Nitrogen (wt %)	0.15	0.17
Nickel (ppm)	130	230

Table 1 shows the chemical compositions of fractions of SEU oil, resins, and desphaltered asphaltenes as a function of 1000° F. resid conversion. Hydrotreating increases the concentration of SEU oil in the hydrocracked resid. This is evidenced by the 40% concentration of SEU oils in the hydrocracked resid of Table 1 versus a 25% concentration of oil found typically in prior art virgin high sulfur resid where desphaltered by an identical procedure.

Advantageously and unexpectedly, recycling of desphaltered resins to the resid hydrotreating unit inhibits the formation of carbonaceous solids. Hydrotreating the desphaltered resins produced a good 1000° F. yield. The desphaltered resins also have less tendency to foul the hydrotreating catalyst than the virgin or previously hydrocracked whole resid.

EXAMPLE 2

Prior art gas oil and some of the solvent-extracted oil of Example 1 were each separately catalytically cracked in a catalytic microcracking unit at a temperature of 900° F., at a pressure of 25 psia, and a catalyst-to-oil ratio of 5:1 by weight. Very little permanent fouling of the cracking catalyst would occur because of the low metals content of the SEU oil. The conversion of SEU oil to more valuable hydrocarbons was about 91.2 wt% while the conversion of gas oil to more valuable hydrocarbons was only 67.8 wt%. The liquid yield of SEU oil was about 115 vol% and the liquid yield of gas oil was about 108 vol%. The composition and results of catalytic cracking the gas oil and SEU oil are shown in Table 2 below. The total liquid yield from catalytic

The first, second and third heavy phases of asphaltenes, resins, and SEU oil, respectively, can be passed into individual stripping sections, such as steam strippers, to strip any solvent that may be contained in the phases. The recovered solvent can be recycled (pumped) through line 452. The recovered solvent can optionally be passed through a cooler, heater, or other heat exchanger as well as a surge drum before being pumped through the recycle line 452.

The two stage solvent extraction unit of FIG. 9 is similar in many respects to the three stage solvent extraction unit of FIG. 8, except that the solvent is separated from the mixture of the SEU oil and resins in the second separator vessel or zone 444 and the SEU oil and resins are commingled in effluent line 174. In processing certain hydrocracked resins, it may be advantageous to send the admixture of resins and SEU oils to a catalytic cracking unit, to a catalytic feed hydrocracker for catalytic cracking feed, or to the distillation bed reactors of the resid hydrotreating unit.

Alternatively, the mixture of vacuum tower bottoms and solvent from the mixing zone can be passed to a first separation zone comprising a closed vessel which is maintained under temperature and pressure conditions sufficient to permit three separate liquid fractions, of different densities, to form in the first separation zone and to permit a liquid-liquid interface to form between each adjacent fraction. In order to permit the separation of these fractions, the first separation zone is operated at a temperature within about 30° F. of the critical temperature of the solvent, and at a pressure at or above the critical pressure of the solvent, preferably within about 300 psi above the critical pressure of the solvent.

The solvent-process material mixture can separate into an asphaltene-rich first heavy fraction which collects in the lower portion of the first separation zone and a resin-rich intermediate fraction which collects immediately above the first heavy fraction. The asphaltene and resin fractions collect at a first liquid-liquid interface. Collecting immediately above the interface are vent and oils. The resin and oil fractions collect at a second liquid-liquid interface.

The first heavy fraction of asphaltenes can be withdrawn from the lower portion of the first separation zone and stripped of its residual solvent in a solvent recovery zone, such as a stripper. The intermediate fraction of resins can be withdrawn from the middle portion of the first separation zone and stripped of its residual solvent in a solvent recovery zone, such as a stripper. The first light fraction of oil and solvent can be withdrawn from the first separation zone and passed to a second separation zone where the oil and solvents light fraction is separated into a second heavy fraction rich in SEU oil and a second light fraction rich in solvent. Optionally, prior to its introduction into the second separation zone, the first light fraction of oil and solvent can be passed through a heater which raises the temperature of the first oil and solvent fraction to a temperature above that of the first separation zone and above the critical temperature of the solvent. Liquid leaving the heater is passed to the second separation zone which is at a temperature above that of the first separation zone and above the critical temperature of the solvent, and at a pressure approximately equal to that of the first separation zone. Under the supercritical or near-supercritical conditions in the second separation zone, the SEU oil fraction separates from the solvent fraction. The SEU oil fraction is withdrawn from the

upper portion of the second separator 444. In the second separator (resin separator) 444, desphaltered resins are solvent-extracted and separated from the influent residue. The solvent-extracted desphaltered resins are discharged from the second separator 444 through an SEU line 174 and fed to the ebullated bed reactor of the resid hydrotreating unit as part of the feed as discussed previously. Some of the resins can be recycled to the second separator 444 through a recycle line 456. The recycled resins contact the second light phase of oil and solvent and thereafter settle through the second light phase. This reflux action improves the efficacy of the separation occurring in the second separator 444, which tends to concentrate KAMS carbon and metals in the resins fraction. The recycled resins can be passed into the upper portion of second separator 444 through a nozzle or other suitable device which dispenses the second heavy phase of resins as substantially uniform droplets. The droplets are of sufficient size to facilitate their settling through the rising second light phase containing oils and solvent. The second separator 444 can contain a packaging material, such as Demister packing, Pall rings, Raschig rings or the like.

In the preferred embodiment, the second separator 444 is operated at a temperature above that in the first separator 442. The pressure level of second separator 444 is maintained equal to the pressure of the first separator 442 minus any pressure drops between the vessels 442 and 444 so that flow between vessels 442 and 444 can occur through overflow and not require the use of a pump. However, if desired, a pump could be used since vapor-liquid equilibrium would allow the first vessel 442 to be operated at a pressure below that of the second vessel 444. Preferably, the operating temperature of the second separator 444 is from about 5° F. to about 100° F. above the temperature in the first separator 442, and most preferably at a temperature of from about 5° F. to about 50° F. above the critical temperature of the solvent, and the operating pressure of the second separator 444 is substantially the same pressure level as is maintained in first separation zone 442.

The remaining residue of solvent and oil are withdrawn from the second separator 444 (FIG. 8) through a second residue line 458 and passed via a heater or heat exchanger to the third separator vessel or zone 446. In the third separator (oil separator) 446 substantially desphaltered demineralized resin-free (desphaltered) oil is separated from the solvent. The third separator 446 is operated at an elevated temperature and pressure to effect the separation of the oil and solvent. The temperature in the third separator 446 is higher than the temperature in the second separator 444 and above the critical temperature of the solvent. The pressure in the third separator 444 is preferably at least equal to the critical pressure of the solvent. Preferably the temperature in the third separator 444 is maintained at least about 50° F. above the critical temperature of the solvent. The third separator 446 acts as a flash drum in which the solvent is separated from the oil. When operating at supercritical conditions, no heat of vaporization is required to separate the solvent from the oil. The energy efficiency of the desphalting.

The solvent is withdrawn from the third separator 446 (FIG. 8) and recycled through lines 452 and 450 into the mixer 440. The solvent-extracted oil (SEU oil) is discharged from the third separator 446 through an SEU oil line 172 and fed to the catalytic cracker (FOCU) as part of its feedstock as previously described.

chromiometric amount required for substantially completely combusting the coke on said catalyst to carbon dioxide.

2. A catalytic cracking process in accordance with claim 1 wherein said hydrotreated resid comprises resid selected from the group consisting of high sulfur resid and low sulfur resid; said gas comprises air; and said cracking catalyst comprises a crystalline aluminosilicate catalyst.

3. A catalytic cracking process in accordance with claim 1 wherein said desphalting comprises solvent extraction and said regeneration comprises recycling said regenerated catalyst to said catalytic cracking unit in the absence of substantially demetallizing said regenerated cracking catalyst.

4. A catalytic cracking process in accordance with claim 1 wherein said desphalting includes separating asphaltene, resin, and desphalting oil from said hydrotreated resid.

5. A catalytic cracking process in accordance with claim 4 including catalytically cracking said resins which have been added to said desphalting oil.

6. A catalytic cracking process, comprising the steps of:

feeding virgin unhydrotreated resid to a reactor; feeding resins to said reactor; feeding hydrotreating catalyst to said reactor; injecting hydrogen-rich gases to said reactor; hydrotreating said virgin resid and resins in said reactor by contacting said virgin resid and resins with said hydrogen-rich gases in the presence of said hydrotreating catalyst and in the absence of a hydrogen donor under hydrotreating conditions to produce hydrotreated resid oil; fractionating said hydrotreated resid oil into fractions of gas oil and resid bottoms; separating asphaltene, resin, and desphalting oil from said resid bottoms by solvent extraction; recycling said resins to said reactor; and catalytically cracking said gas oil and desphalting oil in the presence of a cracking catalyst and in the absence of hydrogen-rich gases to produce up-graded oil.

7. A catalytic cracking process in accordance with claim 6 wherein said gas oil and desphalting oil is cracked in a reactor.

8. A catalytic cracking process in accordance with claim 6 wherein said gas oil and desphalting oil is cracked in a catalytic cracker.

9. A catalytic cracking process in accordance with claim 6 including simultaneously cracking catalytic feed hydrotreated oil with said gas oil and separated oil.

10. A catalytic cracking process in accordance with claim 6 wherein said resins and virgin resid are hydrotreated and ebullated in an ebullated bed reactor.

11. A catalytic cracking process in accordance with claim 6 wherein said fractionating occurs in a fractionator selected from the group consisting of an atmospheric tower and a vacuum tower and said hydrotreating occurs at a pressure ranging from about 2550 psia to about 3050 psia.

12. A catalytic cracking process in accordance with claim 6 wherein said cracking catalyst comprises a zeolite catalyst; and said zeolite catalyst is coked during said cracking; and said coked catalyst is regenerated in the presence of excess air in an amount greater than the stoichiometric amount required for substantially completely combusting the coke on said catalyst to carbon dioxide.

the catalytic cracking unit from: (a) 81.15 MBDCD hydrotreated gas oil from the catalytic feed hydrotreater (CFHU), 11 MBDCD primary gas oil from the pipstill, 9 MBDCD light gas oil and 8 MBDCD mid-distillate oil from the resid hydrotreating unit (RHU) to (b) 4.05 MBDCD SEU oil from the three stage solvent extraction unit, 79.74 MBDCD hydrotreated oil from the CFHU, 11 MBDCD primary gas oil from the pipstill, and 17.84 MBDCD light gas oil and mid-distillate oil from the RHU; and (c) based upon increasing a 60 MBDCD RHU feed comprising by volume, 75% vacuum reduced crude (virgin resid oil), 12.5% decanted oil, 7.5% recycled flash drum oil, and 5% gas oil, with an additional 5.1 MBDCD desphalting SEU resins from the three stage solvent extraction unit and (d) based with a pentane solvent in the three stage solvent extraction unit. The incremental flow changes in FIG. 1 expressed in MBDCD are shown in Table 8 (the line numbers correspond to the part numbers shown on FIG. 1).

TABLE 4-combined

Solvent Feature		Desphalting Unit		Asphalt	
Feed	SEU	Oil	Resin	tonnes	tonnes
Carbon wt %	82.34	86.59	86.91	80.48	
Hydrogen wt %	8.36	11.10	10.38	6.21	
Hydrogen/Carbon ratio	1.39	1.24	1.17	0.91	
Sulfur wt %	2.62	1.81	2.17	1.46	
Nitrogen wt %	0.77	0.39	0.52	1.02	
Nickel ppm	69	3	3	53	
Vanadium ppm	18	<1	5	19	
Ash wt %	—	—	—	0.24	

EXAMPLE 5

The incremental yields for recycling desphalting resins into the resid hydrotreating unit per 100 barrels of vacuum tower bottoms processed in the solvent extraction unit based on a separation of about 44.50 barrels of resins, 35.34 barrels of SEU oil, and 20.16 barrels of desphalting asphaltene, are shown in Table 5.

TABLE 5

Feed	PRODUCT	(Barrels)
H ₂ (feed oil equivalent)	2.67	
Desphalting Resins	44.50	
RH Gas (wt. % of Feed)		3.05
Light Distillate		7.33
Naphtha		6.28
SEU Oil		7.33
LVGO/RVGO		13.61
Vacuum Tower Bottoms		

The composition of the products of Example 5 and Table 5 are shown in Tables 6 and 7.

TABLE 6

*API	WT %	WT %
Naphtha	35.0	0.01
Light Distillate	24.0	0.04
SEU Oil	18.0	0.15
LVGO/RVGO	16.0	0.9
VTB	0.8	1.20
SEU Oil	16.0	0.80
Desphalting Resins	1.8	27.0
Desphalting Asphaltene	20	70.0

TABLE 7

C ₁ (NDM)	PPM	PPM	WT %
Aromatics	Vanadium	Nickel	100+ %
Naphtha	10.0	—	—
Light Distillate	11.0	—	—
SEU Oil	20.0	—	—
LVGO/RVGO	32.0	71	40
VTB	6.7	0	>90
SEU Oil	6.0	2	80
Desphalting Resins	56.0	6	3
Desphalting Asphaltene	50.0	303	159

EXAMPLE 6

Incremental flow changes expressed in thousand barrels per calendar day (MBDCD) were determined for the refinery process flow diagram of FIG. 1 with a three stage solvent extraction unit similar to FIG. 8 based upon changing the initial catalytic cracking feed into

TABLE 8

Stream	Line	Flow Increase (MBDCD)
SEU resins	174	5.10
SEU oil	172	4.05
Desphalting asphaltene	176	2.31
Hydrogen to RHU	96	0.34
SEU gases (feed oil equivalent)	136	0.53
Naphtha (feed oil equivalent)	152	0.72
RH LGGO	38	0.84
LVGO/RVGO	156	1.05
RHU VTB	160	1.56
VTB to SEU	168	11.46
Solvent (pentane)	420	0.23
Hydrogen to SEU	428	0.36
Coke gas	438	-0.66
Coke asphalt	435	-0.32
Heavy oil gas oil	372	-3.79
Coke (feed oil equivalent)	422	-9.48
Hydrogen to CFHU	422	-3.05
CFHU feed	390	-0.04
Hydrogen to FCCU	387	-0.40
Hydrotreated oil to FCCU	382	-1.41
FCCU gases	404	0.23
Catalytic asphalt	406	2.37
LVGO	408	0.80
Decanted Oil (DCO)	40	0.17

EXAMPLE 7

Airdealt vacuum virgin, unhydrotreated, resid was solvent extracted and separated into SEU oil, desphalting SEU resins, and desphalting SEU asphaltene. The composition was determined by liquid chromatography. The results are shown in Table 9.

TABLE 9

Asphaltic Vacuum Resid (Feed)	SEU	SEU	SEU
Oil	Resins	Asphaltene	
Wt. % of Feed	24.7	62.1	13.2
Carbon wt %	14.0	42.0	57.0
H ₂ wt %	1.0	1.0	1.0
Sulfur wt %	2.05	5.39	7.35
Nitrogen wt %	0.01	0.55	0.99
Nickel ppm	—	57	310
Vanadium ppm	—	254	700

The data in Table 9 pertains to a virgin high sulfur resid, whose properties are typical of prior art feedstocks to resid hydrotreating units. In Example 7, the

29. metric amount required for completely combusting the coke to carbon dioxide.

30. 13. A catalytic cracking process in accordance with claim 6 wherein more than 95% by weight of metals in said resid bottoms is removed from said desalphalted oil during said solvent extraction.

31. 14. A catalytic cracking process in accordance with claim 6 wherein said separation by solvent extraction occurs under supercritical conditions with supercritical solvent recovery.

32. 15. A catalytic cracking process in accordance with claim 6 including subsequently using said asphaltene as fuel.

33. 16. A catalytic cracking process in accordance with claim 6 including coking said asphaltene in a coker.

34. 17. A catalytic cracking unit in accordance with claim 6 wherein said desalphalted oil comprises less than 5 ppm nickel and less than 5 ppm vanadium.

35. 18. A catalytic cracking process, comprising the steps of:
feeding atmospheric gas oil from an atmospheric tower to a cracking reactor of a catalytic cracking unit; said cracking reactor comprising at least one reactor selected from the group consisting of a riser reactor and a catalytic cracker;
feeding primary gas oil from a primary tower to said cracking reactor;
feeding hydrocracked oil from a catalytic feed hydrocracking unit to said cracking reactor;
feeding solvent-extracted oil comprising less than 5 ppm vanadium and less than 5 ppm nickel to said cracking reactor;
feeding fresh and regenerated crystalline aluminosilicate cracking catalyst to said cracking reactor;
catalytically cracking said gas oil, hydrocracked oil and solvent-extracted oil in said cracking reactor in the presence of said cracking catalyst under catalytic cracking conditions to produce cracked oil leaving spent coked catalyst;
conveying said spent coked catalyst to a regenerator of said catalytic cracking unit;
injecting air into said regenerator;
regenerating said spent catalyst by substantially combusting coke on said spent catalyst in the presence of air in said regenerator;
recycling said regenerated catalyst directly from said regenerator to said cracking reactor in the absence of substantially demetallizing said regenerated catalyst;
separating said cracked oil in a fractionator into streams of light hydrocarbon gases, catalytic naphtha, catalytic cycle oil, and decanted oil;
substantially desalting crude oil;
heating said desalted crude oil in a pipestill furnace; pumping said heated crude oil to a primary distillation tower;
separating said heated crude oil in said primary distillation tower into streams of naphtha, kerosene, primary gas oil, and primary reduced crude oil;
conveying said primary gas oil to said catalytic cracker;
pumping said primary reduced crude oil to a pipestill vacuum tower;
separating said primary gas oil in said pipestill vacuum tower into streams of wet gas, heavy gas oil, and vacuum reduced crude oil providing resid oil; feeding from feed comprising said resid oil from said pipestill vacuum tower to a resid hydrocracking

31. 19. A catalytic cracking process in accordance with claim 18 wherein a substantial portion of said asphaltenes from said solvent extraction unit is conveyed to and coked in said coker.

32. 20. A catalytic cracking process in accordance with claim 18 wherein said heavy gas oil from said pipestill vacuum tower is passed to and hydrocracked in said catalytic feed hydrocracking unit and subsequently catalytically cracked in said cracking reactor.

33. 21. A catalytic cracking process in accordance with claim 18 including:
separating and flashing said hydrocracked resid oil in a flash drum into streams of vapors and gases, flash drum oil, and flashed hydrocracked resid oil before said hydrocracked oil is separated in said atmospheric tower; and
recycling said flash drum oil to said resid hydrocracking unit as part of said feed.

34. 22. A catalytic cracking process in accordance with claim 18 including conveying at least part of said decanted oil from said fractionator to said resid hydrocracking unit as part of said feed to help inhibit the formation of carbonaceous solids in said hydrocracked resid oil.

35. 23. A catalytic cracking process in accordance with claim 18 including passing at least part of said decanted

36. unit comprising a series of three ebullated bed reactors;
injecting hydrogen-rich gases into said ebullated bed reactors;
conveying resid hydrocracking catalyst to said ebullated bed reactors;
ebullating said resid oil and said hydrogen-rich gases together in the presence of said resid hydrocracking catalyst in said ebullated bed reactors at a pressure ranging from about 2550 psia to about 3000 psia to produce upgraded hydrocracked resid oil;
separating at least a portion of said hydrocracked resid oil in an atmospheric tower into atmospheric streams of distillate, gas oil, and atmospheric tower bottoms comprising atmospheric resid oil;
conveying said atmospheric stream of gas oil from said atmospheric tower to said cracking reactor;
separating said atmospheric resid oil in a resid vacuum tower into vacuum streams of vacuum gas oil and vacuum tower bottoms comprising vacuum resid oil;
conveying said vacuum gas oil from said resid vacuum tower to a catalytic feed hydrocracking unit; feeding coker gas oil to said catalytic feed hydrocracking unit;
injecting hydrogen-rich gases to said catalytic feed hydrocracking unit;
conveying catalytic feed hydrocracking catalyst to said catalytic feed hydrocracking unit;
hydrocracking said vacuum gas oil and said coker gas oil with said hydrogen-rich gases in the presence of said catalytic feed hydrocracking catalyst in said catalytic feed hydrocracking unit to produce hydrocracked oil;
passing said hydrocracked oil to said cracking reactor; conveying a portion of said vacuum tower bottoms from said resid vacuum tower to a coker;
coking said vacuum tower bottoms in said coker to produce coke and coker resid oil;
conveying said coker resid oil to a combined tower; separating said coker resid oil in said combined tower into streams of coker gases, coker naphtha, and coker gas oil;
conveying said coker gas oil from said coker to said catalytic feed hydrocracking unit;
conveying and feeding a substantial portion of said vacuum tower bottoms from said resid vacuum tower to a multistage solvent extraction unit; feeding a solvent to said multistage solvent extraction unit, said solvent comprising a number selected from the group consisting of butane and pentane; substantially desalting and solvent-extracting said vacuum tower bottoms with said solvent in said multistage solvent extraction unit to separate said vacuum tower bottoms into streams of substantially desalphalted solvent-extracted oil, substantially desalphalted solvent-extracted resins, and substantially decanted solvent-extracted asphaltenes;
recovering said solvent under supercritical conditions and recycling said solvent to said solvent extraction unit;
conveying said resins from said solvent extraction unit to said resid hydrocracking unit;
transporting at least some of said asphaltenes for use as solid fuel; and
conveying said solvent-extracted oil from said solvent extraction unit to said cracking reactor.

199

109

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO
DIRECCIÓN DE NUEVAS CREACIONES

2020
Bogotá, D.C.,

Doctora
DILIA MARIA RODRIQUEZ
Abogada

ASUNTO	Radicación	06-123107
	Trámite	011
	Evento	378
	Actuación	430
	Oficio	
	Folios	05 00976

Patente de Invención	☒	Patente de Modelo de Utilidad	
Vía PCT (fase nacional)	☒	Cap. I	☐
		Cap. II	☒
No. Sol. Internacional	PCT/US2005/013219		
Fecha de Presentación Internal.	20 de abril de 2005		

Como resultado del examen de fondo, realizado con fundamento en el artículo 45 de la Decisión 486 de la Comisión de la Comunidad Andina, se le comunica:

1. Documentos estudiados

Descripción:	Folios: 45 a 79	como se radicó inicialmente
	Folios: 168 a 187	modificada
Reivindicaciones:	Folios: 80 a 48	como se radicó inicialmente
	Folios: 188 a 189	modificadas
Dibujos:	Folios: 94 a 98	como se radicó inicialmente

2. Objeto de la invención

Titulo de la invención:
Mejoramiento de petróleo pesado y asfalto (folio 168).

El problema planteado en esta solicitud es como transformar los crudos pesados en compuestos más ligeros con bajo contenido de metales.

Para solucionar este problema técnico se desarrollan procesos y aparatos para el mejoramiento y des metalización de aceites pesados y asfaltos.

Clasificación internacional (IPC) en C10G55/06, B01J18/18

3. De la solicitud de Patente (según el caso)

Reivindicaciones (artículo 30 D 486)

- La frase "las fracciones de hidrocarburo más bajas" no define la materia que se introduce en la unidad de FCC, que se describe en la reivindicación 1, es decir es una frase general y sugiere de forma imprecisa la materia a proteger.

Por lo anterior, el capítulo reivindicatorio no cumple con el requisito de claridad de acuerdo al art. 30 de la Decisión 486.

4. Determinación del Estado de la Técnica

La fecha para determinar el estado de la técnica es el 30 de agosto de 2004, de acuerdo la fecha de prioridad invocada.

Teniendo en cuenta la anterior fecha indicada, se realiza la búsqueda de las anterioridades de la presente solicitud, encontrándose los siguientes documentos relevantes:

Nº	Documento	Título	Fecha de publicación
D1	US5192421	INTEGRATED PROCESS FOR WHOLE CRUDE DEASPHALTING AND ASPHALTENE UPGRADING	1993-03-09
D3	US4940529	CATALYTIC CRACKING WITH DEASPHALTED OIL	1990-07-10

D1: folios 143 147.

D1 describe un aceite crudo mejorado. Específicamente se relaciona con el desasfaltado de crudo entero, antes de cualquier proceso térmico a alta temperatura para producir un crudo desfaltado con contenido reducido de metales (Col líneas 9-13).

D3 describe un proceso de craqueo catalítico que es provisto de un residuo, preferiblemente u residuo hidrotratado, tal como la fracción inferior pesado de hidrotratamiento de una torre de al vacío o un torre a presión atmosférica, es desfaltada en una unidad de desfaltado para producir petróleo desfaltado así como resinas desfaltadas y asfaltenos desresinados. El petróleo desasfaltado es craqueado catalíticamente en un reactor en ausencia de hidrogeno para producir un petróleo mejorado y dejando el catalizador con coque. El catalizador con coque es regenerado en un regenerado con exceso de aire u oxígeno (Col 3 líneas 8-30).

5. Análisis de patentabilidad (según requisito) (artículo 14 D486)

Es importante mencionar que el siguiente análisis de patentabilidad se realizó teniendo en cuenta la objeción del numeral 3 de la presente comunicación.

Nivel Inventivo (artículo 18 D486)

Respecto a la reivindicación 1:

La reivindicación 1 se refiere a: "Un proceso de mejoramiento del petróleo crudo de un reservorio subterráneo de petróleo pesado o asfalto, caracterizado porque comprende:

- Convertir asfaltenos a vapor, energía, gas combustible o una combinación de los mismos, para uso en la producción de aceite pesado o asfalto a partir de un reservorio;
- Desasfaltar el solvente al menos, una porción del aceite pesado o asfalto, para formar una fracción de asfaleno y una fracción desasfaltado (DAO), esencialmente libre de asfaltenos que tienen un contenido de metales reducido;
- Suministrar la fracción de asfaltenos del desasfaltado del solvente, a la conversión de asfaltenos;
- Suministrar una alimentación que comprende la fracción DAO a la zona de reacción de una unidad de craqueo catalítico de fluido (FCC) con

catalizadores FCC, depositando una porción de los metales de la fracción de DAO sobre el catalizador FCC en donde las fracciones de hidrocarburos de ebullición mas baja se introducen en la unidad de FCC con la fracción DAO;

- Recuperar un efluente de hidrocarburo que tiene un contenido de metal reducido, a partir de la unidad FCC;
- Remover el catalizador FCC metalizado de la unidad FCC”.

Análisis de las diferencias con respecto al estado de la técnica:

Características Técnicas Esenciales Reivindicación 1	D1 US5192421	D3 US4940529
Convertir asfáltenos a vapor, energía, gas combustible o una combinación de los mismos, para uso en la producción de aceite pesado o asfalto a partir de un reservorio;	SI (Col 5 líneas 64-68, Col 6 líneas 1-3, fig. 1 (54))	NO
Desasfaltar el solvente al menos, una porción del aceite pesado o asfalto, para formar una fracción de asfalto y una fracción desasfaltado (DAO), esencialmente libre de asfáltenos que tienen un contenido de metales reducido;	SI (Col 4 líneas 48-51, Col 5 líneas 10, 35-37, Fig. 1 (22))	SI (Col 9 líneas 50-53, Fig. 1 (168))
Suministrar la fracción de asfáltenos del desasfaltado del solvente, a la conversión de asfáltenos;	SI (Col 5 líneas 64-65, fig. 1 línea (54))	SI (Col 9 líneas 50-53, 68, Col 10 líneas 1-3, Fig. 1 (180))
Suministrar una alimentación que comprende la fracción DAO a la zona de reacción de una unidad de craqueo catalítico de fluido (FCC) con catalizadores FCC, depositando una porción de los metales de la fracción de DAO sobre el catalizador FCC en donde las fracciones de hidrocarburos de ebullición mas baja se introducen en la unidad de FCC con la fracción DAO	SI (Col 4 líneas 56-68, Col 5 líneas 58-61, Col 13 líneas 48-51, fig. 1 línea (42))	SI (Col 9 línea 57, Fig. 1 (153, 172))
Recuperar un efluente de hidrocarburo que tiene un contenido de metal reducido, a partir de la unidad FCC;	SI (Fig. 1 línea 62)	SI (Col 9 líneas 58-59, Fig. 1 (406, 408))
Remover el catalizador FCC metalizado de la unidad FCC	NO	SI (Col 16 líneas 43-47, Fig. 4 (126), Fig. 6 (392))

El documento más cercano del estado de la técnica es D1 ya que describe un proceso para mejorar un aceite crudo pesado contaminado con una gran cantidad de metales que contiene gran cantidad de asfaltos o no destilables (Col 1 líneas 8-10, Col 5 líneas 7-10, Fig. 1).

La solicitud en estudio se diferencia con D1 por remover el catalizador FCC metalizado de la unidad FCC.

El problema técnico objetivo consiste en como mantener la velocidad de reacción de craqueo catalítico constante en las reacciones de desmetalización de petróleo crudo.

La solución a este problema técnico es ampliamente conocida y aplicada en el campo técnico de esta invención que es el refinamiento de petróleo pesado por craqueo catalítico, es así que para mantener la actividad del catalizador a un nivel útil, es necesario regenerar el catalizador dependiendo de la causa de envejecimiento. Como resultado el catalizador se debe trasladar continuamente del reactor al regenerador y de nuevo al reactor. Así entonces, se observa que es necesario un medio para remover el catalizador (Ver. “Refino de petróleo”. Gary, JH., Gandwerk, G.E. Editorial Reverte S.A. 1980, reimpresión 2003, junio, Pág. 95, 97, fig. 7.1 a; “Elementos de ingeniería de las reacciones químicas”. Fogler, Scott

H. Tercera edición. 2001, Pág. 585)(Ver folios 155, 156 y 157).

Así mismo, D3 describe el tratamiento a los residuos de hidrotratamiento, donde los livianos se introducen en la unidad de craqueo catalítico (34) y los pesados son enviados a una unidad de desfaltado (170), el petróleo desfaltado es enviado como alimentación al reactor de craqueo catalítico (34) y los asfaltenos son enviados al coquizador. Es así como, la solución al problema técnico planteado en D3 es que el catalizador desactivado porque contiene depósitos de coque es descargado desde del reactor FCC (fig. 6, 386) a través de la línea de salida de catalizador gastado (392) y es alimentador por la parte inferior del regenerador o combustor (Col 16 líneas 44-47).

La reivindicación 1 es obvia, porque el técnico medio en la materia enfrentado al problema de lograr un proceso que mantenga la misma velocidad de reacción de craqueo catalítico durante las reacciones de desmetalización de petróleo crudo, incluiría la remoción del catalizador FCC metalizado de la unidad FCC de acuerdo a su conocimiento básico en este campo técnico y con lo divulgado en D3, dentro del proceso descrito en D1.

En conclusión, esta reivindicación y sus dependientes se encuentran afectadas en su nivel inventivo ya que se derivan de manera evidente del estado de la técnica y pueden ser obvias para un técnico medio en la materia.

6. Conclusión

Los requisitos de patentabilidad de la presente solicitud se encuentran afectados así:

Nº	Documento	Reivindicaciones afectadas	Requisito que afecta
D1	US5192421	1-12	Nivel Inventivo
D3	US4940529	1-12	Nivel Inventivo

7. Respuesta a los argumentos del solicitante

- El solicitante afirma que D1 utiliza la columna de destilación 40 para remover los hidrocarburos de punto de ebullición más bajos presentes en la DAO, alimentar solamente la "fracción más pesada" con o sin fracción de resina aún pesada más pesada 24, para el "medio de tratamiento 60". Puesto que las fracciones de hidrocarburos de punto de ebullición mas bajo se remueven de la DAO en la columna de destilación 40, la fracción DAO más pesada suministrada al FCC no contiene fracciones de hidrocarburos de punto de ebullición bajo, como se requiere en al reivindicación de la presente solicitud y las reivindicaciones dependientes de estas.

Respecto a lo anterior, es importante tener presente la objeción de claridad realizada en el numeral 3 del presente documento, en el cual se le comunica al solicitante que la nueva característica incluida en la reivindicación independiente 1, no es clara ya que la frase "las fracciones de hidrocarburo más bajas", ya que esta frase es general y sugiere de forma imprecisa la materia a proteger.

Por otro lado, en el único ejemplo que sustenta la invención nunca se muestra que una fracción de hidrocarburos más bajas son alimentadas a la unidad de FCC 328, solamente se afirma "que una corriente de de una fracción ligera que consiste

principalmente de destilados, nafta y gasóleo, es suministrada de la unidad FCC 328 al hidrotratador 332" (folio 187, párrafo 0054), es así que en la descripción no se muestra el efecto técnico de introducir las fracciones de hidrocarburo más bajas y solamente lo dan como una opción "Las fracciones de hidrocarburos más bajas, se pueden introducir a la unidad FCC con la fracción DAO" (folio 175 párrafo 0015).

Finalmente, D1 afirma que el crudo desasfaltado destilado produce al menos una fracción de hidrocarburo seleccionado del grupo del gasóleo y gasóleo al vacío en un rango de ebullición para producir la alimentación a la unidad FCC (Col 4 líneas 52-55), es así que como el solicitante afirma que de la unidad FCC de su invención sale una fracción ligera que incluye el gasóleo, es claro que D1 sí introduce un hidrocarburo liviano.

Como consecuencia de todo lo anterior, el argumento del solicitante es parcial ya que se refiere solo a un aparte de lo divulgado en D1, concluye que las fracciones de gasóleo y VGO son de su interés porque ellas son fácilmente mejoradas en la unidad FCC, donde la contaminación de los metales es un problema grave (Col 13 líneas 48-50).

En cumplimiento del artículo 45 de la Decisión 486 de la Comisión de la Comunidad Andina, se le indica que debe dar respuesta dentro del término de 60 días contados a partir de la fecha de notificación de la presente comunicación. En caso de no dar respuesta al presente requerimiento, o si a pesar de la respuesta subsistieran los impedimentos para la concesión, se denegará la patente.

Notifíquese el presente oficio conforme a lo dispuesto en el numeral 5.2, literal e), del capítulo quinto del título primero de la Circular Única N° 10 de 2001.


JOSE LUIS SALAZAR LOPEZ
Director de Nuevas Creaciones (E)

El anterior requerimiento fue notificado por fijación en lista, de fecha

21 ENE 2001

CONCEPTO TÉCNICO N° 3735	EXAMINADOR TÉCNICO Código N° 202090
------------------------------------	---