

HIDROCRAQUEO RESIDUAL DE MULTIPLES ETAPAS

ANTECEDENTES DE LA INVENCION

[0001] Las modalidades divulgadas acá se relacionan generalmente con procesos para mejorar materias primas de petróleo. En un aspecto, las modalidades divulgadas acá se relacionan con un proceso para hidrocraquear y desasfaltar residuo. En otro aspecto, las modalidades divulgadas acá se relacionan con un proceso integrado para mejorar residuos y producir una alimentación a una unidad de craqueo catalítico de fluido residual (RFCC) que incluye múltiples etapas de hidrocraqueo.

[0002] Los compuestos de hidrocarburo son útiles para un número de propósitos. En particular, los compuestos de hidrocarburo son útiles, entre otras, como combustibles, solventes, desengrasantes, agentes limpiadores, y precursores de polímero. La fuente más importante de compuestos de hidrocarburo es el crudo de petróleo. La refinación de crudo en fracciones separadas de compuesto de hidrocarburo es una técnica de procesamiento bien conocida.

[0003] Los crudos varían ampliamente en su composición y propiedades físicas y químicas. Los crudos pesados se caracterizan por una viscosidad relativamente alta, gravedad API baja, y alto porcentaje de componentes de alta ebullición (es decir, que tienen un punto de ebullición normal típicamente en el rango de aproximadamente 260°C (500°F) a aproximadamente 600°C (1112°F)).

[0004] Los productos de petróleo refinado generalmente tienen relaciones promedio de hidrógeno a carbono mayores en una base molecular. Por lo tanto, la mejora de una fracción de hidrocarburo de refinería de petróleo está generalmente clasificada en una de dos categorías: adición de hidrógeno y rechazo de carbono. La adición de hidrógeno es realizada por procesos tales como hidrocraqueo e hidrotratamiento. Los procesos de rechazo de carbono típicamente producen una corriente de

material de carbono alto rechazado el cual puede ser un líquido o un sólido, por ejemplo, depósitos de coque.

[0005] Los acercamientos convencionales para mejorar materiales con mayor punto de ebullición que incluyen convertir residuos de vacío pueden hacerse en varias formas. En estos métodos convencionales, el crudo es destilado en una torre de destilación atmosférica para generar destilados de ejecución continua y un residuo atmosférico (AR) el cual puede ser procesado en una unidad de desulfuración de residuo atmosférico (ARDS). La fracción de fondo a 370+°C puede ser mejorada en una unidad de craqueo catalítico de fluido residual (RFCC) para producir productos de combustible destilados.

[0006] En otros métodos convencionales, el crudo puede ser destilado en una torre de destilación atmosférica para generar destilados de ejecución continua y un residuo atmosférico (AR) el cual puede ser aún destilado en una unidad de destilación al vacío para producir aceite de gas vacío (VGO) y corrientes de residuo de vacío (VR). El VR puede ser alimentado a una unidad de desulfuración de residuo de vacío (VRDS). Una unidad VRDS es una unidad de hidrotratamiento de lecho fijo donde el catalizador requiere cambio después de un cierto intervalo, típicamente entre 9 y 12 meses. El VGO puede ser alimentado a un pre-tratador FCC para reducir el azufre y nitrógeno. El efluente de pre-tratador FCC y el efluente de unidad VRDS 370+°C pueden ser combinados y alimentados a una unidad RFCC para producir combustible destilado.

[0007] En otros métodos convencionales, el crudo puede ser destilado en una torre de destilación atmosférica para generar destilados de ejecución continua y un residuo atmosférico (AR) los cuales pueden ser destilados más en una unidad de destilación con vacío para producir corrientes de aceite de gas vacío (VGO) y residuo de vacío (VR). El VGO puede ser alimentado a un pre-tratador FCC para reducir el azufre y nitrógeno. El VR puede ser alimentado a una unidad de mejora

de residuo integrada con una unidad de hidrocrackeo/hidrotratamiento de lecho fijo para producir productos de combustible destilados y una corriente de subproducto.

[0008] Los procesos de hidrocrackeo convencionales pueden ser usados para mejorar los materiales con mayor ebullición, tales como residuos, típicamente presentes en crudos pesados al convertirlos en materiales de menor ebullición con mayor valor. Por ejemplo, por lo menos una porción del residuo alimentado a un reactor de hidrocrackeo puede ser convertida en un producto de reacción de hidrocrackeo. El residuo sin reaccionar puede ser recuperado del proceso de hidrocrackeo y bien sea removido o reciclado de regreso al reactor de hidrocrackeo con el fin de aumentar la conversión general de residuo.

[0009] La conversión de residuo en un reactor de hidrocrackeo puede depender de una variedad de factores, incluyendo composición de materia prima; el tipo de reactor utilizado; la severidad de reacción, incluyendo condiciones de temperatura y presión total; velocidad espacial de reactor; presión parcial de hidrógeno y tipo y desempeño del catalizador. En particular, la severidad de reacción puede ser usada para aumentar la conversión. Sin embargo, a medida que la severidad de reacción aumenta, pueden ocurrir reacciones laterales dentro del reactor de hidrocrackeo para producir varios subproductos en la forma de precursores de coque, sedimentos, y otros depósitos, así como subproductos que pueden formar una fase líquida secundaria. La formación excesiva de dichos sedimentos puede obstaculizar el procesamiento posterior y puede desactivar el catalizador de hidrocrackeo por envenenamiento, coque, o fallas. La desactivación del catalizador de hidrocrackeo puede no sólo reducir significativamente la conversión de residuo, sino también resultar en mayor uso de catalizador, requiriendo más cambios frecuentes de catalizador costoso. La formación de una fase líquida secundaria no sólo desactiva el catalizador de hidrocrackeo, sino que también lleva a la desfluidización del lecho de catalizador, limitando de esta forma la conversión máxima. Esto lleva a la

formación de “zonas calientes” dentro del lecho de catalizador, exacerbando la formación de coque, lo cual además desactiva el catalizador de hidrocrqueo.

[0010] La formación de sedimento dentro del reactor de hidrocrqueo también es una función fuerte de la calidad de la materia prima. Por ejemplo, los asfaltenos que pueden estar presentes en el residuo alimentado al sistema reactor de hidrocrqueo están especialmente propensos a formar sedimentos cuando se someten a condiciones de operación severas. Así, puede ser deseable la separación de los asfaltenos del residuo con el fin de aumentar la conversión.

[0011] Un tipo de proceso que puede ser usado para remover dichos asfaltenos de la corriente de residuo de hidrocarburo pesado es el desasfaltado con solvente. Por ejemplo, el desasfaltado con solvente típicamente involucra separar físicamente los hidrocarburos más livianos y los hidrocarburos más pesados incluyendo asfaltenos con base en sus afinidades relativas por el solvente. Un solvente liviano tal como un hidrocarburo C₃ a C₇ puede ser usado para disolver o suspender los hidrocarburos más livianos, comúnmente referidos como aceite desasfaltado, permitiendo que los asfaltenos se precipiten. Las dos fases luego son separadas y el solvente es recuperado.

[0012] Varios métodos para integrar desasfaltado con solvente con hidrocrqueo con el fin de remover asfaltenos de residuos están disponibles. En particular, poner en contacto la alimentación de residuo en un sistema de desasfaltado con solvente para separar los asfaltenos a partir de aceite desasfaltado es conocido. El aceite desasfaltado y los asfaltenos luego cada uno es reaccionado en sistemas reactores de hidrocrqueo separados.

[0013] Las conversiones de residuo general moderadas (aproximadamente 65% a 70%) pueden ser logradas usando dichos procesos, ya que tanto el aceite desasfaltado y los asfaltenos son hidrocrqueados de forma separada. Sin embargo, el hidrocrqueo de asfaltenos es a alta severidad/alta conversión, y puede presentar retos especiales, como se indicó anteriormente. Por ejemplo, operar el

hidrocraqueador de asfaltenos a severidad alta con el fin de aumentar la conversión también puede causar una alta tasa de formación de sedimento, y una alta tasa de reemplazo de catalizador. En contraste, operar el hidrocraqueador de asfaltenos a severidad baja suprimirá la formación de sedimento, pero la conversión por paso de asfaltenos será baja. Con el fin de lograr una conversión general de residuo mayor, dichos procesos típicamente requieren una tasa de reciclaje alta del residuo sin reaccionar de regreso a uno o más reactores de hidrocraqueo. Dicho reciclaje de alto volumen puede aumentar significativamente el tamaño del reactor de hidrocraqueo y/o el sistema de desasfaltado con solvente hacia arriba.

[0014] Las refinerías de petróleo usan un número de pasos de procesamiento para producir los productos de combustible destilado de gasolina, jet, diésel y aceites combustibles destilados para cumplir las demandas del mercado. En tiempos recientes, las demandas de producto por gasolina vs diésel han sufrido cambios dramáticos y la demanda de gasolina ha estado aumentando con relación a la demanda de diésel. Los sistemas de hidrocraqueo VR convencionales generalmente maximizan la producción de destilado medio, en particular, diésel. Así, hay una necesidad por refinerías que operen hidrocraqueadores de residuo de lecho bombeado para tener la flexibilidad de cambiar fácil y económicamente de operar en el modo de conversión máxima el cual maximiza la producción de diésel a operar en un modo donde se genere contenidos de mayor calidad, es decir menor S y menor N, producto VGO o VR el cual es procesado posteriormente en una unidad RFCC hacia abajo para producir y maximizar la producción de gasolina y más importantemente, para hacerlo sin tener que apagar para cambiar catalizadores y sufriendo de esta forma pérdidas de ingresos de producto durante el apagado.

[0015] En consecuencia, existe una necesidad por procesos con flexibilidad mejorada de hidrocraqueo de residuo que logren una alta conversión de residuo, reduce el número total de equipos, reduce el tamaño general del equipo del reactor de hidrocraqueo y/o desasfaltado con solvente, y requiere menos cambios de

catalizador de hidrocrackeo frecuentes. Lo que sería deseable es un proceso que tome ventaja de la capacidad de un proceso de hidrocrackeo de residuo para longitudes de ejecución de alta conversión y sostenidas sin cambio de catalizador mientras se logra el efluente de mayor calidad producido a partir de una unidad de hidrotratamiento de residuo de lecho fluidizado, tal como ARDS y VRDS. El proceso también debe tener la capacidad de transición reversible.

RESUMEN DE LA INVENCION

[0016] En un aspecto, las modalidades acá divulgadas se relacionan con un proceso para mejorar residuo. El proceso puede incluir: alimentar hidrógeno y un hidrocarburo de residuo a un primer reactor de lecho bombeado que contiene un primer catalizador de hidrocrackeo; poner en contacto el residuo y el hidrógeno en la presencia del catalizador de hidrocrackeo en condiciones de temperatura y presión para quebrar por lo menos una porción del residuo; separar un producto del primer reactor en una primera fase de gas y un primer producto de fase líquida; alimentar hidrógeno y una fracción de hidrocarburo de aceite desasfaltado y una fracción de hidrocarburo destilado al vacío a un segundo reactor de lecho que contiene un catalizador de hidrotratamiento; poner en contacto la fracción de hidrocarburo de aceite desasfaltado, la fracción de hidrocarburo destilado al vacío e hidrógeno en la presencia del catalizador de hidrotratamiento en condiciones de temperatura y presión para hidrotratar por lo menos una porción de la fracción de hidrocarburo de aceite desasfaltado y la fracción de hidrocarburo destilado al vacío; separar un producto del segundo reactor en una segunda fase de gas y un segundo producto de fase líquida; separar el segundo producto de fase líquida en un segundo efluente de reactor y una alimentación de craqueo catalítico de fluido residual (RFCC); fraccionar el primer producto de fase líquida y el segundo efluente de reactor para formar por lo menos una fracción de hidrocarburo destilado, la fracción de hidrocarburo destilado al vacío, y por lo menos una fracción de hidrocarburo

residual; y alimentar la por lo menos una fracción de hidrocarburo residual a una unidad de desasfaltado con solvente para suministrar una fracción de asfalteno y la fracción de hidrocarburo de aceite desasfaltado.

[0017] En otro aspecto, las modalidades acá divulgadas se relacionan con un proceso para mejorar residuo en un sistema que puede incluir: un primer reactor de lecho bombeador; un primer separador; una torre de desmontaje; un sistema de fraccionamiento; y un sistema de desasfaltado con solvente. El proceso puede incluir: operar el sistema en un primer modo para producir una alimentación para una unidad de craqueo catalítico de fluido residual (RFCC) y operar el sistema en un segundo modo para maximizar la conversión de residuo en el primer reactor de lecho bombeado. En algunas modalidades, el primer modo puede incluir: hacer reaccionar un aceite desasfaltado y un destilado al vacío en el primer reactor de lecho bombeado que contiene un catalizador de hidrotratamiento para formar un primer efluente; separar el primer efluente en el primer separador en una primera fase de gas y una primera fase líquida; desmontar la primera fase líquida en la torre de desmontaje para producir un fondo de desmonte y una sobrecarga de desmonte; fraccionar la sobrecarga de desmonte en el sistema de fraccionamiento para producir por lo menos un destilado atmosférico y un fondo atmosférico; fraccionar el fondo atmosférico en el sistema de fraccionamiento para producir el destilado de vacío y un fondo de vacío; desasfaltar con solvente el fondo de vacío en el sistema de desasfaltado con solvente para producir el aceite desasfaltado; y transportar el fondo de desmonte como la alimentación a la unidad RFCC. En algunas modalidades, el segundo modo puede incluir: hacer reaccionar el aceite desasfaltado en el primer reactor de lecho bombeado que contiene un catalizador de hidrocrackeo para formar un segundo efluente; separar el segundo efluente en el primer separador en una segunda fase de gas y una segunda fase líquida; fraccionar la segunda fase líquida en el sistema de fraccionamiento para producir por lo menos un destilado atmosférico y un fondo atmosférico; fraccionar el fondo

atmosférico en el sistema de fraccionamiento para producir el destilado de vacío y el fondo de vacío; y desasfaltar con solvente el fondo de vacío para producir el aceite desasfaltado. En algunas modalidades, hacer la transición del sistema entre el primer modo y el segundo modo, puede incluir: remover el catalizador de hidrotratamiento del primer reactor de lecho bombeado mientras que simultáneamente adiciona un catalizador de hidrocrqueo al primer reactor de lecho bombeado; y fraccionar la primera fase líquida en el sistema de fraccionamiento para producir el por lo menos un destilado atmosférico y el fondo atmosférico.

[0018] Otros aspectos y ventajas serán evidentes a partir de la siguiente descripción y las reivindicaciones adjuntas.

BREVE DESCRIPCION DE LAS FIGURAS

[0019] La Figura 1 es un diagrama de flujo simplificado de un proceso de hidrocrqueo y desasfaltado de acuerdo con las modalidades divulgadas acá.

[0020] La Figura 2 es un diagrama de flujo simplificado de un proceso de hidrocrqueo y desasfaltado de acuerdo con las modalidades divulgadas acá.

[0021] La Figura 3 es un diagrama de flujo simplificado para hacer la transición del diagrama de flujo de la Figura 2 al diagrama de flujo de la Figura 1 acuerdo con las modalidades divulgadas acá.

[0022] La Figura 4 es un diagrama de flujo simplificado para hacer la transición del diagrama de flujo de la Figura 2 al diagrama de flujo de la Figura 1 acuerdo con las modalidades divulgadas acá

[0023] La Figura 5 es un diagrama de flujo simplificado de un proceso de hidrocrqueo y desasfaltado de acuerdo con las modalidades divulgadas acá.

DESCRIPCION DETALLADA

[0024] Las modalidades divulgadas acá se relacionan generalmente con un proceso para mejorar materias primas de petróleo. En un aspecto, las modalidades

divulgadas acá se relacionan con un proceso para hidrocraquear y desasfaltar residuo. En otro aspecto, las modalidades divulgadas acá se relacionan con un proceso integrado para mejorar residuo que incluye múltiples etapas de hidrocraqueo para maximizar la alimentación de unidad RFCC para producción de gasolina.

[0025] Las materias primas de hidrocarburo residual (residuo) útiles en las modalidades divulgadas acá pueden incluir varios crudos y fracciones de refinería. Por ejemplo, las materias primas de hidrocarburo residual pueden incluir materias de hidrocarburo residual fresco, residuo de petróleo atmosférico o vacío, fondos de torre atmosférica hidrocraqueada o torre de vacío, aceite de gas al vacío de ejecución continua, aceite de gas de vacío hidrocraqueado, aceites de suspensión craqueados catalíticamente fluidos (FCC) o aceites de ciclo, así como otras corrientes de hidrocarburo similares, o una combinación de los mismos, cada uno de los cuales puede ser de ejecución continua, derivados de proceso, hidrocraqueados, parcialmente desulfurados, y/o corrientes de metal bajo. Las anteriores materias primas residuales pueden incluir varias impurezas, incluyendo asfaltenos, metales, azufre orgánico, nitrógeno orgánico, y residuo de carbono de Conradson (CCR). El punto de ebullición inicial del residuo es típicamente mayor a 260°C. En algunas modalidades, las fracciones de hidrocarburo residual pueden incluir hidrocarburos que tienen un punto de ebullición normal de por lo menos 480°C, por lo menos 524°C, o por lo menos 565°C. El punto de ebullición final del residuo puede ser aproximadamente 340C+; aproximadamente 370C+; aproximadamente 400C+; aproximadamente 425C+; aproximadamente 480C+; aproximadamente 510C+; aproximadamente 540C+; aproximadamente 565C+; aproximadamente 590C+; o aproximadamente 620C+.

[0026] Los procesos de acuerdo con las modalidades divulgadas acá para conversión de materias primas de hidrocarburo residual en hidrocarburos más livianos incluyen inicialmente hidrocraquear la materia prima residual, incluyendo

cualquier asfalteno contenido allí. Toda la materia residual, incluyendo los asfaltenos, pueden reaccionar con hidrógeno sobre un catalizador de hidrocrqueo en una primera etapa de reacción de hidrocrqueo para convertir por lo menos una porción de los hidrocarburos en moléculas más livianas, incluyendo la conversión de por lo menos una porción de los asfaltenos. Con el fin de mitigar la formación de sedimento, la primera etapa de reacción de hidrocrqueo puede realizarse a temperaturas y presiones que pueden evitar altas tasas de formación de sedimento y ensuciamiento del catalizador (es decir, condiciones de reacción de “severidad moderada”). La conversión residual en la primera etapa de reacción puede estar en el rango de aproximadamente 30% en peso a aproximadamente 80% en peso en algunas modalidades.

[0027] El producto de reacción de la primera etapa luego puede ser separado para recuperar por lo menos una fracción de hidrocarburo destilado y una fracción residual que incluye materia de residuo sin reacción, asfaltenos, y cualquier producto del rango de ebullición residual que resulte del hidrocrqueo de los asfaltenos contenidos en la materia prima residual. Las fracciones de hidrocarburo destilado recuperadas pueden incluir, entre otros, destilados atmosféricos, tales como hidrocarburos que tienen una temperatura de ebullición normal de menos de aproximadamente 340°C, y destilados de vacío (VGO), tales como hidrocarburos que tienen una temperatura de ebullición normal de aproximadamente 450°C a aproximadamente 600°C.

[0028] La fracción residual puede luego ser separada en una unidad de desasfaltado con solvente para recuperar una fracción de aceite desasfaltado (DAO) y una fracción de asfaltenos. La unidad de desasfaltado con solvente puede ser, por ejemplo, como se describe en una o más de las patentes de EE.UU. No. 4,239,616, 4,440,633, 4,354,922, 4,354,928, 4,536,283, y 7,214,308, cada una de las cuales se incorpora acá por referencia en la medida que no es contradictoria con las modalidades divulgadas acá. En la unidad de desasfaltado con solvente, se puede

usar un solvente de hidrocarburo liviano para disolver selectivamente los componentes deseados de la fracción residual y rechazar los asfaltenos. En algunas modalidades, el solvente de hidrocarburo liviano puede ser un hidrocarburo C₃ a C₇, y puede incluir propano, butano, isobutano, pentano, isopentano, hexano, heptano, y mezclas de los mismos.

[0029] La fracción de aceite desasfaltado puede hacerse reaccionar con hidrógeno sobre un catalizador de hidrocrqueo en una segunda etapa de reacción de hidrocrqueo para convertir por lo menos una porción de los hidrocarburos en moléculas más livianas. El producto de reacción de la segunda etapa de reacción de hidrocrqueo puede luego ser separado en un sistema de separación dedicado o junto con el producto de reacción de la primera etapa de hidrocrqueo para recuperar los hidrocarburos de rango destilado, entre otros productos de reacción. En algunas modalidades, la fracción de aceite desasfaltado puede ser enviada a un hidrocrqueador de gasoil o a una unidad RFCC. En estos casos, la elevación SDA debe ser limitada para cumplir con los requerimientos de calidad de aceite de alimentación del hidrocrqueador o la RFCC.

[0030] Los procesos de acuerdo con las modalidades divulgadas acá, por lo tanto, incluyen una unidad de desasfaltado con solvente hacia debajo de la primera etapa de reacción de hidrocrqueo, que suministra la conversión de por lo menos una porción de los asfaltenos en hidrocarburos más livianos y de mayor valor. El hidrocrqueo de asfaltenos en la primera etapa de reacción puede suministrar las conversiones residuales generales que pueden ser mayores a aproximadamente 60% en peso en algunas modalidades; mayor a 85% en peso en otras modalidades; y mayor a 95% en peso en otras modalidades. adicionalmente, debido a la conversión de por lo menos una porción de los asfaltenos hacia arriba, el tamaño requerido para las unidades de desasfaltado con solvente utilizadas en las modalidades puede ser menor a lo que sería requerido cuando toda la materia

residual es inicialmente procesada. La conversión residual total puede ser aproximadamente 90%.

[0031] Cuando se opera para conversión residual máxima, los catalizadores utilizados en la primera y segunda etapas de reacción pueden ser el mismo o diferentes. Los catalizadores usados en la primera etapa de reacción incluyen catalizadores de desmetalización y desulfuración de poro más grande que tienen un contenido de metales activos típicamente en el rango de 3 a 12% en peso y volúmenes de poro típicamente en el rango de 0.7 a 1.0 cc/gm. Los catalizadores usados en la segunda etapa de reacción pueden ser los mismos a uno o más de los catalizadores usados en la primera etapa de reacción que permiten el reúso del catalizador en la primera reacción, reduciendo de esta forma la tasa de adición de catalizador total. Alternativamente, la segunda etapa de reacción puede usar un catalizador dedicado de mayor actividad con poro más pequeño que tiene un contenido de metales activos típicamente en el rango de 6 a 12% en peso y volúmenes de poro típicamente en el rango de 0.6 a 0.8 cc/gm. Los catalizadores de hidrotratamiento e hidrocrackeo adecuados útiles en la primera y segunda etapas de reacción pueden incluir uno o más elementos seleccionados de los Grupos 4-12 de la Tabla Periódica de Elementos. En algunas modalidades, los catalizadores de hidrotratamiento e hidrocrackeo de acuerdo con las modalidades divulgadas acá pueden comprender, consistir de, o consistir esencialmente de uno o más de níquel, cobalto, tungsteno, molibdeno y combinaciones de los mismos, bien sea no soportados o soportados en un sustrato poroso tal como sílice, alúmina, titanio, o combinaciones de los mismos. Como es suministrado de un fabricante o como resulte de un proceso de regeneración, los catalizadores de hidroconversión pueden estar en la forma de óxidos de metal, por ejemplo. Si es necesario o deseado, los óxidos de metal pueden ser convertidos en sulfuros de metal antes o durante el uso. En algunas modalidades, los catalizadores de hidrocrackeo pueden ser presulfurados y/o preacondicionados antes de la introducción al reactor de

hidrocraqueo. Para el modo de conversión máxima, los catalizadores de lecho bombeado pueden ser adaptados para tener buena fluidización y buenas propiedades de resistencia al desgaste mientras que también promueven el hidrocraqueo residual con alguna actividad de remoción de heteroátomos.

[0032] La primera etapa de reacción de hidrocraqueo puede incluir uno o más reactores en serie y/o en paralelo. Los reactores adecuados para uso en la primera etapa de reacción de hidrotratamiento e hidrocraqueo pueden incluir cualquier tipo de reactor de hidrocraqueo dependiendo de la primera severidad de operación de etapa. Los reactores de lecho bombeado son preferidos debido al procesamiento de asfaltenos en la primera etapa de reacción. En algunas modalidades, la primera etapa de reacción de hidrocraqueo incluye únicamente un único reactor de lecho bombeado.

[0033] La segunda etapa de reacción puede incluir uno o más reactores en serie y/o en paralelo. Los reactores adecuados para uso en la segunda etapa de reacción pueden incluir cualquier tipo de reactor, incluyendo reactores de lecho bombeado y reactores de lecho fijo, entre otros. En algunas modalidades, el reactor puede ser uno o más reactores de lecho bombeado. Los asfaltenos pueden estar presentes en el aceite desasfaltado en una medida menor, por lo que se puede usar una amplia variedad de tipos de reactor en la segunda etapa de reacción. Por ejemplo, se pueden considerar reactores de lecho fijo o una combinación de reactores de lecho fijo y bombeado, donde los metales y el residuo de carbono de Conradson de la fracción de aceite desasfaltado alimentada a la segunda etapa de reacción es menor a 80 wppm y 10%, respectivamente. El número de reactores requeridos puede depender de la tasa de alimentación, el nivel de conversión residual total objetivo, y el nivel de conversión alcanzado en la primera etapa de reacción de hidrocraqueo.

[0034] En algunas modalidades, la capacidad de hacer la transición de la segunda etapa de reacción desde un modo de operación que maximiza la conversión de hidrocraqueo y la producción de destilado medio/diésel a un modo de operación de

hidrotratamiento que minimiza la conversión de hidro craqueo mientras maximiza la calidad del efluente destinado a RFCC/FCC suministra flexibilidad de refinamiento lo cual maximiza la producción de gasolina al cambiar el catalizador y las condiciones de operación de los reactores de múltiples etapas. En algunas modalidades, la segunda etapa de reacción es uno o más reactores de lecho bombeado. Así, la transición entre los dos modos de operación puede ocurrir sin apagar o perder capacidad de producción al (i) enviar de forma incremental y reversible una corriente DAO y VGO combinada a la segunda etapa de reacción; (ii) cambiar la composición de tipo de catalizador en la segunda etapa de reacción a un catalizador de tipo hidrotratamiento y mantener la tasa de composición de catalizador, lo cual ocurre por unas pocas semanas de duración, tiempo en el cual el inventario de catalizador de hidro craqueo convencional habrá sido reemplazado por catalizadores de tipo de hidrotratamiento bombeado; y (iii) ejecutar la segunda etapa de reacción en un modo de hidrotratamiento en lugar de un modo de hidro craqueo. Durante esta transición, la temperatura del reactor de segunda etapa de reacción puede reducirse significativamente para reducir la severidad de conversión de hidro craqueo mientras simultáneamente se aumenta la calidad de VGO.

[0035] En algunas modalidades, la fracción de aceite desasfaltado (DAO) y los destilados al vacío (VGO) se pueden hacer reaccionar con hidrógeno sobre un catalizador de hidrotratamiento en la segunda etapa de reacción de hidrotratamiento para suministrar una materia prima mejorada para la fabricación de gasolina en una unidad RFCC. Mediante el hidrotratamiento del VGO, el contenido de nitrógeno y CCR/metales se puede reducir suministrando una materia RFCC adecuada. El producto de reacción de la segunda etapa de reacción de hidrotratamiento puede ser desmontado y luego separado en la materia prima mejorada de RFCC y un producto de reacción desmontado el cual es combinado con el producto de reacción

de la primera etapa de hidro craqueo para recuperar hidrocarburos en el rango destilado.

[0036] Cuando la segunda etapa de reacción está operando para producir materia para una unidad RFCC hacia abajo, el catalizador en la segunda etapa de reacción puede ser un catalizador de hidrotratamiento con alta actividad, alta área superficial, y bajo volumen de poro. Los catalizadores de hidroprocesamiento operarán bajo condiciones de fluidización menores y pueden no tener resistencias a desgaste incrementalmente mayores pero tienen áreas superficiales mayores y volúmenes de poro para permitir la catálisis mejorada de las actividades deseadas de hidrodesulfuración e hidrodesnitrogenación. El catalizador puede tener propiedades físicas de distribución de tamaño de partícula, tamaño y forma diseñadas para suministrar máxima resistencia a desgaste bajo condiciones de operación de reactor de expansión de lecho de catalizador mínimo pero pueden tener composición y soporte de metales activos, área superficial BET y distribución de tamaño de poro diseñada para suministrar alta actividad hacia la actividad de hidrodesulfuración (HDS) e hidrodesnitrogenación (HDN). La distribución de tamaño de partícula y la forma de partícula pueden suministrar características de caída de presión bajas, particularmente bajo un rango de expansiones de lecho. Las expansiones de lecho bajo el modo de hidro craqueo pueden ser superiores a 40%. Para catalizadores usados en el modo en el cual la materia es producida para una unidad RFCC hacia abajo, las expansiones de lecho pueden estar en el rango de aproximadamente 5% a aproximadamente 40% y aproximadamente 25% a aproximadamente 40% y aproximadamente 5% a aproximadamente 25%.

[0037] Los catalizadores de hidrotratamiento que pueden ser útiles incluyen catalizadores seleccionados de aquellos elementos conocidos por suministrar actividad de hidrogenación catalítica. Generalmente se selecciona por lo menos un componente de metal seleccionado de los elementos de los Grupos 8-10 y/o de elementos del Grupo 6. Los elementos del Grupo 6 pueden incluir cromo, molibdeno

y tungsteno. Los elementos de los Grupos 8-10 pueden incluir hierro, cobalto, níquel, rutenio, rodio, paladio, osmio, iridio y platino. La cantidad de componentes de hidrogenación en el catalizador varían de forma adecuada de aproximadamente 0-5% a aproximadamente 10% en peso de los componentes de metales de los Grupos 8-10 y de aproximadamente 5% a aproximadamente 25% en peso de componentes de metal del Grupo 6, calculado como óxidos de metal por 100 partes en peso del catalizador total, donde los porcentajes en peso se basan en el peso del catalizador antes de sulfurar. Los componentes de hidrogenación en el catalizador pueden estar en la forma oxidada y/o sulfídica. Si una combinación de por lo menos un componente de metal del Grupo 6 y uno del Grupo 8 está presente como óxidos (mezclados), ésta se someterá a un tratamiento de sulfuro antes del uso adecuado en hidrocrackeo. En algunas modalidades, el catalizador comprende uno o más componentes de níquel y/o cobalto y uno o más componentes de molibdeno y/o tungsteno o uno o más componentes de platino y/o paladio. Los catalizadores que contienen níquel y molibdeno, níquel y tungsteno, platino y/o paladio son útiles.

[0038] El fraccionamiento de efluentes de la primera y segunda etapas de reacción se puede lograr en sistemas de fraccionamiento independientes y separados, o en algunas modalidades, en un sistema de fraccionamiento común. Además, se contempla que el producto de reacción de la segunda etapa puede ser separado junto con o independientemente del producto de reacción de la primera etapa de reacción. En algunas modalidades, la primera y segunda etapas de reacción pueden ser alimentadas y también alimentar un ciclo de enfriamiento de gas común, purificación y compresión.

[0039] La reacción de hidrocrackeo en la primera etapa puede llevarse a cabo a una temperatura en el rango de aproximadamente 360°C a aproximadamente 450°C; de aproximadamente 400°C a aproximadamente 440°C en otras modalidades. Las presiones en la primera etapa de reacción pueden estar en el rango de

aproximadamente 70 bar a aproximadamente 230 bar en algunas modalidades; de aproximadamente 100 a aproximadamente 180 bar en otras modalidades. Las reacciones de hidrocrackeo pueden también llevarse a cabo a una velocidad espacial por hora líquida (LHSV) en el rango de aproximadamente 0.1 hr^{-1} a aproximadamente 3.0 hr^{-1} en algunas modalidades; de aproximadamente 0.2 hr^{-1} a aproximadamente 2 hr^{-1} en otras modalidades.

[0040] La reacción de hidrocrackeo en la segunda etapa de reacción puede llevarse a cabo a una temperatura en el rango de aproximadamente 400°C a aproximadamente 450°C ; de aproximadamente 420°C a aproximadamente 440°C en otras modalidades. Las presiones en la segunda etapa de reacción pueden estar en el rango de aproximadamente 70 bar a aproximadamente 230 bar en algunas modalidades; de aproximadamente 100 a aproximadamente 180 bar en otras modalidades. Las reacciones de hidrocrackeo también pueden llevarse a cabo a una velocidad espacial por hora líquida (LHSV) en el rango de aproximadamente 0.1 hr^{-1} a aproximadamente 1.0 hr^{-1} en algunas modalidades; de aproximadamente 0.2 hr^{-1} a aproximadamente 0.5 hr^{-1} en otras modalidades.

[0041] Cuando la segunda etapa de reacción está operando para maximizar la materia RFCC, la reacción de hidrotratamiento puede realizarse a una temperatura en el rango de aproximadamente 350°C a aproximadamente 410°C ; de aproximadamente 360°C a aproximadamente 385°C en otras modalidades. Las presiones en cada una de la primera y segunda etapas de reacción pueden estar en el rango de aproximadamente 70 bar a aproximadamente 230 bar en algunas modalidades; de aproximadamente 100 a aproximadamente 180 bar en otras modalidades. Las reacciones de hidrotratamiento también pueden realizarse a una velocidad espacial de hora líquida (LHSV) en el rango de aproximadamente 0.1 hr^{-1} a aproximadamente 1.0 hr^{-1} en algunas modalidades; de aproximadamente 0.2 hr^{-1} a aproximadamente 0.5 hr^{-1} en otras modalidades.

[0042] La flexibilidad para operar la segunda etapa de reacción se puede lograr al hacer la transición del modo de conversión residual máxima al modo de efluente de calidad. La transición entre los modos puede ocurrir al cambiar las condiciones de operación de la segunda etapa de reacción y al reemplazar el catalizador de hidrocrackeo con un catalizador de hidrotratamiento mientras que la segunda etapa de reacción permanece en corriente. Cuando se hace la transición del modo de conversión residual máxima al modo de efluente de calidad, en algunas modalidades, la temperatura de la segunda etapa de reacción se reduce mientras que la alimentación a la segunda etapa de reacción puede tener cantidades adicionales de VGO adicionado. La cantidad total de VGO en la alimentación de segunda etapa de reacción adicionado puede variar de aproximadamente 15% en peso a aproximadamente 75% en peso de la alimentación total. Las condiciones y parámetros de operación de la segunda etapa de reacción se definen para lograr los niveles óptimos de remoción de HDS y HDN bajo niveles de conversión reducida de DAO para maximizar la producción de gasolina. Mientras la alimentación está cambiando, la temperatura de la segunda etapa de reacción puede reducirse, dependiendo de la composición de alimentación a la segunda etapa de reacción. La temperatura se puede disminuir por una cantidad en el rango de aproximadamente 1 a 10°C a una tasa de aproximadamente 0.1°C/hora a aproximadamente 5°C/hora. Adicionalmente, en el modo de efluente de calidad el aceite sin convertir de la segunda etapa, que consiste de material que hierve de aproximadamente 343°C a 900°C y de 360°C a 700°C en algunas modalidades, es segregado del aceite sin convertir de la primera etapa. Las condiciones para hacer la transición del modo de conversión residual máxima al modo de efluente de calidad pueden ser revertidas para hacer la transición del modo de efluente de calidad al modo de conversión residual máxima.

[0043] En algunas modalidades, la segunda etapa de reacción además opera en una expansión de lecho de catalizador mayor o igual a aproximadamente 30% y

más típicamente entre aproximadamente 40% y aproximadamente 60%; y una tasa de alimentación de formación de catalizador equivalente a un giro completo de lecho de catalizador en 40 a 80 días de operación en la operación en corriente. La tasa de remoción de catalizador puede ser equivalente a la tasa de alimentación de formación de catalizador de modo que el inventario de catalizador en el reactor permanece constante.

[0044] La transición del modo de conversión residual máxima al modo de efluente de calidad comienza con la reducción del inventario de catalizador de hidrocrackeo de alta conversión en la segunda etapa de reactor al aumentar la tasa de remoción de catalizador gastado y deteniendo la adición de composición de catalizador mientras se reduce concurrentemente las temperaturas del reactor de acuerdo con esto para satisfacer los objetivos de desempeño. Durante este paso, la bomba de bombeo (del sistema reactor de lecho bombeado) puede tener su velocidad aumentada para lograr una mayor expansión de lecho de la cantidad agotadora de inventario de catalizador que ocurre durante esta operación. Este paso debe tomar de aproximadamente 15 días a aproximadamente 25 días. Se contempla que aproximadamente 20 a 40% del inventario de catalizador será removido durante este paso.

[0045] Segundo, el inventario de los catalizadores de hidrocrackeo en la bandeja de almacenamiento de inventario de catalizador es reemplazado con el catalizador de hidrotratamiento resistente a desgaste y de alta actividad y se adiciona catalizador fresco a la segunda etapa de reacción a una tasa para obtener aproximadamente 80% a aproximadamente 100% de reemplazo del inventario de catalizador restante en aproximadamente 45 días a 60 días mientras que se ajusta periódicamente la tasa de remoción de catalizador de una tasa alta en el primer paso de transición a su tasa de equilibrio, es decir, la tasa cuando la tasa de composición es equivalente a la tasa de remoción y las propiedades físicas del catalizador gastado pueden confirmar que los catalizadores de hidrocrackeo han sido purgados del reactor.

Posteriormente, el inventario de catalizador se restablece de 100 a 125% de su inventario original al continuar adicionando catalizador mientras se detiene la remoción de catalizador. Durante la operación de equilibrio, la tasa de rotación normal para el modo de efluente de calidad es de aproximadamente 180 días a aproximadamente 330 días.

[0046] Tercero, la temperatura de reactor se reduce durante las últimas partes del segundo paso de transición por aproximadamente 10°C a aproximadamente 30°C para lograr un rango de temperatura de reactor de aproximadamente 350°C a aproximadamente 410°C. Durante este paso, la velocidad de la bomba de bombeo puede disminuirse para obtener una expansión de lecho con los catalizadores de hidrotratamiento en el rango de aproximadamente 30% a aproximadamente 40% en una modalidad, y de 25% a aproximadamente 40% en otra modalidad, y de aproximadamente 15% a aproximadamente 40% en otra modalidad, y de aproximadamente 10% a aproximadamente 40% en otra modalidad, y de aproximadamente 5% a aproximadamente 40% en otra modalidad.

[0047] Para volver al modo de conversión de residuo máximo desde el modo de efluente de calidad, los pasos de transición pueden ser reversados a partir de los procedimientos anteriormente descritos.

[0048] El sistema como se describió anteriormente puede operar en un modo de conversión máxima o para producir un efluente de calidad, preferiblemente para ser alimentado a una unidad RFCC. La capacidad de hacer la transición del modo de conversión máxima al modo de efluente de calidad sin apagar o perder capacidad de producción es ventajoso. La transición puede ser realizar al reversiblemente (i) enviar una corriente de alimentación combinada, preferiblemente que incluye DAO y VGO, a la segunda etapa de reacción, la cual es una etapa de reacción de lecho bombeado; (ii) cambiar el tipo de catalizador de composición en la segunda reacción a un catalizador de tipo hidrotratamiento bombeado, de modo que el cambio de catalizador ocurriría sobre un periodo de 6 a 12 semanas, en cuyo tiempo el

inventario convencional de catalizador de hidrocrackeo será esencialmente reemplazado por el catalizador de tipo de hidrotratamiento bombeado; y (iii) ejecutar la segunda etapa de reacción en un modo de efluente de calidad en lugar de un modo de hidrocrackeo. En algunas modalidades, el modo de efluente de calidad reduce la temperatura de la segunda etapa de reacción, reduciendo así la severidad de conversión de hidrocrackeo mientras que simultáneamente se aumenta la calidad de VGO.

[0049] Las condiciones de operación en la primera etapa de reacción son sustancialmente similares para el modo de conversión residual máxima y el modo de efluente de calidad. Las condiciones de operación se pueden seleccionar con base en la materia prima residual, incluyendo el contenido de las impurezas en la materia prima residual y el nivel deseado de impurezas a ser removidas en la primera etapa, entre otros factores. Las temperaturas de operación bajo el modo de conversión máxima pueden ser mayores en el reactor de la segunda etapa que las del reactor de la primera etapa. Las temperaturas de operación bajo el modo de efluente de calidad pueden ser menores en el reactor de segunda etapa que las del reactor de primera etapa.

[0050] En algunas modalidades, la conversión residual en la primera etapa de reacción puede estar en el rango de aproximadamente 40 a aproximadamente 70% en peso; de aproximadamente 55 a aproximadamente 65% en peso en otras modalidades. La conversión de hidrocarburo (o conversión residual o conversión) puede definirse como la cantidad de material en la corriente de alimentación de reactor que hierve por encima de un umbral de temperatura definido más adelante menos la cantidad del material en la corriente de efluente de reactor que hierve por encima del mismo umbral de temperatura con dicha diferencia dividida por la cantidad de material en la corriente de alimentación de reactor que hierve por encima del umbral de temperatura. En algunas modalidades, el umbral de temperatura puede definirse como 525°C+; en otras modalidades el umbral de

temperatura puede definirse como 540°C+ y en otras modalidades el umbral de temperatura puede definirse como 565°C+.

[0051] Las condiciones de operación en la segunda etapa de reacción dependen del modo de operación, incluyendo el modo de conversión residual máxima, el modo de efluente de calidad, o la transición entre los modos. Para el modo de conversión residual máxima total, la conversión residual en la segunda etapa de reacción puede estar en el rango de aproximadamente 50 a aproximadamente 90% en peso; de aproximadamente 60 a aproximadamente 80% en peso en otras modalidades. Cuando se opera la segunda etapa para conversión residual máxima, la conversión residual total (desde la alimentación para reducir el producto de material en ebullición) puede estar en el rango de aproximadamente 50 a aproximadamente 95% en peso; de aproximadamente 60 a aproximadamente 92% en peso en otras modalidades y 85 a 90% en peso en otras modalidades. Adicional al hidro craqueo del residuo, la remoción total de azufre y metal puede cada una estar en el rango de aproximadamente 60% a aproximadamente 90%, y la remoción de carbono de Conradson puede estar en el rango de aproximadamente 40% a aproximadamente 80%. En otras modalidades, por lo menos uno de una temperatura de operación y una presión de operación en la primera etapa de reacción puede ser mayor a lo usando en la segunda etapa de reacción.

[0052] Cuando se opera en el modo de conversión máxima, las conversiones residuales totales para procesos de acuerdo con las modalidades divulgadas acá pueden ser mayores a 80% debido a la conversión parcial de asfaltenos en la primera etapa de reacción y la conversión de DAO en la segunda etapa de reacción. En el modo de conversión máxima, de acuerdo con las modalidades divulgadas acá, se pueden lograr conversiones residuales totales de por lo menos 80%, 85%, 90%, 95% o mayores, lo cual es una mejora significativa sobre lo que se lograba con un sistema de hidro craqueo de dos etapas únicamente.

[0053] Para el modo de efluente de calidad, la conversión residual en la segunda etapa de reacción puede estar en el rango de aproximadamente 5 a aproximadamente 20% en peso; de aproximadamente 10 a aproximadamente 15% en peso en otras modalidades. Cuando se opera la segunda etapa para efluente de calidad, la conversión residual total (desde la alimentación para reducir el producto de material en ebullición) puede estar en el rango de aproximadamente 45 a aproximadamente 82% en peso; de aproximadamente 70 a aproximadamente 80% en peso en otras modalidades. Adicional al hidrocraqueo del residuo, la remoción total de azufre y metal puede cada una estar en el rango de aproximadamente 70% a aproximadamente 90%, y la remoción de carbono de Conradson puede estar en el rango de aproximadamente 50% a aproximadamente 80%. En algunas modalidades, por lo menos uno de una temperatura de operación y una presión de operación en la primera etapa de reacción puede ser mayor a lo usado en la segunda etapa de reacción.

[0054] Cuando se hace la transición entre el modo de conversión residual máxima y el modo de efluente de calidad, las condiciones de operación en la primera etapa de reacción pueden permanecer sustancialmente las mismas. Por ejemplo, la temperatura en la segunda etapa de reacción se reducirá. Las condiciones de operación pueden seleccionarse con base en la tasa de composición de catalizador, la cantidad en aumento de VGO en la materia prima a la segunda etapa de reacción y la calidad de producto deseada de la segunda etapa, entre otros factores. En algunas modalidades, la conversión residual durante la transición en la segunda etapa de reacción puede estar en el rango de aproximadamente 25 a aproximadamente 75% en peso; de aproximadamente 50 a aproximadamente 60% en peso en otras modalidades; y menor a 50% en peso en otras modalidades.

[0055] Con relación ahora a la Figura 1, se ilustra un diagrama de flujo de proceso simplificado de procesos para mejorar el residuo de acuerdo con las modalidades divulgadas acá. Bombas, válvulas, intercambiadores de calor, y otros equipos no se

muestran para facilidad de ilustración de las modalidades acá divulgadas. La Figura 1 divulga la operación del sistema en el modo de conversión máxima.

[0056] Un residuo e hidrógeno pueden ser alimentados por medio de las líneas de flujo 10 y 12, respectivamente, a una primera etapa de reacción de hidrocrqueo 14 que contiene un catalizador de hidrocrqueo y que opera a una temperatura y presión suficientes para convertir por lo menos una porción del residuo en hidrocarburos más livianos. El efluente de reactor de primera etapa puede ser recuperado por medio de la línea de flujo 16. Como se describió anteriormente, el efluente de primera etapa puede incluir productos de reacción y residuo sin reaccionar, los cuales pueden incluir componentes de alimentación sin reaccionar tales como asfaltenos, y asfaltenos hidrocrqueados que tienen varios puntos de ebullición, incluyendo aquellos en el rango de ebullición de la materia primera residual. La primera etapa de reacción de hidrocrqueo 14 puede ser operada a temperaturas en el rango de aproximadamente 360°C a aproximadamente 450°C.

[0057] Una fracción de aceite desasfaltado e hidrógeno pueden ser alimentados por medio de las líneas de flujo 18 y 20, respectivamente, a una segunda etapa de reacción 22 que contiene un catalizador de hidrocrqueo y que opera a una temperatura y presión para convertir por lo menos una porción del aceite desasfaltado en hidrocarburos más livianos. El efluente del reactor de segunda etapa puede ser recuperado por medio de la línea de flujo 24. La segunda etapa de reacción 22 puede ser una etapa de reacción bombeada operada a temperaturas en el rango de aproximadamente 400°C a aproximadamente 440°C. En algunas modalidades, la segunda etapa de reacción puede ser operada como un lecho fijo.

[0058] El efluente de primera etapa y el efluente de segunda etapa en las líneas de flujo 16, 24 pueden luego ser alimentados a un sistema de separación 26. En el sistema de separación 26, los efluentes de primera y segunda etapa pueden ser fraccionados para recuperar por lo menos una fracción de hidrocarburo destilado y una fracción de hidrocarburo que incluye el residuo sin reaccionar, asfaltenos, y

compuestos en el rango de ebullición similar formados a partir del hidro craqueo de los asfaltenos.

[0059] En esta modalidad, el sistema de separación 26 puede incluir un separador de alta temperatura y alta presión 40 (separador HP/HT) para separar el efluente en un líquido y un vapor. El vapor separado puede ser recuperador por medio de la línea de flujo 42, y el líquido separado puede ser recuperado por medio de la línea de flujo 44.

[0060] El vapor luego puede ser dirigido por medio de la línea de flujo 42 a un sistema de compresión de enfriamiento, purificación y reciclaje de gas 46. Un gas que contiene hidrógeno puede ser recuperado del sistema 46 por medio de la línea de flujo 48, una porción del cual puede ser reciclada a los reactores 14, 16. Los hidrocarburos condensados durante el enfriamiento y la purificación pueden ser recuperados por medio del flujo 50 y combinados con el líquido separado en la línea de flujo 44 para procesamiento posterior. La corriente de líquido combinado 52 luego puede ser alimentada a una torre de destilación atmosférica 54 para separar la corriente en una fracción que incluye hidrocarburos que hierven en un rango de destilados atmosféricos y una primera fracción de fondo que incluye hidrocarburos que tienen un punto de ebullición normal de por lo menos 340°C. Los destilados atmosféricos pueden ser recuperados por medio de la línea de flujo 56, y la primera fracción de fondo puede ser recuperada por medio de la línea de flujo 58.

[0061] La primera fracción de fondo luego puede ser alimentada a un sistema de destilación con vacío 60 para separar la primera fracción de fondo en una fracción que incluye hidrocarburos que hierven en un rango de destilados de vacío y una segunda fracción de fondo que incluye hidrocarburos que tienen un punto de ebullición normal de por lo menos 480°C. Los destilados de vacío pueden ser recuperados por medio de la línea de flujo 62, y la segunda fracción de fondo puede ser recuperada por medio de la línea de flujo 30 y procesada en la unidad de desasfaltado con solvente 32 como se describió anteriormente.

[0062] Puede ser necesario reducir la temperatura de la segunda fracción de fondo antes de alimentar la segunda fracción de fondo a la unidad de desasfaltado con solvente 32. La segunda fracción de fondo puede ser enfriada por medio de intercambio de calor indirecto o directo. Debido a la falta de sistemas de intercambio de calor indirecto que a menudo ocurre con los residuos de torre de vacío, se puede preferir el intercambio de calor directo, y puede ser realizado, por ejemplo, al poner en contacto la segunda fracción de fondo con por lo menos una porción de la primera fracción de fondo y una porción de la materia residual pura, tal como puede ser alimentada por medio de las líneas de flujo 64 y 66, respectivamente.

[0063] La fracción de hidrocarburo que incluye el residuo sin reaccionar y los asfaltenos puede ser alimentada por medio de la línea de flujo 30 a la unidad de desasfaltado con solvente 32 para producir una fracción de asfaltenos recuperada por medio de la línea de flujo 34 y una fracción de aceite desasfaltado. La fracción de aceite desasfaltado puede ser recuperada de la unidad de desasfaltado con solvente 32 por medio de la línea de flujo 18 y alimentada a la segunda etapa de reacción de hidrocrqueo 22, como se describió anteriormente.

[0064] Con relación ahora a la Figura 2, se ilustra un diagrama de flujo de proceso simplificado de procesos para mejorar residuos de acuerdo con las modalidades divulgadas acá, donde los numerales similares representan partes similares. La Figura 2 divulga la operación del sistema en el modo de efluente de calidad.

[0065] Como se describió previamente, el residuo y el hidrógeno pueden ser alimentados por medio de las líneas de flujo 10^o y 12, respectivamente, a la primera etapa de reacción de hidrocrqueo 14 que contiene un catalizador de hidrocrqueo y que opera a una temperatura y presión suficientes para convertir por lo menos una porción del residuo a hidrocarburos más livianos. El efluente de reactor de primera etapa puede ser recuperado por medio de la línea de flujo 16 y alimentado al separador de alta temperatura y alta presión 40 (separador HP/HT) para separar el líquido efluente y el vapor. El vapor separado puede ser recuperado por medio de

la línea de flujo 42, y el líquido separado puede ser recuperado por medio de la línea de flujo 44. Como se describió anteriormente, el efluente de primera etapa puede incluir productos de reacción y residuo sin reaccionar, los cuales pueden incluir componentes de alimentación sin reaccionar tal como asfaltenos, y asfaltenos hidrocraqueados que tienen varios puntos de ebullición, incluyendo aquellos en el rango de ebullición de la materia prima residual. La primera etapa de reacción de hidrocrqueo 14 puede ser operada a temperaturas en el rango de aproximadamente 360°C a aproximadamente 450°C, por ejemplo.

[0066] La fracción de aceite desasfaltado, los destilados de vacío y el hidrógeno pueden ser alimentados por medio de las líneas de flujo 18, 62 y 20, respectivamente, a la segunda etapa de reacción 22 que contiene un catalizador de hidrotratamiento y que opera a una temperatura y presión para convertir por lo menos una porción del aceite desasfaltado en hidrocarburos más livianos y remover azufre, nitrógeno y metales. Las condiciones en la segunda etapa de reacción también se adaptarán para ser adecuados para minimizar la conversión y producir un efluente adecuado para alimentarse a una unidad RFCC. La segunda etapa de reacción 22 puede ser una etapa de reacción bombeada operada a temperaturas en el rango de aproximadamente 350°C a aproximadamente 410°C.

[0067] El efluente de reactor de segunda etapa puede ser recuperado por medio de la línea de flujo 24 y alimentado a un separador de alta temperatura y alta presión 140 (separador HP/HT) para separar el líquido de efluente y el vapor. El vapor separado puede ser recuperado por medio de la línea de flujo 142, y el líquido separado puede ser recuperado por medio de la línea de flujo 144.

[0068] El vapor luego puede ser dirigido por medio de la línea de flujo 142 al sistema de compresión de enfriamiento, purificación y reciclaje de gas 46 junto con el vapor separado recuperado por medio de la línea de flujo 42. Los hidrocarburos condensados durante el enfriamiento y la purificación pueden ser recuperados por

medio del flujo 50 y combinados con el líquido separado en la línea de flujo 44 para procesamiento posterior, tal como en la torre de destilación atmosférica 54.

[0069] El líquido separado de la segunda etapa luego puede ser dirigido por medio de la línea de flujo 144 a un sistema de desmonte 80 para generar un fondo de desmonte y un techo de desmonte. El fondo de desmonte puede ser recuperado por medio de la línea de flujo 86 y se envía para procesamiento posterior. En algunas modalidades, el fondo de desmonte 86 puede ser enviado a una unidad de craqueo catalítico fluidizado residual (RFCC). El sistema de desmonte 80 es operado para producir un producto residual de 370°C+ en el fondo de desmonte y un diésel y fracción más liviana en el techo. El techo de desmonte puede ser alimentado por medio de la línea de flujo 82 a la torre de destilación atmosférica 54. El techo de desmonte puede ser combinado con los hidrocarburos condensados durante el enfriamiento y la purificación por medio del flujo 50 y el líquido separado en la línea de flujo 44. Los destilados atmosféricos pueden ser recuperados por medio de la línea de flujo 56, y la primera fracción de fondo puede ser recuperada por medio de la línea de flujo 58, como se describió anteriormente.

[0070] Los destilados de vacío por medio de la línea de flujo 62 pueden ser alimentados al reactor de segunda etapa 22 junto con el DAO por medio de la línea de flujo 18 desde la unidad de desasfaltado con solvente 32 como se describió anteriormente.

[0071] La Figura 1 y la Figura 2 describen modalidades de un sistema de proceso que trabaja en diferentes modos de operación. El sistema de proceso puede hacer transición de forma reversible entre los diferentes modos de operación mostrados en las Figuras 1 y 2. Los modos de operación difieren en la operación del reactor de segunda etapa 22. El primer modo del reactor de segunda etapa es operado para maximizar la conversión con un primer catalizador como se describió con respecto a la Figura 1 y el segundo modo del reactor de segunda etapa es para minimizar la conversión y maximizar la calidad del efluente destinado para el RFCC con un

segundo catalizador. La capacidad de hacer transición de forma reversible entre los dos modos sin apagar el sistema o perder producción puede lograrse por medio de configuraciones de tubería flexible y cambiando el tipo de catalizador en la composición de catalizador al reactor de segunda etapa 22. Como se ilustra en la Figura 3, el reemplazo de catalizador en el reactor de segunda etapa 22 ocurre por medio de las líneas de flujo 92 y 94. La característica de alimentación continua/remoción de catalizador continua de los reactores de hidropocesamiento de lecho bombeado hace el reemplazo de catalizador de forma perfecta. El cambio de catalizador puede ocurrir sobre un periodo de 6 a 12 semanas. En algunas modalidades, el cambio de catalizador puede depender de las tasas de alimentación relativa del catalizador que es alimentado en la segunda etapa de reacción. En algunas modalidades, tres volúmenes de reactor de catalizador pueden ser necesarios para el cambio casi completo. En algunas modalidades, el cambio puede ocurrir más rápido si se desea, pero bajo tasa típicas de operación/alimentación de catalizador fresco/remoción de gastado, el cambio de catalizador puede tomar varias semanas. El reemplazo gradual de catalizador puede permitir tiempo para que las unidades hacia abajo hagan la transición efectivamente a la nueva mezcla de producto, etc. El catalizador de hidrocrackeo residual de volumen de poro alto de lecho bombeado ("conversión") puede salir del reactor de segunda etapa 22 por medio de la línea de flujo 94 y el catalizador de hidrotratamiento de alta actividad/alta área superficial/bajo volumen de poro puede ingresar el reactor de segunda etapa 22 por medio de la línea de flujo 92. El reemplazo puede ocurrir in situ y sin tener que apagar para dicho reemplazo de catalizador. Los sistemas de proceso de las Figuras 1 y 2 también pueden tener flexibilidad en la tubería lo cual permite que el efluente del reactor de segunda etapa pueda ser enviado al separador HP/HT 40 o al separador HP/HT 140 como se muestra en la Figura 3. La flexibilidad de tubería también puede permitir que los destilados de vacío sean enviados al reactor de segunda etapa.

[0072] Como se muestra en la Figura 4, la flexibilidad de tubería puede ser suministrada de modo que el desmontaje 80 puede ser saltado. Así, los líquidos del separador HP/HT 140 pueden ser combinados con los líquidos del separador HP/HT 40 a ser enviados a la torre de destilación atmosférica 54 y el vapor del separador HP/HT 140 puede ser combinado con el vapor del separador HP/HT 40 a ser enviado al sistema de enfriamiento, purificación y reciclaje de gas 46. Además, en algunas modalidades, varias etapas de separación se pueden integrar/combinar donde separaciones similares están siendo realizadas.

[0073] En algunas modalidades, la transición del modo de conversión residual máxima al modo de efluente de calidad involucra cambiar el flujo de alimentación y producto mientras que también se ajusta el catalizador dentro de la segunda etapa de reacción y las condiciones de operación en la segunda etapa. En algunas modalidades, la alimentación a la segunda etapa de reacción 22 se ajusta para incluir los destilados de vacío de la línea de flujo 62. Los destilados de vacío pueden ser adicionados incrementalmente a la alimentación a la segunda etapa de reacción 22 de una cantidad de aproximadamente 0% de la alimentación a aproximadamente 50% de la alimentación. En algunas modalidades, el efluente del reactor de segunda etapa 22 puede ser enrutado del separador HP/HT 40 al separador HP/HT 140. Esto puede ocurrir al reencaminar gradualmente el efluente por medio de la línea de flujo 24 a ser enviado al separador HP/HT 140. El vapor separado recuperado por medio de la línea de flujo 142 puede ser encaminado al sistema de compresión de reciclaje 46 al abrir las válvulas asociadas y la tubería. El líquido separado recuperado por medio de la línea de flujo 144 es encaminado al sistema de desmonte 80 al abrir las válvulas y las tuberías asociadas. El cambio de catalizador del catalizador de hidrocrackeo al catalizador de hidrotratamiento ocurre al hacer la transición del catalizador hacia y desde el lecho bombeado de reactor de segunda etapa 22 al reducir la cantidad de catalizador de hidrocrackeo que es alimentado al reactor de segunda etapa por medio de la línea 92 mientras se aumenta la cantidad de

catalizador de hidrotratamiento que es alimentado al reactor de segunda etapa. Para reversar la operación del reactor de segunda etapa de regreso al modo de conversión residual máxima, se hacen los mismos ajustes anteriores en reversa.

[0074] Con relación ahora a la Figura 5, se ilustra un diagrama de flujo de proceso simplificado de los procesos para mejorar residuo de acuerdo con las modalidades divulgadas acá, donde los numerales similares representan partes similares. La Figura 5 divulga la operación del sistema en otro modo de efluente de calidad y puede eliminar las limitaciones en nivel de contaminante de alimentación (VR) de una unidad RDS típica hacia arriba de un RFCC mientras que aún produce una alimentación de alta calidad al RFCC.

[0075] Como se describió previamente, el residuo y el hidrógeno pueden ser alimentados por medio de las líneas de flujo 10 y 12, respectivamente, a la primera etapa de reacción de hidrocrackeo 14 que contiene un catalizador de hidrocrackeo y que opera a una temperatura y presión suficientes para convertir por lo menos una porción del residuo en hidrocarburos más livianos. El efluente de reactor de primera etapa puede ser recuperado por medio de la línea de flujo 16 y alimentado al separador de alta temperatura y alta presión 40 (separador HP/HT) para separar el líquido efluente y el vapor. El vapor separado puede ser recuperado por medio de la línea de flujo 42, y el líquido separado puede ser recuperado por medio de la línea de flujo 44. Como se describió anteriormente, el efluente de primera etapa puede incluir productos de reacción y residuo sin reaccionar, el cual puede incluir componentes de alimentación sin reaccionar tales como asfaltenos, y asfaltenos hidrocrackeados que tienen varios puntos de ebullición, incluyendo aquellos en el rango de ebullición de la materia prima residual. La primera etapa de reacción de hidrocrackeo 14 puede ser operada a temperaturas en el rango de aproximadamente 360°C a aproximadamente 450°C, por ejemplo.

[0076] La fracción de aceite desasfaltado, los destilados de vacío y el hidrógeno pueden ser alimentados por medio de las líneas de flujo 18, 62 y 20,

respectivamente, a la segunda etapa de reacción 22 que contiene un catalizador de hidrotratamiento y que opera a una temperatura y presión para convertir por lo menos una porción del aceite desasfaltado en hidrocarburos más livianos y remover azufre, nitrógeno y metales. Las condiciones en la segunda etapa de reacción también serán adaptadas para ser adecuadas para minimizar la conversión y producir un efluente adecuado para alimentarse a una unidad RFCC. La segunda etapa de reacción 122 puede ser una etapa de lecho fijo operada a temperaturas en el rango de aproximadamente 350°C a aproximadamente 410°C, por ejemplo.

[0077] El efluente de reactor de segunda etapa puede ser recuperado por la línea de flujo 24 y alimentado a un separador de alta temperatura y alta presión 140 (separador HP/HT) para separar el líquido de efluente y el vapor. El vapor separado puede ser recuperado por medio de la línea de flujo 142, y el líquido separado puede ser recuperado por medio de la línea de flujo 144. En algunas modalidades, el separador HP/HT 140 puede ser opcional.

[0078] El vapor luego puede ser dirigido por medio de la línea de flujo 142 al sistema de compresión de enfriamiento, purificación y reciclaje de gas 46 junto con el vapor separado recuperado por medio de la línea de flujo 42. Los hidrocarburos condensados durante el enfriamiento y la purificación pueden ser recuperados por medio del flujo 50 y combinados con el líquido separado en la línea de flujo 44 para procesamiento posterior, tal como en la torre de destilación atmosférica 54.

[0079] El líquido luego puede ser dirigido por medio de la línea de flujo 144 a un sistema de desmonte 80 para generar un fondo de desmonte y un techo de desmonte. El fondo de desmonte puede ser recuperado por medio de la línea de flujo 86 y enviado para procesamiento posterior. En algunas modalidades, el fondo de desmonte puede ser enviado a una unidad de craqueo catalítico fluidizado residual (RFCC). El sistema de desmonte 80 es operado para producir un producto residual de 370+°C en el fondo de desmonte y un diésel y fracción más liviana en el techo. El techo de desmonte puede ser alimentado por medio de la línea de flujo 82

a la torre de destilación atmosférica 54. El techo de desmonte puede ser combinado con los hidrocarburos condensados durante el enfriamiento y la purificación por medio del flujo 50 y el líquido separado en la línea de flujo 44. Los destilados atmosféricos pueden ser recuperados por medio de la línea de flujo 56, y la primera fracción de fondo puede ser recuperada por medio de la línea de flujo 58, como se describió anteriormente.

[0080] Los destilados de vacío por medio de la línea de flujo 62 pueden ser alimentados al reactor de segunda etapa 22 junto con el DAO por medio de la línea de flujo 18 desde la unidad de desasfaltado con solvente 32 como se describió anteriormente

[0081] Como se ilustra en las Figuras 1, 2 y 5, los procesos divulgados acá pueden incluir un sistema de enfriamiento, purificación y compresión de gas 46 independiente. En otras modalidades, la fracción de vapor recuperada por medio de la línea de flujo 42, o por lo menos una porción de la misma, puede ser procesada en un sistema de enfriamiento, purificación, y compresión de gas común, que integra el procesamiento de gas con otras unidades de hidroprocesamiento en el sitio.

[0082] Aunque no se ilustra, por lo menos una porción de los asfaltenos recuperados por medio de la línea de flujo 34 pueden ser reciclados a la primera etapa de reactor de hidrocrackeo en algunas modalidades. Mejorar o de otra forma usar los asfaltenos recuperados por medio de la línea de flujo 34 puede ser realizado usando otros varios procesos conocidos para los expertos en la materia. Por ejemplo, los asfaltenos pueden ser mezclados con un cortador tal como aceite de suspensión FCC y usado como combustible, o procesado solo o en combinación con otros materiales en unidades de coqueo retrasado o gasificación, o peletizado en bolitas de asfalto.

[0083] EJEMPLOS

[0084] Los siguientes ejemplos se derivan de técnicas de modelado. Aunque el trabajo ha sido realizado, los Inventores no presentan estos ejemplos en pasado para cumplir con las reglas aplicables.

[0085] La Tabla 1 a continuación muestra el rango de conversiones y temperaturas de reactor para las modalidades de los dos modos de operación de ambas etapas de reactor descritas acá. El modo de conversión en la tabla es el sistema que opera para maximizar la conversión de hidrocrackeo/diésel máximo. El modo de efluente de calidad en la tabla es el sistema que opera para minimizar la conversión de hidrocrackeo/maximizar la calidad del efluente. Los datos no son presentados para la operación en los modos de transición, bien sea transición del modo de conversión al modo de hidrotratamiento y viceversa.

Tabla 1			
<u>Modo de Operación</u>	<u>Primera</u>	<u>Segunda Etapa</u>	<u>Conversión</u>
<u>MODO DE CONVERSION</u>	<u>Etapa</u>		<u>Residual Total (2-</u>
<u>MAXIMA</u>			<u>Etapas)</u>
% Conversión Máximo, rango	30-75	20-50 (sobre base de	80-95
% Conversión Máximo, típico	55-70	alimentación VR)	85-92
Temperatura de Reactor,		22-33	
rango	360-450C	400-440C	
Temperatura de Reactor, típico	400-440C	420-440C	
<u>MODO DE EFLUENTE DE</u>			
<u>CALIDAD</u>			
% Conversión Máximo, rango	30-75	5 - 20 (sobre base de	25-80
% Conversión Máximo, típico	55-65	alimentación VR)	58-70
Temperatura de Reactor,		10-15	
rango	360-450C	350-410C	
Temperatura de Reactor, típico	400-440C	360-385C	

[0086] La Tabla 2 muestra la operación del reactor de segunda etapa entre los dos modos de operación. El modo de conversión en la tabla es el sistema que opera para maximizar la conversión de hidrocrackeo/maximizar diésel. El modo de efluente de calidad en la tabla es el sistema que opera para minimizar la conversión de hidrocrackeo/maximizar la calidad del efluente. Las propiedades de la materia

prima son típicas pero pueden variar dependiendo de la fuente de crudo y los niveles de conversión de la primera etapa. Los datos no son presentados para operación en modos de transición, bien sea la transición del modo de conversión al modo de hidrotratamiento y viceversa.

Tabla 2

	Modo de Conversión	Modo de Efluente de Calidad
Propiedades de Alimentación		
Alimentación	DAO + 20% HVGO	DAO + HVGO
Gravedad API	13	14.3
Nitrógeno, wppm	3500	3000
%CCR	12	8
Ni+V, wppm	5.5	4.3
Expansión de lecho de catalizador	35-60%	10-15%
Condiciones de Operación de Reactor		
Tipo de catalizador	Amorfo NiMo/Al2O3 con volumen de poro alto	Alta actividad NiMO/Al2O3 con volumen de poro relativamente bajo/mayor área superficial y resistencia a desgaste
LHSV	0.2	0.4
Temperatura promedio de lecho, C	438	380
Conversión de 566+C	78 (por paso)	15 (una vez a través)
Gravedad API de crudo pesado (fracción 370C+)	18	20.5
Nitrógeno en crudo pesado, wppm	2700	800

%HDN Relativo	23	73
Azufre en crudo pesado, wppm	3600	100

[0087] Como se describió anteriormente, las modalidades acá divulgadas suministran la conversión eficiente y flexible de hidrocarburos pesados en hidrocarburos más livianos por medio de un proceso integrado de hidrocrackeo y desasfaltado con solvente.

[0088] En otro aspecto, los procesos de acuerdo con las modalidades divulgadas acá pueden suministrar la reducción del tamaño requerido del equipo de procesamiento, incluyendo por lo menos uno de un reactor de hidrocrackeo y una unidad de desasfaltado con solvente. Las altas conversiones obtenidas pueden resultar en tasa de reciclaje relativas menores a lo requerido por los procesos del arte para lograr conversiones totales mayores. Adicionalmente, el hidrocrackeo de por lo menos una porción de los asfaltenos en la primera etapa de reacción puede suministrar tasas de alimentación reducidas, uso de solvente, etc., asociado con la unidad de desasfaltado con solvente en comparación con los procesos del arte previo.

[0089] En otro aspecto, los procesos de acuerdo con las modalidades acá divulgadas pueden suministrar tasas de fallas de catalizador disminuidas, extendiendo de esta forma los tiempos de ciclo de catalizador y la vida útil del catalizador. Por ejemplo, las condiciones de operación en la primera zona de reacción pueden ser seleccionadas para minimizar la formación de sedimento y la falla de catalizador que pueden ocurrir de otra forma cuando se hidrocrackea asfaltenos.

[0090] Las reducciones significativas en capital y costos de operación pueden realizarse debido a uno o más de bajos requerimientos de reciclaje, uso eficiente de catalizador, y conversión parcial de asfaltenos antes del desasfaltado con solvente.

[0091] La remoción de asfaltenos entre las etapas de reacción puede adicionalmente resultar en un problema menor de deposición de sedimento en los equipos asociados con separación de líquido a partir de vapor en el circuito de efluente reactor, incluyendo equipos en la sección de fraccionamiento.

[0092] Aunque la divulgación incluye un número limitado de modalidades, los expertos en la materia, teniendo el beneficio de esta divulgación, apreciarán que se pueden contemplar otras modalidades las cuales no se salen del alcance de la presente divulgación. En consecuencia, el alcance estará limitado únicamente por las reivindicaciones adjuntas.