(19) OFICINA ESPAÑOLA DE PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA

(11) Número de publicación: **2 670 004**

(51) Int. CI.:

C10G 65/10 (2006.01)
C10G 65/12 (2006.01)
C10G 69/06 (2006.01)
C10G 65/00 (2006.01)
C10G 69/00 (2006.01)

(12) TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA T3

(86) Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **30.06.2014 PCT/EP2014/063853**

(87) Fecha y número de publicación internacional: **08.01.2015 WO15000845**

(96) Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **30.06.2014 E 14733661 (4)**

(97) Fecha y número de publicación de la concesión europea: **28.02.2018 EP 3017023**

(54) Título: **Método para convertir una carga de hidrocarburos de punto de ebullición elevado en productos de hidrocarburos más ligeros en ebullición**

(30) Prioridad:

02.07.2013 EP 13174774

(45) Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
29.05.2018

(73) Titular/es:

SAUDI BASIC INDUSTRIES CORPORATION (50.0%)
P.O. Box 5101
Riyadh 11422, SA y
SABIC GLOBAL TECHNOLOGIES B.V. (50.0%)

(72) Inventor/es:

WARD, ANDREW, MARK;
NARAYANASWAMY, RAVICHANDER;
RAJAGOPALAN, VIJAYANAND;
POWALE, LAKSHMIKANT SURYAKANT;
HOUSMANS, THOMAS, HUBERTUS, MARIA;
OPRINS, ARNO, JOHANNES, MARIA y
TURNER, WILLIAM, JAY

(74) Agente/Representante:

LEHMANN NOVO, María Isabel

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

DESCRIPCION

Método para convertir una carga de hidrocarburos de punto de ebullición elevado en productos de hidrocarburos más ligeros en ebullición

La presente invención se refiere a un proceso para convertir una carga de hidrocarburos de punto de ebullición alto en productos de hidrocarburos más ligeros en ebullición. Más en detalle, la presente invención se refiere a un proceso para convertir hidrocarburos que hierven en el rango de > 350 grados Celsius en hidrocarburos hidrocraqueados más ligeros en ebullición del tipo C2 hasta un rango de ebullición < 350 grados Celsius.

Convencionalmente, el petróleo crudo es procesado, vía destilación, en un número de cortes, tales como nafta, gasóleos y residuos. Cada uno de estos cortes tiene un número de usos potenciales, tales como para producción de combustibles de transporte como gasolina, diesel y queroseno o como alimentaciones para algunas petroquímicas y otras unidades de procesamiento.

Los cortes de petróleo crudo ligero tales como naftas y algunos gasóleos se pueden utilizar para producir olefinas ligeras y compuestos aromáticos de anillo individual a través de procesos tales como craqueo con vapor, en los que la corriente de alimentación de hidrocarburos es evaporada y diluida con vapor, luego expuesta a una temperatura muy alta (800ºC a 860ºC) en tubos de horno (reactor) en tiempo de residencia corto (< 1 segundo). En tal proceso, las moléculas de hidrocarburo en la alimentación son transformadas en moléculas más cortas (por término medio) y moléculas con relaciones más bajas de hidrógeno a carbono (tales como olefinas) cuando se comparan con las moléculas de la alimentación. Este proceso genera también hidrógeno como subproducto útil y cantidades significativas de co-productos de menor valor, tales como metano y aromáticos C9+ y especies aromáticas condensadas (que contienen dos o más anillos aromáticos que comparten bordes).

Típicamente, las especies aromáticas más pesadas (o punto de ebullición más alto), tales como residuos, son procesadas después en una refinería de petróleo crudo para incrementar al máximo el rendimiento de productos más ligeros (destilables) a partir de petróleo crudo. Este procesamiento se puede realizar pro procesos tales como hidro-craqueo (en el que la alimentación de hidro-craqueo es expuesta a un catalizador adecuado en condiciones que resultan en alguna fracción de las moléculas de alimentación que son rotas en moléculas de hidrocarburos más cotas con la adición simultánea de hidrógeno). El hidrocraqueo con vapor de refinería pesado se realiza típicamente a altas presiones y temperaturas y, por lo tanto, tiene un coste de capital alto.

Un aspecto de tal combinación de destilación de petróleo crudo y craqueo con vapor del corte de destilación más ligero es capital y otros costes asociados con la destilación fraccional de petróleo crudo. Los cortes de petróleo crudo más pesado (es decir, los que hierven por encima de ~ 350ºC son relativamente ricos en especies aromáticas sustituidas y especialmente especies aromáticas condensadas sustituidas (que contienen dos o más anillos aromáticos que comparten bordes) y en condiciones de craqueo con vapor, estos materiales proporcionan cantidades sustanciales de subproductos pesados tales como aromáticos C9+ y aromáticos condensados. Por lo tanto, una consecuencia de la combinación convencional de destilación de petróleo crudo y craqueo con vapor es que una fracción sustancial del petróleo crudo, por ejemplo 50 % en peso, no es procesada a través de craqueo con vapor, ya que el rendimiento del craqueo de productos valiosos a partir de cortes más pesados no es considera suficientemente alto.

Otro aspecto de la tecnología descrita anteriormente es que incluso cuando sólo se procesas cortes de petróleo crudo ligero (tal como nafta) a través de craqueo con vapor, una fracción significativa de la corriente de alimentación se convierte en subproductos pesados de bajo valor tales como aromáticos C9+ y aromáticos condensados. Con naftas y gasóleos típicos, estos subproductos pesados pueden constituir el 5 a 10 % del rendimiento total del producto (hay que duplicar el chequeo y referenciarlo). Aunque esto representa una degradación financiera significativa de nafta costosa en material menos valioso en la escala de un craqueo con vapor convencional, el rendimiento de estos subproductos pesados no justifica típicamente la inversión de capital requerida para mejoras estos materiales (por ejemplo, por hidrocraqueo) en corrientes que pueden producir cantidades significativas de productos químicos de mayor valor. Eso es debido, en parte, a que las plantas de hidrocraqueo tienen altos costes de capital y, como con la mayoría de los procesos petroquímicos, el coste de capital de estas unidades escala típicamente con la capacidad elevada hasta la potencia 0,6 ó 0,7. Por consiguiente, los costes de capital de una unidad de hidro-craqueo a pequeña escala se consideran normalmente demasiado altos para justificar tal inversión en el proceso de craqueo con vapor de sub-productos pesados.

Otro aspecto del hidrocraqueo convencional de corrientes de refinería pesadas tales como residuos es que éste se realiza típicamente en condiciones de compromiso que se eligen para conseguir la conversión general deseada. Puesto que las corrientes de alimentación contienen una mezcla de especies con un rango de facilidad de craqueo, esto da como resultado alguna fracción de los productos destilables formados por hidrocraqueo de especies relativamente fáciles de hidrocraqueo que son convertidas después en las condiciones necesarias para hidrocraquear especies más difíciles de hidrocraquear. Esto incrementa el consumo de hidrógeno y las dificultades de gestión del calor asociadas con el proceso y también incrementa la producción de moléculas ligeras, tales como metano a costa de especies más valiosas.

Un resultado de tal combinación de destilación de petróleo crudo y craqueo con vapor de los costes de destilación más ligeros es que los tubos de horno de craqueo con vapor son típicamente inadecuados para el procesamiento de cortes que contienen cantidades significativas de material con un punto de ebullición mayor que ~ 350º, ya que es difícil asegurar la evaporación completa de estos cortes antes de exponer la corriente mixta de hidrocarburos y vapor a las altas temperaturas requeridas para favorecer el craqueo térmico. Si están presentes gotitas de hidrocarburos líquidos en las secciones calientes de los tubos de craqueo, se deposita rápidamente coque sobre la superficie de los tubos que reduce la transferencia de calor e incrementa la caída de la presión y finalmente restringe la operación del tubo de craqueo que necesita un cierre del tubo para permitir el descoqueo. Debido a esta dificultad, una proporción significativa del petróleo crudo original no puede ser procesada en olefinas ligeras y especies aromáticas con un craqueo con vapor.

Los documentos US 2012/0125813, US 2012/0125812 y US 2012/0125811 se refieren a un proceso para craqueo de una carga de hidrocarburos pesados, que comprende una etapa de vaporización, una etapa de destilación, una etapa de coquización, una etapa de hidro-procesamiento y una etapa de craqueo con vapor. Por ejemplo, el documento US 2012/0125813 se refiere a un proceso para craqueo con vapor de una carga de hidrocarburos pesados para producir etileno, propileno olefinas de C_4, gasolina de pirólisis, y otros productos, en el que el craqueo con vapor de hidrocarburos, es decir, una mezcla de una carga de hidrocarburos, tales como etano, propano, nafta, gasoil y otras fracciones de hidrocarburos, es un proceso petroquímico no catalítico que se ampliamente utilizado para producir olefinas tales como etileno, propileno, butenos, butadieno, y aromáticos tales como benceno, tolueno, y xilenos.

El documento US 2009/0050523 se refiere a la formación de olefinas por craqueo térmico en un horno de pirólisis de petróleo crudo entero líquido y/o condensado derivado de gas natural de manera que se integra con una operación de hidrocraqueo.

El documento US 2008/0093261 se refiere a la formación de olefinas por craqueo térmico de hidrocarburos en un horno de pirólisis de petróleo crudo entero líquido /o condensado derivado de gas natural de manera que se integra con una refinería de petróleo crudo.

El documento US 3891539 se refiere a un proceso de hidrocraqueo, en el que una carga de hidrocarburos pesados se convierte en una porción mayor de gasolina y una porción menor que petróleo combustible, cuyo proceso comprende: a. hidrocraquear una carga de hidrocarburos pesados, en una primera zona de hidrocraqueo, a una temperatura en el rango desde aproximadamente 371-454 ºC (700-850 ºF) y a una presión desde aproximadamente 3,45-20,7 MPa (500-3.000 psig), en la presencia de un azufre y catalizador de hidrocraqueo resistente al nitrógeno para conversión de dicha carga de hidrocarburos pesados en una fracción de gasolina de no más del 5 por ciento, hirviendo una porción mayor de la fracción de gasoil en el rango de 221-538 ºC (430-1000 ºF), e hirviendo al menos aproximadamente el 10 por ciento de la fracción de petróleo residual por encima de 538 ºC (1000 ºF); b. separar, en una zona de separación, la fracción de gasoil de la fracción de petróleo residual; c. recuperar al menos una porción de dicha fracción residual como producto de petróleo combustible pesado con bajo contenido de azufre; y d. hidrocraquear la fracción de gasóleo en una segunda zona de hidrocraqueo con hidrógeno molecular a una temperatura en el rango de aproximadamente 371- (700-780 ºF). Y a una presión de aproximadamente 3,45-17,2 MPa (500-2.500 psig), en la presencia de un catalizador de hidrocraqueo para producir gasolina que hierve en el rango de 13-221 ºC (55-430 ºF). El documento US 3660270 se refiere a un proceso para producir gasolina que comprende hidrocraquear un destilado de petróleo en una primera zona de conversión, separar el efluente en tres fracciones, hidrocraquear y deshidrogenar la segunda fracción que tiene un punto de ebullición inicial entre 82-138 ºC (180-280 °F) en una segunda zona de conversión a una temperatura en el rango de 441-510 ºC (825-950 °F) y una presión de 0-10,3 MPa (0-1500 psig). El documento US 4137147 (que corresponde a FR 2 364 879) se refiere a un proceso selectivo para producir hidrocarburos olefínicos ligeros principalmente con 2 y 3 átomos de carbono, respectivamente, por molécula, particularmente etileno y propileno, que se obtienen por hidrogenolisis o hidrocraqueo seguido por craqueo con vapor.

El documento US 3842138 se refiere a un método de craqueo térmico en presencia de hidrógeno de una carga de hidrocarburos de petróleo, en el que el proceso de hidrocraqueo se realiza bajo una presión de 5 a 70 bares en la salida del reactor con tiempos de residencia muy cortos de 0,01 y 0,5 segundos y un rango de temperatura en la salida del reactor que se extiende de 625 a 1000°C.

El documento GB 1020595 se refiere a un proceso para la producción de naftaleno y benceno, que comprende (1) pasar una carga, que contiene hidrocarburos aromáticos sustituidos con alquilo que hierven dentro del rango de 93-316 ºC (200-600 °F) y que comprende bencenos de alquilo y naftalenos de alquilo en una primera instalación de hidrocraqueo a una temperatura de 427-593 ºC (800-1100 °F) y una presión de 1,03-6,9 MPa (150-1000 psig) y en ausencia de un catalizados a una temperatura de 538-593 ºC (1000-1100°F) y una presión de 1,03-6,9 MPa (150-1000 psig), (2) someter el producto craqueado a hidrocraqueo en una segunda instalación de hidrocraqueo o bien en la presencia de un catalizador a una temperatura de 482-649 ºC (900-1200 °F) y una presión de 1,03-6,9 MPa (150-1000 psig), o en ausencia de un catalizador a una temperatura de 593-982 ºC (1100-1800 ºF) y una presión de 0,03-17,2 MPa (50-2500 psig) para dar un producto enriquecido naftaleno y benceno, (3) separar el producto enriquecido

en al menos una fracción rica en naftaleno (N) y una fracción (B) 70 que contiene benceno y alquil bencenos, (4) recuperar naftaleno desde la fracción rica en naftaleno (N) y fraccionamiento de (B) para dar benceno y una fracción enriquecida con alquil bencenos, algunos o todos los cuales son reciclados a la segunda instalación de hidrocraqueo.

El documento US 2012205285 se refiere a un proceso para hidroprocesamiento de una alimentación de hidrocarburos, que comprende (a) contactar la alimentación con (i) un diluyente y (ii) hidrógeno, para producir una mezcla de alimentación / diluyente / hidrógeno, en la que el hidrógeno está disuelto en la mezcla para producir una alimentación líquida; (b) contactar la mezcla de alimentación / diluyente / hidrógeno con un primer catalizador en una primera zona de tratamiento para producir un primer producto efluente; (c) contactar el primer producto efluente con un segundo catalizador en zona operativa anular selectiva, para producir un segundo producto efluente; y (d) reciclar una porción del segundo producto efluente como una corriente de producto reciclado para uso en el diluyente en la etapa. Un objeto de la presente invención es proporcionar un método para convertir una carga de hidrocarburos de punto de ebullición elevado en productos de hidrocarburos más ligeros en ebullición.

Otro objeto de la presente invención es proporcionar un método para producir productos de hidrocarburos más ligeros en ebullición, que se pueden utilizar como una carga para procesamiento químico posterior.

La presente invención se refiere a un proceso para convertir una carga de hidrocarburos de punto de ebullición alto en productos de hidrocarburos más ligeros en ebullición, siendo adecuados dichos productos de hidrocarburos más ligeros en ebullición como una carga para procesos petroquímicos, comprendiendo dicho proceso de conversión las etapas de la reivindicación 1. Sobre la base de tal proceso se consiguen uno o más de los presentes objetos. El término “desde menos severo hasta más severo” se refiera a las condiciones que son necesarias para hidrocraquear las moléculas en la(s) unidad(es) de hidrocraqueo siguiente(s). Como se ha mencionado anteriormente, la carga para cada unidad(es) de hidrocraqueo siguiente(s) comprende cada vez más moléculas que son más difíciles de hidrocraquear resultando en la aplicación de condiciones en una unidad de hidrocraqueo que son más severas que en la(s) unidad(es) de hidrocraqueo localizadas curso arriba.

Los presentes inventores han encontrado que una carga de hidrocarburos que tiene un punto de ebullición de > 350 grados Celsius es alimentada a una serie (o cascada) de reactores de proceso de hidrocraqueo con un rango de condiciones operativas (crecientemente severas) / catalizadores seleccionados para incrementar al máximo el rendimiento de productos deseados a partir de este material, que es un material adecuado para la producción de productos petroquímicos como olefinas ligeras. De hecho, los productos de hidrocarburos más ligeros en ebullición producidos de esta manera se pueden caracterizar como productos de hidrocarburos hidrocraqueados que tienen un punto de ebullición < 350 grados Celsius y al menos 2 átomos de C. En otras palabras, los productos pretendidos de acuerdo con la invención comprenden productos de hidrocraqueo C2 hasta < 350ºC de rango de ebullición.

Después de cada etapa de hidrocraqueo de acuerdo con el presente método, el material pesado remanente es separado de los productos más ligeros y sólo los productos más pesados son alimentados a la siguiente etapa, más severa, de hidrocraqueo, mientras que el material más ligero es separado y de esta manera no es expuesto a más hidrocraqueo. En una forma de realización preferida, cada etapa de la cascada de hidrocraqueo es optimizada (a través de condiciones operativas seleccionadas, tipo de catalizador y diseño del reactor), de tal manera que el rendimiento último de productos deseados, es decir, C2 hasta ebullición < 350 grados Celsius, se incrementa al máximo y se reducen al mínimo los costes de capital y operativos asociados. De acuerdo con una forma de realización, esto puede implicar una serie de procesos diferentes, tales primero una instalación de hidrocraqueo de lecho fijo, seguido por una instalación de hidrocraqueo de lecho ebullado, seguido por una instalación de hidrocraqueo en suspensión.

En una forma de realización fuera del alcance de la invención, se alimenta petróleo crudo directamente a una serie de reactores de proceso de hidrocraqueo, en los que las condiciones de hidrocraqueo desde la primera hasta la(s) siguiente(s) unidad(es) de hidrocraqueo se incrementan desde menos severas hasta más severas. En otra forma de realización fuera del alcance de la invención, se envía petróleo crudo primero a una unidad de destilación fraccional y los productos pesados (C9+) son alimentados desde la unidad de destilación hasta una serie de reactores de proceso de hidrocraqueo, en los que las condiciones de hidrocraqueo desde la primera hasta la(s) siguiente(s) unidad(es) de hidrocraqueo se incrementan desde menos severas hasta más severas. La serie de unidad(es) de hidrocraqueo está precedida por una o más unidad(es) de hidrotratamiento.

De acuerdo con una forma de realización preferida, la carga de hidrocarburos que tiene un punto de ebullición de > 350 grados Celsius se origina como un vapor de fondo desde una destilación de petróleo crudo. Otros tipos de cargas que se pueden procesar de acuerdo con el presente método incluyen petróleo de arena bituminosa, petróleo de esquisto bituminoso y biomateriales, o una combinación de ellos.

En el presente método, es posible también alimentar una o más unidad(s) de hidrocraqueo con una carga “fresca”, es decir, una carga que no se origina desde la(s) unidad(es) de hidrocraqueo anterior(es).

Ejemplos de procesos petroquímicos preferidos son FCC (Craqueo Catalítico Fluido), SC (Craqueo con Vapor), unidades de deshidrogenación, unidades de alquilación, unidades de isomerización y unidades de reforma, o combinaciones de ellos.

En una forma de realización de la presente invención, las corrientes superiores desde todas las unidades de hidrocraqueo se combinan y procesan como una carga para uno o más procesos petroquímicos.

Además, las corrientes superiores recogidas de esta manera son separadas en corrientes individuales por un proceso de destilación, en el que cada una de las corrientes individuales separadas de esta manera son enviadas a procesos petroquímicos individuales.

El presente proceso comprende, además, separar los productos de hidrocarburos más ligeros en ebullición en (i) una primera corriente que contiene el hidrógeno no utilizado, posibles H2S, NH3, H2O y metano y (ii) una segunda corriente que contiene productos C2 y C2+ con puntos de ebullición inferiores a 350ºC. De acuerdo con otra forma de realización, dicha (ii) segunda corriente es separada, además, en corrientes individuales de C2/C3/C4, etc., en la que las corrientes separadas de esta manera se pueden utilizar para diferentes procesos petroquímicos.

En una forma de realización de la presente invención, (ii) la segunda corriente es procesada como una carga para uno o más procesos petroquímicos. Y se prefiere reciclar (i) la primera corriente a una unidad de hidrocraqueo, especialmente a la unidad de hidrocraqueo previa en la cascada de unidades de hidrocraqueo. Cuando se recicla tal (i) primera corriente, se prefiere tener una corriente de purga para prevenir la acumulación de componentes no deseados en la unidad de hidrocraqueo respectiva. En tal forma de realización preferida, la corriente que contiene hidrógeno no utilizado desde cada etapa en la cascada es alimentada, como parte del requerimiento de hidrógeno, a la etapa previa en la cascada. De esta manera, el hidrógeno fresco sería alimentado a la etapa final en la cascada y cada etapa precedente recibiría una combinación de hidrógeno no utilizado desde la etapa siguiente más hidrógeno fresco para cumplir la demanda específica de hidrógeno de esa etapa de hidrocraqueo. Esto reducirá el coste operativo de la instalación de hidrocraqueo en cascada para ayudar a reducir al mínimo la pérdida de hidrógeno valioso en purgas. Esta construcción ayudará a reducir el coste de capital de la instalación de hidrocraqueo en cascada general, ya que cada etapa de procesamiento individual puede ser simplificada reduciendo o eliminando la necesidad de una purga de hidrógeno específica para mantener la pureza requerida del hidrógeno en cada etapa en la cascada. Puede ser especialmente conveniente disponer las etapas de hidrocraqueo en orden ascendente, de tal manera que no será necesario recomprimir la corriente que contiene hidrógeno que es alimentada (a contra corriente con respecto al flujo de hidrocarburos) desde una etapa de hidrocraqueo hasta la anterior. Este último punto depende del método utilizado para separar la corriente que contiene hidrógeno de la corriente pesada, es decir, el material de producto C2-350ºC, ya que algunos métodos de separación pueden incluir la despresurización de esta corriente.

En un ejemplo, la cascada de unidades de hidrocraqueo comprende al menos dos unidades de hidrocraqueo, donde la temperatura en la primera unidad de hidrocraqueo es con preferencia inferior que la temperatura en la segunda unidad de hidrocraqueo.

En el proceso de la presente invención, la cascada de unidades de hidrocraqueo comprende al menos tres unidades de hidrocraqueo, donde la primera unidad de hidrocraqueo está precedida por una unidad de hidrotratamiento, donde al vapor de fondo de dicha unidad de hidrotratamiento se utiliza como una carga para dicha primera unidad de hidrocraqueo. Como se ha mencionado anteriormente, una carga desde otra unidad de proceso o una carga desde un tipo diferente como petróleo de arenas bituminosas o de esquisto bituminoso se puede utilizar también como carga para cada unidad de hidrocraqueo.

En tal construcción, la temperatura que prevalece en dicha unidad de hidrocraqueo es más alta que en dicha primera unidad de hidrocraqueo. Además, la temperatura en la cascada de unidades de hidrocraqueo se incrementa, donde dicha temperatura que prevalece en dicha tercera unidad de hidrocraqueo es más alta que en dicha primera unidad de hidrocraqueo.

Los presentes inventores han encontrado que para condiciones óptimas de hidrocraqueo en la cascada de unidades de hidrocraqueo, el tamaño de las partículas del catalizador presente en la cascada de unidades de hidrocraqueo se reduce con preferencia desde la primera unidad de hidrocraqueo hasta la(s) unidad(es) de hidrocraqueo siguiente(s).

El diseño del tipo de reactor de la(s) unidad(es) de hidrocraqueo se selecciona del grupo del tipo de lecho fijo, del tipo de reactor de lecho ebullado y del tipo de fase en suspensión. El diseño del tipo de reactor de dicha primera unidad de hidrocraqueo es con preferencia del tipo de reactor del tipo en ebullición. El diseño del tipo de reactor de dicha tercera unidad de hidrocraqueo es con preferencia del tipo de fase en suspensión.

De acuerdo con una forma de realización preferida del proceso de acuerdo con la presente invención, el vapor de fondo de la unidad de hidrocraqueo final es reciclado a la entrada de dicha unidad de hidrocraqueo final.

Como se ha mencionado anteriormente, el proceso petroquímico es con preferencia una unidad de craqueo con vapor o una unidad de deshidrogenación. En tal unidad de craqueo con vapor, los productos de reacción generados de esta manera son separados en una corriente que contiene hidrógeno e hidrocarburos C_4 o inferiores, una corriente que contiene hidrocarburos C_{5+} y opcionalmente, además, se separan gasolinas de pirólisis y una fracción que contiene hidrocarburos C_{9+} desde la corriente que contiene hidrocarburos C_{5+}. En una forma de realización preferida, la fracción que contiene C_{9+} puede utilizarse como una carga para la presente cascada de unidades de hidrogenación.

La presente invención se refiere, además, al uso de la fracción ligera gaseosa de una carga de hidrocarburos hidrocraqueados multifase como una carga para una unidad de craqueo con vapor.

De acuerdo con una forma de realización preferida, se utiliza una instalación de hidrocraqueo como la primera etapa en una cascada con una instalación de hidrocraqueo y tres etapas de hidrocraqueo. Si en una forma de realización preferida fuera del alcance de la invención, se utilizan sólo dos etapas de hidrocraqueo, incluso con o sin una instalación de hidrotratamiento, se prefiere el uso de un lecho ebullado como la primera etapa de hidrocraqueo.

El término “petróleo crudo” cuando se utiliza aquí se refiere al petróleo extraído de formaciones geológicas en su forma no refinada. Cualquier petróleo crudo es adecuado como el material fuente para el proceso de esta invención, incluyendo pesado de Arabia, ligero de Arabia, otros crudos del Golfo, Brent, crudos del Mar del Norte, crudos del Norte y del Oeste de África, crudos de Indonesia, de China, y mezclas de ellos, pero también petróleo de esquisto bituminoso, arenas bituminosas y bio-petróleos. El petróleo crudo es con preferencia petróleo convencional que tiene una gravedad API de más de 20º API medida por la Norma ASTM D287. Más preferentemente, el petróleo crudo utilizado es un petróleo crudo ligero que tiene una gravedad API de más de 30º PI. Más preferentemente, el petróleo crudo comprende Petróleo Crudo Ligero de Arabia. El Petróleo Crudo Ligero de Arabia tiene típicamente una gravedad de entre 32-36° API y un contenido de azufre entre 1,5-4,5 % en peso.

El término “petroquímicos” o “productos petroquímicos” cuando se utilizan aquí se refiere a productos químicos derivados del petróleo crudo que no se utilizan como combustibles. Los productos petroquímicos incluyen olefinas y aromáticos que se utilizan como una carga básica para producir productos químicos y polímeros. Los productos petroquímicos de alto valor incluyen olefinas y aromáticos. Las olefinas típicas de alto valor incluyen, pero no están limitadas a etileno, propileno, butadieno, butilenio-1, isobutileno, isopreno, ciclopentadieno y estireno. Aromáticos de alto valor típicos, incluyen, pero no están limitados a benceno, tolueno, xileno y etil benceno.

El término “combustibles” cuando se utiliza aquí se refiere a productos derivados de petróleo crudo utilizados como portadores de energía. A diferencia de los petroquímicos, que son una colección de compuestos bien definidos, los combustibles son típicamente mezclas complejas de diferentes compuestos de hidrocarburos. Los combustibles producidos comúnmente por refinerías de petróleo incluyen, pero no están limitados a gasolina, combustible de reactor, combustible diesel, aceite combustible pesado y coque de petróleo.

El término “gases producidos por la unidad de destilación de crudo” o “fracción de gases” cuando se utilizan aquí se refieren a la fracción obtenida en un proceso de destilación de petróleo crudo que es gaseosa a temperaturas ambiente. De acuerdo con ello, la “fracción de gases” derivada por destilación de crudo comprende principalmente hidrocarburos de C1-C4 y puede comprender, además, impurezas tales como sulfuro de hidrógeno y dióxido de carbono. En esta memoria descriptiva, otras fracciones de petróleo crudo son referidas como “nafta”, queroseno”, “gasoil” y “residuo”. Los términos nafta, queroseno, gasoil y residuo se utilizan aquí con su significado aceptado generalmente en el campo de procesos de refinería de petróleo; ver Alfke et al. (2007) Oil Refining, Ullmann’s Encyclopedia of Industrial Chemistry and Speight (2005) Petroleum Refinery Processes, Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology. A este respecto, hay que indicar que puede existir solape entre las diferentes fracciones de destilación de petróleo crudo debido a la mezcla compleja de compuestos de hidrocarburos comprendidos en el petróleo crudo y los límites técnicos en el proceso de destilación de petróleo crudo. Con preferencia, el término “nafta” cuando se utiliza aquí se refiere a la fracción de petróleo obtenida por destilación de petróleo crudo que tiene un rango de punto de ebullición de aproximadamente 20-200ºC, más preferentemente de aproximadamente 30-190ºC. Con preferencia, la nafta ligera es la fracción que tiene un rango de punto de ebullición de 20-100ºC, más preferente de aproximadamente 30-90ºC. La nafta pesada tiene con preferencia un rango de punto de ebullición de aproximadamente 80-200ºC, más preferente de aproximadamente 90-190ºC. Con preferencia, el término “queroseno” cuando se utiliza aquí se refiere a la fracción de petróleo obtenida por destilación de petróleo crudo que tiene un rango de punto de ebullición de aproximadamente 180-270ºC, más preferentemente de aproximadamente 190-260ºC. Con preferencia, el término “gasoil” cuando se utiliza aquí se refiere a la fracción de petróleo obtenida por destilación de petróleo crudo que tiene un rango de punto de ebullición de aproximadamente 250-360ºC, más preferido de aproximadamente 260-350ºC. Con preferencia, el término “residuo” cuando se utiliza aquí se refiere a la fracción de petróleo obtenida por destilación de petróleo crudo que tiene un rango de punto de ebullición de más de aproximadamente 340ºC, más preferido de más de aproximadamente 350ºC.

El término “hidrocarburos aromáticos” o “aromático” son bien conocidos en la técnica. De acuerdo con ello, el término “hidrocarburo aromático” se refiere a hidrocarburo conjugado cíclicamente con una estabilidad (debida a deslocalización) que es significativamente mayor que la de una estructura localizada hipotéticamente (por ejemplo,

estructura Kekulé). El método más común de determinar la aromaticidad de un hidrocarburo dado es la observación de diatropicidad de el espectro 1H NMR, por ejemplo la presencia de desviaciones químicas en el rango de 7,2 a 7,3 ppm para protones del anillo de benceno.

Los términos “hidrocarburos nafténicos” o “naftenos” o “cicloalcanos” cuando se utilizan aquí tienen su significado establecido y de acuerdo con ello se refieren a tipos de alcanos que tienen uno o más anillos de átomos de carbono en la estructura química de sus moléculas.

El término “olefina” cuando se utiliza aquí tiene su significado bien establecido. De acuerdo con ello, la olefina se refiere a un compuesto de hidrocarburo insaturado, que contiene al menos un enlace doble carbono-carbono. Con preferencia, el término “olefina” se refiere a una mezcla que comprende dos o más de etileno, propileno, butadieno, butilenio-1, isobutileno, isopreno y ciclopentadieno.

El término “LPG” cuando se utiliza aquí se refiere al acrónimo bien establecido para el término “gas de petróleo licuado””. LPG consta generalmente de una mezcla de hidrocarburos de C2-C4, es decir, una mezcla de hidrocarburos de C2, C3 y C4.

El término “BTX” cuando se utiliza aquí se refiere se refiere a una mezcla de benceno, tolueno y xilenos.

Cuando se utiliza aquí, el término “C# hidrocarburos”, donde “#” es un entero positivo, que se utiliza para describir todos los hidrocarburos que tienen # átomos de carbono. Además, el término “C#+ hidrocarburos” se utiliza para describir todas las moléculas de hidrocarburos que tienen # o más átomos de carbono. De acuerdo con ello, el término "C5+ hidrocarburos" se utiliza para describir una mezcla de hidrocarburos que tiene 5 o más átomos de carbono. El término "C5+ alcanos" se refiere de acuerdo con ello a alcanos que tienen 5 o más átomos de carbono.
Cuando se utiliza aquí, el término “unidad de destilación de crudo” o “unidad de destilación de petróleo crudo” se refiere a la columna de fraccionamiento que se utiliza para separar petróleo crudo en fracciones por destilación fraccional; ver Alfke et al. (2007) lugar citado. Con preferencia, el petróleo crudo es procesado en una unidad de destilación para separar gasoil y fracciones más ligeras de componentes de punto de ebullición más alto (residuo atmosférico o “residuo”). No se requiere pasar el residuo a una unidad de destilación en vacío para fraccionamiento posterior del residuo, y es posible procesar el residuo como una fracción individual. Sin embargo, en el caso de cargas de petróleo crudo relativamente pesado, puede ser ventajoso fraccionar adicionalmente el residuo utilizando una unidad de destilación en vacío para separar adicionalmente el residuo en una fracción de gasoil en vacío y una fracción de residuo en vacío. En el caso de que se utilice la destilación en vacío, la fracción de gasoil en vacío y la fracción de residuo en vacío pueden procesarse por separado en las unidades de refinería siguientes. Por ejemplo, la fracción de residuo en vacío se puede someter específicamente a desasfaltado en disolvente antes del procesamiento siguiente.

Cuando se utiliza aquí, el término “unidad de hidrocraqueo” o “instalación de hidrocraqueo” se refiere a una unidad de refinería en la que se realiza un proceso de hidrocraqueo, es decir, un proceso de craqueo catalítico asistido por la presencia de una presión parcial elevada de hidrógeno; ver Alfke et al. (2007) lugar citado. Los productos de este proceso son hidrocarburos saturados y, dependiendo de las condiciones de la reacción, tales como temperatura, presión y velocidad espacial y actividad catalítica, hidrocarburos aromáticos incluyendo BTX. Las condiciones del proceso utilizadas para hidrocraqueo incluyen generalmente una temperatura del proceso de 200-600ºC, presiones elevadas de 0,2-30 MPa, preferiblemente 20 MPa, velocidades espaciales entre 0,1-10 h-1.

Las reacciones de hidrocraqueo se realizan a través de un mecanismo bifuncional que requiere una función ácida, que proporciona el craqueo e isomerización y que proporciona la fractura y/o redisposición de los enlaces de carbono-carbono comprendidos en los compuestos de hidrocarburos comprendidos en la carga, y una función de hidrogenación. Muchos catalizadores utilizados para el proceso de hidrocraqueo se forman combinando varios metales de transición, o sulfuros metálicos con el soporte sólido tal como alúmina, sílice, alúmina-sílice, magnesia y zeolitas.

Cuando se utiliza aquí, el término “unidad de mejora del residuo” se refiere a una unidad de refinería adecuada para el proceso de mejora del residuo, que es un proceso para fracturas los hidrocarburos comprendidos en el residuo y/o destilado pesado derivado de unidad de refinería en hidrocarburos de puntos de ebullición más bajos; ver Alfke et al. (2007) lugar citado. Tecnologías disponibles en el comercio incluyen un coquizador diferido, un coquizador de fluido, un FCC de residuo, un Flexicoker, un visco rompedor o un hidro visco rompedor. Con preferencia, la unidad de mejora del residuo puede ser una unidad de coquización o un hidro rompedor de residuos. Una "·unidad de coquización" es una unidad de procesamiento de refinería de petróleo que convierte el residuo en LPG, destilado ligero, destilado medio, destilado pesado y coque de petróleo. El proceso rompe térmicamente las moléculas de hidrocarburos de cadena larga en la carga de petróleo residual en moléculas de cadena más corta.

Un "hidrocraqueador de residuos" es una unidad de procesamiento de refinería de petróleo que es adecuada para el proceso de hidrocraqueo de residuos, que es un proceso para convertir residuo en LPG, destilado ligero, destilado medio y destilado pesado. Los procesos de hidrocraqueo de residuos son bien conocidos en la técnica; ver Alfke et al. (2007) lugar citado. De acuerdo con ello, se emplean 3 tipos de reactores básicos en hidrocraqueo comercial que

sin un tipo de reactor de lecho fijo (lecho de goteo), un tipo de reactor de lecho ebullado y un tipo de reactor en suspensión (flujo arrastrado). Los procesos de hidrocraqueo de residuos de lecho fijo están bien establecidos y son capaces de procesar corrientes contaminadas, tales como residuos atmosféricos y residuos de vacío para producir destilado ligero y destilado medio, que se puede procesar adicionalmente para producir olefinas y aromáticos. Los catalizadores utilizados en procesos de hidrocraqueo de residuos de lecho fijo comprenden comúnmente uno o más elementos seleccionados del grupo que consta de Co, Mo y Ni sobre un soporte refractario, típicamente alúmina. En el caso de cargas muy contaminadas, el catalizador en procesos hidrocraqueo de residuos de lecho fijo se puede rellenar también hasta una cierta extensión (lecho móvil). Las condiciones del proceso comprenden comúnmente una temperatura de 350-450 °C y una presión manométrica de 2-20 MPa. Los procesos de hidrocraqueo de residuos de lecho ebullado están también bien establecidos y se caracterizan, entre otras cosas, por que el catalizador es sustituido continuamente permitiendo del procesamiento de cargas altamente contaminadas. Los catalizadores utilizados en los procesos de hidrocraqueo de residuos de lecho ebullado comprenden normalmente uno o más elementos seleccionados del grupo que consta de Co, Mo y Ni sobre un soporte refractario, típicamente alúmina. El tamaño pequeño de las partículas de los catalizadores empleados incrementa efectivamente su actividad (ver formulaciones similares en formas adecuadas para aplicaciones de lecho fijo). Estos dos factores permiten a los procesos de hidrocraqueo ebullado conseguir rendimientos significativamente más altos de productos ligeros y niveles más altos de adición de hidrógeno cuando se compara con unidades de hidrocraqueo de lecho fijo. Las condiciones del proceso comprenden comúnmente una temperatura de of 350-450 °C y una presión manométrica de 5-25 MPa. Los procesos de hidrocraqueo de residuos en suspensión representan una combinación de craqueo térmico e hidrogenación catalítica para conseguir altos rendimientos de productos destilables a partir de cargas de residuos altamente contaminadas. En la primera etapa líquida, las reacciones de craqueo e hidrocraqueo térmico ocurren simultáneamente en el lecho fluidizado en condiciones de proceso que incluyen una temperatura de 400-500 °C y una presión manométrica de 15-25 MPa. El residuo, el hidrógeno y el catalizador son introducidos en el fondo del reactor y se forma un lecho fluidizado, cuya altura depende del caudal de flujo y de la conversión deseada. En estos procesos, el catalizador es sustituido continuamente para conseguir niveles de conversión consistentes a través de un ciclo operativo. El catalizador puede ser un sulfuro metálico no soportados que es generado en el lugar dentro del reactor. En la práctica, los costes adicionales asociados con los reactores de lecho ebullado y de fase en suspensión sólo están justificados cuando se requiere una conversión alta de corrientes pesadas muy contaminadas, tales como gasoil en vacío. En estas circunstancias, la conversión limitada de moléculas muy grandes y las dificultades asociadas con la desactivación del catalizador hacer que los procesos de lecho fijo sean relativos. De acuerdo con ello, los tipos de reactor de lecho ebullado y en suspensión se prefieren debido a su rendimiento mejorado de destilado ligero y medio cuando se compara con el hidrocraqueo de lecho fijo. Cuando se utiliza aquí, el término "efluente líquido que mejora el residuo" se refiere al producto producido por mejora del residuo excluyendo los productos gaseosos, tales como metano y LPG y el destilado pesado producido por mejora del residuo. El destilado pesado producido por mejora del residuo es reciclado con preferencia a la unidad de mejora del residuo hasta la extinción. No obstante, puede ser necesario purgar una corriente de paso relativamente pequeña. Desde el punto de vista de la eficiencia del carbono, se prefiere un hidrocraqueador de residuos sobre una unidad de coquización, ya que esta última produce cantidades considerables de coque de petróleo que no se pueden mejorar hasta productos petroquímicos de alto valor. Desde el punto de vista del equilibrio de hidrógeno del proceso integrado, puede ser preferido seleccionar una unidad de coqueo sobre un hidrocraqueador de residuos, ya que este último consume cantidades considerables de hidrógeno. También a la vista del gasto de capital y/o los costes operativos, puede ser ventajoso seleccionar una unidad de coqueo sobre un hidrocraqueador de residuos.

El proceso de la presente invención puede requerir la eliminación de azufre des ciertas fracciones de petróleo crudo para prevenir la desactivación catalítica en procesos de refinería siguientes. Tal proceso de hidrodesulfuración se realiza en una “unidad HDS” o “hidrotratador”; ver Alfke et al. (2007) lugar citado. Generalmente, la reacción de hidrosulfuración tiene lugar en un reactor de lecho fijo a temperaturas elevadas de 200-425ºC, con preferencia de 300-400ºC y presiones manométricas elevadas de 1-20 MPa, con preferencia presión manométrica de 1-13 MPa, en presencia de un catalizador que comprende elementos seleccionados del grupo de consta de Ni, Mo, Co, W y Pt, son o sin promotores, soportados sobre alúmina, donde el catalizador está en una forma de azufre.

Cuando se utiliza aquí, el término “unidad de separación de gas” se refiere a una unidad de refinería que separa diferentes compuestos comprendidos en los gases producidos por la unidad de destilación de crudo y/o gases derivados de la unidad de refinería. Los compuestos que pueden separarse para separar corrientes en la unidad de separación de gas comprenden etano, propano, butanos, hidrógeno y gas combustible que comprende principalmente metano. Cualquier método convencional adecuado para la separación de dichos gases puede emplearse. De acuerdo con ello, los gases pueden someterse a múltiples etapas de compresión, donde los gases ácidos tales como CO2 y H2S pueden eliminarse entre etapas de compresión. En la tapa siguiente, los gases producidos pueden condensarse parcialmente sobre etapas de un sistema de refrigeración en cascada hasta donde sólo el hidrógeno permanece en la fase gaseosa. Los diferentes compuestos de hidrocarburos pueden separarse posteriormente por destilación.

Un proceso para la conversión de alcanos en olefinas implica "craqueo con vapor" o "pirólisis". Cuando se utiliza aquí, el término "craqueo con vapor" se refiere a un proceso petroquímico, en el que se fracturan hidrocarburos saturados en hidrocarburos más pequeños, a menudo insaturados, tales como etileno y propileno. En el craqueo con vapor, las cargas de hidrocarburos gaseosos como etano, propano y butanos, o mezclas de ellos (craqueo con gas)

o las cargas de hidrocarburos líquidos como nafta o gasoil (craqueo líquido) se diluyen con vapor y se calientan brevemente en un horno sin la presencia de oxígeno. Típicamente, la temperatura de reacción es 750-900ºC, pero sólo se permite que la reacción tenga lugar muy brevemente, normalmente con tiempos de residencia de 50-1000 milisegundos. Con preferencia, debe seleccionarse una presión de proceso relativamente baja de atmosférica hasta manométrica de 175 kPa. Con preferencia, los productos de hidrocarburos etano, propano y butanos son craqueados por separado de acuerdo con hornos especializados para asegurar el craqueo en condiciones óptimas. Después de que se ha alcanzado la temperatura de craqueo, el gas es enfriado rápidamente para detener la reacción en el intercambiador de calor de línea de transferencia o dentro de un radiador de enfriamiento utilizando petróleo de enfriamiento. El craqueo con vapor resulta en una deposición lenta de coque, una forma de carbono, sobre las paredes del reactor. El descoqueo requiere aislar el horno delo proceso y entonces se pasa un flujo de vapor o una mezcla de vapor/aire a través de las bobinas del horno. Esto convierte la capa de carbono sólido duro en monóxido de carbono y dióxido de carbono. Una vez que la reacción está completa, se retorna el horno al servicio. Los productos producidos por el craqueo con vapor dependen de la composición de la carga, la relación entre hidrocarburos y vapor y de la temperatura de craqueo y el tiempo de residencia en el horno. Las cargas de hidrocarburos ligeros tales como etano, propano, butano o nafta ligera dan corrientes de producto ricas en olefinas más ligeras de grado de polímero, incluyendo etileno, propileno y butadieno. Los hidrocarburos más pesados (rango completo y nafta pesada y fracciones de gasoil) dan también productos ricos en hidrocarburos aromáticos.

Para separar los diferentes compuestos de hidrocarburos producidos por craqueo con vapor, el gas craqueado es sometido a una unidad de fraccionamiento. Tales unidades de fraccionamiento son bien conocidas en la técnica y pueden comprender un llamado fraccionador de gasolina, donde el destilado pesado ("petróleo negro de carbono") y el destilado medio ("destilado craqueado") son separados del destilado ligero y los gases. En la torre de enfriamiento opcional siguiente, la mayor parte del destilado ligero producido por el craqueo con vapor ("gasolina de pirólisis" o "pygas") puede separarse de los gases por condensación del destilado ligero. Posteriormente, los gases pueden someterse a múltiples etapas de compresión, donde el resto del destilado ligero puede separarse de los gases entre las etapas de compresión. También los gases ácidos (CO2 y H2S) pueden eliminarse entre etapas de compresión. En la etapa siguiente, los gases producidos por pirólisis pueden condensarse parcialmente sobre etapas de un sistema de refrigeración en cascada aproximadamente hasta donde sólo permanece el hidrógeno en la fase gaseosa. Los diferentes compuestos de hidrocarburos pueden separarse posteriormente por simple destilación, donde el etileno, propileno y olefinas C4 son los productos químicos de alto valor más importantes producidos por craqueo con vapor. El metano producido por craqueo con vapor se utiliza generalmente como gas combustible, el hidrógeno puede separarse y reciclarse a procesos que consumen hidrógeno, tales como procesos de hidrocraqueo. El acetileno producido por craqueo con vapor es hidrogenado con preferencia selectivamente en etileno. Los alcanos comprendidos en el gas craqueado pueden reciclarse al proceso para síntesis de olefinas.

El término "unidad de deshidrogenación de propano" cuando se utiliza aquí se refiere a una unidad de proceso petroquímico, en la que una corriente de alimentación de propano es convertida en un producto que comprende propileno e hidrógeno. De acuerdo con ello, la unidad de deshidrogenación de butano" se refiere a una unidad de proceso para convertir una corriente de alimentación de butano en olefinas C4. Juntos, los procesos para la deshidrogenación de alcanos inferiores, tales como propano y butanos se describe como proceso de deshidrogenación de alcano inferior. Los procesos para la deshidrogenación de alcano inferior son bien conocidos en la técnica e incluyen procesos de deshidrogenación oxidativa y procesos de deshidrogenación no-oxidativa. En un proceso de deshidrogenación oxidativa, el calor de proceso es proporcionado por oxidación parcial del/los alcano(s) inferior(es) en la alimentación. En un proceso de deshidrogenación no-oxidativa, que se prefiere en el contexto de la presente invención, el calor de proceso para la reacción de deshidrogenación endotérmica es proporcionado por fuentes de calor externas, tales como gases de la combustión calientes obtenidos por combustión de gas combustible o vapor. En un proceso de deshidrogenación no-oxidativa, las condiciones del proceso comprenden generalmente una temperatura de 540-700 °C y una presión absoluta de 25-500 kPa. Por ejemplo, para el proceso UOP Oleflex permite la deshidrogenación de propano para formar propileno y de (iso)butano para formar (iso)butileno (o mezclas de ellos) en presencia de un catalizador que contiene platino soportado sobre alúmina en un reactor de lecho móvil; ver, por ejemplo, US 4.827.072. El proceso UhdeSTAR permite la deshidrogenación de propano para formar propileno o de butano para formar butileno en presencia de un catalizador de platino promocionado soportado sobre una espinela de cinc-alúmina; ver, por ejemplo, US 4.926.005. El proceso STAR ha sido mejorado recientemente aplicando el principio de oxideshidrogenación. En una zona adiabática secundaria en el reactor, parte del hidrógeno a partir del producto intermedio es convertido selectivamente con oxígeno añadido para formar agua. Esto desvía el equilibrio termodinámico a conversión más alta y consigue un rendimiento más alto. También el calor externo requerido para la reacción de deshidrogenación endotérmica es suministrado parcialmente por la conversión exotérmica de hidrógeno.

El proceso Lummus Catofin emplea un número de reactores de lecho fijo que operan sobre una base cíclica. El catalizador es alúmina activada impregnada con 18-20 % en peso de cromo; ver, por ejemplo, EP 0 192 059 A1 y GB 2 162 082 A. El proceso Catofin tiene la ventaja de que es robusto y capaz de manipular impurezas que contaminarían un catalizador de platino. Los productos producidos por un proceso de deshidrogenación de butano dependen de la naturaleza de la alimentación de butano y del proceso de deshidrogenación de butano empleado. El proceso Catofin permite que la deshidrogenación de butano forme butileno; ver, por ejemplo, US 7.622.623.

La presente invención se describirá en los ejemplos siguientes, cuyos ejemplos no deberían interpretarse como limitación del alcance de la invención.

La figura 1 muestra una forma de realización fuera del alcance de la presente invención, que comprende una cascada de dos unidades de hidrotratamiento.

La figura 2 muestra otra forma de realización de la presente invención que comprende una cascada de tres unidades de hidrotratamiento precedida por una unidad de hidrotratamiento.

Los signos de referencia en ambas figuras 1 y figura 2 no están relacionados entre sí.

Ejemplo 1

El sistema de proceso de acuerdo con el Ejemplo 1 se puede encontrar en la figura 1. Está claro para el técnico en la materia que el equipo de proceso comúnmente utilizado como compresores, intercambiadores de calor, bombas, entubado, etc. ha sido omitido para mantener la legibilidad del propio esquema. El esquema del proceso comprende dos etapas diferentes, es decir, una primera etapa de hidrocraqueo 2 y una segunda etapa de hidrocraqueo 3.

Petróleo crudo 14 que procede de un depósito 11 es separado en un separador 1, por ejemplo torre de destilación, y su fracción pesada 9 que tiene un punto de ebullición de > 350 grados Celsius es enviada a una cascada de unidades de hidrocraqueo 2, 3. Debería indicarse que la presencia de separador 1 no es una estipulación en términos de procesamiento de carga de hidrocarburos de acuerdo con la presente invención.

En la primera unidad de hidrocraqueo 2, la carga 18 es craqueada en presencia de hidrógeno en una fracción 17 que tiene un punto de ebullición de > 350 grados Celsius y una fracción 15 que tiene un punto de ebullición de < 350 grados Celsius. La fracción 17 es la carga para la segunda unidad de hidrocraqueo 3. La fracción 15 es separada en el separador 6 en corriente de gas 19 que contiene el hidrógeno no utilizado junto con H2S, NH3 y H2O junto con cualquier metano producido y una corriente 21 que comprende cualquier C2 o productos de hidrocarburos mayores con puntos de ebullición inferiores a 350ºC, donde la corriente 21 puede separarse, además, en componentes específicos, como C2/C3/C4, etc.

En la unidad de hidrocraqueo 2 se prefiere craqueo moderado con un alto grado de hidrogenación para preparar una carga adecuada para craqueo para extinción en la segunda etapa de la cascada de hidro craqueo. Por consiguiente, se prefieren catalizadores que incorporan Ni-W sulfurado o funciones de hidrogenación de metales preciosos soportadas sobre materiales a base de Al2O3 o Al2O3/halógeno. La primera etapa puede realizarse para conseguir -50 a 70 % de conversión calculada por la porción de material de carga 18 convertida en productos con puntos de ebullición inferiores a ~ 350ºC.

La fracción 17 es alimentada a un segundo hidrocraqueador 3 y es craqueada adicionalmente en presencia de hidrógeno resultando una fracción 23 que tiene un punto de ebullición de > 350 grados Celsius y una fracción 16 que tiene un punto de ebullición de < 350 grados Celsius. La fracción 16 es separada en el separador 7 en una corriente de gas 20 que contiene el hidrógeno no utilizado junto con H2S, NH3 y H2O junto con cualquier metano producido y una corriente 22 que comprende cualquier C2 o productos de hidrocarburos mayores con puntos de ebullición inferiores a 350ºC, donde la corriente 22 puede ser separada, además, en componentes específicos como C2/C3/C4, etc.

17

La mayoría de las especies heteroatómicas que contienen meta presentes en la carga 17 a las unidades de hidrocraqueo 2, 3 en cascada se descompondrían en especies de hidrocarburos y los metales resultantes serían depositados sobre el catalizador causando cierta desactivación. Como la suma del contenido de metal Ni y V en esta corriente es razonablemente baja, la tasa de desactivación del catalizador sería suficientemente baja para permitir ciclos operativos prácticos. El ciclo operativo para esta etapa en el hidrocraqueador en cascada, sin embargo, se extenderá permitiendo la sustitución del catalizados en la corriente, por ejemplo, teniendo dos o más reactores paralelos operativos en un modo oscilante con sustitución periódica del catalizador en la corriente residual.

La corriente de producto 17 de punto de ebullición de > ~ 350 desde la primera unidad 2 en la cascada sería alimentada, junto con hidrógeno (no mostrado), a la segunda unidad de hidrocraqueo 3. Esta última etapa de procesamiento podría realizarse o bien en un hidrocraqueador de lecho ebullado o de fase en suspensión. Estos tipos de tecnologías de hidrocraqueo son preferidas, ya que las especies presentes en la corriente de alimentación son moléculas grandes que se difunden pobremente dentro de la estructura porosa de partículas de catalizador y como tales se prefieren catalizadores con una relación alta de área externa a interna (tales como los catalizadores adecuados para uso en reactores de hidrocraqueo de lecho ebullado o de fase en suspensión. En esta etapa de procesamiento se requiere un alto grado de craqueo para reducir al mínimo o eliminar la necesidad de un reciclaje de residuos o corriente de purga. Por esta razón, se prefieren catalizadores con actividad de craqueo relativamente alta, tales como los que utilizan SiO2/Al2O3 y/o formas ácidas de zeolitas. Un nivel moderado de actividad de hidrogenación es suficiente para este catalizador, puesto que serían adecuados catalizadores que contienen Ni-Mo sulfurados o Ni-W sulfurados.

En una forma de realización (no mostrada), la corriente 21 y la corriente 22 pueden recogerse y procesarse adicionalmente. Las corrientes 21 y 22 pueden utilizarse como carga para uno o más procesos petroquímicos.

El residuo 23 que procede de la segunda unidad de hidrocraqueo 3 es enviado a un separador 10 y es separado en residuo pesado 4 no convertido y residuo pesado 12, donde el residuo pesado 12 es reciclado a la unidad 3. Tal reciclado puede incluir un reciclado completo o un reciclado de algunas partes.

En una forma de realización específica (no mostrada), la corriente 20 que contiene el hidrógeno no utilizado junto con H2S, NH3 y H2O junto con cualquier metano producido puede enviarse a una unidad de hidrocraqueo previa, es decir, aquí la unidad 2, en lugar de a la misma unidad, es decir, aquí la unidad 3.

En una forma de realización específica (no mostrada), la carga de hidrocarburos para la unidad de hidrocraqueo 2 comprende no sólo la fracción pesada 9, sino también otro tipo de carga 8. Ejemplos de carga 8 son petróleo de arena bituminosa, petróleo de esquisto bituminoso y biomateriales. También es posible alimentar la carga 5 directamente a la unidad de hidrocraqueo 3. El tipo de carga 5 puede ser petróleo de arena bituminosa, petróleo de esquisto bituminoso y biomateriales.

Las condiciones en las unidades de hidrocraqueo 2 y 3 son los siguientes: condiciones operativas adecuadas para la primera unidad de hidrocraqueo 2 elegidas para conseguir un alto grado de hidrogenación y un grado moderado de actividad de craqueo. Condiciones adecuadas, en combinación con los tipos de catalizador mencionados anteriormente, incluirían; presión operativa de 150 a 300 Barg; temperatura de arranque del reactor operativo entre 300ºC y 330ºC y un LHSV moderado de 2-4 hr-1. Se elegirían condiciones operativas adecuadas parta la segunda unidad de hidrocraqueo 3 para conseguir un alto grado de actividad de craqueo. Condiciones adecuadas, en combinación con los tipos de catalizador mencionados anteriormente, incluirían una temperatura del reactor entre 420 y 450ºC, presión operativa entre 100 y 200 Barg y un LHSV entre 0.1 and 1.5 hr-1.

Ejemplo 2

El esquema del proceso de acuerdo con el ejemplo 2 se puede encontrar en la figura 2. Está claro para el técnico en la materia que el equipo de proceso comúnmente utilizado como compresores, intercambiadores de calor, bombas, entubado, etc. ha sido omitido para mantener la legibilidad del propio esquema. El esquema del proceso comprende cuatro etapas diferentes, es decir, una etapa de hidrotratamiento 2, una primera etapa de hidrocraqueo 3, una segunda etapa de hidrocraqueo 4 y una tercera etapa de hidrocraqueo 5.

Etapa de hidrotratamiento

Como la fracción de residuos de petróleo crudo contiene típicamente cantidades significativas de especies que contienen heteroátomos (por ejemplo, azufre, nitrógeno y metales tales como níquel y vanadio), la primera etapa en el proceso de hidrocraqueo en cascada propuesto está diseñada para realizar mucha de la hidro-desulfuración, hidro-desnitrogenación, etc., así como una pequeña cantidad de hidrocraqueo (es decir, la rotura de los enlaces de carbono-carbono en asociación con la adición de hidrógeno). La presente etapa de hidrotratamiento utiliza una combinación de catalizadores de Co/Mo/Al2O3, Ni/W/Al2O3 y Ni/Mo/Al2O3 sulfurados (típicamente como tabletas cilíndricas de 1,5 a 3 mm de diámetro o extrudados), normalmente en reactores de lecho fijo (lecho de goteo en hidrotratamiento de residuos).

Las condiciones operativas típicas utilizadas para hidrotratamiento de residuo atmosférico (es decir, petróleo crudo que hierve por encima de ~ 350ºC) se indican (Ref. Tabla 18.18 Página 339 of the Handbook of Commercial Catalysts - Heterogeneous Catalysts, Howard F. Rase, CRC Press) con: presión ~ 150 Barg, Velocidad Espacial Horaria del Líquido (LHSV) -0.25 hr^-1, Temperatura de Inicio de Entrada de la Operación ~ 350ºC, Temperatura de Inicio de Salida de la Operación ~ 390ºC.

Aunque los hetero-átomos no metálicos (S, N, O, etc.) son eliminados como compuestos gaseosos (por ejemplo, H2S, NH3, H2O, respectivamente), los heteroátomos metálicos eliminados de la corriente de alimentación son depositados sobre el catalizador y causan desactivación. Por esta razón, puede estar presente un sistema para permitir que los catalizadores desactivados sean reemplazados, mientras la planta permanece en línea. Estos sistemas pueden implicar el uso de uno o más reactores operativos en un modo oscilante (es decir, un reactor está operativo, mientras el otro reactor está desconectado para un cambio de catalizador y cuando el catalizador en el primer reactor ha sido suficientemente desactivado, los reactores se permutan. El proceso Axens HYVAL-S es un ejemplo de este tipo de proceso. Otra técnica utilizada para permitir el reemplazo de catalizador desactivado es descargar continua o periódicamente una porción del lecho de catalizador desde la base del/los reactor(es) y añadir catalizador fresco a la parte superior del/los reactor(es). Esto se consigue por el uso de una serie de válvulas sobre la parte superior y la base del/los reactor(es).

Aunque sin limitación, el petróleo crudo 14 que procede desde un depósito 11 es separado primero en un separador 1, por ejemplo una torre de destilación, y su fracción pesada 27 que tiene un punto de ebullición de > 350 grados

Celsius es enviada a una unidad de hidrotratamiento 2 y a una cascada de unidades de hidrocraqueo 3, 4, 5. Debería indicarse que la presencia de separador 1 no es una estipulación en términos de procesamiento de carga de hidrocarburos de acuerdo con el presente método. La fracción pesada 27 puede ser tratada después en la unidad 13, pero la unidad 13 es opcional.

En la unidad de hidrotratamiento 2, la alimentación 25 es convertida en una fracción ligera 17 y una fracción pesada 21 que tiene un punto de ebullición de > 350 grados Celsius. En el separador 6 la fracción 17 es separada después en una corriente de gas de reciclado 30 y una fracción gaseosa 34 que comprende cualquier producto hidrocarburo C2 o mayor con puntos de ebullición por debajo de 350ºC, donde la corriente 34 puede ser separada después en componentes específicos, como C2/C3/C4, etc. La fracción pesada 21 se envía a la primera unidad de hidrocraqueo 3.

Primera etapa de hidrocraqueo

El efluente del reactor 21 desde la etapa de hidrotratamiento 2 en la cascada se pasa directamente a la primera unidad de hidrocraqueo 3. En la primera unidad de hidrocraqueo 3, la corriente de productos de reacción 18 es enviada a un separador 7 (por ejemplo, la caldera de destilación rápida) que divide la corriente de productos de reacción 18 en (i) una corriente de gas 31 que contiene el hidrógeno no utilizado junto con H2S, NH3 y H2O junto cualquier metano producido y (ii) una corriente 35 que comprende cualquier producto de hidrocarburo C2 o mayor con puntos de ebullición por debajo de 350ºC. La corriente de fracción pesada 22 que comprende cualquier material que hierve por encima de 350ºC se utiliza como un carga para la unidad de hidrocraqueo 4 siguiente. La finalidad de la primera etapa en la cascada de hidrocraqueo es fragmentar la porción de las moléculas de rango de ebullición de > 350ºC en materiales más pequeños de punto de ebullición más bajo, que son adecuados para alimentación a un craqueador con vapor para formar olefinas, reduciendo al mínimo al mismo tiempo la producción de metano. Catalizadores funcionales duales adecuados contienen componentes activos para escisión (craqueo) del enlace de carbono-carbono e hidrogenación. Se informa (Ref. Página 347 del Handbook of Commercial Catalysts - Heterogeneous Catalysts, Howard F. Rase, CRC Press) que un rango de composiciones de catalizadores son adecuados para uso en hidro-craqueo, que incluyen: Para la función de hidrogenación para incrementar la actividad en condiciones de azufre bajo: Ni-Mo sulfurado, Ni-E sulfurado, Pd metálico y Pt metálico. Para la función de craqueo: Al2O3, Al2O3/halógeno, SiO2/Al2O3 y formas ácidas de zeolitas. La selección del tipo de catalizador más adecuado depende de la extensión pretendida de la reacción.

En el primer reactor de hidrocraqueo de un hidrocraqueador de cascada sería deseable seleccionar un catalizador con un alto grado de actividad de hidrogenación junto con un grado bajo a moderado de actividad de craqueo (para reducir al mínimo la extensión de formación de metano). Tal catalizador puede estar basado en Ni-W sulfurado, Pd metálico o Pt metálico junto con un soporte de Al2O3, Al2O3/halógeno.

Las condiciones adecuadas del proceso para la primera etapa de hidrocraqueo en el hidrocraqueador de cascada pueden seleccionarse para promover un alto grado de hidrogenación y sólo un nivel moderado de craqueo (para reducir al mínimo la formación de metano): Por lo tanto, la presión operativa es 150-200 Barg. Otras condiciones operativas adecuadas son: Temperatura de Inicio de Entrada de la Operación 280 ~ 300ºC, Temperatura de Inicio de Salida de la Operación 330- 350ºC y un LHSV moderado de 2-4 hr-1.

Segunda etapa de hidrocraqueo

El efluente del reactor 22 desde la primera unidad de hidrocraqueo 3 en la cascada será enviada a una segunda unidad de hidrocraqueo 4. La corriente de productos de reacción 19 se pasa a un separador 8 que divide la corriente de productos de reacción 19 en (i) una corriente de gas 32 que contiene el hidrógeno no utilizado junto con cualquier metano producido en la primera etapa de hidrocraqueo que puede ser reciclada ampliamente al reactor y (ii) un corriente 36 que comprende cualquier producto de hidrocarburo C2 o mayor con puntos de ebullición por debajo de 350ºC. La corriente 23 que comprende cualquier material que hierve por encima de 350ºC se utiliza como una carga para la tercera unidad de hidrocraqueo 5, cuya finalidad sería fragmentar una porción de las moléculas de rango de ebullición de > 350ºC en materiales más pequeños de punto de ebullición más bajo, que son adecuados para alimentación a un craqueador con vapor para formar olefinas, reduciendo al mínimo al mismo tiempo la producción de metano. Este material de alimentación contiene cantidades significativas de molécula grandes y tiene una viscosidad alta, por lo que para asegurar buen contacto entre catalizador y estas moléculas, es deseable un tamaño pequeño de las partículas de catalizador junto con un diseño de reactor de lecho ebullado. Se prefieren procesos que utilizan catalizador de partículas de tamaño pequeño (~ 0,8 mm) con composiciones similares a las utilizadas para procesos de hidrocraqueo de lecho fijo. En la segunda etapa en el proceso de hidrocraqueo en cascada, puede ser deseable seleccionar un catalizador con una actividad de craqueo más alta que la seleccionada para la primera etapa. Por consiguiente, puede preferirse un catalizador que utiliza un SiO2/Al2O3 o componente de zeolita.

Condiciones adecuadas del proceso para tal etapa de procesamiento serían una temperatura del reactor entre 420 y 450ºC y un LHSV entre 0,1 y 1.5Hr-1. La presión operativa es 100-200 Barg.

Tercera etapa de hidrocraqueo

El efluente del reactor 23 desde la segunda etapa de hidrocraqueo en la cascada es enviada a una tercera unidad de hidrocraqueo 5. La corriente de productos de reacción 20 se pasará a un separador 9 que divide la corriente de productos de reacción 20 en (i) una corriente de gas 33 que contiene el hidrógeno no utilizado junto con cualquier metano producido en la primera etapa de hidrocraqueo que puede ser reciclada ampliamente al reactor y (ii) un corriente 37 que comprende cualquier producto de hidrocarburo C2 o mayor con puntos de ebullición por debajo de 350ºC. La corriente 24 que comprende cualquier material que hierve por encima de 350ºC puede ser alimentada a otra etapa de hidrocraqueo, o se puede utilizar para otras finalidades.

El residuo 24 que procede desde la tercera unidad de hidrocraqueo 5 puede enviarse también a un separador 10 y separarse en corriente de purga 29 y residuo pesado 28, donde el residuo pesado 28 es reciclado a la unidad 5. El material de alimentación 23 contiene cantidades significativas de moléculas grandes y muy difíciles de hidrocraquear y tiene una viscosidad alta, por lo que para asegurar buen contacto entre catalizador y estas moléculas, es deseable un tamaño pequeño de las partículas de catalizador junto con un diseño de reactor en suspensión.

Los catalizadores adecuados utilizan partículas de catalizador muy pequeñas, coloidales o incluso de tamaño nano compuestas de materiales como MoS2 y tienen temperaturas operativas entre 440 y 490ºC y presiones operativas entre 100 y 300 Barg.

El efluente del reactor 20 desde la tercera etapa de hidrocraqueo en la cascada es pasaría a un separador 9 que divide el efluente en (i) una corriente de gas 33 que contiene el hidrógeno no utilizado junto con cualquier metano que puede reciclarse ampliamente al reactor y (ii) una corriente separada 37 que comprende cualquier producto de hidrocarburo C2 o mayor con puntos de ebullición por debajo de 350ºC. La corriente 24 que comprende cualquier material que hierve por encima de 350ºC puede separarse, además, en un separador 10, donde la corriente 28 puede reciclarse al reactor en suspensión, donde puede mezclarse con la corriente que pasa hacia delante desde la segunda etapa de hidrocraqueo.

Una corriente de purga pequeña puede utilizarse para eliminar el catalizador agotado y cierta fracción pequeña del efluente pesado del reactor (es decir, BP >350ºC).

En una forma de realización específica (no mostrada), las corrientes 32, 33 que contienen el hidrógeno no utilizado junto con H2S, NH3 y H2O junto con cualquier metano producido pueden enviarse a una unidad de hidrocraqueo previa, es decir, aquí la unidad 3 para la corriente 32 y la unidad 4 para la corriente 33, respectivamente.

En una forma de realización específica (no mostrada), el hidrocarburo alimentado a la unidad de hidrocraqueo 3 comprende no sólo fracción pesada 21, sino también carga 15. Tal construcción se mantiene también para las unidades 4 y 5 con carga 12 y 16, respectivamente. Ejemplos de cargas 12, 15, 16 son petróleo de arena bituminosa, petróleo de esquisto bituminoso y biomateriales. También es posible alimentar una carga 26 directamente a la unidad de hidrotratamiento 2.

Las condiciones en las unidades de hidrocraqueo 3, 4 y 5 son comparables a las mencionadas anteriormente.

El tamaño de las partículas de los catalizadores presentes en las unidades 3, 4, 5 se reduce en tamaño, es decir, que el tamaño de las partículas de catalizador en la unidad 5 es menor que el de la unidad 3.

Para fines de legibilidad, en la figura 1 y en la figura 2, los separadores 6, 7, 8, 9 se han mostrado como unidades separadas de las unidades de reactor 2, 3, 4, 5, respectivamente. Sin embargo, se puede comprender que una corriente que procede desde la unidad de hidrocraqueo respectiva es enviada a uno o más separadores para obtener una corriente que contiene el hidrógeno no utilizado junto con cualquier metano producido, otra corriente comprende cualquier producto de hidrocarburo de C2 o mayor con puntos de ebullición por debajo de 350ºC y una corriente comprende cualquier material que hierve por encima de 350ºC. No obstante, el presente método no está restringido a la construcción específica mostrada en la figura 1 y en la figura 2.

REIVINDICACIONES

1.- Un proceso para convertir una carga de hidrocarburos de punto de ebullición elevado en productos de hidrocarburos más ligeros en ebullición, sien do adecuados dichos productos de hidrocarburos más ligeros en ebullición como una carga para procesos petroquímicos, comprendiendo dicho proceso de conversión las siguientes etapas de:

alimentar una carga de hidrocarburos que tiene un punto de ebullición de > 350 grados Celsius a una cascada de unidades de hidrocraqueo que comprenden al menos tres unidades de hidrocraqueo, en el que las al menos tres unidades de hidrocraqueo están precedidas por una unidad de hidrotratamiento, en la que el vapor del fondo de dicha unidad de hidrotratamiento se utiliza como una carga para dicha segunda unidad de hidrocraqueo, el vapor de fondo de dicha segunda unidad de hidrocraqueo se utiliza como carga para dicha tercera unidad de hidrocraqueo,

en el que la presión para la primera fase de hidrocraqueo es de 150 a 200 Barg de presión operativa, la presión para la segunda fase de hidrocraqueo es de 100 a 200 Barg de presión operativa y la presión para la tercera fase de hidrocraqueo es de 100 a 300 Barg de presión operativa,

en el que el vapor de fondo de una unidad de hidrocraqueo como una carga para una unidad de hidrocraqueo siguiente es tal que dicha carga para una unidad de hidrocraqueo siguiente es más pesada que la carga de una unidad de hidrocraqueo previa en la cascada de unidades de hidrocraqueo,

en el que las condiciones del proceso en cada unidad(es) de hidrocraqueo son diferentes entre sí, en que las condiciones de hidrocraqueo desde la primera hasta la(s) unidad(es) siguiente(s) se incrementan desde menos severas a más severas,

en el que la temperatura que prevalece en dicha unidad de hidrotratamiento es más alta que en dicha primera unidad de hidrocraqueo, en el que la temperatura en dicha unidad de hidrotratamiento está en el rango de 300 a 400ºC y la temperatura en dicha primera unidad de hidrocraqueo está en el rango de 280 a 300ºC,

en el que la temperatura en la cascada de unidades de hidrocraqueo se incrementa, en el que la temperatura que prevalece en dicha tercera unidad de hidrocraqueo está en el rango de 440 a 490ºC, y

procesamiento de los productos de hidrocarburos más ligeros en ebullición desde cada una de las unidades de hidrocarburos como una carga para uno o más procesos petroquímicos.

2.- El proceso de acuerdo con la reivindicación 1, en el que dicha carga de hidrocarburos, que tiene un punto de ebullición de > 350 grados Celsius es un miembro seleccionado del grupo de un vapor de fondo de una destilación de petróleo crudo, petróleo de arena bituminosa, petróleo de esquisto bituminoso y biomateriales, o una combinación de ellos.

3.- El proceso de acuerdo con las reivindicaciones 1-2, en el que los procesos petroquímicos comprenden FCC (Craqueo Catalítico Fluido), SC (Craqueo con Vapor), unidades de deshidrogenación, unidades de alquilación, unidades de isomerización y unidades de reforma, o combinaciones de ellos.

4.- El proceso de acuerdo con las reivindicaciones 1-2, en el que los productos de hidrocarburos más ligeros en ebullición de todas las unidades de hidrocraqueo se combinan y procesan como una carga para uno o más procesos petroquímicos.

5.- El proceso de acuerdo con la reivindicación 4, en el que los productos de hidrocarburos más ligeros en ebullición recogidos de esta manera son separados en corrientes individuales por un proceso de destilación, en el que cada una de las corrientes individuales separadas de esta manera son enviadas a procesos petroquímicos individuales.

6.- El proceso de acuerdo con una cualquiera o más de las reivindicaciones anteriores, que comprende, además, separar los productos de hidrocarburos más ligeros en ebullición en (i) una primera corriente que contiene el hidrógeno no utilizado, posibles H2S, NH3, H2O y metano y (ii) una segunda corriente que contiene productos C_2 y C_{2+} con puntos de ebullición inferiores a 350ºC.

7.- El proceso de acuerdo con la reivindicación 6, en el que la primera corriente es retornada a una unidad de hidrocraqueo, especialmente a la unidad de hidrocraqueo previa en la cascada de unidades de hidrocraqueo.

8.- El proceso de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones anteriores 1-7, en el que el tamaño de las partículas del catalizador presente en la cascada de unidades de hidrocraqueo se reduce desde la primera unidad de hidrocraqueo hasta la siguiente unidad(s) de hidrocraqueo.

9.- El proceso de acuerdo con una cualquiera o más de las reivindicaciones anteriores, en el que el diseño del tipo de reactor de la(s) unidad(es) de hidrocraqueo se selecciona del grupo del tipo de lecho fijo, del tipo de reactor de lecho ebullado y del tipo de fase en suspensión.

10.- El proceso de acuerdo con la reivindicación 1, en el que el diseño del tipo de reactor de dicha unidad de hidrotratamiento es del tipo de lecho fijo.

11.- El proceso de acuerdo con la reivindicación 1, en el que el tipo de diseño del reactor de dicha primera unidad de hidrocraqueo es el tipo de reactor de lecho ebullado.

12.- El proceso de acuerdo con la reivindicación 1, en el que el tipo de diseño del reactor de dicha segunda unidad de hidrocraqueo es el tipo de reactor de fase en suspensión.

13.- El proceso de acuerdo con una cualquiera o más de las reivindicaciones anteriores, en el que el vapor del fondo de la unidad de hidrocraqueo final es reciclado a la entrada de dicha unidad de hidrocraqueo final.

14.- El proceso de acuerdo con una cualquiera o más de las reivindicaciones anteriores, en el que la carga de hidrocarburos a una o más de la(s) unidad(es) de hidrocraqueo de la cascada de unidad(es) de hidrocraqueo comprende una corriente pesada que se origina desde la unidad de craqueo con vapor y/o refinería.

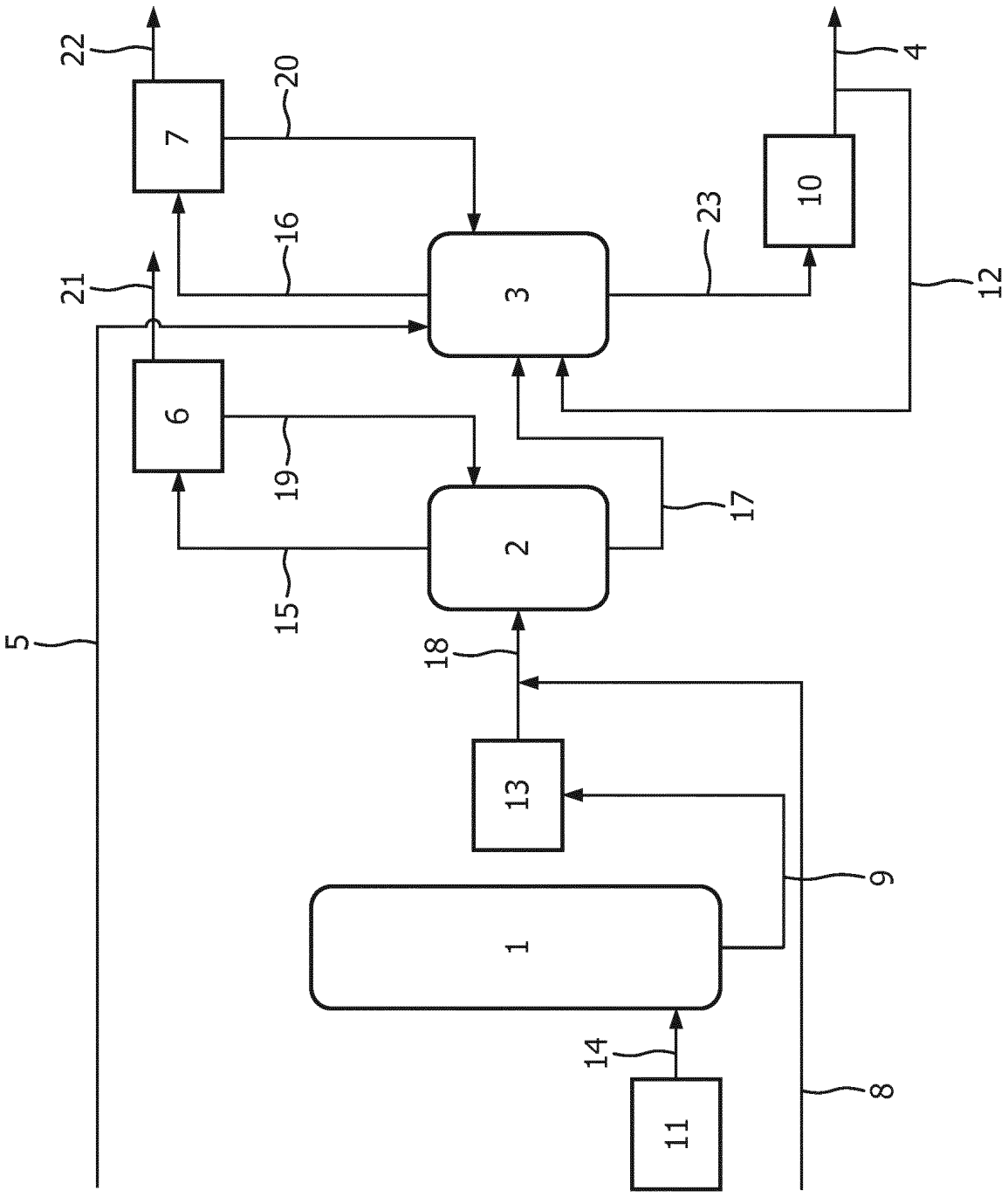

FIG. 1

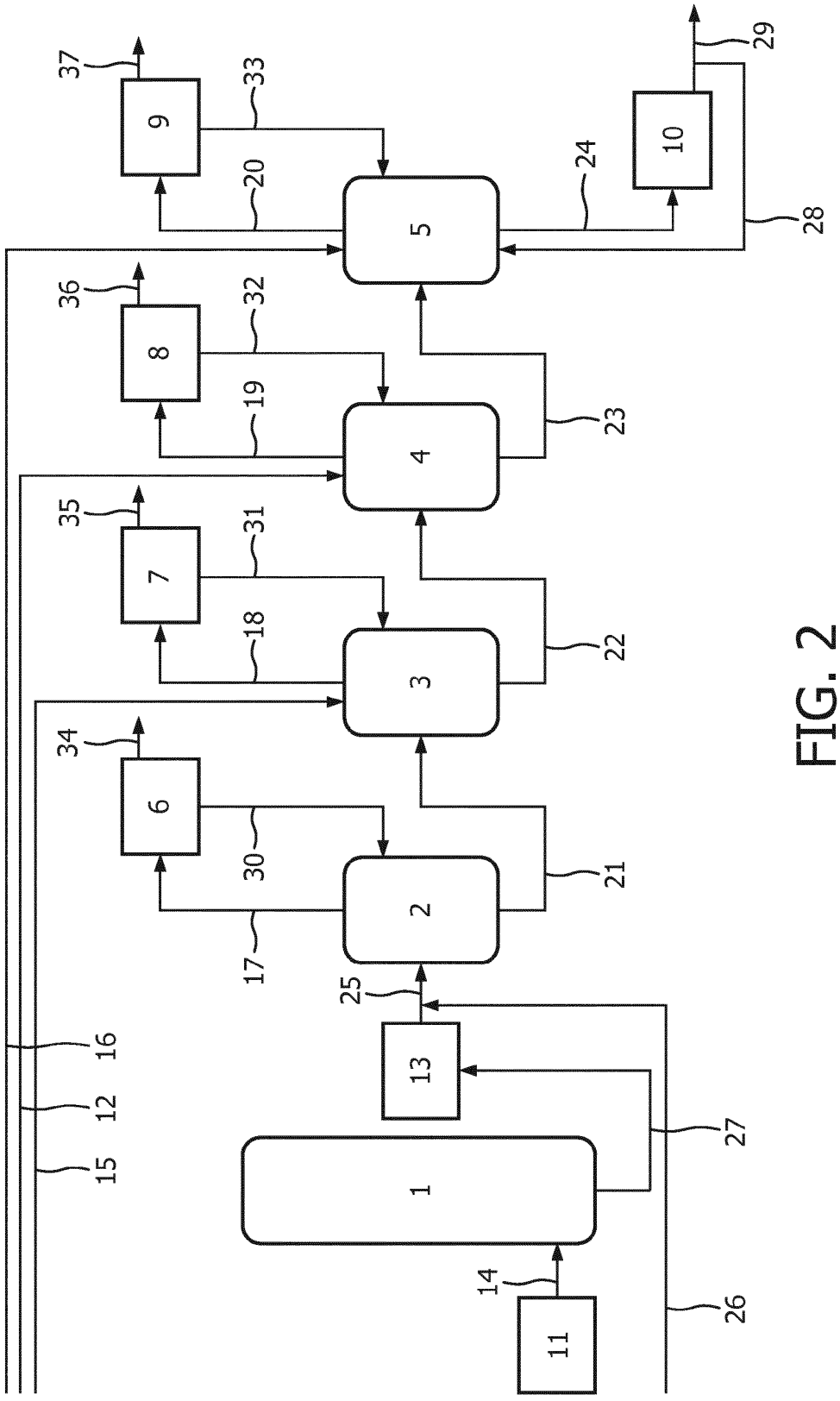
1
2
3
4
5
6
7
8
9
10
11
12
13
14
15
16
17
18
19
20
21
22
23
24
25
26
27
28
29
30
31
32
33
34
35
36
37

FIG. 2