(19) OFICINA ESPAÑOLA DE PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA

(11) Número de publicación: **2 282 082**

(51) Int. Cl.:
C10G 47/02 (2006.01)

(12) TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA T3

(86) Número de solicitud europea: **00307054 .7**
(86) Fecha de presentación : **17.08.2000**
(87) Número de publicación de la solicitud: **1180543**
(87) Fecha de publicación de la solicitud: **20.02.2002**

(54) Título: **Un proceso de hidrocraqueo catalítico.**

(45) Fecha de publicación de la mención BOPI:
16.10.2007

(45) Fecha de la publicación del folleto de la patente:
16.10.2007

(73) Titular/es: **UOP L.L.C.**
25 East Algonquin Road
Des Plaines, Illinois 60017, US

(72) Inventor/es: **Kalnes, Tom N. y**
Thakkar, Vasant P.

(74) Agente: **Elzaburu Márquez, Alberto**

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).

Venta de fascículos: Oficina Española de Patentes y Marcas. Pº de la Castellana, 75 – 28071 Madrid

DESCRIPCIÓN

Un proceso de hidrocraqueo catalítico.

El campo de la técnica al que pertenece esta invención es el hidrocraqueo de una carga de alimentación hidrocarbonosa. Los refinadores de petróleo a menudo producen productos deseables tal como combustible de turbina, combustible de motor diesel y otros productos conocidos como destilados medios además de líquidos hidrocarbonosos de ebullición más baja tal como nafta y gasolina mediante hidrocraqueo de una carga de alimentación de hidrocarburos obtenida a partir de petróleo crudo, por ejemplo. Las cargas de alimentación sometidas a hidrocraqueo más a menudo son gasóleos y gasóleos pesados recuperados del petróleo crudo mediante destilación. Un gasóleo pesado típico comprende una parte sustancial de componentes de hidrocarburo de ebullición por encima de aproximadamente 370ºC, normalmente al menos aproximadamente 50 por ciento en peso de ebullición a aproximadamente 370ºC. Un gasoil de vacío típico normalmente tiene un margen de punto de ebullición entre aproximadamente 310ºC y aproximadamente 570ºC.

El hidrocraqueo generalmente se lleva a cabo mediante la puesta en contacto en un recipiente o zona de reacción de hidrocraqueo del gasoil u otra carga de alimentación a tratar con un catalizador de hidrocraqueo adecuado bajo condiciones de temperatura y presión elevadas en presencia de hidrógeno a fin de producir un producto que contenga una distribución de productos de hidrocarburo deseados por el refinador. Las condiciones de operación y los catalizadores de hidrocraqueo dentro del reactor de hidrocraqueo influyen en el rendimiento los productos hidrocraqueados.

Descripción de información

El documento US-A-5.817.589 describe un proceso para regenerar un catalizador de hidrogenación agotado, el cual se desactiva mientras se trata una carga de alimentación de hidrocarburos que contiene diolefinas y nitrilos hasta que disminuye la actividad de hidrogenación de diolefinas inicial. El catalizador de hidrogenación agotado se limpia a chorro con un gas inerte en una primera dirección para eliminar trazas de hidrocarburo y luego se regenera el catalizador limpiado con hidrógeno en una segunda dirección sustancialmente opuesta a la primera dirección.

Aunque se han empleado una gran diversidad de esquemas de flujo de proceso, condiciones de operación y catalizadores en actividades comerciales, siempre hay una demanda de métodos de hidrocraqueo nuevos que faciliten costes más bajos, rendimientos de producto líquido más altos, y operación en funcionamiento más larga.

La presente invención rejuvenece sistemáticamente el catalizador de hidrocraqueo de manera frecuente para obtener actividad de inicio de operación, rendimientos y calidad de producto de manera continua sin parada para la regeneración del catalizador. Cuando se integran rendimientos medios más altos y calidad de producto durante el tiempo de funcionamiento se mejora la economía del proceso y se demuestran las ventajas inesperadas.

Breve compendio de la invención

La presente invención es un proceso de hidrocraqueo catalítico que proporciona una operación catalítica muy activa de manera continua sin necesidad de aislamiento de zonas de reacción de hidrocraqueo con válvulas de bloqueo o la parada total de la unidad de proceso. El proceso de la presente invención proporciona una multiplicidad de zonas de reacción de hidrocraqueo que contienen catalizador de hidrocraqueo en donde el catalizador se rejuvenece o reactiva mientras la unidad de proceso continúa en funcionamiento mediante la exposición periódica de catalizador parcialmente agotado a gas de recirculación caliente que contiene hidrógeno. El catalizador de hidrocraqueo siempre opera a actividad y selectividad “casi” frescas con lo cual da por resultado temperatura, rendimiento y prestaciones de calidad de producto más estables. Estas ventajas se consiguen sin la utilización de costosas válvulas de cierre de alta presión y su multiplicidad de asistencia para el aislamiento de una zona de catalizador de hidrocraqueo durante la regeneración de acuerdo con procedimientos de la técnica previos.

De acuerdo con la presente invención se refiere a un proceso de hidrocraqueo catalítico para la conversión de una carga de alimentación hidrocarbonosa a compuestos de hidrocarburo de ebullición más baja cuyo proceso comprende: (a) paso de al menos una parte de la carga de alimentación hidrocarbonosa e hidrógeno a una primera zona de hidrocraqueo catalítico que opera en condiciones de hidrocraqueo y que contiene un catalizador de hidrocraqueo, y recuperación de un efluente de aquella zona de hidrocraqueo; (b) paso de hidrógeno en condiciones de regeneración de catalizador de hidrocraqueo a una segunda zona de hidrocraqueo catalítico que contiene catalizador de hidrocraqueo parcialmente agotado para regenerar la segunda zona; (c) interrupción del paso de la carga de alimentación hidrocarbonosa a la primera zona de hidrocraqueo catalítico mientras continúa el flujo de hidrógeno para regenerar el catalizador de hidrocraqueo allí contenido; (d) paso de sulfuro de hidrógeno en mezcla con dicho hidrógeno durante al menos una parte de la regeneración de hidrógeno en la etapa (c); y (e) paso de al menos una parte de la carga de alimentación hidrocarbonosa a la segunda zona de hidrocraqueo catalítico que opera en condiciones de hidrocraqueo y que contiene catalizador de hidrocraqueo regenerado mientras continúa el flujo de hidrógeno y recuperación de un efluente de aquella zona de hidrocraqueo. De forma más limitada la presente invención pasa un fluido de regeneración en mezcla con el hidrógeno durante al menos una parte de la regeneración de hidrógeno en la etapa (c).

Breve descripción del dibujo

El dibujo es un diagrama de flujo de proceso simplificado de una realización preferida de la invención.

Descripción detallada de la invención

Se ha descubierto que un proceso de hidrocraqueo puede conseguir actividad de inicio de operación, rendimientos y calidad de producto continuos mediante la utilización de un esquema de flujo de reactor de turno sin válvulas. Estas ventajas permiten prestaciones superiores y resultados rentables.

El proceso de la presente invención es particularmente útil para hidrocraquear un aceite de hidrocarburo que contiene hidrocarburo y/u otros materiales orgánicos para producir un producto que contenga hidrocarburos y/u otros materiales orgánicos de punto de ebullición medio más bajo y peso molecular medio más bajo. Las cargas de alimentación de hidrocarburos que se pueden someter a hidrocraqueo mediante el método de la invención incluyen todos los aceites minerales y aceites sintéticos (por ejemplo, aceite de pizarra, productos de arenas de alquitrán, etc.) y fracciones suyas. Cargas de alimentación de hidrocarburos ilustrativas incluyen aquéllas que contienen componentes de ebullición por encima de 285ºC, tal como gasóleos atmosféricos, gasóleos de vacío, desasfaltados, residuos de vacío y atmosféricos, aceites residuales hidrotratados, destilados de coquización, destilados de destilación directa, aceites derivados de pirólisis, aceites sintéticos de ebullición alta, aceites cíclicos y destilados de craqueo catalítico. Una carga de alimentación de hidrocraqueo preferida es un gasoil u otra fracción de hidrocarburo que tenga al menos el 50% en peso, y lo más normalmente al menos el 75% en peso, de sus componentes ebullición a temperaturas por encima del punto final del producto deseado, cuyo punto final, en el caso de gasolina pesada, varía generalmente en el margen de aproximadamente 190ºC a aproximadamente 220ºC. Una de las cargas de alimentación de gasoil más preferidas contendrá componentes de hidrocarburo que hierven aproximadamente por encima de 285ºC, consiguiéndose mejores resultados con una alimentación que contenga al menos 25 por ciento en volumen de los componentes con punto de ebullición entre 310ºC y 540ºC. También se incluyen destilados de petróleo en donde al menos el 90 por ciento de los componentes hierven en el margen de aproximadamente 150ºC a aproximadamente 430ºC.

Al menos una parte de la carga de alimentación seleccionada se mezcla con una corriente gaseosa rica en hidrógeno calentada y la mezcla resultante se introduce dentro de una zona de reacción de hidrocraqueo que opera en condiciones de hidrocraqueo y que contiene un catalizador de hidrocraqueo para producir una corriente hidrocarbonosa de ebullición más baja, la cual se recupera posteriormente. Cuando el catalizador de hidrocraqueo se queda parcialmente agotado como se atestigua mediante menos actividad y/o una reducción en la selectividad del producto preferido, la introducción de la carga de alimentación hidrocarbonosa se interrumpe mientras continúa la puesta en contacto del catalizador de hidrocraqueo con la corriente gaseosa rica en hidrógeno calentada en condiciones de regeneración adecuadas para recuperar al menos una parte de la actividad catalítica original.

La corriente gaseosa caliente rica en hidrógeno que se emplea para regenerar periódicamente el catalizador de hidrocraqueo parcialmente desactivado se mezcla con sulfuro de hidrógeno como fluido de regeneración. El fluido de regeneración se utiliza con una corriente gaseosa caliente rica en hidrógeno durante al menos una parte de la regeneración de hidrógeno. Se pueden seleccionar también fluidos de regeneración adecuados a partir del grupo que consta de vapor y compuestos de sulfuro orgánicos. Condiciones adecuadas de regeneración del catalizador de hidrocraqueo incluyen una temperatura desde aproximadamente 310ºC hasta aproximadamente 540ºC, una presión desde aproximadamente 3450 kPa manométrica hasta aproximadamente 17.200 kPa manométrica y una velocidad espacial horaria de gas desde aproximadamente 20 h^{-1} hasta aproximadamente 4000 h^{-1}.

El proceso puede mantener una operación continua cuando la carga de alimentación a una zona de reacción de hidrocraqueo preparada para regeneración se interrumpe, el flujo de carga de alimentación se desvía a una zona de reacción de hidrocraqueo recién regenerada mantenida en reserva y con una corriente gaseosa rica en hidrógeno fluyendo hacia ella. En un proceso que tenga dos zonas de reacción de hidrocraqueo, por ejemplo, la carga de alimentación fresca se alterna entre las dos zonas. Mientras, se mantiene un flujo de un gas calentado rico en hidrógeno a cada una de las dos zonas.

Las zonas de reacción de hidrocraqueo pueden contener uno o más lechos del mismo o de diferente catalizador de hidrocraqueo. En una realización, cuando los productos preferidos son destilados medios, los catalizadores de hidrocraqueo preferidos utilizan bases amorfas o bases de zeolita de bajo nivel combinadas con uno o más componentes de hidrogenación de metal del Grupo VIII o del Grupo VIB. En otra realización, cuando los productos preferidos están en el margen de ebullición de la gasolina, la zona de hidrocraqueo contiene preferiblemente un catalizador que comprende, por lo general, cualquier base de craqueo de zeolita cristalina sobre la que se deposita uno o más componentes de hidrogenación de metal del Grupo VIII o del Grupo VIB.

Las bases de craqueo de zeolita son a veces calificadas en la técnica como tamices moleculares y normalmente se componen de sílice, alúmina y uno o más cationes intercambiables tal como sodio, magnesio, calcio, metales de tierras raras, etc. Además se caracterizan por poros de cristal de diámetro relativamente uniforme entre aproximadamente 4 y 14 Angstroms (10^{-10} metros). Se prefiere emplear zeolitas que tengan una relación molar sílice/alúmina relativamente alta entre aproximadamente 3 y 12. Zeolitas adecuadas encontradas en la naturaleza incluyen, por ejemplo, mordenita, estibinita, heulandita, ferrierita, diachiardita, chabasita, erionita y faujasita. Zeolitas sintéticas adecuadas incluyen, por ejemplo, los tipos de cristal B, X, Y y L, por ejemplo, faujasita y mordenita sintéticas. Las zeolitas preferidas son

aquéllas que tienen diámetros de poro de cristal entre aproximadamente 8-12 Angstroms (10^{-10} metros), en donde la relación molar sílice/alúmina varía aproximadamente de 4 a 6. Un ejemplo principal de una zeolita que cae en el grupo preferido es el tamiz molecular Y sintético.

Las zeolitas que existen en la naturaleza normalmente se encuentran en una forma de sodio, en una forma de metal de tierra alcalina, o en formas mixtas. Las zeolitas sintéticas casi siempre se preparan primero en la forma de sodio. En cualquier caso, para utilizarse como base de craqueo, se prefiere que la mayoría o todos los metales monovalentes zeolíticos originales sean intercambiados como iones con un metal polivalente y/o con una sal de amonio seguido por calentamiento para descomponer los iones amonio relacionados con la zeolita, dejando en su lugar iones hidrógeno y/o sitios de intercambio que se han descationizado en realidad mediante eliminación adicional de agua. Zeolitas Y de hidrógeno o "descationizadas" de esta naturaleza se describen más particularmente en US-A-3.130.000.

Las zeolitas metal polivalente-hidrógeno mixtas se pueden preparar mediante intercambio iónico primero con una sal de amonio, luego de nuevo intercambio parcialmente con una sal de metal polivalente y luego calcinación. En algunos casos, como en el caso de mordenita sintética, las formas de hidrógeno se pueden preparar mediante tratamiento ácido directo de las zeolitas de metal álcali. Las bases de craqueo preferidas son aquéllas que son al menos aproximadamente 10 por ciento, y preferiblemente al menos 20 por ciento, deficientes de metal-catión, basado en la capacidad inicial de intercambio iónico. Una clase específicamente deseable y estable de zeolitas son aquéllas en donde al menos aproximadamente 20 por ciento de la capacidad de intercambio iónico se satisface por iones hidrógeno.

Los metales activos empleados en los catalizadores de hidrocraqueo preferidos de la presente invención como componentes de hidrogenación son aquéllos del Grupo VIII, es decir, hierro, cobalto níquel, rutenio, rodio, paladio, osmio, iridio y platino y del Grupo VIB, por ejemplo, molibdeno y tungsteno. La cantidad de metal de hidrogenación en el catalizador puede variar dentro de amplios márgenes. Hablando en términos generales, se puede utilizar cualquier cantidad entre aproximadamente 0,05 por ciento y 30 por ciento en peso. En el caso de metales nobles, se prefiere emplear normalmente de aproximadamente 0,05 por ciento a aproximadamente 2 por ciento en peso. El método preferido para incorporar el metal de hidrogenación es poner en contacto el material de base de zeolita con una solución acuosa de un compuesto adecuado del metal deseado en donde el metal esté presente en una forma catiónica. Después de la adición del metal o de los metales de hidrogenación seleccionados, el polvo de catalizador resultante luego se filtra, se seca, se le da forma de bolitas con lubricantes, aglutinantes o semejantes añadidos si se desea, y se calcina en aire a temperaturas de, por ejemplo, 371º-648ºC a fin de activar el catalizador y descomponer los iones amonio. O bien, al componente de zeolita se le puede dar forma de bolita primero, seguido por la adición del componente de hidrogenación y activación mediante calcinación. Los catalizadores anteriores se pueden emplear en forma no diluida, o el catalizador de zeolita en polvo se puede mezclar y dar formar de bolita conjuntamente con otros catalizadores relativamente menos activos, diluyentes, o aglutinantes tal como alúmina, gel de sílice, co-geles sílice-alúmina, arcillas activadas y semejantes en proporciones que varían entre 5 y 90 por ciento en peso. Estos diluyentes se pueden emplear como tales cuando pueden contener una proporción minoritaria de un metal de hidrogenación añadido tal como un metal del Grupo VIB y/o del Grupo VIII.

También se pueden utilizar en el proceso de la presente invención catalizadores de hidrocraqueo de fomento de metal adicional, los cuáles comprenden, por ejemplo, tamices moleculares de aluminofosfato, cromosilicatos cristalinos y otros silicatos cristalinos. Los cromosilicatos cristalinos se describen más plenamente en US-A-4.363.718. También se puede emplear en el proceso de la presente invención cualquier otro catalizador de hidrocraqueo conocido.

Los catalizadores de hidrocraqueo contemplados para utilizarse en el proceso de la presente invención incluyen cualquier tipo de soporte, tamaño y forma, por ejemplo, esferas, cilindros, trilobulados, tetralobulados, anillos. El proceso de la presente invención no se limita por el tipo de catalizador de hidrocraqueo y cualquier catalizador de hidrocraqueo conocido adecuado se contempla para utilizarse en él.

El hidrocraqueo de la carga de alimentación hidrocarbonosa en contacto con un catalizador de hidrocraqueo se lleva a cabo en presencia de hidrógeno y preferiblemente en condiciones de hidrocraqueo que incluyen una temperatura desde aproximadamente 232ºC hasta aproximadamente 470ºC, una presión desde aproximadamente 3450 kPa manométrica hasta aproximadamente 20700 kPa manométrica, una velocidad espacial horaria de líquido (VEHL) desde aproximadamente 0,1 hasta aproximadamente 30 h^{-1}, y un índice de circulación de hidrógeno desde aproximadamente 337 m^3/m^3 normal hasta aproximadamente 4200 m^3/m^3 normal. De acuerdo con la presente invención, la expresión "conversión sustancial hasta productos de ebullición más baja" supone implicar la conversión de al menos 5 por ciento en volumen de la carga de alimentación fresca. En una realización preferida, la conversión por paso en la zona de hidrocraqueo está en el margen de aproximadamente 20% hasta aproximadamente 60%. Más preferiblemente la conversión por paso está en el margen de aproximadamente 30% hasta aproximadamente 50%.

El efluente resultante de la zona de reacción de hidrocraqueo en funcionamiento contiene hidrógeno y componentes hidrocarbonosos hidrocraqueados, se combina preferiblemente con el efluente de regeneración y la mezcla resultante posteriormente se enfría y se separa para proporcionar un gas rico en hidrógeno, el cual preferiblemente se recicla a las zonas de reacción de hidrocraqueo, y corrientes de producto de hidrocarburo de acuerdo con procedimientos convencionales conocidos.

Descripción detallada del dibujo

En el dibujo, el proceso de la presente invención se ilustra por medio de un diagrama de flujo esquemático simplificado en el cual se han suprimido detalles tales como instrumentación, circuitos de intercambio de calor y de recuperación de calor, medios de separación y equipos parecidos, ya que no son esenciales para una comprensión de las técnicas implicadas. La utilización de tal equipo misceláneo está con propiedad dentro de la competencia del personal especializado en la técnica.

Ya con relación al dibujo, una corriente de alimentación que comprende gasoil de vacío y gasoil de coquización pesado se introduce dentro del proceso por la línea 1 y una primera parte se pasa por la línea 4 a través de la bomba 7 y luego por la línea 11. La primera parte de la corriente de alimentación se mezcla con una corriente gaseosa rica en hidrógeno suministrada por la línea 45 y la mezcla resultante se pasa por la línea 47 hacia la zona de reacción de hidrocraqueo 24. De la zona de reacción de hidrocraqueo 24 se saca una corriente hidrocarbonosa hidrocraqueada resultante e hidrógeno por las líneas 16 y 14, se enfría en el cambiador de calor 48 y se pasa por la línea 49 hacia el separador de alta presión 50. Del separador de alta presión 50 se saca una corriente gaseosa rica en hidrógeno por la línea 52, se pasa a través de una zona de eliminación de sulfuro de hidrógeno 53 y se transporta por la línea 28. Por la línea 55 se introduce hidrógeno de reposición fresco y la mezcla resultante de gas rico en hidrógeno se pasa por la línea 56. Una segunda parte de la corriente de alimentación se pasa por la línea 3 a través de la bomba 6 y luego por la línea 10. La segunda parte de la corriente de alimentación se mezcla con una corriente gaseosa rica en hidrógeno suministrada por la línea 41 y la mezcla resultante se pasa por la línea 46 hacia la zona de reacción de hidrocraqueo 20. De la zona de reacción de hidrocraqueo 20 se saca una corriente hidrocarbonosa hidrocraqueada resultante e hidrógeno por las líneas 15 y 14, y se recupera como se describe más arriba.

Cuando la zona de reacción de hidrocraqueo 13 se está sometiendo a regeneración, la bomba 5 ó está parada o una tercera parte de la corriente de alimentación se pasa por la línea 2 a través de la bomba 5 y sale a través de las líneas 9 y 8 sin paso de la corriente de alimentación a la zona de reacción de hidrocraqueo 13. Durante la regeneración de la zona de reacción de hidrocraqueo 13, como se describe arriba, no hay flujo desde la línea 9 y se suministra por la línea 37 una corriente gaseosa caliente rica en hidrógeno mantenida en condiciones de regeneración de catalizador y se introduce en la zona de reacción de hidrocraqueo 13 por la línea 12 para regenerar parcialmente el catalizador desactivado contenido en ella. El gas efluente resultante se recupera por la línea 14. Cuando la zona de reacción de hidrocraqueo 13 se pone en servicio, la tercera parte de la corriente de alimentación se pasa por la línea 9 y se mezcla con una corriente gaseosa rica en hidrógeno suministrada por la línea 37. La mezcla resultante se pasa luego por la línea 12 hacia la zona de reacción de hidrocraqueo 13. De la zona de reacción de hidrocraqueo 13 se saca una corriente hidrocarbonosa hidrocraqueada resultante e hidrógeno por la línea 14 y se recupera como se describe más arriba.

Una corriente gaseosa rica en hidrógeno se lleva por la línea 56 y se divide en tres vías para introducir una corriente gaseosa por las líneas 54, 30 y 29 hacia los compresores 31, 32 y 33, respectivamente. Las corrientes de gas comprimido resultantes se sacan de los compresores 31, 32 y 33 por las líneas 34, 38 y 42, respectivamente, y se introducen en los cambiadores de calor 35, 39 y 43. Las corrientes de gas ajustadas en temperatura se sacan de los cambiadores de calor 35, 39 y 43 por las líneas 36, 40 y 44, respectivamente, para utilizarlas como se describe en la presente memoria.

En el proceso se introduce un fluido de regeneración por la línea 17 y se pasa a través de la bomba 18, de las líneas 19, 37 y 12 y hacia la zona de reacción de hidrocraqueo 13. Este un fluido de regeneración se mezcla con una corriente gaseosa caliente rica en hidrógeno suministrada por la línea 36 como se describe más arriba. Cuando el catalizador parcialmente desactivado en la zona de reacción de hidrocraqueo 20 va a ser regenerado, se pasa un fluido de regeneración a través de la línea 17, de la línea 21, de la bomba 22 y de las líneas 23, 41 y 46, y se introduce en la zona de reacción de hidrocraqueo 20 junto con una corriente gaseosa caliente rica en hidrógeno suministrada por la línea 40 como se describe más arriba. Por su parte, cuando el catalizador parcialmente desactivado en la zona de reacción de hidrocraqueo 24 va a ser regenerado, se pasa un fluido de regeneración a través de la línea 17, de la línea 25, de la bomba 26 y de las líneas 27, 45 y 47, y se introduce en la zona de reacción de hidrocraqueo 24 junto con una corriente gaseosa caliente rica en hidrógeno suministrada por la línea 44 como se describe antes.

Ejemplo

El proceso de la presente invención se demuestra además mediante el siguiente ejemplo. Este ejemplo, sin embargo, no se expone para limitar indebidamente el proceso de esta invención, sino para ilustrar el beneficio de la realización descrita más arriba.

Un reactor de hidrocraqueo de planta piloto se cargó con un catalizador de hidrocraqueo selectivo de destilado que contiene sílice-alúmina amorfa, zeolita níquel y tungsteno. Este catalizador había acumulado previamente aproximadamente 800 horas de servicio con diversas condiciones de proceso donde había acumulado aproximadamente 10 por ciento en peso de carbón y había experimentado una desactivación equivalente a aproximadamente 6ºC (10ºF). Una carga de alimentación de hidrocraqueo que tenía las características presentadas en la Tabla 1 se procesó en el reactor de hidrocraqueo de planta piloto descrita arriba en condiciones que incluían una presión de 15.500 kPa manométrica, una temperatura de 366ºC, una velocidad espacial horaria de líquido (VEHL) de 1,2 h^{-1} y un índice de circulación de gas hidrógeno de aproximadamente 1340 m^3/m^3. La conversión de la carga de alimentación, definida como craqueo neto de hidrocarburos con punto de ebullición mayor que 361ºC (700ºF) fue 41% cuando se inició la primera regeneración. El reactor de hidrocraqueo se purgó con hidrógeno durante seis horas a una temperatura de 366ºC y luego se purgó

con hidrógeno que contenía 300 ppm de sulfuro de hidrógeno a 440ºC durante aproximadamente 53 horas. Mientras continuaba la purga de hidrógeno/sulfuro de hidrógeno el reactor se enfrió hasta aproximadamente 340ºC y luego se cambió de vuelta a hidrógeno antes de reintroducir la alimentación fresca. Después de la primera regeneración, se encontró que la conversión era 60% a una temperatura de reactor de 366ºC con una selectividad para destilado medio de 95%. El catalizador se envejeció mediante el procesado de la carga de alimentación hasta que la conversión hubo decaído hasta aproximadamente 40% y luego se llevó a cabo una segunda regeneración de igual manera a la descrita más arriba para la primera regeneración. Después de la segunda regeneración, la alimentación fresca se reanudó y se encontró que la conversión era aproximadamente 58% a una temperatura de reactor de 366ºC con una selectividad para destilado medio de 95%. Después de que la conversión disminuyera de nuevo, se llevó a cabo una tercera regeneración como se describe arriba y el catalizador se sacó luego del reactor y se analizó. El catalizador inmediatamente después de la tercera regeneración contenía 3,4 por ciento en peso de carbón.

A partir de la exposición y los resultados de arriba, es evidente que la operación cíclica de una regeneración de hidrógeno caliente en medio del hidrocraqueo mejora la tasa de producción del producto de destilado medio deseado de punto de ebullición en el margen de 150ºC a 370ºC. Análisis del catalizador antes y después de la regeneración indican que la restauración de la actividad está relacionada con la eliminación de carbón del catalizador.

TABLA 1

Análisis de carga de alimentación de hidrocraqueo gasoil de vacío hidrotratado

Gravedad, ºAPI	31,4
Destilación, Porcentaje en Peso	
IBP ºC (Punto de Ebullición Inicial)	162
10	328
30	382
50	414
70	447
90	497
FBP (Punto de Ebullición Final)	576
Azufre, ppm en peso	366
Nitrógeno, ppm en peso	26

La descripción, el dibujo y el ejemplo precedentes ilustran claramente las ventajas abarcadas por el proceso de la presente invención y los beneficios a proporcionar con su utilización.

REIVINDICACIONES

1. Un proceso de hidrocraqueo catalítico para la conversión continua de una carga de alimentación hidrocarbonosa a compuestos de hidrocarburo de ebullición más baja, cuyo proceso comprende:

(a) paso de al menos una parte de dicha carga de alimentación hidrocarbonosa e hidrógeno a una primera zona de hidrocraqueo catalítico que opera en condiciones de hidrocraqueo y que contiene un catalizador de hidrocraqueo, y recuperación de un efluente de aquella zona de hidrocraqueo;

(b) paso de hidrógeno en condiciones de regeneración de catalizador de hidrocraqueo a una segunda zona de hidrocraqueo catalítico que contiene catalizador de hidrocraqueo parcialmente agotado para regenerar dicha segunda zona;

(c) interrupción del paso de dicha carga de alimentación hidrocarbonosa a dicha primera zona de hidrocraqueo catalítico mientras continúa el flujo de hidrógeno para regenerar el catalizador de hidrocraqueo allí contenido;

(d) paso de sulfuro de hidrógeno en mezcla con dicho hidrógeno durante al menos una parte de la regeneración de hidrógeno en la etapa (c); y

(e) paso de al menos una parte de dicha carga de alimentación hidrocarbonosa a dicha segunda zona de hidrocraqueo catalítico que opera en condiciones de hidrocraqueo y que contiene catalizador de hidrocraqueo regenerado mientras continúa el flujo de hidrógeno y recuperación de un efluente de aquella zona de hidrocraqueo.

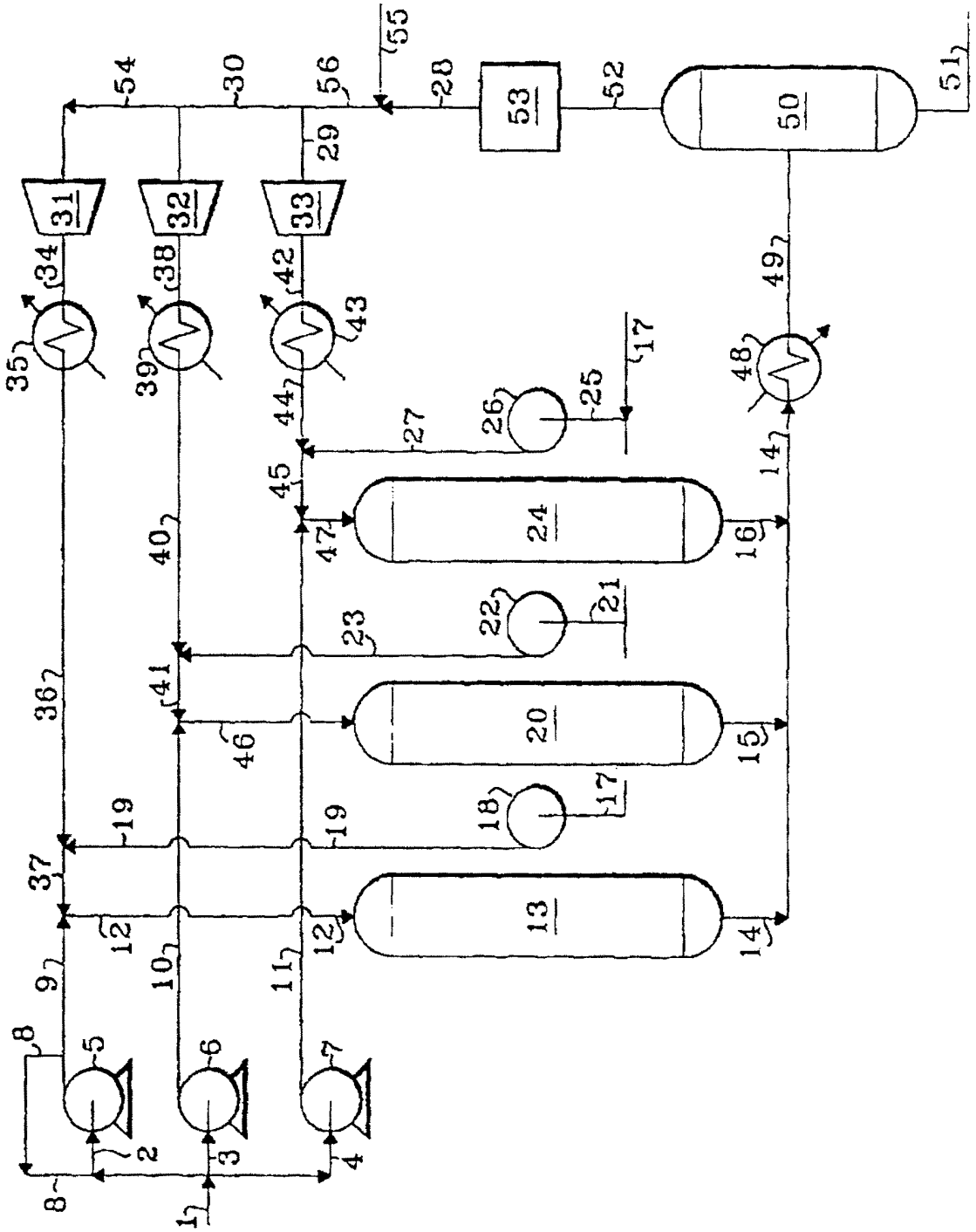
2. El proceso de la reivindicación 1, en donde dicha carga de alimentación hidrocarbonosa hierve en el margen de 230ºC a 570ºC.

3. El proceso de la reivindicación 1, en donde dicho catalizador de hidrocraqueo parcialmente agotado se purga con una corriente gaseosa caliente rica en hidrógeno inmediatamente antes de su regeneración.

4. El proceso de las reivindicaciones 1 ó 3, en donde la regeneración en la etapa (c) se lleva a cabo en condiciones de regeneración de catalizador de hidrocraqueo que incluyen una temperatura desde 310ºC a 540ºC, una presión desde 3450 kPa manométrica hasta 17.200 kPa manométrica y una velocidad espacial horaria de gas desde 20 h^{-1} hasta 4000 h^{-1}.

5. El proceso de la reivindicación 1, en donde dicho efluente de hidrocraqueo se combina con un efluente de la etapa (b) para producir una corriente gaseosa rica en hidrógeno y componentes de hidrocarburo hidrocraqueados.

6. El proceso de las reivindicaciones 1 ó 3, en donde las etapas incluyen el paso de un fluido de regeneración en mezcla con dicho hidrógeno durante al menos una parte de la regeneración de hidrógeno en la etapa (c).


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
38
39
40
41
42
43
44
45
46
47
48
49
50
51
52
53
54
55
56