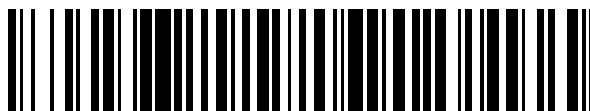


19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 427 181**

51 Int. Cl.:

**C10G 11/18** (2006.01)

**B01J 8/24** (2006.01)

**B01J 8/32** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **02.12.2010 E 10193432 (1)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **19.06.2013 EP 2336273**

54 Título: **Procedimiento de craqueo catalítico con maximización de las bases de gasóleo**

30 Prioridad:

**14.12.2009 FR 0958955**

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

**29.10.2013**

73 Titular/es:

**TOTAL RAFFINAGE MARKETING (100.0%)  
24 Cours Michelet  
92800 Puteaux, FR**

72 Inventor/es:

**BORIES, MARC;  
LEROY, PATRICK;  
ECHARD, MICHAEL y  
GAUTHIER, THIERRY**

74 Agente/Representante:

**SUGRAÑES MOLINÉ, Pedro**

ES 2 427 181 T3

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

## DESCRIPCIÓN

Procedimiento de craqueo catalítico con maximización de las bases de gasóleo.

5 La presente invención se refiere a un procedimiento de craqueo catalítico para maximizar la producción de bases de gasóleo que comprende una etapa de reacción en al menos un reactor de lecho fluidizado ascendente, una etapa de separación de los hidrocarburos craqueados y del catalizador, una etapa de fraccionamiento de los hidrocarburos craqueados y una etapa de regeneración del catalizador coquizado. También se refiere a los dispositivos de puesta en práctica de dicho procedimiento, pudiendo éste comprender uno o varios reactores ascendentes.

10 Desde hace varios años, los refinadores y las empresas que ofrecen licencias de las tecnologías FCC o *Fluidized Catalytic Cracking* o craqueo catalítico fluidizado trabajan en la optimización del funcionamiento de estos procedimientos y de las unidades correspondientes. Esta optimización se ha dirigido en primer lugar hacia la producción de productos ligeros de gases licuados (o GPL o LPG: *Liquefied petroleum gas*), naftas y gasolina, correspondiendo estos productos esencialmente o bien al mercado de los polímeros procedentes de la polimerización de olefinas ligeras, o bien al consumo mayoritario del parque automovilístico de vehículos ligeros y vehículos pesados. En este tipo de funcionamiento, la producción de bases de gasóleo sigue siendo limitada.

15 Al haber evolucionado fuertemente el mercado del automóvil, habiendo aumentado enormemente el consumo de productos de tipo gasóleo, se vuelve cada vez más necesario orientar la producción de las refinерías hacia la producción de bases de gasóleo y sobre todo limitar la producción de gasolina. Dado que con frecuencia estas refinерías están equipadas con unidades de FCC, resulta imperativo poder convertir estas unidades en unidades que favorezcan la producción de gasóleos. La particularidad de los procedimientos de FCC es producir a la vez gases licuados ligeros, naftas, gasolinas, bases de gasóleo denominadas LCO (o *light cycle oil* en inglés), bases más pesadas muy aromáticas e inutilizables en ese estado denominadas HCO (o *heavy cycle oil* en inglés) y finalmente suspensiones o lodos hidrocarbonados utilizables concretamente en la constitución de los revestimientos para carreteras y con mayor frecuencia como bases para fuel pesado.

20 En el contexto de la presente invención, se trata de maximizar la producción de bases de gasóleo en las unidades de craqueo catalítico en lecho fluidizado o FCC al tiempo que se limita la producción de gasolina, maximizando o manteniendo la cantidad de gases ligeros o LPG y, finalmente, limitando la formación de suspensión, y ello sin cambiar drásticamente la disposición de las unidades de FCC existentes. Esta invención se aplica a la modernización de las unidades de FCC existentes o incluso a unidades nuevas sin cambios significativos de los elementos esenciales de la unidad.

25 En el estado de la técnica, resulta habitual hacer funcionar estas unidades en modo de gasolina máxima o de conversión máxima para producir principalmente gasolina a partir de fracciones de petróleo procedentes de la destilación de petróleo crudo, preferiblemente a partir de destilado a vacío y/o de residuo atmosférico o a vacío, tomados solos o en mezcla, sometándose eventualmente a hidrotatamiento estas fracciones.

30 Para aumentar la cantidad y la calidad de destilado correspondiente a un intervalo de temperaturas que varían de 145 a 400°C a partir de estas mismas cargas en una unidad de craqueo catalítico en lecho fluidizado, es necesario reducir el nivel de la conversión en la unidad, siendo la medida del cetano característica de la calidad del destilado así producido. Desgraciadamente, el experto en la técnica conoce que la reducción del nivel de conversión de la unidad de craqueo catalítico conduce inevitablemente a la producción en cantidad importante de productos pesados menos aprovechables, denominados, HCO (o *heavy cycle oil*; aceite pesado de craqueo) y/o suspensión, es decir cualquier molécula que se destila normalmente por encima de 330°C, preferiblemente por encima de 350°C. La fracción HCO corresponde en general a un intervalo de 350 a 450°C mientras que la suspensión corresponde a una fracción que se destila a más de 450°C, es decir +450°C.

35 Para modificar de este modo la conversión en el reactor, puede actuarse sobre la actividad del catalizador y por tanto sobre su eficacia para convertir la carga hidrocarbonada a la temperatura de reacción catalítica en el reactor ascendente (o *riser* en inglés). Se ofrecen dos soluciones al experto en la técnica:

40 - o bien hacer circular en la unidad un catalizador poco activo con superficie específica moderada o baja, por ejemplo inferior a 110 m<sup>2</sup>/g, favoreciendo la conversión de fondo de los componentes más pesados de la carga y limitando la conversión de la carga, pero con un rendimiento de gases secos y gases licuados o LPG demasiado bajo (normalmente inferior al 15%)

45 - o bien modificar la superficie activa del catalizador mediante coquización, usando un catalizador ácido del mercado, por ejemplo los usados actualmente para mercados de gasolina máxima, para hacer que sea menos activo antes de la introducción de la carga fresca en el reactor y así limitar su conversión.

50 Generalmente se privilegia esta segunda solución, no estando o no estando ya disponibles en el mercado los otros catalizadores menos convertidores.

Con el fin de modificar la actividad de la masa catalítica en el interior del reactor de lecho fluidizado a nivel de la inyección de carga, se ha ideado introducir en el interior del reactor ascendente al menos un flujo de catalizador parcialmente coquizado, preferiblemente dos flujos de catalizadores con velocidades y temperaturas diferentes, el primero formado esencialmente por catalizador regenerado y el segundo por catalizador coquizado. Este flujo o estos flujos constituyen una masa catalítica de actividad controlada que, al ponerse en contacto con la carga, permite un craqueo optimizado de la misma para una selectividad buscada en el destilado.

Por ejemplo, la patente US7008527 de IFP describe una alimentación escalonada del reactor ascendente con catalizador regenerado por medio de un tubo dispuesto de manera coaxial en la parte inferior del reactor, conservando el catalizador un esquema de circulación clásico, como en una unidad de FCC tradicional. Una primera zona de introducción del catalizador situada en la base del reactor ascendente, como en el esquema de una unidad de FCC convencional, permite garantizar la producción de bases de gasolina y gasóleo así como la de las demás fracciones procedentes de una unidad de FCC convencional. Una segunda alimentación de catalizador regenerado, situada más arriba en el reactor ascendente que la primera, se pone en contacto con una carga específica y va a permitir por medio de determinadas condiciones de funcionamiento, aportar un complemento de actividad que, en función de dicha carga específica adicional, conduce a una reacción de craqueo más profundizado que se traduce en un aumento de la producción de olefinas y una disminución de la formación de destilado. La inyección de fluido inerte permite refrigerar la reacción en curso y sobre todo bloquear los mecanismos de las reacciones de craqueo favoreciendo la producción de propileno.

La patente US 4.417.974 de Chevron propone un método de craqueo de compuestos desactivadores de catalizador usando un tubo situado en el interior del reactor ascendente dispuesto de manera sensiblemente coaxial al mismo. Este tubo se alimenta conjuntamente por una parte del catalizador regenerado y una carga hidrocarbonada en condiciones de craqueo suaves ya que la temperatura en el interior del tubo central está comprendida entre 400 y 500°C, permitiendo limitar la coquización del catalizador. La otra parte del catalizador que circula en el exterior del tubo coaxial se pone en contacto con la carga principal añadida de compuestos desactivadores de catalizador, inyectada en la pared del reactor ascendente. Los flujos de catalizador de igual densidad procedentes del tubo central y de la parte anular se juntan a un nivel relativamente elevado del reactor ascendente. Los compuestos desactivadores de catalizadores están constituidos por fracciones hidrocarbonadas con un punto de ebullición superior a 600°C y recirculaciones de hidrocarburos que ya se han craqueado, teniendo estos compuestos altas concentraciones de asfaltenos y de compuestos nitrogenados y azufrados.

En la patente de Mobil EP0180291, se describe un procedimiento que consiste en separar el catalizador recién regenerado en dos cavidades sucesivas en la parte inferior del reactor ascendente. La primera zona, que tiene la forma de un dispositivo de tipo Venturi, permite la puesta en contacto de la carga con una parte del catalizador recién regenerado, favoreciendo también esta primera zona la aceleración del catalizador y del aceite vaporizado en el reactor. Entonces se segrega la otra parte del catalizador regenerado al exterior del dispositivo de tipo Venturi. En la primera zona, hay desactivación parcial del catalizador y vaporización de aceite, tras la inyección de la carga a este nivel. A la salida del dispositivo de tipo Venturi, el aceite vaporizado y el catalizador parcialmente desactivado vuelven a entrar en contacto con el catalizador de la segunda zona también muy caliente y activo, la reacción de craqueo va a continuar. En este caso se pretende minimizar los sobrecalentamientos locales, generadores de coque mediante sobrecraqueo, mediante vaporización incremental de la carga con el objetivo de favorecer la producción de productos ligeros tales como las gasolinas y los productos más ligeros, gases secos y LPG.

En la patente FR 2829143 de China Petroleum, se describe un procedimiento de craqueo catalítico susceptible de tratar simultáneamente aceites pesados y aceites ligeros introduciendo estas dos cargas en dos cavidades diferenciadas pero concéntricas rellenas con el mismo catalizador regenerado, presentándose el reactor en forma de un tubo doble. Como para las patentes anteriores, el objetivo previsto es la maximización de las fracciones de gasolinas.

El documento WO 2006/020547 describe un procedimiento de craqueo catalítico que permite obtener un destilado medio.

Al contrario que los procedimientos y dispositivos descritos anteriormente, el objetivo de la presente invención es maximizar la formación de base de gasóleos para satisfacer las nuevas demandas del mercado de productos de tipo gasóleo al tiempo que se minimiza la fabricación de bases de gasolina. Además, no se trata de cambiar la configuración de los reactores existentes sino de cambiar su modo de funcionamiento mediante modificaciones menores, pudiendo ser posible un retorno a la producción de gasolina máxima en cualquier momento. Además, el funcionamiento dirigido a maximizar las bases de gasóleo o destilados medios no debe deteriorar la producción de fracciones ligeras tales como los gases licuados, al tiempo que limite en la medida de lo posible la producción de gasolina.

La presente invención tiene por tanto por objeto un procedimiento de craqueo catalítico para maximizar la producción de bases de gasóleo según la reivindicación 1 y que comprende una etapa de reacción de craqueo en un reactor de lecho fluidizado ascendente, una etapa de separación de los hidrocarburos craqueados y del catalizador coquizado, una etapa de fraccionamiento de los hidrocarburos craqueados y una etapa de regeneración de dicho

5 catalizador coquizado, caracterizado porque se inyecta la carga hidrocarbonada en el reactor ascendente sobre una masa catalítica constituida por catalizador parcialmente desactivado mediante coquización de al menos una parte del mismo en ese mismo reactor ascendente, de manera que la temperatura de reacción (o TRX) de los efluentes en la salida de dicho reactor varía de 470 a 600°C. Esta coquización puede realizarse antes de la inyección de la carga o inmediatamente después.

10 En este caso se entiende por etapa de separación que se realiza en un separador, una etapa que permite a la vez, o sucesivamente, separar los efluentes gaseosos de craqueo de los granos y/o productos finos de catalizador y extraer el catalizador. Cuando se extrae el catalizador, se desplazan las fracciones ligeras aún presentes sobre o en el catalizador, por ejemplo bajo la acción de vapor de agua.

15 Una primera ventaja de la presente invención es poder aplicarse a las unidades existentes, por medio de modificaciones limitadas de las mismas, al tiempo que se usan los catalizadores disponibles en el mercado, generalmente muy activos que maximizan la producción de gasolinas.

20 Una segunda ventaja es su reversibilidad: como se usa una misma unidad y un mismo catalizador, siempre es posible volver hacia atrás y maximizar de nuevo la gasolina si el mercado evoluciona en sentido inverso. Por tanto, pueden usarse catalizadores ácidos con poros microporosos y mesoporosos cuya razón de las superficies específicas microporosas con respecto a mesoporosas es de 1 a 6, preferiblemente de 1 a 4, de manera adicionalmente preferida de 3 a 4.

La superficie específica podrá medirse según el método BET (para Brunauer Emmet y Teller).

25 Una tercera ventaja es que se mantiene la producción en gases secos y gases licuados, en particular la de propileno.

Una cuarta ventaja es el posible agotamiento de los compuestos con una temperatura de ebullición superior a 350°C, es decir el agotamiento del HCO y de la suspensión.

30 Una quinta ventaja es que se conserva el equilibrio térmico de la unidad, a pesar de las bajas temperaturas de reacciones, normalmente de entre 470 y 515°C. En comparación, en el modo de producción de gasolina máxima la temperatura de reacción es pocas veces inferior a 525°C para un mismo catalizador ácido. Por el contrario, si se usan catalizadores con actividad muy baja, la temperatura de reacción necesaria será más próxima a 600°C que a 490°C.

35 Para alcanzar esta temperatura de reacción, un primer medio según la presente invención es inyectar al menos un compuesto hidrocarbonado con una temperatura de ebullición superior o igual a 350°C, sobre al menos una parte del catalizador regenerado, estando esta parte delimitada por al menos una zona definida por medio de un dispositivo interno. Entre los compuestos hidrocarbonados, HCO y/o suspensión producidos por la reacción de craqueo se recuperan en la etapa de fraccionamiento con el fin de coquizar al menos una parte del catalizador regenerado, en al menos una de las zonas delimitadas por medio de dicho dispositivo interno en el fondo del reactor ascendente de la etapa de reacción. La coquización previa de una parte del catalizador y después el mezclado del mismo con catalizador regenerado permiten por tanto controlar el contenido en carbono residual sobre la masa catalítica o CRC (*Carbon on Regenerated Catalyst* en inglés), y por tanto su actividad y finalmente la tasa de conversión de la carga hidrocarbonada inyectada en el reactor ascendente.

40 No se saldrá del contexto de la invención si esta coquización previa del catalizador puede realizarse por medio de una carga hidrocarbonada clásica, por ejemplo la misma que la inyectada sobre la masa catalítica parcialmente coquizada.

50 En un modo preferido, se busca particularmente la recirculación de HCO no solamente para limitar la conversión del catalizador mediante coquización previa, sino también porque tiene mejor calidad y presenta un potencial de craqueo superior. En efecto, el HCO resultante de un craqueo con baja conversión contiene un potencial de LCO importante, de aproximadamente el 15 al 40%, preferiblemente del 20 al 30% en peso y se produce en un volumen más importante.

55 El uso de un dispositivo interno ya practicado permite delimitar zonas en las que pueden convertirse hidrocarburos diferentes en condiciones intensas pero controladas. Por ejemplo, pueden emplearse catalizadores del mercado regenerados, a temperaturas de reacción superiores a 525°C, y con una razón C/O (razón ponderal de catalizador con respecto a aceite o *Cat to Oil* en inglés) que varía de 5 a 20, incluso mayor. Estas condiciones intensas favorecen la coquización de las cargas de tipo HCO y/o suspensión sobre el catalizador, cubriendo el coque parcialmente los sitios activos del catalizador y disminuyendo así su actividad de manera controlada. El ajuste de las cantidades respectivas de catalizadores coquizados y de catalizador procedente de una segunda zona delimitada por el dispositivo interno antes de la inyección de la carga hidrocarbonada en el reactor ascendente permite suavizar las condiciones de craqueo maximizando la producción de destilados, principalmente de LCO. Este ajuste de las cantidades de granos de catalizador coquizados y no coquizados tiene como objetivo la obtención de un coeficiente

- 5 medio de carbono residual (o CRC) sobre el conjunto de los granos de la masa catalítica que encuentra la carga que varía de 0,2 a 0,7. El tipo de carga craqueada es clásico, permaneciendo ésta generalmente constituida por residuos a vacío (RSV), por destilados atmosféricos (RAT) de petróleo crudo y/o gasóleos a vacío (VGO o *vacuum gas oil* en inglés). También puede comprender cualquier derivado hidrocarbonado procedente de la conversión del petróleo crudo y/o cualquier derivado de la biomasa.
- 10 Otro medio de obtener un coeficiente CRC medio del mismo orden de magnitud que anteriormente es reenviar una parte del catalizador coquizado separado y después extraído a lo largo de la etapa de separación, al reactor ascendente aguas arriba, a nivel y/o aguas abajo de la inyección de carga hidrocarbonada a una temperatura igual o inferior a la temperatura de reacción.
- 15 En la configuración en la que la recirculación de hidrocarburos presenta un punto de ebullición superior a 350°C, la coquización controlada del catalizador se obtiene ajustando el caudal de esta recirculación, la composición de esta recirculación y/o las condiciones de funcionamiento (C/O y TRX).
- 20 En este modo de realización de la invención, la presencia de catalizador coquizado permite disminuir la actividad del catalizador en la inyección de la carga por efecto de la dilución del catalizador ya presente en el reactor.
- Aguas arriba, o a nivel de la inyección de la carga hidrocarbonada que va a craquearse, esta recirculación permite la coquización previa de una parte del catalizador. Aguas abajo, preferiblemente en la proximidad de la inyección de la carga, permite una mejor vaporización de la carga aumentando la temperatura de mezclado del catalizador y de la carga a nivel de la inyección; es el efecto MTC (o *mixed temperature control*, control de temperatura mixto) sólido.
- 25 No se saldrá del contexto de la invención si se combina esta recirculación de catalizador con una multiplicidad de inyecciones de fracciones hidrocarbonadas diferentes a lo largo del reactor ascendente aguas arriba de la inyección de carga, aguas abajo o aguas arriba de esta recirculación.
- 30 La recirculación del catalizador coquizado puede realizarse o bien mediante recirculación externa, o bien mediante recirculación interna. La recirculación externa consiste en hacer circular el catalizador coquizado del separador en el exterior del reactor ascendente en el que vuelve a inyectarse. La recirculación interna se realiza mediante reflujos internos del catalizador coquizado en el reactor ascendente, realizándose la inyección del catalizador coquizado sin circulación del catalizador coquizado en el exterior de dicho reactor. En los dos casos, la recirculación favorece la conversión de fondo mediante aumento del C/O y la evaporación de la carga si se coloca aguas abajo de la misma. Garantiza una determinada coquización previa del catalizador a nivel de la pared del reactor, acelerándose los hidrocarburos craqueados en el centro del reactor. Para fomentar adicionalmente el efecto MTC, debe reducirse la temperatura del catalizador recirculado disponiendo un refrigerador en la recirculación externa y/o inyectar un líquido de tipo gasolina a nivel de la extracción del catalizador coquizado. Esta última opción también se aplica a la recirculación interna.
- 35 Otro modo de realización de la invención es combinar los efectos de estas dos acciones. Así, una parte del catalizador regenerado se coquiza aguas arriba de la inyección de la carga por al menos un compuesto hidrocarbonado con una temperatura de ebullición superior o igual a 350°C, eventualmente en presencia de un dispositivo interno, y una parte del catalizador coquizado y extraído, recuperado en el separador, se reenvía aguas arriba, a nivel y/o aguas abajo de la inyección de la carga en el reactor ascendente. No se saldrá del contexto de la invención si se inyectan varias fracciones de naturaleza diferente aguas arriba de la carga.
- 40 Será fácil para el experto en la técnica, adaptando de manera juiciosa las condiciones de funcionamiento, la temperatura de reacción, la circulación de catalizador o incluso la presión parcial de los hidrocarburos inyectados o recirculados al reactor ascendente, maximizar la producción de destilado. También será posible modular la coquización del catalizador mediante un control del caudal del compuesto hidrocarbonado y de la cantidad de catalizador coquizado recirculado para ajustar las condiciones de craqueo de la carga en el reactor ascendente. Normalmente, se pretenden condiciones de craqueo correspondientes a un CRC medio que varía de 0,2 a 0,7, y un C/O inferior a 5, preferiblemente del orden de 4.
- 45 En un modo preferido de la invención, se recircula del 1 al 100% de los hidrocarburos de fracción de destilación superior o igual a 350°C, normalmente las fracciones HCO y suspensión recuperadas en la salida de la etapa de fraccionamiento, sobre del 1 al 100% en peso de catalizador regenerado introducido en el fondo del reactor ascendente. No se saldrá del contexto de la invención si se utiliza la propia la carga fresca.
- 50 En otro modo de realización de la invención, susceptible de combinarse con el anterior, se recircula del 1 al 75% en peso del catalizador coquizado y extraído, recuperado a lo largo de la etapa de separación, hacia el reactor ascendente aguas arriba, a nivel y/o aguas abajo de la inyección de la carga.
- 55 Para mantener o incluso aumentar el rendimiento en gases licuados y en gases secos, se inyecta al menos una fracción con una temperatura de ebullición inferior a 160°C sobre el catalizador regenerado en el reactor ascendente aguas arriba de la inyección de la carga. Preferiblemente, estas recirculaciones compuestas por gasolinas ligeras o
- 60
- 65

LCN (*light cracked naphthas* en inglés) se inyectan en la parte del reactor ascendente en la que las condiciones de craqueo son las más intensas. Normalmente, la temperatura de reacción será en ese punto muy superior a 525°C y la razón C/O será muy superior a las razones C/O usadas habitualmente para maximizar la conversión de estas fracciones sin alterar significativamente la actividad del catalizador, produciendo éstas poca cantidad de coque.

5 Para aumentar la capacidad de craqueo del procedimiento según la invención y sobre todo controlar de manera óptima el craqueo de la carga, el procedimiento según la invención comprende una etapa de reacción de craqueo complementaria en el reactor ascendente, trabajando en paralelo a la primera etapa de reacción. En este segundo reactor ascendente, se recirculan sobre el catalizador regenerado procedente del regenerador fracciones hidrocarbonadas con un punto de ebullición inferior o igual a 160°C, preferiblemente inferior a 145°C, y/o fracciones hidrocarbonadas con una temperatura de ebullición superior o igual a 330°C, preferiblemente superior a 350°C. Estas fracciones hidrocarbonadas se eligen de las fracciones procedentes del fraccionamiento de la propia unidad de craqueo catalítico, de las unidades de conversión y/o de destilación de petróleo crudo, incluidas fracciones derivadas de la biomasa. Preferiblemente, algunas de las fracciones poco aprovechables o no deseadas, recuperadas en la etapa de fraccionamiento según la primera etapa de craqueo de la carga, se recirculan y se inyectan en el reactor ascendente de la segunda etapa de reacción. Las condiciones de craqueo de estas fracciones hidrocarbonadas son variables según la naturaleza de los compuestos hidrocarbonados recirculados: las razones C/O pueden variar de 4 a 20 e incluso más, y las temperaturas de reacción de 470 a 650°C.

20 Otro objeto de la presente invención es el dispositivo según la reivindicación 10 de puesta en práctica del procedimiento que comprende al menos un reactor ascendente, equipado con un dispositivo interno dispuesto en el fondo del reactor próximo a la entrada de catalizador regenerado, un separador de los efluentes de craqueo y del catalizador coquizado, un regenerador y un dispositivo de fraccionamiento, estando estos diferentes dispositivos conectados para permitir la circulación de los fluidos y/o del catalizador entre ellos, caracterizado porque comprende conductos de recirculaciones de fracciones hidrocarbonadas con un punto de ebullición inferior o igual a 160°C y/o de fracciones hidrocarbonadas con una temperatura de ebullición superior o igual a 350°C al reactor ascendente, a nivel del dispositivo interno y/o medios de recirculación del catalizador coquizado presente en el separador, hacia el reactor ascendente.

30 El dispositivo interno puede estar dispuesto aguas arriba del inyector de carga en dicho reactor.

Según un modo de realización, el dispositivo según la invención podrá comprender conductos de recirculaciones de fracciones hidrocarbonadas con una temperatura de ebullición superior o igual a 350°C al reactor ascendente, a nivel del dispositivo interno dispuesto aguas arriba del inyector de carga en dicho reactor, y/o medios de recirculación del catalizador coquizado presente en el separador, hacia el reactor ascendente.

Según otro modo de realización, el dispositivo según la invención podrá comprender conductos de recirculaciones de fracciones hidrocarbonadas con un punto de ebullición inferior o igual a 160°C al reactor ascendente, a nivel del dispositivo interno dispuesto aguas arriba del inyector de carga en dicho reactor, y/o medios de recirculación del catalizador coquizado presente en el separador, hacia el reactor ascendente.

Según aún otro modo de realización, el dispositivo según la invención podrá comprender conductos de recirculaciones al reactor ascendente de fracciones hidrocarbonadas con una temperatura de ebullición superior o igual a 350°C y conductos de recirculaciones al reactor ascendente de fracciones hidrocarbonadas con un punto de ebullición inferior o igual a 160°C, a nivel del dispositivo interno dispuesto aguas arriba del inyector de carga en dicho reactor, y/o medios de recirculación del catalizador coquizado presente en el separador, hacia el reactor ascendente.

En un primer modo de realización, el dispositivo interno está colocado en el reactor ascendente para definir un compartimento (X) cuya sección varía del 10 al 90% de la del reactor ascendente, para una longitud que varía de 0,5 m a la mitad de la altura de dicho reactor ascendente.

De manera preferida, el dispositivo interno está constituido por un tubo dispuesto de manera coaxial al reactor ascendente y/o al menos por una placa de separación fijada en el reactor ascendente paralela al eje del mismo, preferiblemente dos placas paralelas y/o cruzadas.

En un modo de realización del dispositivo según la invención, el (o los) conducto(s) de recirculación de las fracciones hidrocarbonadas con un punto de ebullición inferior o igual a 160°C y/o de fracciones hidrocarbonadas con una temperatura de ebullición superior o igual a 350°C, desemboca(n) en la base del reactor ascendente, en el interior o en el exterior de dicho compartimento (X).

Según otro modo de realización, el dispositivo comprende medios de recirculación interna o externa del catalizador coquizado y extraído en el separador hacia el reactor ascendente. Un primer medio de recirculación es un conducto de recirculación externa del catalizador coquizado y extraído del separador hacia el reactor ascendente. Este conducto de recirculación llega aguas arriba, a nivel y/o aguas abajo del inyector de la carga en el reactor ascendente, estando este conducto eventualmente equipado con un refrigerador (*catcooler* en inglés). No se saldrá del contexto de la invención si se sustituye este refrigerador o si se añade un dispositivo de temple del catalizador

por medio de uno o varios líquidos hidrocarbonados (*quench* en inglés).

5 Un segundo medio de recirculación de catalizador coquizado y extraído es usar un reactor ascendente cuyas paredes del extremo superior comprenden al menos una abertura (20) de tamaño eventualmente variable, por ejemplo usando válvulas de tapón (o *plug valve* en inglés), o cualquier otro sistema. Estas aberturas permiten reenviar directamente al interior del reactor ascendente, granos de dicho catalizador coquizado y extraído desde el lecho denso de dicho separador, siendo la presión en el separador a este nivel superior a la de la cabeza del reactor.

10 Según un modo complementario de la invención, el dispositivo comprende un segundo reactor dispuesto en paralelo al primer reactor ascendente, conectado al regenerador por su parte inferior mediante un primer conducto y al separador por su parte superior mediante el segundo conducto. Este segundo reactor comprende conductos de inyección de destilados, dispuestos a lo largo de dicho reactor de manera escalonada o no. Como recordatorio, estos destilados son principalmente fracciones hidrocarbonadas de bajo punto de ebullición y destilados de temperatura de ebullición elevada, por ejemplo recirculaciones de las fracciones hidrocarbonadas no deseadas, obtenidas en la unidad de fraccionamiento.

15 Para facilitar la comprensión de los diferentes elementos necesarios para el buen funcionamiento del dispositivo según la invención se facilitan las figuras 1 a 6, pero no podrán constituir una visión limitativa de la misma.

20 La figura 1 es un esquema de una unidad que comprende un reactor ascendente que comprende una recirculación de hidrocarburos pesados con una temperatura superior a 350°C de tipo HCO y/o suspensión.

25 La figura 2 es un esquema de una unidad que comprende una recirculación externa de una parte del catalizador coquizado y extraído, de la capacidad de separación hacia el reactor ascendente, siendo opcional la colocación de una recirculación de productos pesados de tipo HCO y/o suspensión.

30 La figura 3 es un esquema de una unidad que comprende una recirculación interna de una parte del catalizador coquizado, de la capacidad de separación hacia el reactor ascendente, siendo opcional la colocación de una recirculación de productos pesados de tipo HCO y/o suspensión.

La figura 4 es un esquema de una unidad que comprende un segundo reactor ascendente paralelo al primer reactor con colocación de las recirculaciones de productos ligeros de tipo gasolina ligera (LCN) y de productos pesados de tipo HCO y/o suspensión.

35 Las figuras 5a a 5d ilustran una vista en sección de diferentes dispositivos internos que pueden delimitar una o varias zonas diferenciadas en las que podrán inyectarse una o varias fracciones hidrocarbonadas aguas arriba de la inyección de la carga fresca.

40 La figura 6 ilustra claramente el impacto del carbono aún presente sobre el catalizador sobre su actividad catalítica. La invención propuesta en este caso se basa en estas observaciones que muestran una disminución de la actividad catalítica asociada a la presencia de carbono residual.

45 En la figura 1, el dispositivo según la invención es una unidad de FCC esquematizada que comprende un reactor ascendente (1), un separador (2) de los productos de craqueo y del catalizador coquizado, que comprende un extractor (2a) y un separador de gases/sólidos (2b), un regenerador (3) y una unidad de fraccionamiento (4) alimentada mediante un conducto (5) con los fluidos del separador (2). El catalizador coquizado del separador (2) se dirige hacia el regenerador (3) mediante el conducto (6) y el catalizador regenerado que sale del regenerador (3) se dirige hacia el conducto (7) en la parte inferior del reactor ascendente (1). Un dispositivo interno en forma de tubo coaxial (9) está dispuesto en el fondo del reactor (1) en la proximidad de la entrada (8) mediante el conducto (7) del catalizador regenerado en el reactor (1), permitiendo este tubo (9) segregar dos flujos de catalizadores diferenciados, el flujo interno en el tubo (9) y el flujo anular comprendido entre la pared externa del tubo (9) y la pared interna del reactor (1). Al nivel de inyección de la carga en el reactor (1) se le asigna la referencia (10) por encima del tubo (9).

55 En la salida de la unidad de fraccionamiento (4) se representan las líneas de trasiego de los diferentes efluentes de craqueo, llevándose los efluentes pesados de HCO y suspensión solos o mezclados mediante los conductos (11b) y (11a) y después los conductos (12b) y (12a) respectivamente al interior del tubo (9) o en la parte anular entre el tubo (9) y la pared interna del reactor (1). Una parte de la gasolina ligera o LCN procedente de la unidad de fraccionamiento (4) se recircula mediante el conducto (13) en el fondo del reactor (1) a nivel del inyector de vapor permitiendo la elevación del catalizador en el reactor (1) pero no representado en la figura 1.

60 Preferiblemente, los efluentes pesados de tipo HCO se recirculan en la cavidad anular mediante el conducto (12a) y las fracciones ligeras en el interior del tubo (9) mediante el conducto (12b), y la carga se inyecta en la periferia del tubo (9) por encima de este último.

65 En la figura 2 se representan principalmente las recirculaciones externas de catalizador coquizado del separador (2)

5 hacia el reactor (1) mediante un conducto (14) en el que puede instalarse opcionalmente un refrigerador (15), pudiendo volver a introducirse el catalizador refrigerado mediante los conductos (14a) y (14b) o bien aguas abajo, o bien a nivel (no representado), o bien aguas arriba del inyector de carga (10). La figura 2 sugiere que pueden considerarse recirculaciones de productos pesados y ligeros de manera concomitante con la recirculación externa de catalizador coquizado en el reactor (1).

10 La figura 3 representa un dispositivo que permite la recirculación interna del catalizador coquizado y extraído o la recirculación interna, desde el separador (2), en la parte alta del reactor (1). En este caso, una parte del reactor (1) está dispuesta en el interior del separador (2), centrada o descentrada con respecto al eje de este último. En la parte del reactor (1) completamente sumergida en el lecho denso de catalizador coquizado y extraído (23), es decir desprovisto de efluentes hidrocarbonados gaseosos, en la base del separador (2), se perforan una o varias aberturas (20) en las paredes del extremo superior del reactor (1). Estas aberturas son de tamaño suficiente para dejar pasar los granos de catalizador coquizado y extraído en el reactor (1). Estas aberturas (20) están situadas preferiblemente por encima de los inyectores de extracción y/o de fluidización (no representados) del catalizador coquizado en el separador (2), generalmente en forma de anillo usado para distribuir vapor o hidrocarburos ligeros en el lecho de catalizador coquizado para arrastrar y separar granos, estando los hidrocarburos craqueados aún atrapados sobre los granos coquizados, pero también para reducir su temperatura. Dado que el lecho catalítico a este nivel está bien fluidizado, entonces pueden reenviarse fácilmente al reactor mediante estas aberturas granos de catalizador completamente desprovisto de efluentes hidrocarbonados, siendo la presión en el separador a este nivel superior a la del reactor ascendente a nivel de las aberturas.

25 Para facilitar esta etapa, puede añadirse un empaquetamiento específico o dispositivo divisor de partículas y de efluentes vaporizados (21), que rodea el extremo de la cabeza del reactor (1), por encima de los inyectores de vapor o de efluentes (22).

30 El o los orificios (20) pueden tener un tamaño fijo o una abertura variable, ajustada por ejemplo por una o varias válvulas, por ejemplo de tipo de tapón con un accionador externo al separador (2) no representado, con el fin de ajustar el C/O y el CRC del catalizador que circula en el reactor (1).

35 La figura 4 representa un dispositivo tal como se describe en las figuras anteriores en el que se añade un segundo reactor ascendente (16) que recibe mediante el conducto (17) catalizador regenerado procedente del regenerador (3), y cuyo catalizador coquizado en la cabeza del reactor (16) se lleva mediante el conducto (18) directamente al separador (2). Recirculaciones de una parte de los efluentes ligeros y pesados en la salida del fraccionamiento (4) se llevan al reactor (16) respectivamente mediante los conductos (19a) y (19b).

40 A la vista de estas diferentes figuras, un modo preferido del dispositivo según la invención es el uso de un dispositivo interno, por ejemplo en forma de un tubo (9) dispuesto de manera coaxial al reactor ascendente (1). No obstante, en las figuras 5a a 5d, se facilitan otros ejemplos de configuración de los dispositivos internos según la invención. Se trata, por ejemplo, de un dispositivo formado por dos placas (31), (32) paralelas entre sí, dispuestas simétricamente con respecto al eje del reactor (1) y en paralelo a este eje (figura 5a), por un tubo (33) concéntrico al reactor (1) (figura 5b), por una placa única (34) centrada sobre el eje del reactor (1) y paralela a este último (figura 5c) o incluso por dos placas (31, 32) paralelas al eje del reactor y cruzadas (figura 5d). Estos dispositivos tienen como objetivo crear uno o varios compartimentos (X) en este caso (9) con una sección que representa del 10 al 90% de la sección del reactor ascendente (1) y cuya longitud es de 0,5 m a la mitad de la altura de dicho reactor ascendente (1). Si se trata de un tubo interno, el conducto de recirculación de los efluentes pesados desemboca en la base, en el interior de dicho tubo (9) o en el espacio anular delimitado por el reactor (1) y el exterior de dicho tubo (9). Se entiende que es posible recircular varias fracciones hidrocarbonadas, por ejemplo los efluentes ligeros en las diferentes secciones definidas por el dispositivo elegido, por ejemplo una por sección.

50 Para mantener, incluso aumentar, la producción de gases secos y de LPG, o incluso limitar la producción de efluentes pesados, HCO y suspensión, es ventajoso añadir a la unidad tal como se representa en las figuras 1, 2 ó 3, un segundo reactor (16) dispuesto en paralelo al primero (1) conectado al regenerador (3) por su parte inferior mediante el conducto (17) y al separador (2) por su parte superior mediante el conducto (18) y que comprende conductos de entrada de los destilados recirculados (19a, 19b) estando estos conductos dispuestos a lo largo de dicho reactor, estando los conductos de recirculación de los destilados de bajo punto de ebullición dispuestos aguas arriba de los conductos de recirculaciones de los destilados de temperaturas de ebullición elevadas.

60 La figura 6 muestra el efecto del aumento del CRC en % en peso sobre el nivel de conversión de la carga en el reactor con las mismas condiciones de funcionamiento. Este efecto se obtiene en el contexto de la invención por la presencia de catalizador coquizado en el reactor a nivel de la inyección de la carga.

A continuación en la presente descripción se facilitan ejemplos que pretenden ilustrar la eficacia de las modificaciones propuestas para transformar una unidad de FCC diseñada para producir esencialmente gasolina en una unidad que produce esencialmente bases de gasóleo o diésel.



## EJEMPLO 1

Este ejemplo muestra los resultados comparados obtenidos entre la unidad de craqueo catalítico clásica que funciona en modo de gasolina máxima y la unidad de craqueo catalítico o FCC modificada según la invención, que funciona en modo de destilado máximo con uno o dos reactores ascendentes.

Se refiere en este caso a la modificación de una unidad de FCC existente que trata una carga de destilado a vacío previamente sometida a hidrotratamiento y usa un catalizador ácido clásico, el Conquest de Albemarle, en el que la razón de las superficies específicas microporosas con respecto a mesoporosas es igual a 2.

Para aumentar la producción de destilado al tiempo que se minimiza la de gasolina ligera, se modificaron las condiciones de funcionamiento del FCC, y los puntos de fracción de los efluentes producidos a nivel del fraccionamiento primario. El catalizador no se cambia independientemente de la configuración de la unidad y las condiciones de explotación. Se propusieron dos funcionamientos de la unidad con configuraciones correspondientes a las características de la invención (X1 y X2).

Se realizó una primera configuración X1 con un único reactor del tipo de las figuras 1 y 2.

Una segunda configuración X2 comprende un segundo reactor ascendente, lo que permite alcanzar la producción máxima de destilado tal como se muestra en la figura 4. Para estos casos, en los que las modificaciones que deben aportarse a la unidad de craqueo catalítico son más consecuentes, será necesario adaptar/modificar el fraccionamiento (4) y las unidades de tratamiento posterior situadas aguas abajo de la unidad de FCC.

También se realizaron dos ensayos comparativos con un caso de base que privilegiaba el funcionamiento de gasolina máxima (E1) de la unidad, y un funcionamiento (D1) de la unidad en el que se privilegiaba la producción de destilado sin cambio de la configuración (principalmente mediante la reducción de la temperatura de reacción).

Los resultados y las condiciones de explotación de las unidades se facilitan en las tablas I y II a continuación. En estas tablas, los valores "base" son valores de referencia con respecto a los cuales se compara el beneficio de la invención.

TABLA I

		E1	D1	X1	X2
Caudal de carga	t/h	Base	Base	Base	Base
<b>Punto final de destilación de la fracción</b>					
Punto final: LCN	°C	157	153	145	145
Punto final: HCN	°C	218	214	210	210
Punto final: LCO	°C	<b>299</b>	<b>303</b>	<b>400</b>	<b>395</b>
Punto final: HCO	°C	<b>398</b>	<b>415</b>	<b>455</b>	<b>460</b>
Punto inicial: suspensión	°C	+398	+415	+455	+460
<b>RECIRCULACIONES</b>					
Posición		no	no	reactor principal	2º reactor dedicado
Caudal total de recirculación	t/h			50	120
tipo				LCN+HCO	LCN+HCO
<b>CONDICIONES DE FUNCIONAMIENTO</b>					
C/O del reactor principal	-	6,5	5,7	5,8	5,7
<b>TRX</b>	°C	<b>Base</b>	<b>Base-23</b>	<b>Base -27</b>	<b>Base -27</b>
T °C/fase densa (=T_ReG)	°C	715	706	692	697
Enriquecimiento en O <sub>2</sub>	Nm <sup>3</sup> /h	0	0	1500	9000
Soplado de aire húmedo	t/h	Base	Base+7	Base+7	Base+7
C/O del segundo reactor	-	na	na	na	<b>15</b>
TRX del segundo reactor	°C				<b>614</b>
Carga del reactor principal	t/h	Base	Base	Base+50	Base+120
na: No aplicable					

TABLA II

		E1	D1	X1	X2
<b>Rendimientos de productos de la unidad</b>					
Gases secos	%	3,0%	2,5%	2,5%	3,2%
C3	%	8,0%	7,0%	8,0%	7,5%
C4	%	14,0%	11,0%	13,0%	11,8%
LPG	%	22,0%	18,0%	21,0%	19,3%
LCN	%	<b>43,0%</b>	<b>37,0%</b>	<b>23,6%</b>	<b>8,8%</b>
HCN	%	<b>10,0%</b>	13,0%	<b>15,3%</b>	<b>18,0%</b>
LCO	%	<b>6,0%</b>	<b>12,0%</b>	<b>27,4%</b>	<b>34,7%</b>
HCO	%	<b>7,0%</b>	<b>9,0%</b>	<b>2,3%</b>	<b>7,3%</b>
Suspensión	%	<b>4,0%</b>	<b>3,5%</b>	<b>3,0%</b>	<b>2,9%</b>
Coque	%	5,0%	5,0%	5,0%	6,0%
Conversión convencional	%	81%	77%	68%	62%
<b>Propiedades de los productos</b>					
Cetano HCN	ASTM D4737	<b>21,6</b>	<b>22,6</b>	<b>23,8</b>	<b>26,3</b>
Cetano LCO	ASTM D4737	<b>16,3</b>	<b>22,7</b>	<b>29,5</b>	<b>36</b>
Cetano HCO	ASTM D4737	14,7	<b>19,5</b>	17,4	27,7
Densidad de la suspensión a 15°C	kg/l	1,096	1,047	1,022	0,984

Se observa claramente en las tablas I y II que, gracias a la disminución del nivel de conversión de la carga combinada con la modificación de los puntos de fracción en el fraccionamiento primario y de la recirculación de las fracciones no deseadas hacia la zona de reacción, es posible maximizar la producción de destilado y minimizar la de suspensión y de gasolina, al tiempo que se conservan calidades de producto equivalentes o incluso mejoradas en cuanto a la densidad y al índice de cetano en comparación con el caso de base.

#### EJEMPLO 2:

Este ejemplo muestra a partir de resultados obtenidos en una unidad piloto, los diferentes juegos de rendimientos que pueden obtenerse para una carga compuesta únicamente por residuo atmosférico, en función de las condiciones de funcionamiento y del uso de recirculación de catalizador del separador y de recirculación de fracciones no convertidas.

El catalizador es un catalizador convencional dedicado a la producción de gasolina a partir de carga pesada de tipo residuo atmosférico (razón de las superficies específicas microporosa con respecto a mesoporosa igual a 1, superficie total = 110 m<sup>2</sup>/g, Ni = 3000 ppm en peso y V = 5000 ppm en peso). La carga es un residuo atmosférico con un punto de ebullición comprendido entre 330 y 730°C con una densidad de 928,9 kg/m<sup>3</sup> y un carbono Conradson del 3,9% en peso).

En este ejemplo, el caso 1 corresponde a un modo de funcionamiento denominado de gasolina que favorece la producción de gasolina ligera y pesada y de gases licuados (LPG en inglés). Es el caso de referencia de esta comparación.

El caso 2 describe un funcionamiento en modo de destilado teniendo en cuenta, con respecto al caso 1, la variación de las condiciones de funcionamiento. Es el medio para aumentar el rendimiento de destilado sin ninguna modificación de la unidad, en este caso el parámetro principal es la reducción de la temperatura de reacción (TRX) de 23°C. La reducción de la conversión convencional, definida como 100 - (rendimientos de LCO + suspensión), es de 10 puntos. Es de tan sólo 3 puntos para la conversión líquida (LPG + gasolina ligera + gasolina pesada + LCO = suma de los productos aprovechables). También se obtiene como resultado un aumento del destilado, suma de LCO + gasolina pesada, de 5 puntos en perjuicio de la gasolina ligera principalmente. La otra consecuencia es el aumento de la suspensión poco aprovechable (+5,5 puntos).

El caso 3 corresponde al caso 2 para el que una parte del catalizador del separador, catalizador que se considera poco activo debido a un CRC elevado, se recirculó al reactor para reducir la actividad global del catalizador puesto en contacto con la carga. Mediante una recirculación de aproximadamente el 30% en peso, la variación de coque media de la mezcla de catalizador es del 0,35% en peso. Esto permite reducir la conversión convencional en 12 puntos en este caso (8 para la conversión líquida). El aumento de destilado, de 2,6 puntos, sigue siendo coherente aunque más moderado que para el paso del caso 1 al caso 2. En cambio, la penalización sobre la suspensión se vuelve muy grande (+10 puntos).

El caso 4 retoma el caso 3 para el que se añadió un segundo reactor con el fin de tratar el exceso de suspensión, en este caso el 83% de la suspensión producida en el caso 3 privilegiando la recirculación de la fracción ligera de la suspensión (350-460°C) en su totalidad, y una parte de la fracción pesada. Las condiciones del segundo reactor ascendente se fijan para favorecer la conversión de esta recirculación, en este caso C/O de 10 con un catalizador

completamente regenerado y una temperatura de reacción de 565°C. La consecuencia de la recirculación es una disminución del rendimiento de suspensión (-12,8 puntos frente al caso 3 e incluso -2,9 puntos frente al caso 2) para un rendimiento final de destilado de 43,8 puntos, es decir una mejora con respecto a los casos 1 y 2 de, respectivamente, 14,4 puntos y 9,4 puntos. Además, esto permite conservar la conversión líquida con respecto al modo de gasolina.

La combinación de las recirculaciones de catalizador y de suspensión, asociada a una reducción de la intensidad de las condiciones de funcionamiento, permite, en puntos de fracción no cambiados, adaptar la selectividad de la unidad de FCC entre un modo de gasolina máxima y un modo de destilado máximo.

Tabla III

	Caso 1	Caso 2	Caso 3	Caso 4
Modo	Gasolina	Destilado	Destilado	Destilado
TRX	518	495	490	490
C/O del reactor principal	7	5	6	6
Recirculación de catalizador procedente del separador (%)	-	-	Sí	Sí
Recirculación del 2º reactor	-	-	-	Sí (83% de la suspensión del caso 3)
<b>Estructura de rendimiento basándose en la carga principal (% en peso)</b>				
Conversión convencional	76	66	54	61
Conversión líquida	79	76	68	79
Destilado (150-360°C)	29,4	34,4	37,0	43,8
Gases secos	4,2	3,2	2,5	2,8
GPL	15,4	11,3	6,6	8,2
Gasolina ligera (15-150°C)	34,4	29,8	24,0	26,9
Gasolina pesada (150-220°C)	12,6	13,5	13,5	14,9
LCO (220-350°C)	16,8	20,9	23,5	28,9
Suspensión (+350°C)	7,6	13,1	23,0	10,2
Coque	9	8,2	6,9	8,0

EJEMPLO 3:

El presente ejemplo demuestra la ventaja de la invención de usar catalizadores de craqueo convencionales, que favorecen la producción de gasolina debido a una superficie específica microporosa, o incluso zeolítica, elevada, caracterizados por una razón de superficie específica microporosa con respecto a superficie específica mesoporosa normalmente superior a 2, en comparación con un catalizador completamente amorfo, que sólo presenta una superficie específica mesoporosa y desprovisto de superficie específica microporosa, conocido comercialmente con el nombre de BCA (*Bottom Cracking Additive* o aditivo de craqueo de fondo), que favorece la producción de LCO en perjuicio de la suspensión en las mismas condiciones de craqueo tal como se reivindican para la invención.

Las condiciones de funcionamiento (TRX o temperatura y C/O) se facilitan en la tabla IV a continuación. Se realizaron tres ensayos con un catalizador zeolítico del tipo del descrito en el ejemplo 2 anterior y otros dos con un catalizador BCA conocido por privilegiar la formación de destilado tipo LCO.

E1 corresponde a un funcionamiento de la unidad en modo de gasolina con catalizador zeolítico,

D1 corresponde a un funcionamiento de la unidad en modo de destilado con catalizador zeolítico sin recirculación, únicamente con una reducción de la temperatura de craqueo,

D2: corresponde a un funcionamiento de la unidad en modo de destilado con catalizador zeolítico con recirculación de suspensión aguas arriba de la inyección de carga según la invención que se traduce en una coquización parcial del catalizador antes de la inyección de la carga fresca,

D'1 corresponde a un funcionamiento de la unidad en modo de destilado con un catalizador de sistema BCA sin recirculación, y

D'2 corresponde a un funcionamiento de la unidad en modo de destilado con un catalizador de sistema BCA con recirculación idéntica al caso D2 anterior.

Catalizador	Z			Amorfo	
	E1 518°C	D1 505°C	D2 505°C	D'1 505°C	D'2 505°C
Modo TRX Recirculación aguas arriba de la inyección de carga Caudal de recirculación (+360) en porcentaje del caudal de carga fresca	no	no	<b>5%</b>	no	<b>5%</b>
Gases secos	2,2	2,0	2,3	2,0	2,1
GPL	24,0	21,3	22,1	12,1	10,5
Gasolina ligera (C5-160°C)	44,0	41,4	42,5	23,7	27,4
Gasolina pesada (160-220°C)	8,0	10,6	11,3	9,6	9,8
LCO (221-360°C)	12,7	14,1	14,9	21,3	21,7
Suspensión +360	5,2	6,2	2,4	27,3	<b>24,7</b>
Coque	3,9	4,4	4,5	4,0	3,8
Conversión -221	82,1	79,7	82,7	51,4	53,7
Conversión líquida	88,7	87,4	90,8	66,7	69,4
C/O (carga fresca)	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5
HCN+LCO (destilado)	20,7	24,7	<b>26,2</b>	30,9	<b>31,5</b>

5 En presencia de catalizador zeolítico, la reducción de la temperatura de craqueo en el reactor conduce a un aumento de destilado buscado pero deteriorando la conversión líquida debido a un gran aumento de la cantidad de suspensión no aprovechable. La adición de una recirculación de suspensión al reactor permite no sólo aumentar aún más la cantidad de destilado producido sino también aumentar mecánicamente la conversión líquida mediante destrucción de la suspensión así recirculada. Con catalizador amorfo de tipo BCA, tanto si hay recirculación según la invención como si no, la cantidad de suspensión formada es más de diez veces superior a la formada en el caso de un catalizador zeolítico con recirculación. Además, la tasa de conversión líquida es muy inferior a la del procedimiento según la invención.

10

## REIVINDICACIONES

1. Procedimiento de craqueo catalítico para maximizar la producción de bases de gasóleo que comprende una etapa de reacción de craqueo en un reactor de lecho fluidizado ascendente, una etapa de separación de los hidrocarburos craqueados y del catalizador coquizado, una etapa de fraccionamiento de los hidrocarburos craqueados y una etapa de regeneración de dicho catalizador coquizado, **caracterizado porque** se inyecta la carga hidrocarbonada en el reactor ascendente sobre un catalizador parcialmente desactivado mediante coquización previa de al menos una parte del mismo en ese mismo reactor ascendente, de manera que la temperatura de reacción de los efluentes en la salida de dicho reactor varía de 470 a 600°C, realizándose esa coquización previa mediante inyección de al menos un compuesto hidrocarbonado con una temperatura de ebullición superior o igual a 350°C, sobre al menos una parte del catalizador regenerado delimitada por al menos una zona definida por medio de un dispositivo interno dispuesto en el fondo del reactor ascendente, inyectándose la carga hidrocarbonada que va a tratarse aguas abajo del extremo superior de dicho dispositivo en dicho reactor con respecto al sentido de circulación del catalizador en el reactor.
2. Procedimiento según la reivindicación 1, **caracterizado porque** una parte del catalizador coquizado, separado y después extraído a lo largo de la etapa de separación, se reenvía directamente al reactor ascendente aguas arriba, a nivel y/o aguas abajo de la inyección de carga hidrocarbonada a una temperatura igual o inferior a la temperatura de reacción.
3. Procedimiento según una de las reivindicaciones anteriores, **caracterizado porque** una parte del catalizador regenerado, delimitada por al menos una zona definida por medio de dicho dispositivo interno, se coquiza aguas arriba de la inyección de la carga por al menos un compuesto hidrocarbonado con una temperatura de ebullición superior o igual a 350°C y porque una parte del catalizador coquizado y extraído, recuperado en el separador, también se reenvía aguas arriba, a nivel y/o aguas abajo de la inyección de la carga en el reactor.
4. Procedimiento según las reivindicaciones 1 a 3, **caracterizado porque** se recircula del 1 al 100% de al menos un compuesto hidrocarbonado con una temperatura de ebullición superior o igual a 350°C, producido en la salida de la etapa de fraccionamiento, sobre del 1 al 100% en peso de catalizador regenerado introducido en el fondo del reactor ascendente.
5. Procedimiento según una de las reivindicaciones anteriores, **caracterizado porque** del 1 al 75% en peso del catalizador coquizado y extraído recuperado en la etapa de separación se recircula al reactor aguas arriba, a nivel y/o aguas abajo de la inyección de la carga.
6. Procedimiento según una de las reivindicaciones anteriores, **caracterizado porque** se inyecta, aguas arriba de la inyección de la carga en el reactor ascendente, al menos una fracción con una temperatura de ebullición inferior a 160°C sobre el catalizador regenerado.
7. Procedimiento según una de las reivindicaciones anteriores, **caracterizado porque** comprende una etapa de reacción de craqueo complementaria en el reactor ascendente, que trabaja en paralelo a la primera etapa de craqueo, y en la que se recirculan sobre el catalizador regenerado fracciones hidrocarbonadas con un punto de ebullición inferior o igual a 160°C, y preferiblemente inferior a 145°C, y/o fracciones hidrocarbonadas con una temperatura de ebullición superior o igual a 330°C, preferiblemente superior a 350°C.
8. Procedimiento según la reivindicación 7, **caracterizado porque** las fracciones hidrocarbonadas se eligen de los efluentes procedentes de la etapa de fraccionamiento, de las unidades de conversión y/o de destilación de petróleo crudo, incluidas fracciones derivadas de la biomasa.
9. Procedimiento según las reivindicaciones 7 y 8, **caracterizado porque** se trabaja en este segundo reactor ascendente en condiciones intensas de craqueo con C/O que varía de 4 a 20 para temperaturas de reacción de entre 470 y 650°C.
10. Dispositivo de puesta en práctica del procedimiento de craqueo según una de las reivindicaciones de 1 a 9, que comprende al menos un reactor ascendente (1) equipado con un inyector de carga y con un dispositivo interno (9) dispuesto en el fondo del reactor próximo a la entrada de catalizador regenerado, un separador (2) de los efluentes de craqueo y del catalizador coquizado, un regenerador (3) y un dispositivo de fraccionamiento (4), estando estos dispositivos conectados para permitir la circulación de los fluidos y del catalizador entre ellos, **caracterizado porque** comprende al menos un primer conducto de recirculación de fracciones hidrocarbonadas con una temperatura de ebullición superior o igual a 350°C (12a, 12b) al reactor ascendente en el interior y/o en el exterior de al menos una zona delimitada por el dispositivo interno (9) dispuesto en el fondo del reactor aguas arriba del inyector de carga en dicho reactor, y eventualmente

combinado con al menos un segundo conducto de al menos una recirculación de fracciones hidrocarbonadas con un punto de ebullición inferior o igual a 160°C, y/o con al menos unos medios de recirculación del catalizador coquizado y extraído presente en el separador (2) al reactor ascendente (1) aguas arriba, a nivel y/o aguas abajo de la inyección de carga (10).

- 5
11. Dispositivo según la reivindicación 10, **caracterizado porque** el dispositivo interno (9) está colocado en el fondo del reactor ascendente para definir un compartimento (X) cuya sección varía del 10 al 90% de la del reactor ascendente, para una longitud que varía de 0,5 m a la mitad de la altura de dicho reactor ascendente.
- 10
12. Dispositivo según una de las reivindicaciones 10 u 11, **caracterizado porque** el dispositivo interno (9) está constituido por un tubo dispuesto de manera coaxial al reactor ascendente (1) y/o al menos por una placa de separación fijada en el reactor ascendente paralela al eje del mismo, preferiblemente dos placas paralelas y/o cruzadas.
- 15
13. Dispositivo según la reivindicación 12, **caracterizado porque** comprende un conducto de recirculación externa (14) del catalizador coquizado y extraído del separador (2) hacia el reactor ascendente (1) que llega aguas arriba (14a), a nivel y/o aguas abajo (14b) del nivel de inyección (10) de la carga en el reactor (1), estando este conducto eventualmente equipado con un refrigerador (15).
- 20
14. Dispositivo según una de las reivindicaciones 10 a 13, **caracterizado porque** las paredes del reactor (1) que comprenden al menos una abertura (20) de tamaño eventualmente variable para reenviar directamente granos de dicho catalizador coquizado y extraído en el separador (2) a nivel del lecho denso (23) de este último hacia el reactor (1).
- 25
15. Dispositivo según una de las reivindicaciones 10 a 14, **caracterizado porque** comprende un segundo reactor (16) dispuesto en paralelo al primero (1) conectado al regenerador (3) por su parte inferior mediante un conducto (17) y al separador (2) por su parte superior mediante un conducto (18) y que comprende conductos de entrada de las fracciones hidrocarbonadas (recirculadas) (19a, 19b), estando estos conductos dispuestos a lo largo de dicho reactor, estando los conductos de inyección (recirculación) de los destilados con bajo punto de ebullición y los conductos de inyección (recirculación) de los destilados con temperaturas de ebullición elevadas escalonados o no.
- 30

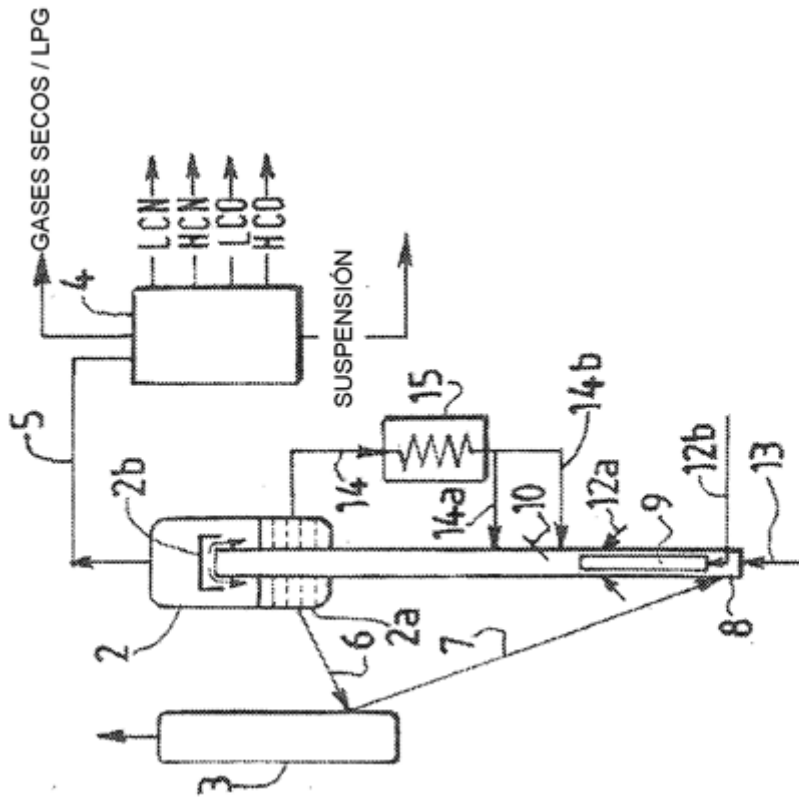


FIG. 2

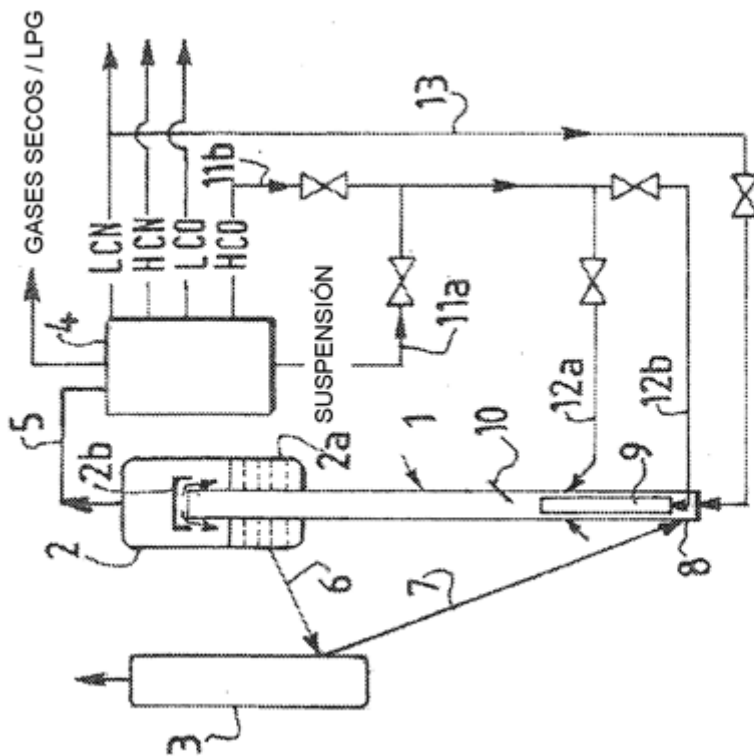


FIG. 1

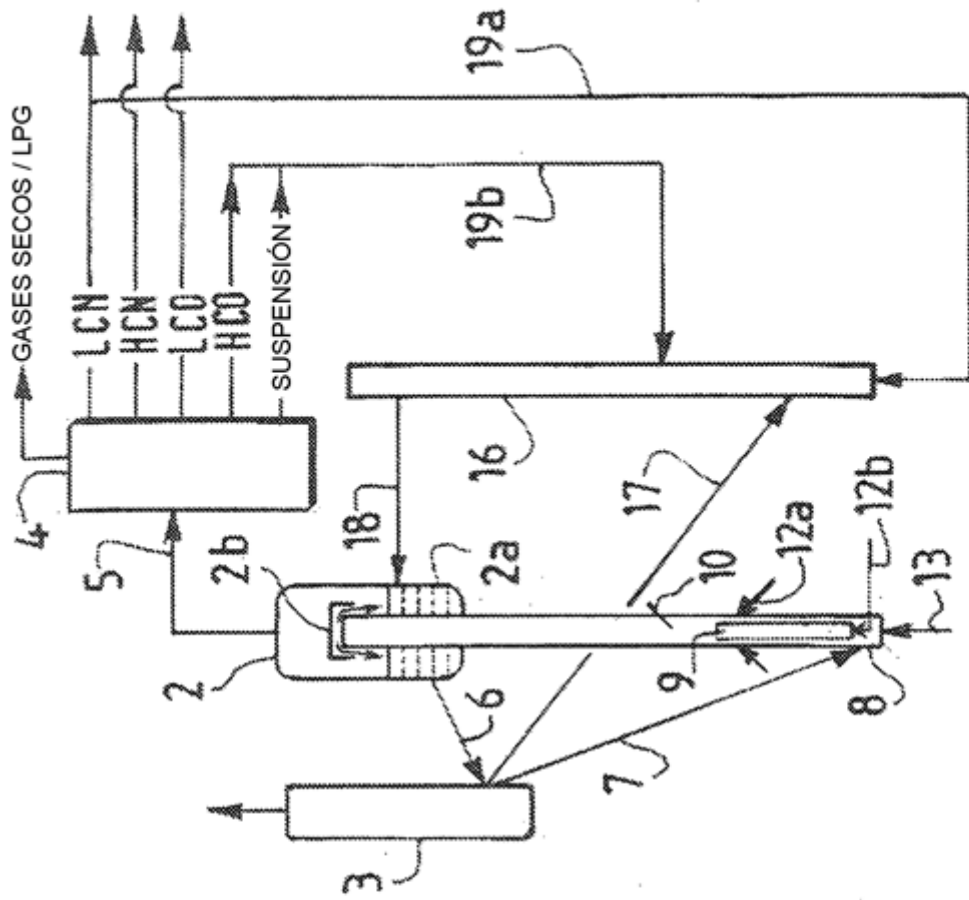


FIG. 4

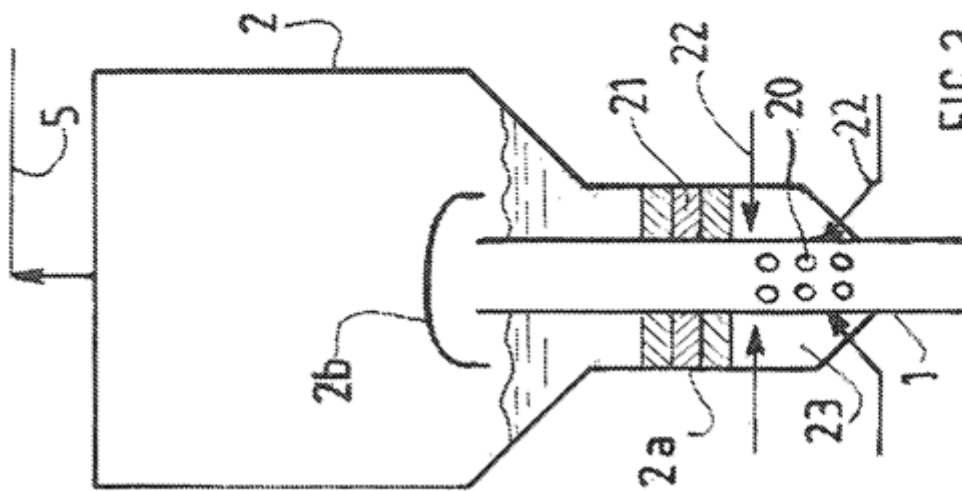


FIG. 3



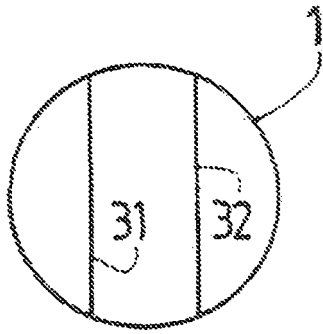


FIG. 5a

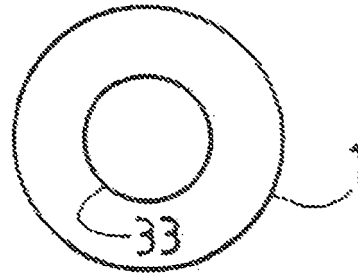


FIG. 5b

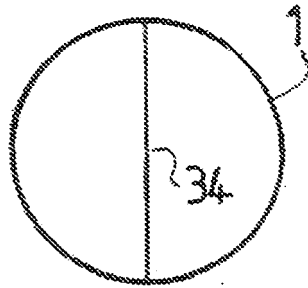


FIG. 5c

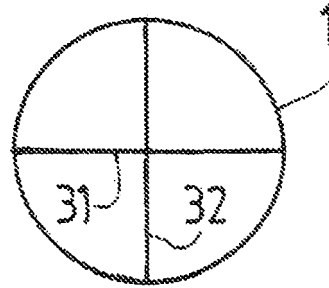


FIG. 5d

