



19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA

11 Número de publicación: **2 359 623**

51 Int. Cl.:
C10G 51/06 (2006.01)
C10G 11/18 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Número de solicitud europea: **00983393 .0**
96 Fecha de presentación : **28.11.2000**
97 Número de publicación de la solicitud: **1242569**
97 Fecha de publicación de la solicitud: **25.09.2002**

54 Título: **Procedimiento y dispositivo de craqueo catalítico que comprende en paralelo al menos un reactor de flujo ascendente y al menos un reactor de flujo descendente.**

30 Prioridad: **14.12.1999 FR 99 15747**

45 Fecha de publicación de la mención BOPI:
25.05.2011

45 Fecha de la publicación del folleto de la patente:
25.05.2011

73 Titular/es: **INSTITUT FRANÇAIS DU PÉTROLE**
1 & 4 avenue de Bois Préau
92852 Rueil-Malmaison Cédex, FR

72 Inventor/es: **Pontier, Renaud;**
Leroy, Patrick;
Lepage, Jean-Paul y
Espeillac, Marcellin

74 Agente: **Ungría López, Javier**

ES 2 359 623 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 y dispositivo de craqueo catalítico que comprende en paralelo al menos un reactor de flujo ascendente y al menos un reactor de flujo descendente

5 Descripción

La presente invención se refiere a un procedimiento y a un dispositivo de craqueo catalítico (FCC) en lecho fluidizado que comprende reactores en paralelo que comprenden al menos un reactor de flujo descendente (pulverizador) y al menos un reactor de flujo ascendente de catalizador (llamado comúnmente tubo ascendente) que
10 procede de al menos una zona de regeneración.

La evolución del refinado está marcada cada vez más por la flexibilidad requerida de las unidades desde el punto de vista de las cargas a tratar, pero también por la polivalencia de los efluentes producidos.

15 Esto es por lo que el FCC ha debido evolucionar para aceptar cargas cada vez más pesadas (carbono Conradson hasta 10 y d_4^{15} hasta 1,0 por ejemplo) y al mismo tiempo se le ha demandado incrementar su rendimiento en fracción de golosina, pero también en propileno, cuya necesidad ha aumentado en petroquímica.

20 Las características específicas de las unidades de craqueo catalítico que comprenden una doble regeneración con inyección de la carga en forma de finas gotitas respondían a la necesidad de trabajar sobre fracciones pesadas.

Más recientemente, y en el mismo sentido, se ha añadido a esta unidad un módulo de extracción de calor (intercambiador Catcooler), que permite por su extracción de calorías tratar cargas sin límite alto de carbono Conradson. Siempre en la misma óptica de tratamiento de carga pesada, se ha desarrollado y patentado el concepto
25 de reactor descendente con tiempo de residencia corto (0,1 a 1 segundo) que permite alcanzar condiciones de craqueo severas (por ejemplo, temperatura elevada hasta 650 °C y circulación de catalizador importante – relación másica de catalizador sobre carga en C/O de 10 a 20). Las condiciones de craqueo severas permiten incrementar al máximo la conversión. No obstante, con el fin de obtener una buena selectividad, resulta primordial controlar y limitar el tiempo de residencia de los hidrocarburos en el reactor para evitar que las reacciones de degradación térmica
30 sean preponderantes (producción excesiva de coque, pérdida de productos valiosos por supercraqueo). La puesta en contacto de los hidrocarburos con el catalizador debe efectuarse correctamente con un tiempo de contacto limitado entre el catalizador y los hidrocarburos. El reactor descendente, combinado con un sistema de mezcla apropiado, tal como se describe en la patente PCT/FR97/01627, permite optimizar selectividades en productos valiosos (LPG, gasolinas) reduciendo al mínimo los productos no valiosos, tales como coque y los gases secos con
35 relación a una tecnología convencional.

Para responder al objetivo de flexibilidad, ha aparecido entonces la idea de combinar un tubo ascendente tradicional con un pulverizador de tiempo de residencia corto. La solicitud de patente FT98/14319 describe una concatenación de un pulverizador y de un tubo ascendente en serie. Allí se describen en detalle las ventajas de un segundo reactor que es accionado en condiciones muy diferentes en temperatura y en C/O del tubo ascendente principal; en particular, este segundo reactor representa de manera ventajosa una capacidad adicional de tratamiento de una
40 carga pesada produciendo una cantidad de coque mínima con relación a un reactor convencional; de la misma manera es posible craquear ciertas fracciones (llamadas reciclados) no deseables, que proceden del tubo elevador principal (valor bajo o fracciones que no cumplen ciertas especificaciones como los contenidos en azufre o en aromáticos) con el fin de incrementar al máximo el rendimiento de las fracciones valiosas (LPG, gasolinas).

45 En un ejemplo de esta patente, la carga fresca es introducida en la base del tubo ascendente y es el LCO producido del tubo ascendente el que se introduce como carga de pulverizador. Tal configuración permite incrementar al máximo el rendimiento de gasolina por agotamiento del LCO en condiciones de craqueo relativamente severas. Pero el inconveniente de este sistema con un pulverizador y un tubo ascendente es que para una capacidad de carga importante en el pulverizador, el reactor ascendente trabaja con una cantidad considerable de catalizador parcialmente desactivado por su paso por el pulverizador (procediendo la desactivación del depósito de coque sobre el catalizador). De esto resulta una disminución de la eficacia que no permite sacar todo el potencial de esta asociación. La otra configuración patentada por Stone y Webster consiste en implantar dos tubos elevadores en paralelo que trabajan a partir de catalizador regenerado en una zona de regeneración común. Son posibles varios
50 tiempos de interconexiones de reciclados entre los dos tubos elevadores, pero aquí existen condiciones de craqueo sensiblemente parecidas (CO, temperatura de salida y tiempo de residencia), que no permiten tratar en uno de los tubos elevadores una fracción realmente refractaria y justificable de un craqueo en condiciones severas (por ejemplo, el HCO).

60 Así es como, según la patente US 5009769, se describe una unidad que comprende dos reactores catalíticos de flujo ascendente que funcionan en paralelo, en los que circula catalizador regenerado en una zona de regeneración que comprende dos regeneradores. Esta unidad estaría adaptada para tratar una gran variedad de cargas, pero funciona en condiciones de circulación del catalizador sensiblemente idénticas (C/O = 5 a 10 y tiempo de residencia

1 a 4 s para el primer reactor y C/O = 3 a 12 y tiempo de residencia 1 a 5 s para el segundo reactor). En estas condiciones, el abanico de productos obtenidos para cada uno de los dos reactores es sensiblemente el mismo.

5 La patente US 4116814 ilustra el caso igualmente de dos reactores de flujo ascendente en paralelo, conectados a un regenerador de partículas. El documento US-A-500976 describe procedimientos de hidrocrqueo en reactores ascendentes.

10 La idea que se presenta en la presente patente consiste en sacar todo el potencial de una asociación en paralelo de un tubo ascendente que trabaja en condiciones clásicas de craqueo (por ejemplo, C/O de 5 a 7; temperatura de salida de 510 a 530 °C; tiempo de residencia de 1 a 2 s) y de un pulverizador que trabaja en condiciones de craqueo severas (por ejemplo, C/O de 10 a 20; temperatura de salida de 560 a 620°C; tiempo de residencia de 0,2 a 0,5 s). Esta asociación permite reciclar el HCO o el LCO producido en el tubo ascendente, que son cargas refractarias difíciles de craquear con el propósito de incrementar al máximo la producción de gasolina. Pero permite igualmente incrementar al máximo la producción de olefinas y, en particular, de propileno reciclando al pulverizador la gasolina o incluso solamente una fracción de la gasolina (pesada o ligera) producida en el tubo elevador.

20 Un objeto de la invención es remediar los inconvenientes de la técnica anterior. El objeto de la invención se describe en las redacciones de las reivindicaciones independientes 1 y 12. Características opcionales de la invención se describen en las redacciones de las reivindicaciones dependientes 2 a 11 y 13 a 16.

25 Otro objeto es craquear también tanto hidrocarburos pesados como hidrocarburos ligeros en condiciones de reacciones que sean severas, en un reactor adaptado a este tipo de condiciones, el pulverizador o reactor de flujo descendente, y muchos menos severas en un tubo ascendente o reactor de flujo ascendente, con el fin de favorecer la formación de productos muy diferentes que cumplen las especificidades de cada tipo de reactor.

30 Se ha constatado que de esta manera se podía obtener al mismo tiempo, por ejemplo, más propileno gracias a un reactor de flujo descendente que funciona en condiciones severas de craqueo catalítico y más gasolinas gracias a un reactor de flujo ascendente que funciona en condiciones de craqueo menos severas, de manera económica, a partir de una unidad de craqueo que comprende al menos una etapa de regeneración de catalizador y la combinación de dichos reactores empleados en paralelo sobre al menos un regenerador.

35 Más precisamente, la invención se refiere a un procedimiento de craqueo catalítico en lecho arrastrado o fluidizado de al menos una carga de hidrocarburos en al menos dos zonas de reacción, al menos una de las cuales es de flujo ascendente, en el que se introduce la carga y catalizador procedente de al menos una zona de regeneración en la parte inferior de la zona de reacción de flujo ascendente, se hace circular la carga y el catalizador desde abajo hacia arriba en dicha zona, se separan los primeros gases producidos del catalizador coquificado en una primera zona de separación, se disocia el catalizador por medio de un gas de extracción, se recupera un primer efluente de craqueo y de extracción con gas y se recicla el catalizador coquificado a la zona de regeneración y se regenera al menos en parte por medio de un gas que contiene oxígeno, estando caracterizado el procedimiento porque se introduce catalizador que procede de al menos una zona de regeneración y una carga que contiene hidrocarburos en la parte superior de al menos una zona de reacción de flujo descendente, se hace circular allí desde arriba hacia abajo el catalizador y dicha carga en condiciones apropiadas, se separa el catalizador coquificado de los segundos gases producidos en una segunda zona de separación, se recuperan los segundos gases producidos y se recicla el catalizador coquificado en la zona de regeneración.

45 Según una característica del procedimiento, la temperatura del catalizador a la salida del reactor descendente puede ser superior a la que existe a la salida del reactor ascendente.

50 Según otra característica ventajosa, se puede disociar el catalizador que procede de la segunda zona de separación por medio de un gas de reciclaje que es habitualmente vapor y los hidrocarburos que resultan de ello son recuperados, en general, con el gas de craqueo.

55 Es preferible regenerar el catalizador coquificado en dos zonas de regeneración consecutivas, cada una de las cuales tiene su propia evacuación de gas de combustión que resulta de la regeneración del catalizador coquificado. El catalizador a regenerar que procede de la primera zona de separación es introducido en una primera zona de regeneración que funciona a una temperatura apropiada, siendo enviado el catalizador así al menos en parte regenerado a la segunda zona de regeneración a una temperatura más elevada y el catalizador regenerado que procede de la segunda zona de regeneración es introducido en la zona de reacción de flujo ascendente y en la zona de reacción de flujo descendente.

60 El catalizador coquificado que procede de la segunda zona de separación puede ser reciclado a la primera zona de regeneración ya sea por flujo por gravedad, generalmente en la zona densa, ya sea por flujo por medio de una columna montante que comprende aire de fluidización como motor (elevador), generalmente en la zona diluida de la primera zona de regeneración.

Puede ser ventajoso reciclar el catalizador que procede de la segunda zona de separación en la segunda zona de regeneración por medio de un elevador, ya sea en su zona densa o bien en su zona diluida.

5 Se puede introducir la carga que contiene hidrocarburos o cada una de las cargas, si son diferentes, en la zona de reacción ascendente y en la zona de reacción descendente por una inyección a corriente continua del flujo del catalizador o a contra corriente, o a contra corriente por uno y a corriente continua por el otro. No obstante, una inyección a contra corriente en las dos zonas parece preferible para una vaporización mejorada de las gotitas introducidas.

10 Las condiciones operativas de craqueo catalítico de las cargas son habitualmente las siguientes:

- En la zona de reacción ascendente (RA):
 - o Temperatura del catalizador (salida RA): 500 – 550 °C;
 - o Catalizador / carga (C/O): 4-9 y con preferencia 5-7;
 - 15 o Tiempo de residencia: 0,5 – 4 s, con preferencia 1 – 2 s;
- En la zona de reacción descendente (RD):
 - o Temperatura del catalizador (salida RD): 560 – 620 °C;
 - o C/O: 8-20, con preferencia 10-15;
 - 20 o Tiempo de residencia: 0,2 – 2 s, con preferencia 0,2 – 1 s

La carga que alimenta a cada una de las zonas de reacción puede ser una carga no craqueada llamada fresca, un reciclado de una parte de los productos procedentes de un fraccionamiento de aguas abajo o una mezcla de los dos.

25 La carga de una de las zonas de reacción puede ser o bien más pesada o bien más ligera que la carga que circula en la otra zona. Más particularmente, la carga de la zona de reacción de flujo ascendente puede ser un destilado en vacío o un residuo atmosférico o un reciclado de una parte de los productos procedentes de la zona de reacción descendente y la carga de la zona de flujo descendente es una carga no craqueada o un reciclado de una parte de los productos procedentes de la zona de reacción ascendente y con preferencia una fracción de gasolina o una fracción de LCO.

30 Según una característica del procedimiento, el caudal de carga y, por ejemplo, de reciclado (fracción de LCO, HCO o gasolina) que circula en el reactor descendente puede representar menos del 50 % en peso del caudal de carga a convertir en la zona de reacción ascendente.

35 Las ventajas de la configuración según la presente invención son las siguientes:

- La posibilidad de tratar por el bucle pulverizador cualquier carga fresca o reciclada en condiciones de craqueo severas independientes de las condiciones de craqueo del tubo elevador.
- 40 - La simplicidad operativa del bucle atomizador, puesto que es independiente del bucle del tubo elevador.
- La simplicidad de realización del bucle atomizador, puesto que éste puede estar colocado en cualquier lugar alrededor del regenerador, a condición de cumplir el balance de presión. Esto sería prácticamente imposible de realizar con un segundo tubo elevador, en paralelo al primero, puesto que el balance de la presión impone en este caso una altura mímica, por lo tanto un tiempo de residencia que no puede descender a los valores típicos de un pulverizador (inferiores a un segundo). En otros términos, es muy difícil en la práctica diferenciar realmente las condiciones de craqueo de dos tubos elevadores que funcionan en paralelo.
- 45 - El bucle pulverizador puede estar adaptado a la mayor parte de las unidades de craqueo existentes, de uno o dos regeneradores y/o con una tecnología de separación, de extracción con gas y de transferencia del catalizador mejor adaptada a las exigencias del cliente.
- 50 - Optimización de las selectividades en productos valiosos (LPG, gasolinas) gracias a la tecnología del reactor descendente que reduce al mínimo las selectividades de productos no valiosos, tales como el coque y los gases secos con relación a una tecnología convencional. Incrementando al máximo la conversión gracias a la obtención de condiciones de severidad muy importante en el pulverizador.
- Cada reactor (pulverizador, tubo elevador) trabaja con catalizador recién regenerado.
- 55 - Existe independencia de las condiciones operativas de cada reactor, en particular en términos de C/O, lo que no es el caso en la configuración en serie.
- No existe ningún problema de regulación de las condiciones de craqueo propias de cada reactor en términos de temperatura de salida del reactor, puesto que no existe ya acoplamiento como en la configuración de los reactores en serie.
- 60 - La producción de un efecto de refrigeración del catalizador debido al bucle pulverizador. En efecto, para una carga dada, existe a partir de un cierto nivel de circulación en el pulverizador (C/O) un efecto de extracción de calor, es decir, una disminución de las temperaturas en el regenerador, o en el primero o en el segundo regenerador si se trata de una estructura de doble fase de regeneración según el regenerador hacia el que se efectúe el retorno del catalizador coquificado procedente del pulverizador.

En efecto, la tecnología del reactor descendente permite reducir al mínimo la cantidad de coque formado. Por lo tanto, de ello resulta un contenido de coque sobre el catalizador mucho menor que en un reactor ascendente equivalente. Combinada con condiciones operativas adaptadas, en las que la circulación del catalizador es más elevada con relación a una misma cantidad de carga (C/O elevada), se reduce, por lo tanto, el contenido de coque de manera muy significativa, de tal manera que la cantidad de calor desarrollado por la combustión de este coque adicional en el (los) regenerador(es) es netamente inferior a la cantidad de calor consumido por la vaporización de la carga y el calor de reacción en el reactor pulverizador. Globalmente, el catalizador del lado de regeneración es refrigerado con relación a la situación anterior que comprende solamente un solo tubo elevador tradicional.

Este efecto de extracción de calor, que se puede obtener de manera equivalente por un intercambiador de calor en el lado de regeneración (catcooler) o incluso por la vaporización de un reciclado casi inerte químicamente (MTC) aguas abajo de la inyección de carga en el sentido del flujo del catalizador en un reactor de tubo elevador o pulverizador, permite o bien tratar cargas de carbono conradson más fuerte, o bien aumentar el caudal de carga, o bien sacar provecho de la disminución de la temperatura en el (los) regenerador(es) para aumentar la circulación de catalizador (C/O) en el tubo elevador y en el pulverizador. En efecto, en calor necesario para la reacción y para la vaporización en el lado de reacción es suministrado por el catalizador regenerado, calentado por combustión del coque en el (los) regenerador(es). Con el fin de mantener una temperatura constante de salida del reactor, el efecto de extracción de calor impone aumentar la circulación de catalizador con caudal de carga constante y, por lo tanto, sacar provecho de esta manera de una mejor actividad catalítica (más sitios activos). También se pueden tratar cargas más refractarias en el pulverizador.

Por todas estas razones, la combinación del tubo elevador y de un pulverizador en paralelo sobre un dispositivo de regeneración común es muy interesante, tanto en la renovación de unidades existentes (renovación) como también en la construcción de unidades nuevas.

La invención se refiere también a un dispositivo de craqueo catalítico en lecho arrastrado o fluidizado de una carga que contiene hidrocarburos, que comprende:

- al menos un reactor ascendente sensiblemente vertical que tiene una entrada inferior y una salida superior;
- un primer medio de alimentación de catalizador regenerado conectado al menos a un regenerador (34) de catalizador coquificado y conectado a dicha entrada inferior;
- un primer medio de alimentación de la carga dispuesto por encima de la entrada inferior del reactor ascendente;
- un primer recinto de separación de catalizador coquificado y de una primera fase gaseosa conectada a la salida superior del reactor ascendente, comprendiendo dicho recinto de separación una cámara de extracción con gas del catalizador y que tiene una salida superior de una fase gaseosa y una salida inferior de catalizador coquificado y disociado, estando conectada dicha salida inferior al regenerador de catalizador a través de primeros medios de reciclaje del catalizador.

El dispositivo se caracteriza porque comprende al menos un reactor descendente sensiblemente vertical que tiene una entrada superior y una salida inferior;

- un segundo medio de alimentación de catalizador regenerado conectado a dicho regenerador de catalizador coquificado y conectado a dicha entrada superior del reactor descendente;
- un segundo medio de alimentación de la carga dispuesto debajo del segundo medio de alimentación;
- un segundo recinto de separación del catalizador coquificado de una segunda fase gaseosa conectada a la salida inferior del reactor descendente y que tiene una salida de la segunda fase gaseosa y una salida de catalizador coquificado; y segundos medios de reciclado del catalizador coquificado conectados a dicha salida de catalizador del segundo recinto de separación y conectados al regenerador.

Según una variante del dispositivo, el segundo recinto de separación del catalizador de los efluentes de craqueo puede no comprender una cámara de extracción con gas. En este caso, medios extracción con gas previa por ejemplo por calor de agua pueden estar introducidos en el recinto de separación y la evacuación del vapor se puede realizar con los efluentes de craqueo y de extracción con gas previa.

Según otra variante, el segundo recinto de separación comprende una cámara de extracción con gas del catalizador con inyección de vapor de extracción con gas, en comunicación con ésta, como se describe, por ejemplo, en la solicitud de patente de la Firma Solicitante FR 98/09.672. Los efluentes de craqueo y de extracción con gas son evacuados, en general, por medios comunes.

Según otra característica ventajosa del dispositivo, éste puede comprender dos regeneradores superpuestos de catalizador coquificado, estando situado el segundo por debajo del primero, medios de circulación del catalizador del primer regenerador hacia el segundo regenerador. Dichos primeros y segundos medios de alimentación de catalizador están conectados al segundo regenerador y la salida inferior del primer recinto de separación está

conectada al primer regenerador a través de los primeros medios de reciclado.

La invención se comprenderá mejor a la vista de la figura adjunta que ilustra un modo de realización particularmente ventajoso del dispositivo que comprende dos regeneradores de catalizador coquificado superpuestos, conectados en paralelo a dos reactores de craqueo catalítico, uno de flujo ascendente (tubo elevador) y el otro de flujo descendente de catalizador (pulverizador).

Según la figura, una zona de regeneración (1) del catalizador coquificado comprende dos recintos de regeneración (2) y (3) superpuestos, en los que el catalizador es regenerado en lecho fluidizado, siendo introducido aire en la base de cada recinto por medios no representados en la figura. Cada recinto comprende sus propios medios de eliminación del polvo (4, 5) (ciclones) y de evacuación (9, 10) de los efluentes de combustión del coque. La presión en cada recinto (2) y (3) puede ser controlada por válvulas situadas sobre las líneas que permiten la evacuación de los efluentes de combustión al menos parcialmente desprovistos de polvo. El catalizador es transportado entre los dos recintos por medio de una columna (6) ascendente (elevador). En general, se introduce aire en la base por un inyector (7) a una velocidad suficiente para permitir el transporte del catalizador entre los dos recintos. Típicamente, la proporción de aire necesaria para la regeneración es de 30 a 70 % en el recinto inferior (2) que funciona a temperatura más baja (670 °C, por ejemplo) y de 15 a 40 % en el recinto superior (3) que funciona a una temperatura más elevada (770 °C, por ejemplo), circulando de 5 a 10 % de aire en el lecho para transportar el catalizador. Una válvula sobre sólido (8), del tipo de válvula de tapón permite controlado el caudal de circulación entre los recintos (2) y (3).

El catalizador sensiblemente regenerado que procede del segundo regenerador situado por encima del primero (3) es enviado a partir de un lecho denso (11) a un pozo de liberación (13) por un conducto (12) inclinado en un ángulo comprendido habitualmente entre 30 y 70 grados con relación a la horizontal. En el pozo (13), la circulación del catalizador es ralentizada para permitir evacuar eventuales burbujas de gas hacia el segundo recinto de regeneración (3) a través de una línea de equilibrio de presión (14). El catalizador es acelerado a continuación y desciende a través de un tubo de transferencia (15) hasta la entrada de un reactor (16) de flujo descendente (pulverizador). Durante todo su trayecto desde el recinto de regeneración, el catalizador se mantiene en el estado fluidizado gracias a la adición de pequeñas cantidades de gas a lo largo de todo el transporte. Si el catalizador se mantiene así en el estado fluidizado, esto permite obtener a la entrada del pulverizador una presión superior a la de los humos emitidos desde los ciclones externos (5).

El pulverizador (16) comprende medios de introducción del catalizador regenerado (17) que pueden ser una válvula sobre sólido, un orificio o simplemente la abertura de un conducto, en una zona de puesta en contacto (18) situada debajo de la válvula (17), donde el catalizador encuentra una contra corriente, por ejemplo, la carga de hidrocarburos, introducida por inyectores (19), generalmente constituidos por atomizadores donde la carga es dividida finamente en gotitas gracias a la introducción de fluidos auxiliares tales como vapor de agua. Los medios de introducción del catalizador están situados por encima de los medios de introducción de la carga. Entre la zona de puesta en contacto (18) y los medios de separación de hidrocarburos del catalizador (20), se puede disponer eventualmente una zona de reacción (21), de forma sensiblemente alargada, representada de manera vertical en la figura, pero esta condición no es exclusiva. El tiempo de residencia medio de los hidrocarburos en las zonas (1) y (21) será, por ejemplo, inferior a 650 ms, con preferencia comprendido entre 50 y 500 ms. Los efluentes del pulverizador son separados a continuación en el separador (20), por ejemplo tal como se describe en la solicitud FR98/09672 donde el tiempo de residencia debe estar limitado al máximo. Los efluentes gaseosos (gases craqueados) del separador pueden experimentar una etapa suplementaria de eliminación del polvo a través de los ciclones por ejemplo externos (22) dispuestos aguas abajo sobre una línea (23). Estos efluentes gaseosos (gases craqueados) son evacuados por una línea (24). Es igualmente posible refrigerar los efluentes gaseosos con el fin de limitar la degradación térmica de los productos, inyectando, por ejemplo, hidrocarburos líquidos en el efluente que sale, por ejemplo, de los ciclones (22) por la línea (24) o directamente a la salida de los gases craqueados del separador (20) aguas arriba de dichos ciclones. El catalizador separado en el separador (20) o bien es entonces reinyectado directamente a la base de una columna ascendente (25) a través de un conducto (26), una de cuyas válvulas (27) controla el caudal con relación a la temperatura de salida del pulverizador, o bien es introducido en un lecho fluidizado (28) de extracción con gas a través de un conducto o una abertura (30). El catalizador en el lecho fluidizado (28) experimenta entonces una extracción con gas (contacto con un gas ligero tal como vapor de agua, nitrógeno, amoníaco, hidrógeno o incluso hidrocarburos, cuyo número de átomos de carbono es inferior a 3), por medios que están bien descritos en la técnica anterior antes de ser transferido hacia la columna ascendente (25) a través del conducto (26). Los efluentes gaseosos de extracción con gas son generalmente evacuados del lecho fluidizado (28) a través de los mismos medios (23, 22) que permiten la evacuación de los efluentes gaseosos del pulverizador (16) por la línea (24). El catalizador coquificado es elevado por un gas de fluidización (29) al lecho fluidizado dentro del segundo regenerador (3).

La zona de reacción (30) ascendente (tubo de subida) es una zona tubular sensiblemente alargada, de la que se han descrito numerosos ejemplos en la técnica anterior. En el ejemplo dado en la figura, la carga de hidrocarburos es introducida por medios (31), generalmente constituidos por atomizadores en los que la carga es dividida finamente

en gotitas, con la ayuda generalmente de la introducción de fluidos auxiliares tales como vapor de agua, introducidos a través de los medios (31). Los medios de introducción del catalizador están situados por debajo de los medios de introducción de la carga. La introducción de la carga está situada por debajo de la entrada del catalizador.

5 Estos medios de introducción del catalizador en el tubo elevador (30) comprenden un pozo de trasiego (32) conforme con el pozo (13) que alimenta el pulverizador, conectado al lecho denso del segundo regenerador (3) del catalizador por un conducto (33) inclinado sensiblemente según el mismo ángulo que el del conducto (12). El pozo (32) está conectado, por otro lado, al lecho fluidizado diluido por una línea (34) de equilibrio de presión. En la base del pozo, una línea (35) primero vertical luego inclinada está conectada a la parte inferior del tubo elevador. Una
10 válvula de control (26) dispuesta sobre la línea (35) regula el caudal de catalizador regenerado en la entrada del tubo elevador en función de la temperatura de salida del catalizador y de los efluentes en la parte superior del tubo elevador. El gas de fluidización introducido en la base del tubo elevador por medios de inyección (37) hace circular el catalizador en corriente continua con la carga en el tubo elevador. Según una variante no representada, la carga hubiera podido ser inyectada a contra corriente del flujo hacia la parte inferior del tubo elevador. Por encima de los
15 inyectores de carga, se puede realizar una inyección de una fracción ligera de hidrocarburos o de una fracción más pesada (LCO o HCO, por ejemplo), que procede de una destilación aguas abajo de los efluentes de craqueo, en el tubo elevador. La fracción introducida puede representar de 10 a 50 % en peso de la carga introducida en el tubo elevador y puede contribuir a incrementar al máximo la producción de gasolina.

20 La reacción de craqueo se efectúa en el tubo elevador. Los efluentes de craqueo son separados a continuación en un separador (38), por ejemplo tal como se describe en la solicitud PCT FR 98/01866. El catalizador emitido desde la separación es introducido entonces en un lecho fluidizado (39) de una cámara de extracción con gas (40) situada por debajo del separador, a través de los conductos (41) o aberturas. El catalizador en la cámara (39, 40) experimenta entonces una extracción con gas (contacto con un gas ligero tal como vapor de agua, nitrógeno,
25 amoníaco, hidrógeno o incluso hidrocarburos de número de átomos de carbono inferior a 3) por medios no representados en la figura.

El catalizador extraído es transferido a continuación hacia el lecho denso del primer recinto de regeneración (2) por un conducto (45). Los efluentes gaseosos de craqueo y de extracción con gas separados en el separador (38) están
30 evacuados a través de un conducto (42) hacia un separador secundario (43), tal como un ciclón, por ejemplo, interno en la cámara (39, 40) antes de ser dirigidos hacia la sección de fraccionamiento de aguas abajo por un conducto (44).

A título de ejemplo y para ilustrar la invención, se han comparado los resultados obtenidos por una unidad industrial provista con un reactor ascendente clásico que trata una carga pesada y equipado con un sistema de doble
35 regeneración, tal como se describe en la figura con los resultados que se obtienen insertando un reactor descendente en paralelo, siendo alimentado entonces este reactor nuevo por dos fracciones, diferentes en cada ejemplo, producidas por el reactor ascendente.

40 Los resultados de esta comparación se basan en los resultados industriales obtenidos con la unidad provista con un reactor ascendente y ensayos en piloto de craqueo de la fracción considerada. Las nuevas condiciones que permiten satisfacer el balance térmico de la unidad en su conjunto son recalculadas con un modelo de procedimiento.

45 La carga fresca (destilado en vacío) posee las siguientes características:

- Densidad d^{15} : 0,937
- Contenido en azufre: 0,5 %
- Carbono conradson: 5,8 %

50 Se inyecta a la base de un tubo elevador que es alimentado con catalizador a partir de un dispositivo de doble refrigeración, conforma a la figura presentada en la presente invención. Este catalizador, a base de zeolita Y tiene las características siguientes:

- Granulometría: 70 micrómetros
- Superficie BET (m^2/g): 146
- Superficie zeolítica Y (m^2/g): 111
- Superficie de la matriz (m^2/g): 35

60 El catalizado procede del segundo generador.

Los efluentes de craqueo están destilados y una parte de la fracción de HCO obtenida así como la totalidad de una fracción de gasolina pesada (170°C-200°C) son reciclados en el tubo elevador. Este reciclado, constituido por 49,3 % de HCO y 50,7 % de fracción de gasolina pesada, representa el 27,1 % en peso de la carga fresca en el tubo

elevador. Una fracción suplementaria es reciclada en tanto que carga en el pulverizador que es alimentado, a su vez, por el catalizador que procede del segundo regenerador.

5 El catalizador coquificado que procede del extractor conectado al tubo elevador es reciclado a la fase densa del primer regenerador, mientras que el que procede del extractor conectado al pulverizador es reciclado gracias a un lecho en la fase densa del segundo regenerador.

Ejemplo 1:

10 En este primer ejemplo, se recicló 23,4 % en peso de la fracción de gasolina producida en el tubo elevador, o sea 10 % en peso con relación a la carga fresca en el tubo elevador, en tanto que carga en el pulverizador.

Se mantuvieron las condiciones en el tubo elevador (ROT y reciclado) aumentando el C/O del tubo elevador.

15 Se indica:

- RA = reactor ascendente (tiempo de residencia: 1 s)
- RD = reactor descendente (tiempo de residencia: 0,4 s)
- REG1 = primer recinto de regeneración
- REG2 = segundo recinto de regeneración

20

		RA sólo	RA + RD
Carga unitaria FCC (CU FCC)	kg/s	48,08	48,08
Reciclado de hidrocarburos RA	% carga fresca	27,14	27,14
C/O RA	-	6,33	6,87
T salida RA (ROT)	°C	516	516
T carga fresca RA	°C	174	174
Treciclo RA	1C	178	178
T REG1	°C	692	686
T REG2	°C	778	757
Aire utilizado para la regeneración	t/h	173,5	194,1
Proporción (aire regl) / (aire total)	%	65,7	61,2
C/O RD	-	-	14,95
T salida RD°	°C	-	620
T carga RD	°C	-	35
<u>Rendimientos</u>			
Gases secos	% CF FCC	4,77	4,94
Propano	% CU FCC	0,95	1,25
Propileno	% CU FCC	4,31	6,61
Fracción de C3 (propano + propileno)	% CU FCC	5,26	7,86
Fracción de C4	% CU FCC	6,61	8,08
Gasolina	% CU FCC	42,72	39,51
LCO	% CU FCC	22,48	21,38
Suspensión	% CU FCC	10,03	9,24

Coque	% CU FCC	8,13	8,89
	% CU FCC	100,0	100,0
<i>Conversión</i>	%	67,49	69,38

5 Se constata que se puede producir propileno en cantidad sustancial (53 % adicional) por un craqueo verdaderamente severo en el pulverizador, manteniendo un rendimiento de gasolina satisfactorio Además, la temperatura del segundo regenerador a caído de 21 °C (efecto catcooler). Se obtuvo una ganancia en conversión de la carga fresca de 1,9 % por espesamiento del LCO y la suspensión.

Ejemplo 2:

10 En este segundo ejemplo, se recicló el 99,7 % en peso de la fracción de HCO(o suspensión), o sea el 10 % con relación a la carga fresca, en tanto que carga en el pulverizador.

Se mantuvieron las condiciones en el tubo elevador (ROT y reciclado) aumentando el C/O del tubo elevador.

15 Se indica:

- RA = reactor ascendente
- RD = reactor descendente
- REG1 = primer recinto de regeneración
- REG2 = segundo recinto de regeneración

20

		RA sólo	RA + RD
Carga unitaria FCC (CU FCC)	kg/s	48,08	48,08
Reciclado de hidrocarburos RA	% carga fresca	27,14	27,14
C/O RA	-	6,33	6,60
T salida RA (ROT)	°C	516	516
T carga fresca RA	°C	174	174
Treciclo RA	1C	178	178
T REG1	°C	692	689
T REG2	°C	778	767
Aire utilizado para la regeneración	t/h	173,5	190,1
Proporción (aire regl) / (aire total)	%	65,7	61,4
C/O RD	-	-	9,7
T salida RD°	°C	-	603
T carga RD	°C	-	180
<u>Rendimientos</u>			
Gases secos	% CF FCC	4,77	4,98
Propano	% CU FCC	0,95	1,10
Propileno	% CU FCC	4,31	4,85
Fracción de C3 (propano + propileno)	% CU FCC	5,26	5,95
Fracción de C4	% CU FCC	6,61	7,48

Gasolina	% CU FCC	42,72	45,07
LCO	% CU FCC	22,48	23,44
Suspensión	% CU FCC	10,03	4,27
Coque	% CU FCC	8,13	8,81
	% CU FCC	100,0	100,0
<i>Conversión</i>	%	67,49	72,29

5 Se constata que se puede convertir el HCO (suspensión) de manera sustancial (57 % de conversión) por un craqueo verdaderamente severo en el pulverizador, manteniendo un rendimiento de coque global bastante bajo. Además, la temperatura del segundo regenerador ha caído de 11 °C (efecto catcooler). Se obtuvo una ganancia en conversión de la carga fresca de 4,8 % por espesamiento del LCO y la suspensión, que conduce a rendimientos mejorados en productos valiosos (más 1,5 % de LPG y 2,3 % de gasolina adicionalmente).

REIVINDICACIONES

1.- Procedimiento de craqueo catalítico en lecho arrastrado o fluidizado de al menos una carga de hidrocarburos en al menos dos zonas de reacción, al menos una (30) de las cuales es de flujo ascendente, con las siguientes condiciones operativas:

- 5
- Temperatura de salida: 500 – 550 °C
 - Catalizador / carga (C/O) : 4 -9
 - Tiempo de residencia: 0,5 – 4 s,

10 en el que la carga (31) y el catalizador (35) procedente de al menos una zona (3) de regeneración se introducen en la parte inferior de la zona de reacción de flujo ascendente, se hacen circular la carga y el catalizador desde abajo hacia arriba en dicha zona, se separan los primeros gases producidos del catalizador coquificado en una primera zona de separación, se disocia (40) el catalizador por medio de un gas de extracción, se recupera un primer efluente (42) de craqueo y de extracción con gas y se recicla (45) el catalizador coquificado a la zona de regeneración y se regenera al menos en parte por medio de un gas que contiene oxígeno, estando caracterizado el procedimiento porque se introduce catalizador (12) que procede de al menos una zona (3) de regeneración y una carga (19) que contiene hidrocarburos en la parte superior de al menos una zona de reacción (16) de flujo descendente, con las siguientes condiciones operativas:

- 15
- 20
- Temperatura de salida: 560 – 620 °C
 - Catalizador / carga (C/O) : 8 -20
 - Tiempo de residencia: 0,1 – 2 s,

25 se hace circular allí desde arriba hacia abajo el catalizador y dicha carga, se separa el catalizador coquificado de los segundos gases producidos en una segunda zona (20) de separación, se recuperan los segundos gases (24) producidos y se recicla (25) el catalizador coquificado en la zona de regeneración.

2.- Procedimiento de acuerdo con la reivindicación 1, en el que las condiciones operativas son las siguientes:

- 30
- en la zona de reacción ascendente (RA):
 - o catalizador / carga (C/O): 5 – 7
 - en la zona de reacción descendente (RD):
 - o C/O: 10-15.

35 3.- Procedimiento según una de las reivindicaciones 1 y 2, en el que se disocia el catalizador que procede de la segunda zona de separación por medio de un gas de extracción,

40 4.- Procedimiento según una de las reivindicaciones 1 a 2, en el que el catalizador es regenerado en dos zonas de regeneración consecutivas, el catalizador a regenerar que procede de la primera zona de separación es introducido en una primera zona de regeneración que funciona a una temperatura apropiada, siendo empleado el catalizador así al menos en parte regenerado en la segunda zona de regeneración a una temperatura más elevada y el catalizador regenerado que procede de la segunda zona de regeneración es introducido en la zona de reacción de flujo ascendente y en la zona de reacción de flujo descendente.

45 5.- Procedimiento según la reivindicación 4, en el que se recicla el catalizador que procede de la segunda zona de separación en la primera zona de regeneración.

6.- Procedimiento según la reivindicación 5, en el que el catalizador es reciclado en la zona densa de la primera zona de regeneración.

50 7.- Procedimiento según la reivindicación 5, en el que el catalizador es reciclado en la zona diluida de la primera zona de regeneración por medio de un elevador.

8.- Procedimiento según la reivindicación 4, en el que se recicla el catalizador que procede de la segunda zona de separación en la segunda zona de regeneración por medio de un elevador.

55 9.- Procedimiento según una de las reivindicaciones 1 a 8, en el que se introducen las cargas en la zona de reacción ascendente y en la zona de reacción descendente por una inyección a contra corriente del flujo del catalizador.

60 10.- Procedimiento según una de las reivindicaciones 1 a 9, en el que la carga que alimenta cada una de las zonas de reacción es una carga no craqueada llamada fresca, un reciclado de una parte de los productos procedentes de un fraccionamiento de aguas abajo o una mezcla de las dos.

11.- Procedimiento según la reivindicación 10, en el que la carga de la zona de reacción de flujo ascendente es un destilado en vacío o un residuo atmosférico o un reciclado de una parte de los productos que resultan de un fraccionamiento de aguas abajo y en el que la carga de la zona de flujo descendente es una carga no craqueada o un reciclado de una parte de los productos que proceden de un fraccionamiento de aguas abajo y con preferencia una fracción de gasolina o una fracción de LCO.

12.- Dispositivo de craqueo catalítico en lecho arrastrado o fluidizado de una carga que contiene hidrocarburos para la realización del procedimiento según una de las reivindicaciones anteriores, que comprende:

- al menos un reactor ascendente (30) sensiblemente vertical que tiene una entrada inferior y una salida superior;
- un primer medio (35) de alimentación de catalizador regenerado conectado al menos a un regenerador (34) de catalizador coquificado y conectado a dicha entrada inferior;
- un primer medio (31) de alimentación de la carga dispuesto por encima de la entrada inferior del reactor ascendente;
- un primer recinto (38) de separación de catalizador coquificado y de una primera fase gaseosa conectada a la salida superior del reactor (30) ascendente, comprendiendo dicho recinto de separación una cámara (40) de extracción con gas del catalizador y que tiene una salida superior de una fase gaseosa y una salida inferior de catalizador coquificado y disociado, estando conectada dicha salida inferior al regenerador de catalizador a través de primeros medios (45) de reciclaje del catalizador.

estando caracterizado el dispositivo porque comprende:

- al menos un reactor (16) descendente sensiblemente vertical que tiene una entrada superior y una salida inferior;
- un segundo medio (12) de alimentación de catalizador regenerado conectado a dicho regenerador (3) de catalizador coquificado y conectado a dicha entrada superior del reactor descendente;
- un segundo medio (19) de alimentación de la carga dispuesto debajo del segundo medio (12) de alimentación;
- un segundo recinto (20) de separación del catalizador coquificado de una segunda fase gaseosa conectada a la salida inferior del reactor descendente y que tiene una salida de la segunda fase gaseosa y una salida de catalizador coquificado;
- y segundos medios (25) de reciclado del catalizador coquificado conectados a dicha salida de catalizador del segundo recinto de separación y conectados al regenerador.

13.- Dispositivo según la reivindicación 12, en el que el segundo recinto de separación comprenden de una cámara de extracción con gas del catalizador en comunicación con ésta.

14.- Dispositivo según una de las reivindicaciones 12 y 13 que comprende dos regeneradores (2, 3) de catalizador coquificado consecutivos, medios de circulación del catalizador del primer regenerador (2) hacia el segundo regenerador (3), caracterizado porque dichos primeros y segundos medios de alimentación (35, 12) de catalizador están conectados al segundo regenerador (3) y porque dicha salida inferior del primer recinto de separación está conectada al primer regenerador a través de los primeros medios (45) de reciclado.

15.- Dispositivo según la reivindicación 15, en el que los segundos medios (2, 5) de reciclado comprenden un elevador (29) conectado al segundo regenerador.

16.- Dispositivo según una de las reivindicaciones 12 a 15, en el que los primeros y los segundos medios de reciclado del catalizador comprenden cada uno de ellos una válvula (27, 36) de regulación de caudal asistida por medio de medición de la temperatura del catalizador a la salida del reactor ascendente y del reactor descendente.

