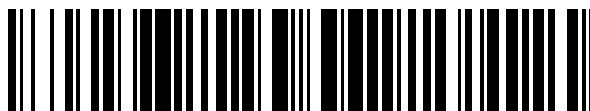


19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 379 938**

51 Int. Cl.:  
**C10G 11/18** (2006.01)  
**C10G 11/05** (2006.01)  
**C10G 51/02** (2006.01)

12

### TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

- 96 Número de solicitud europea: **09766003 .9**  
96 Fecha de presentación: **03.06.2009**  
97 Número de publicación de la solicitud: **2291489**  
97 Fecha de publicación de la solicitud: **09.03.2011**

54 Título: **Dispositivo de control de las condiciones operatorias en una unidad de craqueo catalítico con dos conductos ascendentes**

30 Prioridad:  
**17.06.2008 FR 0803384**

45 Fecha de publicación de la mención BOPI:  
**07.05.2012**

45 Fecha de la publicación del folleto de la patente:  
**07.05.2012**

73 Titular/es:  
**IFP Energies Nouvelles**  
**1 & 4, avenue de Bois-Préau**  
**92852 Rueil-Malmaison Cédex, FR**

72 Inventor/es:  
**FEUGNET Frédéric y**  
**GAUTHIER Thierry**

74 Agente/Representante:  
**Ungría López, Javier**

ES 2 379 938 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

Dispositivo de control de las condiciones operatorias en una unidad de craqueo catalítico con dos conductos ascendentes

5

**Campo de la invención**

La presente invención se sitúa en el campo del craqueo catalítico de cortes de petróleo, más particularmente de cortes llamados "pesados".

10

La carga principal del FCC (abreviatura de craqueo catalítico en lecho fluidizado) de cortes pesados es generalmente un hidrocarburo o una mezcla de hidrocarburos que contiene esencialmente (es decir al menos el 80%) moléculas cuyo punto de ebullición es superior a 340°C. Esta carga contiene cantidades de metales (Ni+V) limitadas generalmente inferiores a 50 ppm, preferiblemente inferiores a 20 ppm, y un contenido de hidrógeno en general superior al 11% en peso, típicamente comprendido entre el 11,5% y el 14,5% y preferiblemente comprendido entre el 11,8% y el 13%. También es preferible limitar el contenido de nitrógeno por debajo del 0,5% en peso.

15

La cantidad de carbono conradson (denominado CCR de forma abreviada) de la carga (definida por la norma ASTM D 482) afecta fuertemente a las dimensiones de la unidad para cumplir el balance térmico. En función del contenido de carbono conradson de la carga, el rendimiento en coque necesita unas dimensiones específicas de la unidad para cumplir el balance térmico.

20

Estos cortes pesados pueden provenir particularmente de destilación atmosférica, de destilación al vacío, de una unidad de hidrocrackeo o de desasfaltado

25

La unidad de craqueo catalítico de una refinería tiene como objetivo la producción de bases para gasolina, es decir de cortes que tengan un intervalo de destilación comprendido entre 35°C y 250°C. Cada vez más, este objetivo principal está acompañado por un nuevo objetivo que es la coproducción de olefinas ligeras, esencialmente de etileno y de propileno.

30

La producción de gasolina está asegurada por el craqueo de la carga pesada en el reactor principal (denominado conducto ascendente (*riser*) principal en lo sucesivo en el texto debido al flujo ascendente del catalizador y a la forma longitudinal de este reactor, de acuerdo con la terminología del especialista en la técnica).

35

La coproducción de propileno, en cuanto a tal, se obtiene generalmente mediante el reciclado en un reactor adicional, llamado conducto ascendente adicional, de una parte del corte de gasolina producido por la unidad de craqueo catalítico o a partir de una carga equivalente tal como oligómeros de C5, C6, C7 y C8.

40

En lo sucesivo en el texto, se hablará de conducto ascendente principal indicado como (1) para designar el conducto ascendente orientado a la producción de gasolina, y de conducto ascendente secundario indicado como (2) para designar el conducto ascendente dedicado a la producción de propileno.

45

La coproducción de propileno necesita una modificación importante de las condiciones operatorias del conducto ascendente secundario con respecto a las condiciones operatorias del conducto ascendente principal.

50

Las condiciones óptimas de producción de propileno en el conducto ascendente secundario se obtienen para temperaturas de salida del conducto ascendente comprendidas entre 550°C y 650°C, y preferiblemente comprendidas entre 580°C y 610°C, tiempos de contacto comprendidos entre 20 y 500 ms, preferiblemente entre 50 ms y 200 ms (ms = milisegundo) y flujos de sólido comprendidos entre 150 y 600 kg/s/m<sup>2</sup>, definiéndose el tiempo de contacto como la proporción del volumen de catalizador presente en el reactor con respecto al caudal volumétrico de fluido que atraviesa el reactor en las condiciones de operación de la reacción.

55

El conjunto de estas condiciones conduce al accionamiento del conducto ascendente secundario a proporciones de catalizador con respecto a carga (indicadas C/O) comprendidas entre 10 y 35, y preferiblemente comprendidas entre 14 y 25. Típicamente, un conducto ascendente tradicional que funciona en condiciones de producción de gasolina funciona con una proporción de catalizador con respecto a la carga comprendida entre 4 y 15, y preferiblemente comprendida entre 5 y 10, y con temperaturas de salida del conducto ascendente (indicadas como TS) comprendidas entre 510 y 580°C, y preferiblemente comprendidas entre 520°C y 570°C.

60

Para agrupar el aumento de la proporción C/O y el aumento de la temperatura de salida TS, se habla de condiciones operatorias más severas.

65

El conducto ascendente secundario funciona, por lo tanto, con condiciones operatorias claramente más severas que el conducto ascendente principal.

Los dos conductos ascendentes son alimentados con catalizador regenerado, cuya temperatura resulta de la combustión del coque. Para una temperatura de craqueo deseada, la cantidad de catalizador que circula por la unidad depende, por lo tanto, de la temperatura de regeneración. Un cambio de la operación del primer conducto ascendente puede modificar, por lo tanto, la temperatura de regeneración y afectar directamente al funcionamiento del segundo conducto ascendente.

La presente invención permite implementar un control independiente y optimizado de las condiciones de funcionamiento de cada conducto ascendente mediante un control independiente de las temperaturas de entrada del catalizador en los dos conductos ascendentes.

En lo sucesivo en el texto, se designará como “enfriador del catalizador” (*cat cooler*) el intercambiador de calor externo a la zona de regeneración que permite enfriar el catalizador extraído en un punto de dicha zona y reintroducido después del enfriamiento en otro punto de la zona de regeneración.

El o los “enfriador(es) del catalizador” empleados en la presente invención se diferencian de un “enfriador del catalizador” de acuerdo con la técnica anterior en que posee(n) al menos una salida específica que lleva el catalizador enfriado directamente hacia uno de los conductos ascendentes.

#### Examen de la técnica anterior

La técnica anterior que se refiere a las unidades de craqueo catalítico con dos conductos ascendentes, uno convencional para la obtención de gasolina, el otro que opera en condiciones más severas para la obtención de olefinas ligeras, se describe particularmente en la patente FR07/04.672

Esta solicitud no describe los medios que permiten realizar el control independiente y optimizado de la temperatura de cada uno de los conductos ascendentes.

La solicitud internacional WO-A-0144409 describe también un procedimiento de craqueo catalítico en lecho arrastrado o fluidizado que asocia el craqueo de una carga de hidrocarburo en condiciones clásicas de craqueo en un conducto ascendente con el craqueo de un reciclado de productos del conducto ascendente en un frasco cuentagotas que funciona en condiciones de craqueo severas para maximizar la producción de gasolina al tiempo que se maximiza la producción de olefinas y, en particular, de propileno reciclando al frasco cuentagotas la gasolina producida en el conducto ascendente.

La solicitud US-A-4584090 describe una unidad de craqueo catalítico para la producción de carburantes líquidos que comprende una zona de regeneración en dos etapas consecutivas, así como una zona de reacción con dos conductos ascendentes que sirven para el craqueo paralelo de una fracción pesada de un residuo de crudo y de una fracción ligera del residuo de crudo en el que la producción de gasolina se maximiza mediante el reciclado de las fracciones LCO y HCO procedentes de la separación de los productos de craqueo.

Es el objeto de la presente invención describir los medios que permiten realizar de forma efectiva el ajuste de temperatura del catalizador en la entrada de cada uno de los conductos ascendentes para optimizar simultáneamente la producción de gasolina en el conducto ascendente principal y la coproducción de propileno en el conducto ascendente secundario

#### Descripción breve de las figuras

La figura 1 representa un esquema de la unidad de craqueo catalítico de acuerdo con la invención con dos conductos ascendentes y dos enfriadores del catalizador, estando cada uno de los conductos ascendentes alimentado con catalizador que procede directamente del enfriador del catalizador dedicado al conducto ascendente correspondiente.

#### Descripción breve de la invención

La invención consiste, por lo tanto, en un procedimiento de producción de gasolina y de coproducción de propileno que recurre a una nueva configuración de la unidad de craqueo catalítico que permite controlar de manera independiente las condiciones de temperatura y el tiempo de contacto del conducto ascendente principal alimentado con una carga convencional dedicado a la producción de gasolina y que funciona en condiciones de severidad moderadas, por un lado, y del conducto ascendente secundario alimentado con un corte de gasolina o equivalente, dedicado a la producción de propileno y que funciona en condiciones de severidad elevada, por el otro.

La figura 1 muestra un esquema de realización preferida de la invención

El conducto ascendente principal (1) es alimentado con catalizador procedente de la zona de regeneración que se ha enfriado en un “enfriador del catalizador” (7), llamado “enfriador del catalizador” principal, y enviado directamente a la salida dicho “enfriador del catalizador” a la base del conducto ascendente principal (1) mediante la tubería de

transferencia (10).

El circuito de catalizador que pasa por la zona de regeneración, el enfriador del catalizador (7), la tubería de transferencia (10) y el conducto ascendente principal (1) se denomina circuito principal.

El conducto ascendente secundario (2) es alimentado con catalizador procedente de la zona de regeneración que se ha enfriado en un “enfriador del catalizador” (6) distinto del “enfriador del catalizador” principal (7), llamado “enfriador del catalizador” secundario (6), y enviado directamente a la salida de dicho “enfriador del catalizador” secundario a la base del conducto ascendente secundario (2) mediante la tubería de transferencia (12).

El circuito de catalizador que pasa por la zona de regeneración, el “enfriador del catalizador” (6), la tubería de transferencia (12), y el conducto ascendente secundario (2) se denomina circuito secundario.

La existencia de dos “enfriadores del catalizador” distintos, que comprenden, por lo tanto, superficies de intercambio diferentes, alimentados a partir del mismo catalizador extraído en la zona de regeneración, permite suministrar una fracción de catalizador enfriado en las condiciones óptimas, que permite alimentar al conducto ascendente principal (1), y una fracción de catalizador enfriado en condiciones óptimas, que permite alimentar al conducto ascendente secundario (2). El hecho de disponer de un “enfriador del catalizador” en cada uno de los circuitos de catalizador permite controlar de manera independiente la temperatura del catalizador enviado a cada conducto ascendente, y optimizar de este modo independientemente el funcionamiento de cada uno de los conductos ascendentes.

El conducto ascendente principal (1) está optimizado para funcionar en condiciones de severidad medias, y el conducto ascendente secundario (2) en condiciones de severidad elevadas.

Además, el hecho de enviar directamente el catalizador a la salida de cada “enfriador del catalizador” (principal o secundario) hacia el conducto ascendente correspondiente (respectivamente principal o secundario) viene acompañado de un ahorro de energía no despreciable que se ha cifrado en aproximadamente el 10% del calor total intercambiado por cada uno de los “enfriadores del catalizador” con respecto a un “enfriador del catalizador” único que asegura un enfriamiento interno en la zona de regeneración, es decir con una salida de catalizador enfriado en el interior de la zona de regeneración. Este ahorro se explica por que, en la configuración de la presente invención, el aire de combustión no resulta enfriado, al contrario que en una disposición tradicional.

La presente invención es compatible con cualquier tipo de configuración de la zona de regeneración, ya sea esta zona de una sola fase o de dos fases que trabajan en serie.

La presente invención puede aplicarse, por lo tanto, a remodelaciones de unidades existentes sin tener que modificar la zona de regeneración en la que el aire quema el coque formado durante la reacción. De forma más precisa, la presente invención puede definirse, por lo tanto, como una unidad de craqueo catalítico en lecho fluidizado que comprende dos circuitos independientes de catalizador, cuya temperatura está controlada de manera disociada:

- un primer circuito llamado “principal”, que comprende un conducto ascendente principal que opera en condiciones de severidad moderada, y que comprende un sistema de enfriamiento del catalizador (“enfriador del catalizador” principal) situado entre la zona de regeneración y la zona de reacción,
- un segundo circuito llamado “secundario” que comprende un conducto ascendente secundario que opera en condiciones de severidad elevada, y que comprende un sistema de enfriamiento del catalizador (“enfriador del catalizador” secundario) situado entre la zona de regeneración y la zona de reacción.

El conducto ascendente secundario opera con un tiempo de contacto comprendido entre 50 y 500 ms, y con un flujo de catalizador comprendido entre 150 kg/m<sup>2</sup>.s y 600 kg/m<sup>2</sup>.s (ms es la abreviatura de milisegundo, es decir 10<sup>-3</sup> s).

#### **Descripción detallada de la invención**

La siguiente descripción se entenderá mejor por medio de la figura 1 adjunta, que corresponde al caso básico de la presente invención.

La unidad de craqueo catalítico de acuerdo con la invención presenta un primer conducto ascendente llamado conducto ascendente principal (1) que trata una carga convencional de tipo destilado al vacío o residuo hidrotratado o no y un segundo conducto ascendente llamado conducto ascendente secundario (2) que trata una carga ligera para la producción de olefinas. Esta carga ligera está constituida por una parte por la gasolina producida por la propia unidad de craqueo, que a continuación se recicla a la base del conducto ascendente secundario (2) y por cualquier corte cuyo intervalo de destilación esté comprendido entre 35°C y 250°C, como por ejemplo los oligómeros de C5, C6, C7 y C8.

El conducto ascendente principal (1) opera en condiciones de craqueo convencionales que pueden resumirse de la siguiente manera:

- Proporción C/O entre 7 y 12.
- Temperatura de salida del conducto ascendente comprendida entre 520°C y 570°C.

5 El conducto ascendente secundario (2) opera en condiciones más severas que pueden resumirse de la siguiente manera:

- Tiempo de contacto comprendido entre 50 y 500 ms.
- Proporción C/O comprendida entre 14 y 25.
- Temperatura de salida del conducto ascendente comprendida entre 580°C y 610°C.
- 10 - Flujo de catalizador comprendido entre 150 y 600 kg/m<sup>2</sup>.s

15 La obtención de las condiciones de severidad propias para cada conducto ascendente se realiza por medio de un sistema de enfriamiento específico de cada conducto ascendente, llamado "enfriador del catalizador" principal (7) para el conducto ascendente principal (1) y "enfriador del catalizador" secundario (6) para el conducto ascendente secundario (2).

20 Se entiende por "enfriador del catalizador" un intercambiador externo a la zona de regeneración, que opera en lecho fluidizado y que permite enfriar el catalizador extraído en la zona de regeneración, antes de reintroducirlo en la zona de reacción, mediante una tubería que lleva el catalizador enfriado en la salida del "enfriador del catalizador" a la base del conducto ascendente. Esta tubería de transferencia está indicada como (10) para la alimentación del conducto ascendente principal (1) e indicada como (12) para la alimentación del conducto ascendente secundario (2).

25 Cuando la zona de regeneración comprende dos fases (indicadas (4) para la primera fase y (3) para la segunda fase en la figura 1), el catalizador es extraído en general a nivel de la segunda fase a una temperatura comprendida entre 715 y 800°C, y preferiblemente próxima a 750°C. Cuando la zona de regeneración solamente comprende una sola fase, el catalizador se extrae en dicha fase a una temperatura comprendida entre 650°C y 780°C, y preferiblemente próxima a 750°C.

30 La separación gas-sólido en la zona de reacción puede realizarse mediante cualquier sistema conocido por el especialista en la técnica, tal como la descrita en la solicitud de patente FR06/10.982.

35 El catalizador recuperado del sistema de separación gas-sólido es enviado a una zona de extracción (8), y a continuación a la zona de regeneración mediante un conducto llamado "tubería vertical abierta" (*stand pipe*) (5) en la que el catalizador circula con una densidad comprendida entre 450 y 600 kg/m<sup>3</sup>.

40 El sistema catalítico empleado para esta invención contiene al menos una zeolita de base habitualmente dispersada en una matriz apropiada tal como, por ejemplo, alúmina, sílice, sílice alúmina, a la que se le puede añadir al menos una zeolita con selectividad de forma.

La zeolita de base utilizada más habitualmente es la zeolita Y, pero puede utilizarse ventajosamente otra zeolita, en solitario o mezclada con la zeolita Y.

45 El catalizador puede comprender particularmente, en el procedimiento de acuerdo con la invención, al menos una zeolita que presenta una selectividad de forma, comprendiendo dicha zeolita silicio y al menos un elemento seleccionado entre el grupo constituido por aluminio, hierro, galio, fósforo, boro y preferiblemente aluminio.

50 La zeolita que tiene una selectividad de forma puede ser de uno de los siguientes tipos estructurales: MEL (por ejemplo la ZSM-11), MFI (por ejemplo la ZSM5), NES, EUO, FER y CHA.

55 La proporción de zeolita que presenta una selectividad de forma con respecto a la cantidad total de zeolita puede variar en función de las cargas utilizadas y del espectro de los productos buscados. En la presente invención, se utiliza del 2% al 60%, preferiblemente del 3% al 40%, y aún más preferiblemente del 3% al 30% en peso de zeolita(s) que presentan una selectividad de forma.

### Ejemplo

Para ilustrar la presente invención, se recurre a 3 ejemplos, indicados como 1, 2 y 3.

60 Los ejemplos 1 y 2 están de acuerdo con la técnica anterior, el ejemplo 3 está de acuerdo con la invención.

La carga del conducto ascendente principal es un residuo atmosférico hidrotratado que tiene las siguientes propiedades:

65 Contenido de H<sub>2</sub> = 12% en peso  
Carbono Conradson (CCR) = 5,7%

## ES 2 379 938 T3

Contenido de Ni+V = 21 ppm  
Densidad = 0,935

5 El catalizador es una zeolita Y, con la adición del 10% en peso de ZSM5.

El corte ligero reciclado al conducto ascendente secundario es un corte C6+-220°C procedente del conducto ascendente principal de conversión de la carga pesada, reciclado a un nivel del 50% del conjunto de la gasolina producida en la unidad de craqueo con dos conductos ascendentes.

10 Ejemplo 1:

Este ejemplo ilustra el caso de una unidad de craqueo catalítico con 2 conductos ascendentes y 1 “enfriador del catalizador”, y una zona de regeneración con 2 fases, estando el conducto ascendente 1 optimizado para la producción de gasolina, y el conducto ascendente 2 no optimizado y alimentado por una parte por la gasolina catalítica procedente del conducto ascendente principal.

15

Caudal de la carga fresca del conducto ascendente principal	294 t/h
Caudal de la carga ligera reciclada al conducto ascendente secundario	57 t/h
Temperatura de la carga fresca del conducto ascendente principal	200°C
Temperatura de la carga ligera reciclada al conducto ascendente secundario	70°C
Temperatura de salida del conducto ascendente principal	560°C
Temperatura de salida del conducto ascendente secundario	580°C
Temperatura del regenerador de la fase 1	671°C
Temperatura del regenerador de la fase 2	718°C
Temperatura del catalizador a la entrada del conducto ascendente principal	718°C
Temperatura del catalizador a la entrada del conducto ascendente secundario	718°C
Proporción C/O del conducto ascendente principal	8
Proporción C/O del conducto ascendente secundario	13
Calor intercambiado en el “enfriador del catalizador”	42000 Mcal/h

La estructura de los rendimientos obtenidos se da en la tabla 1 a continuación:

20

Tabla 1

gases secos (con H <sub>2</sub> S)	6,48
C2=	1,97
C3=	10,14
GPL (C3t+C4t)	28,90
C5-220	32,82
220-360	12,49
360+	9,09
Coque	10,22

Ejemplo 2:

25 Este ejemplo ilustra el caso de una unidad de craqueo catalítico con 2 conductos ascendentes y 1 “enfriador del catalizador”, y una zona de regeneración con 2 fases, no estando el conducto ascendente 1 optimizado, y el conducto ascendente 2 optimizado para la producción de olefinas.

Caudal de la carga fresca del conducto ascendente principal	294 t/h
Caudal de la carga ligera reciclada al conducto ascendente secundario	57 t/h
Temperatura de la carga fresca del conducto ascendente principal	200°C
Temperatura de la carga ligera reciclada al conducto ascendente secundario	70°C
Temperatura de salida del conducto ascendente principal	560°C
Temperatura de salida del conducto ascendente secundario	580°C
Temperatura del regenerador de la fase 1	620°C
Temperatura del regenerador de la fase 2	651°C
Temperatura del catalizador a la entrada del conducto ascendente principal	651°C

## ES 2 379 938 T3

Temperatura del catalizador a la entrada del conducto ascendente secundario	651°C
Proporción C/O conducto ascendente principal	14
Proporción C/O conducto ascendente secundario	25
Calor intercambiado en el "enfriador del catalizador"	50500 Mcal/h

5 Este ejemplo demuestra que, en el caso convencional, las condiciones óptimas para cada conducto ascendente no pueden alcanzarse simultáneamente. La realización de las condiciones óptimas de C/O para el conducto ascendente secundario necesita un mayor enfriamiento entre el reg2 y el reg1 mediante el "enfriador del catalizador". Este aumento del enfriamiento conduce una baja temperatura demasiado importante de la temperatura del reg1 (620°C) y del reg2 (651°C), lo que no permite asegurar las condiciones óptimas de la regeneración ya que está fuera del ámbito de preferencia. Además, la optimización del segundo conducto ascendente desestabiliza el conducto ascendente principal que ve como su C/O pasa de 8 a 14.

10 La estructura de los rendimientos viene dada en la tabla 2 a continuación:

Tabla 2

Gases secos (con H2S)	8,19
C2=	2,60
C3=	11,92
GPL (C3t+C4t)	32,22
C5-220	28,40
220-360	11,57
360+	9,04
Coque	10,58

15 Si los rendimientos de propileno, etileno y GPL (gas licuado del petróleo) progresan claramente mediante la severización de las condiciones del conducto ascendente secundario, la fuerte C/O del conducto ascendente principal experimentada conduce a un rendimiento de gases secos excesivo de más del 8% de donde se deriva una pérdida de la selectividad de propileno en el gas seco (1,45 frente a 1,56).

20 La disminución de esta proporción traduce el hecho de que el aumento de propileno no compensa el aumento asociado de los gases secos. Los gases secos no son productos valorizables y su producción debe minimizarse.

Finalmente, la pérdida de las condiciones óptimas en el conducto ascendente principal se traduce en una fuerte bajada del rendimiento de gasolina del 13,5% (28,4% frente al 32,82%)

### 25 Ejemplo 3:

Este ejemplo de acuerdo con la invención ilustra el caso de una unidad de craqueo catalítico con 2 conductos ascendentes, teniendo cada uno un "enfriador del catalizador" dedicado que le permite funcionar en condiciones optimizadas. La zona de regeneración con 2 fases es la misma que en los ejemplos 1 y 2.

Caudal de la carga fresca del conducto ascendente principal	294 t/h
Caudal de la carga ligera reciclada al conducto ascendente secundario	57 t/h
Temperatura de la carga fresca del conducto ascendente principal	200°C
Temperatura de la carga ligera reciclada al conducto ascendente secundario	70°C
Temperatura de salida del conducto ascendente principal	560°C
Temperatura de salida del conducto ascendente secundario	580°C
Temperatura del regenerador de la fase 1	681°C
Temperatura del regenerador de la fase 2	732°C
Temperatura del catalizador a la entrada del conducto ascendente principal	718°C
Temperatura del catalizador a la entrada del conducto ascendente secundario	652°C
Proporción C/O conducto ascendente principal	8
Proporción C/O conducto ascendente secundario	25
Calor intercambiado en el "enfriador del catalizador" principal	9500 Mcal/h
Calor intercambiado en el "enfriador del catalizador" secundario	32500 Mcal/h

Este caso ilustra la invención que permite ajustar independientemente la C/O de cada conducto ascendente.

## ES 2 379 938 T3

Alcanzándose una C/O de 25 para el conducto ascendente principal, y una C/O de 8 se mantiene en el conducto ascendente principal.

5 Las temperaturas del reg1 de 681°C y del reg2 de 732°C se encuentran en los intervalos de funcionamiento deseados y permiten asegurar una regeneración óptima del catalizador.

La tabla 3 a continuación compara los rendimientos obtenidos de este modo con los dos ejemplo 1:

Tabla 3

Caso	Ejemplo1	Ejemplo3
gases secos (con H2S)	6,48	6,97
C2=	1,97	2,16
C3=	10,14	11,19
GPL (C3t+C4t)	28,90	30,77
C5-220	32,82	30,12
220-360	12,49	12,40
360+	9,09	9,35
Coque	10,22	10,38

10 Se constata, por lo tanto, un aumento de 1,05 puntos de propileno (es decir un aumento de más del 10%) y de 1,9 puntos de GPL (es decir un aumento de más del 6%) lo que, teniendo en cuenta los tonelajes empleados, es completamente significativo.

15 En efecto, en base a un caudal de carga tratado de 294 t/h, este aumento se traduce por una producción de propileno suplementario con respecto al caso básico (ejemplo 1) de 3,09 t/h

20 La selectividad C3= / gases secos se conserva e incluso mejora con una proporción de 1,60 frente a 1,56 para el caso convencional. El aumento de los gases secos en el caso 3 es compensado, por lo tanto, por el aumento de propileno asociado.

El rendimiento de gasolina, aunque más reducido debido a su conversión en GPL, sigue estando en el ámbito buscado.

25



**REIVINDICACIONES**

1. Procedimiento de producción de gasolina y de coproducción de propileno que consiste en una unidad de craqueo catalítico que comprende una zona de regeneración del catalizador en una o dos fases y una zona de reacción con dos conductos ascendentes, uno llamado principal alimentado con una carga que tiene un contenido de hidrógeno comprendido entre el 11,5% y el 14,5%, el otro llamado secundario, que funciona en paralelo al conducto ascendente principal en condiciones de severidad diferentes, estando dicho conducto ascendente secundario alimentado por una carga ligera que tiene un intervalo de destilación comprendido entre 35°C y 250°C, de la que al menos una parte está constituida por la gasolina producida por dicha unidad de craqueo catalítico, estando la proporción C/O del conducto ascendente principal comprendida entre 7 y 12, estando la proporción C/O del conducto ascendente secundario comprendida entre 14 y 25, estando la temperatura de salida del conducto ascendente comprendida entre 520°C y 570°C, estando la temperatura de salida del conducto ascendente secundario comprendida entre 580°C y 610°C, estando el tiempo de contacto en el conducto ascendente secundario comprendido entre 50 y 500 ms, con un flujo de sólido comprendido entre 150 y 600 kg/s.m<sup>2</sup>, y circulando el catalizador entre la zona de regeneración y la zona de reacción de acuerdo con dos circuitos paralelos, un circuito llamado principal que comprende el conducto ascendente principal y un primer sistema de enfriamiento externo del catalizador, (llamado "enfriador del catalizador" principal), y un circuito llamado secundario que comprende el conducto ascendente secundario y un segundo sistema de enfriamiento externo del catalizador, (llamado "enfriador del catalizador" secundario), estando el primer sistema de enfriamiento alimentado con catalizador extraído en la zona de regeneración y entregando el catalizador enfriado que alimenta directamente al conducto ascendente principal, y estando el segundo sistema de enfriamiento alimentado con catalizador extraído en la zona de regeneración y suministrado el catalizador enfriado que alimenta directamente al conducto ascendente secundario.
2. Procedimiento de producción de gasolina y de coproducción de propileno, que recurre a la unidad de craqueo catalítico de acuerdo con la reivindicación 1, en el que la carga ligera que alimenta al conducto ascendente secundario está constituida por oligómeros de C5, C6, C7 y C8.
3. Procedimiento de producción de gasolina y de coproducción de propileno, que recurre a la unidad de acuerdo con la reivindicación 1, en el que el catalizador utilizado para el craqueo catalítico comprende una zeolita que presenta una selectividad de forma seleccionada entre el siguiente grupo: MEL, NES, EUO, FER y CHA.
4. Procedimiento de producción de gasolina y de coproducción de propileno que recurre a la unidad de craqueo catalítico de acuerdo con la reivindicación 1, en el que la proporción de zeolita que presenta una selectividad de forma con respecto a la cantidad total de zeolita varía entre el 2% y el 60%, preferiblemente entre el 3% y el 40%, y aún más preferiblemente entre el 3% y el 30% en peso.

Figura 1

