

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 483 341**

51 Int. Cl.:

C10G 11/18 (2006.01)

C10G 45/50 (2006.01)

C10G 69/04 (2006.01)

C10G 50/00 (2006.01)

C10G 67/06 (2006.01)

C10G 69/12 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **16.10.2012 E 12290350 (3)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **11.06.2014 EP 2597135**

54 Título: **Procedimiento de producción de destilado medio a partir de una carga pesada convencional que incluye una etapa de hidrogenación selectiva del corte HCO EX FCC**

30 Prioridad:

24.11.2011 FR 1103592

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

06.08.2014

73 Titular/es:

**IFP ENERGIES NOUVELLES (100.0%)
1 & 4, Avenue de Bois-Préau
92852 Rueil-Malmaison Cedex, FR**

72 Inventor/es:

**FEUGNET, FRÉDÉRIC;
HUDEBINE, DAMIEN y
ROUX, ROMAIN**

74 Agente/Representante:

UNGRÍA LÓPEZ, Javier

ES 2 483 341 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 producción de destilado medio a partir de una carga pesada convencional que incluye una etapa de hidrogenación selectiva del corte HCO EX FCC

5

Campo de la invención

La presente invención se refiere a un procedimiento de conversión de una carga hidrocarbonada pesada que presenta una selectividad mejorada en destilado medio. Más exactamente, el procedimiento de acuerdo con la presente invención permite coproducir gasolina con un rendimiento reducido, y mejorar la producción de destilado medio en al menos 2 % en peso con respecto a la carga, lo que es muy significativo en lo que respecta a los tonelajes utilizados en el procedimiento.

10

Históricamente, las unidades de craqueo catalítico conocidas con la siglas FCC, (abreviación de la terminología anglosajona "Fluid Catalytic Cracking", que significa Craqueo Catalítico en lecho fluidizado), están optimizadas en vista de la producción de productos ligeros; gas de petróleo licuado (o GPL), olefinas ligeras, y gasolina, con el fin de satisfacer o bien al mercado de los polímeros o bien las necesidades de consumo de gasolina del parque automovilístico.

15

En este tipo de funcionamiento, la producción de bases de gasóleo permanece limitada.

20

En la actualidad, la demanda de productos de tipo gasóleos se ha incrementado ampliamente, dada la fuerte progresión de la dieselización del parque automovilístico. Por consiguiente, se hace cada vez más necesario orientar la producción de las refinerías hacia la producción de bases de gasóleo y limitar la producción de gasolina. Es imprescindible poder convertir las unidades de FCC, presentes en casi una refinería de cada dos, que son por una parte la fuente principal de gasolina, y por otra parte una fuente importante de olefinas ligeras, en unidades que favorezcan la producción de gasóleos. Es esta tendencia lo que el especialista resume con la denominación FCC en marcha "maxi LCO", LCO designa aquí el corte destilado medio, es decir, un corte de intervalo de destilación comprendido entre 220 °C y 360 °C.

25

30

El procedimiento de acuerdo con la presente invención permite por lo tanto 1) mejorar la producción de bases gasóleo en las unidades de craqueo catalítico en lecho fluidizado, 2) limitar la producción de corte pesado poco valioso, pero también 3) limitar la producción de gasolina, dado que este corte no se busca en el esquema maxi LCO. La presente invención consiste esencialmente en la secuenciación de una unidad de FCC con una o varias unidades de hidrogenación selectiva del corte destilado pesado (HCO) producido en el FCC, o cualquier otro corte rico en compuestos triaromáticos que proceda por ejemplo de las unidades de reducción de viscosidad, de Coker, de la unidad llamada Hoil o incluso del corte Pygas de la unidad de vapocraqueo.

35

Este corte destilado pesado se hidrot trata selectivamente con el fin de minimizar la proporción de triaromáticos, al mismo tiempo que se maximiza la relación entre diaromáticos y monoaromáticos. A continuación, el corte se recicla en la zona de reacción del FCC con el fin de aumentar significativamente el rendimiento en destilado medio (LCO), pero también la selectividad de este corte con respecto a la gasolina al mismo tiempo que se limita la producción adicional de coque.

40

El corte llamado destilado medio (LCO), en el contexto de la presente invención, tiene un intervalo de destilación comprendido entre 220 °C y 360 °C.

45

El procedimiento FCC permite convertir las cargas hidrocarbonadas pesadas, cuya temperatura de ebullición inicial es generalmente superior a 340 °C en fracciones hidrocarbonadas más ligeras, en particular un corte gasolina, mediante craqueo de moléculas de la carga pesada en presencia de un catalizador ácido. El FCC también produce gas de petróleo licuado (GPL) en cantidad importante con alto contenido en olefinas.

50

El procedimiento objeto de la presente invención se puede presentar globalmente como un procedimiento de producción de destilado medio con mejora de la selectividad destilado medio respecto a gasolina.

55

La presente invención utiliza una unidad de craqueo catalítico seguida de una o varias unidades de hidrogenación selectiva del corte destilado pesado de intervalo de destilación comprendido entre 320 °C y 490 °C y compuesto principalmente de triaromáticos. Normalmente, este corte se denomina (HCO), denominación que conservaremos en la continuación del texto.

60

La unidad de hidrogenación selectiva también puede tratar cualquier otro corte rico en compuestos triaromáticos que proceda por ejemplo de las unidades de reducción de viscosidad, de Coker, de la unidad llamada Hoil, o incluso el corte Pygas de la unidad de vapocraqueo.

65

El procedimiento de acuerdo con la invención consiste esencialmente en la secuenciación de la unidad de craqueo catalítico y de una o varias unidades de hidrot ratamiento que tratan de forma selectiva el corte HCO, con reciclaje

del corte HCO hidrotratado en la unidad de craqueo catalítico, así como en la exacta determinación de las condiciones operativas del hidrotratamiento con el fin de transformar de manera selectiva los triaromáticos de la carga de la unidad en diaromáticos, al mismo tiempo que se maximiza la relación entre diaromáticos y monoaromáticos. El corte HCO hidrotratado selectivamente, reciclado en la zona de reacción del FCC, permite mejorar muy significativamente la selectividad en destilado medio del procedimiento, así como limitar la producción adicional de gasolina y de coque.

En el caso de varias unidades de hidrogenación selectiva asociadas a la unidad de craqueo catalítico, éstas últimas podrán disponerse en serie o en paralelo.

Examen de la técnica anterior

La técnica anterior enseña el reciclaje del corte llamado destilado pesado (HCO) hacia la zona de reacción del FCC pero no enseña el reciclaje de dicho corte hidrotratado selectivamente en vista de maximizar la formación de destilado medio. Una diferencia esencial de la presente invención con respecto al procedimiento de la técnica anterior citada anteriormente, es precisamente el carácter selectivo de la hidrogenación y la exacta determinación de las condiciones operativas.

La patente FR 10/04.585 describe un procedimiento de conversión de una carga pesada que permite mejorar la selectividad en destilado medio utilizando una unidad de craqueo catalítico seguida de una o varias unidades de oligomerización de olefinas que permite producir preferentemente un corte destilado medio adicional. La presente invención consiste en la secuenciación de una unidad de craqueo catalítico (FCC) y de una o varias unidades de hidrogenación(es) selectiva(s) de destilado pesado que permite mejorar significativamente la producción de destilado medio y al mismo tiempo mejorar la selectividad destilado medio respecto a gasolina al tiempo que se reduce la formación adicional de coque.

El documento FR 2 769 635 describe un procedimiento que comprende una etapa FCC seguida de una etapa de hidrotratamiento.

Breve descripción de las figuras

La figura 1 representa un esquema del procedimiento de acuerdo con la invención, en el cual se ha representado la unidad de craqueo catalítico (FCC) de la cual se extrae el flujo de gases secos (1), el flujo de GPL (2), el flujo de gasolina (3), el flujo de corte LCO (4) y el flujo (5) de corte (HCO) que se envía a la unidad de hidrogenación selectiva (UHS). Este flujo hidrogenado selectivamente (6) y denotado HCOHS se recicla en la unidad de FCC (flujo 6). El flujo (7) representa el corte llamado "slurry", es decir, un corte 440 °C+.

Breve descripción de la invención

La invención se refiere a un procedimiento de conversión de una carga hidrocarbonada llamada pesada, es decir, constituida de hidrocarburos de temperatura de ebullición superior a aproximadamente 340 °C, en vista de mejorar la producción de destilado medio y reducir la producción de gasolina.

Se entiende por destilado medio, denominado LCO, un corte de intervalo de destilación comprendido entre 220 °C y 360 °C.

Se entiende por gasolina el corte de intervalo de destilación 70 °C a 150 °C.

El procedimiento de acuerdo con la invención comprende al menos dos etapas de reacción, una primera etapa de craqueo catalítico que trata una carga hidrocarbonada pesada tal como un destilado en vacío o un residuo atmosférico, e incluso en ciertos casos un residuo en vacío, y una segunda etapa de hidrogenación selectiva del corte destilado pesado resultante del FCC, denominado HCO, solo o mezclado con cualquier otro corte rico en compuestos triaromáticos que proceda por ejemplo de las unidades de reducción de viscosidad, de Coker, de unidad de tipo Hoil o incluso el corte Pygas de la unidad de vapocraqueo.

El carácter selectivo de la hidrogenación del corte destilado pesado (HCO) permite limitar la formación de monoaromáticos que aumentan la producción del corte gasolina después del craqueo en el tubo ascendente del FCC, el corte gasolina que no se busca en el modo de funcionamiento maxi LCO es precisamente el objeto de la presente invención.

La transformación de los triaromáticos permite producir diaromáticos indispensables para la producción de LCO, pero también limitar la formación de coque, principal producto de estos compuestos después del paso por el FCC. Al final, la hidrogenación selectiva del corte destilado pesado (HCO) permite mejorar claramente la selectividad destilado medio (LCO) respecto a gasolina con respecto a un reciclado de este corte en el FCC sin hidrotratamiento o con un hidrotratamiento convencional.

En lo sucesivo, los términos “hidrotratamiento” e “hidrogenación selectiva” se considerarán como sinónimos. Por lo tanto, se hablará indistintamente de corte HCO hidrotratado o de corte HCO hidrogenado selectivamente.

El procedimiento de acuerdo con la invención responde a dos objetivos:

- 5
- valorizar el corte destilado pesado (HCO) o cualquier otro corte rico en triaromáticos limitando la producción adicional de coque
 - aumentar la producción de destilado medio (LCO) al mismo tiempo que la selectividad destilado medio respecto a gasolina.

10 El corte destilado medio (LCO) corresponde a un corte hidrocarbonado de intervalo de destilación comprendido entre 220 °C y 360 °C.

15 El primer objetivo de valorización del corte destilado pesado (HCO) producido en el interior del FCC o de cualquier corte rico en triaromáticos se garantiza enviando este corte a una o varias unidades de hidrogenación con el fin de reducir su contenido en triaromáticos precursores del coque y de compuestos pesados no valiosos después del reciclado en la zona de reacción del FCC.

20 El segundo objetivo de mejora de la producción de destilado medio (LCO) y de la selectividad destilado medio respecto a gasolina se obtiene determinando exactamente las condiciones operativas de la hidrogenación selectiva del corte HCO ex FCC con el fin de transformar selectivamente los compuestos triaromáticos en diaromáticos, precursores del destilado medio, minimizando al mismo tiempo la producción de monoaromáticos, que son los precursores de la gasolina.

25 La carga hidrocarbonada pesada se craquea en un reactor de craqueo catalítico en lecho fluidizado en presencia de un catalizador de craqueo.

30 El corte destilado pesado (HCO) o cualquier otro corte rico en compuestos triaromáticos se hidrotrata selectivamente en presencia de un catalizador de hidrotratamiento compuesto de uno o varios metales del grupo VIB, preferentemente el molibdeno o el tungsteno, frecuentemente asociado a uno o varios metales del grupo VIII, preferentemente el níquel o el cobalto, y depositado en un soporte mineral amorfo, preferentemente la alúmina, la sílice, la sílice alúmina, la magnesia, las arcillas y las mezclas de al menos dos de estos elementos.

35 El soporte también puede encerrar otros compuestos tales como por ejemplo los óxidos seleccionados en el grupo formado por el óxido de boro, la zirconia, el óxido de titanio o el anhídrido fosfórico. El catalizador puede ser fresco, parcialmente coquizado o regenerado.

40 Por ejemplo, se puede emplear un catalizador que comprenda del 1 al 10 % en peso de níquel y preferentemente del 1 al 5 % en peso de níquel (expresado en óxido de níquel NiO) asociado a del 1 al 30 % en peso de molibdeno y preferentemente del 5 al 20 % en peso de molibdeno (expresado en óxido de molibdeno MoO₃) en un soporte de alúmina.

45 La fracción destilado pesado hidrotratado procedente de la hidrogenación selectiva se craquea con el mismo catalizador de craqueo, separadamente de la carga hidrocarbonada pesada.

Los efluentes del craqueo catalítico de las dos cargas se envían a una zona de fraccionamiento común, y el catalizador utilizado para el craqueo de las dos cargas se regenera en una zona de regeneración común.

50 Como se expone en el párrafo siguiente, la unidad de craqueo catalítico consta de dos reactores de los cuales uno trata la carga hidrocarbonada pesada, y el otro la carga destilado pesado hidrotratada selectivamente (HCO hidrotratado).

Además, cada reactor funciona en flujo ascendente.

55 En el caso de varias unidades de hidrotratamiento selectivo asociadas a la unidad de craqueo catalítico, éstas últimas podrán disponerse en serie o en paralelo.

Descripción detallada de la invención

60 De acuerdo con la invención, la carga global a craquear contiene más del 50 % en peso de hidrocarburos que tienen un punto de ebullición superior a 340 °C. Generalmente la carga hidrocarbonada pesada tratada en el FCC se constituye de un destilado en vacío, o en su caso de un residuo atmosférico. La carga global craqueada puede contener hasta el 100 % en peso de hidrocarburos que tienen un punto de ebullición superior a 340 °C.

65 De acuerdo con la invención, el catalizador de craqueo se constituye de una matriz de alúmina, de sílice o de sílice alúmina con o sin una zeolita de tipo Y ultra estable dispersada en la misma matriz. La adición de un aditivo a base

de zeolita ZSM5, siendo la cantidad en cristales de ZSM5 en el inventario total de la unidad de craqueo inferior al 30 % en peso, también puede considerarse.

5 El catalizador de la unidad de hidrogenación selectiva es un catalizador que comprende del 1 % al 10 % en peso de níquel y preferentemente del 1 % al 5 % en peso de níquel (expresado en óxido de níquel NiO) asociado a del 1 % al 30 % en peso de molibdeno, y preferentemente del 5 % al 20 % en peso de molibdeno (expresado en óxido de molibdeno MoO₃) en un soporte de alúmina.

10 Por lo tanto, la invención puede definirse como un procedimiento que permite la valorización de un corte destilado pesado producido en el interior del FCC o de cualquier otro corte rico en triaromáticos no valiosos, aumentando la producción del corte destilado medio después del reciclado en la zona de reacción del FCC mejorando al mismo tiempo la selectividad destilado medio respecto a gasolina y limitando la producción adicional de coque asociado al reciclado de los cortes ricos en triaromáticos.

15 El procedimiento de acuerdo con la presente invención utiliza una unidad de craqueo catalítico seguida de una o varias unidades de hidrogenación selectivas, procedimiento por el cual la carga de la unidad de hidrogenación selectiva se constituye de un corte destilado pesado procedente del FCC (denominado HCO), corte principalmente constituido de triaromáticos en más del 60 %, y caracterizado por un intervalo de destilación comprendido entre 320 °C y 490 °C preferentemente entre 360 °C y 440 °C, tratándose este corte (LCO) solo o mezclado con cualquier
20 corte rico en triaromáticos, que proceda por ejemplo de las unidades de reducción de viscosidad, de Coker, de Hoil e incluso del corte Pygas de la unidad de vapocraqueo.

25 Gracias a las condiciones operativas optimizadas a nivel de la hidrogenación selectiva, los efluentes de la unidad de hidrogenación selectiva presentan una selectividad optimizada diaromáticos respecto a monoaromáticos y una proporción de triaromáticos limitados. La minimización de los monoaromáticos permite limitar la formación de gasolina durante el craqueo de este efluente en la unidad de craqueo catalítico, a su vez la transformación de los triaromáticos en diaromáticos permite maximizar la producción del corte destilado medio en la unidad de FCC.

30 Finalmente, la minimización de los compuestos triaromáticos limita la formación adicional de coque asociado al craqueo de reciclado de destilado pesado y por consiguiente impacta poco en el balance térmico de la unidad de craqueo catalítico.

35 La unidad de craqueo catalítico consta de dos reactores distintos de los cuales uno trata la carga pesada y el otro el efluente de la unidad de hidrogenación selectiva. Además, cada uno de los reactores es de flujo ascendente.

40 El craqueo catalítico se efectúa en dos reactores FCC de flujo ascendente distintos, el primer reactor FCC, que efectúa el craqueo de la carga pesada, trabaja a una temperatura de salida del reactor (ROT1) comprendida entre 450 °C y 620 °C, preferentemente comprendida entre 470 °C y 620 °C, y una relación C/O comprendida entre 2 y 20, preferentemente entre 4 y 15. El segundo reactor FCC, que efectúa el craqueo del efluente de la hidrogenación selectiva, es decir, el corte destilado pesado hidrotratado (HCO), trabaja a una temperatura de salida del reactor (ROT2) comprendida entre 500 °C y 600 °C, preferentemente comprendida entre 520 °C y 580 °C, con una relación C/O comprendida entre 2 y 20.

45 Los flujos del catalizador utilizado procedentes de los dos reactores FCC se separan de los efluentes de craqueo por cualquier sistema de separación gas-sólido conocido por el especialista y se regeneran en una zona de regeneración común.

50 Los dos efluentes se envían a una zona de fraccionamiento para producir varios cortes, uno de los cuales el corte de destilado pesado de intervalo de destilación comprendido entre 320 °C y 490 °C preferentemente 360 °C-440 °C que se envía a continuación a la unidad de hidrogenación selectiva.

55 La unidad de hidrogenación selectiva se acciona a una presión entre 15 y 100 bares de hidrógeno, preferentemente entre 15 y 50 bar y a una temperatura entre 310 °C y 400 °C preferentemente entre 325 °C y 360 °C en presencia de un catalizador de hidrotratamiento.

Las condiciones específicas de las diferentes etapas del procedimiento de acuerdo con la invención se describen a continuación con más detalle.

1) Craqueo catalítico (FCC):

60 El catalizador de los reactores FCC típicamente se constituye de partículas de diámetro medio generalmente comprendido entre 40 y 140 micrómetros, y frecuentemente comprendido entre 50 y 120 micrómetros.

65 El catalizador de craqueo catalítico contiene al menos una matriz apropiada tal como la alúmina, el sílice o la sílice-alúmina en presencia o no de una zeolita de tipo Y dispersada en esta matriz.

Además el catalizador puede comprender al menos una zeolita que presente selectividad de forma de uno de los siguientes tipos estructurales: MEL (por ejemplo ZSM-11), MFI (por ejemplo ZSM-5), NES, EUO, FER, CHA (por ejemplo SAPO-34), MFS, MWW. También puede comprender una de las siguientes zeolitas: NU-85, NU-86, NU-88 e IM-5, que también presentan selectividad de forma. La ventaja de estas zeolitas que presentan selectividad de forma es que se obtiene una mejor selectividad propileno/isobuteno, es decir, una relación propileno/isobuteno más elevada en los efluentes de craqueo.

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 de la estructura de los productos buscados. A menudo, se utiliza del 0,1 % al 60 %, preferentemente del 0,1 % al 40 %, y en particular del 0,1 % al 30 % en peso de zeolita que presenta selectividad de forma.

La o las zeolitas se pueden dispersar en una matriz a base de sílice, de alúmina o de sílice-alúmina, estando a menudo la proporción de zeolita (sin distinción de la zeolita) con respecto al peso de catalizador comprendida entre el 0,7 % y el 80 % en peso, preferentemente entre el 1 % y el 50 % en peso, y de manera aún preferida entre el 5 % y el 40 % en peso.

En el caso de que se utilicen varias zeolitas, se pueden incorporar en una sola matriz o en varias matrices diferentes. El contenido de zeolita que presenta selectividad de forma en el inventario total es inferior al 30 % en peso.

El catalizador utilizado en los reactores de craqueo catalítico puede estar constituido de una zeolita de tipo Y ultra estable dispersada en una matriz de alúmina, de sílice, o de sílice alúmina, a la cual se añade un aditivo a base de zeolita ZSM5, siendo la cantidad de cristales de ZSM5 en el inventario total inferior al 30 % en peso. La unidad de separación de los efluentes de los reactores de craqueo catalítico (FCC) generalmente consta de una separación primaria de los efluentes del FCC que permite, entre otras cosas, producir los cortes destilado medio y destilado pesado.

2) Hidrogenación selectiva

El objetivo de esta etapa es hidrogenar selectivamente el corte de destilado pesado producido en la unidad de craqueo catalítico o cualquier otro corte que presente un elevado contenido en triaromáticos que proceda, por ejemplo, de las unidades de reducción de viscosidad, de Coker, de tipo Hoil o incluso el corte Pygas de la unidad de vapocraqueo. La optimización exacta de las condiciones operativas de la unidad de hidrogenación selectiva permite transformar principalmente los compuestos triaromáticos en diaromáticos limitando la formación de monoaromáticos. Gracias a estas optimizadas condiciones operativas, el efluente resultante presenta un incremento de potencial de producción de destilado medio proporcional a su contenido en diaromáticos al mismo tiempo que un potencial de coque adicional y de gasolina limitado gracias a la conversión de los compuestos triaromáticos y a la limitación de los compuestos monoaromáticos respectivamente.

La hidrogenación selectiva puede realizarse en una o varias etapas, con uno o varios reactores dispuestos en paralelo o en serie, y uno o varios catalizadores. La siguiente descripción del catalizador y de las condiciones operativas puede aplicarse a una cualquiera de las etapas y/o a uno cualquiera de los reactores.

Se emplea un catalizador que comprende del 1 % al 10 % en peso de níquel y preferentemente del 1 % al 5 % en peso de níquel (expresado en óxido de níquel NiO) asociado a del 1 % al 30 % en peso de molibdeno y preferentemente del 5 % al 20 % en peso de molibdeno (expresado en óxido de molibdeno MoO₃) en un soporte de alúmina.

La temperatura operativa de la hidrogenación selectiva está comprendida entre 310 y 400 °C, y preferentemente comprendida entre 325 °C y 360 °C.

La presión operativa de la hidrogenación selectiva está comprendida entre 15 bares y 100 bares y preferentemente entre 15 bares y 50 bares (1 bar = 10 elevado a 5 Pascal). La invención se explicita con más detalle mediante la descripción de la figura 1.

Ejemplos

A continuación se proporcionan 3 ejemplos para ilustrar las prestaciones mejoradas del procedimiento con respecto a los procedimientos de acuerdo con la técnica anterior.

Ejemplo 1 (técnica anterior): Caso de referencia

El caso de referencia trata de un reciclado directo de HCO sin hidrot ratamiento en el interior del FCC en un tubo ascendente dedicado.

La composición del HCO procedente del craqueo de una carga pesada convencional en el FCC se presenta en la Tabla 1 ("aro" es la abreviatura de aromáticos)

Tabla 1: Composición del HCO ex FCC

	monoaro	diaro	triaro +	Di/mono	SPGR
HCO ex FCC	8,1	7,7	84,1	0,949	0,957

5 Este corte HCO se compone principalmente de especies aromáticas de las cuales el 84 % en peso son triaromáticas. La relación entre diaromáticas y monoaromáticas es relativamente baja y se sitúa alrededor de 1.

10 Este corte HCO, sometido a las condiciones de craqueo de un tubo ascendente de FCC, genera los productos que se presentan en la Tabla 2. Los rendimientos indicados corresponden a los rendimientos en peso con respecto a la carga HCO.

Tabla 2: Estructura de rendimiento después del craqueo directo del HCO en el FCC

	HCO
Gases secos	1,8
GPL	6,0
LCN	11,5
HCN	5,6
Gasolina total	17,1
LCO	5,6
HCO	63,8
"Slurry"	2,7
Coque	3,1
LCO/gasolina	0,32

15 Así, el reciclado directo de HCO permite producir 5,6 puntos adicionales de destilado medio y presenta una selectividad destilado medio (LCO) con respecto a la gasolina de 0,32.

Ejemplo 2 (técnica anterior): Hidrogenación no selectiva del HCO

20 El ejemplo 2 considera el caso en el cual el HCO procedente de la unidad de FCC se envía a una unidad de hidrogenación convencional en las condiciones operativas indicadas en la Tabla 3.

Tabla 3: Condiciones operativas de la hidrogenación no selectiva

Presión	Temperatura	VV/h
bar	°C	h-1
70	335	0,5

25 En estas condiciones, el corte resultante de este hidrot ratamiento no selectivo presenta una composición tal como se indica a continuación en la Tabla 4 ("aro" es la abreviatura de aromáticos).

Tabla 4: Composición del HCO después de la hidrogenación no selectiva

	monoaro	diaro	triaro +	Total "aro"	Di/mono	SPGR
HDT no selectivo de HCO	24,4	39,3	36,3	100	1,61	0,9831

30 El hidrot ratamiento no selectivo permite transformar gran parte de los triaromáticos en di y monoaromáticos. Aunque la cantidad de diaromáticos aumente ampliamente con respecto al caso sin hidrogenación, esta aumentación está acompañada de una fuerte progresión de los monoaromáticos.

35 Este corte HCO hidrot ratado de manera no selectiva, craqueado en un tubo ascendente de FCC en las mismas condiciones operativas que el ejemplo 1, conduce a 8 puntos de destilado medio, o sea, una aumentación de más de 2 puntos con respecto al caso sin hidrot ratamiento, lo que es muy significativo en lo que respecta al tonelaje implicado en el procedimiento FCC.

40 Sin embargo, esta aumentación también está acompañada de una fuerte progresión de la gasolina total que casi dobla debido a la alta proporción en monoaromáticos del HCO hidrot ratado no selectivamente. Así, la selectividad destilado medio con respecto a la gasolina desciende fuertemente a 0,25.

En un fuerte contexto de minimización de la producción de gasolina, la ganancia obtenida de destilado medio no compensa las pérdidas resultado de la aumentación de la producción de gasolina.

5 **Tabla 5: Estructura de rendimiento después del craqueo directo del HCO hidrotratado no selectivamente en el FCC en comparación con el caso de referencia**

	HCO	HDT no selectivo del HCO
Gases secos	1,8	1,5
GPL	6,0	7,8
LCN	11,5	21,7
HCN	5,6	10,0
Gasolina total	17,1	31,6
LCO	5,6	8,0
HCO	63,8	47,7
"Slurry"	2,7	2,0
Coque	3,1	1,4
LCO/gasolina	0,32	0,25

Ejemplo 3 (de acuerdo con la invención): Hidrogenación selectiva del HCO

10 El ejemplo 3 corresponde a la invención. El HCO resultante de la unidad de FCC se envía hacia una unidad de hidrogenación selectiva para la cual se han fijado de manera exacta las condiciones operativas con el fin de transformar los triaromáticos en diaromáticos al mismo tiempo que se limita la producción de monoaromáticos. Las condiciones operativas consideradas en este estudio se indican a continuación en la Tabla 6:

Tabla 6: Condiciones operativas de la hidrogenación selectiva

Presión	Temperatura	VVh	S efluente
bar	°C	h-1	wt %
25	335	0,5	0,255

15 El resultado es una composición de HCO después de la hidrogenación selectiva diferente a la del ejemplo 1. Esta composición se presenta a continuación en la Tabla 7 ("aro" es la abreviatura de aromáticos).

Tabla 7: Composición del HCO después de la hidrogenación selectiva

	monoaro	diaro	triaro +	Total "aro"	Di/mono	SPGR
Select HDT HCO	8,6	21,9	69,5	100	2,55	0,9818

20 En las condiciones de hidrogenación selectiva, la proporción de diaromáticos es, en efecto, ligeramente más baja que en el caso del ejemplo 2, pero la cantidad de monoaromáticos está fuertemente limitada. El resultado es una relación entre diaromáticos y monoaromáticos claramente más favorable siendo 2,55 frente a 1,6 en el caso de una hidrogenación no selectiva.

25 Por lo tanto, se puede esperar una clara mejora de la selectividad en destilado medio con respecto a la gasolina después del craqueo en el FCC.

30 Los rendimientos obtenidos después del craqueo del HCO hidrogenado selectivamente se presentan a continuación en la Tabla 8 y se comparan con los obtenidos en el caso de una hidrogenación no selectiva y del craqueo directo.

Tabla 8: Estructura de rendimiento después del craqueo directo del HCO hidrotratado selectivamente en el FCC en comparación con el caso de referencia y el ejemplo 1

	HCO	HDT no selectivo del HCO	HDT selectivo del HCO
Gases secos	1,8	1,5	1,5
GPL	6,0	7,8	5,7
LCN	11,5	21,7	13,5
HCN	5,6	10,0	7,1
Gasolina total	17,1	31,6	20,5
LCO	5,6	8,0	7,3
HCO	63,8	47,7	60,5

	HCO	HDT no selectivo del HCO	HDT selectivo del HCO
"Slurry"	2,7	2,0	2,4
Coque	3,1	1,4	2,0
LCO/gasolina	0,32	0,25	0,36

Como se esperaba, la selectividad destilado medio respecto a gasolina mejora fuertemente a 0,36 cuando el HCO se hidrogena selectivamente. Esta selectividad es incluso mejor que la obtenida en el caso de un reciclado directo de HCO sin hidrot ratamiento.

5 La ganancia en destilado medio en el caso del hidrot ratamiento selectivo del corte HCO es más elevada que en el caso de un reciclado directo de este mismo corte, 7,3 frente a 5,6, y ligeramente más baja que en el caso de un hidrot ratamiento no selectivo del corte HCO.

10 La principal ventaja del hidrot ratamiento selectivo se encuentra en el rendimiento del corte gasolina que queda limitado a aproximadamente el 20 %, y finalmente se encuentra muy próximo del rendimiento obtenido en el caso de un reciclado directo del corte HCO.

15 Este rendimiento en corte gasolina también es claramente más bajo que en el caso de una hidrogenación no selectiva del corte HCO.

Al igual que en el hidrot ratamiento no selectivo, el coque procedente del craqueo de un HCO hidrogenado selectivamente queda limitado y es más bajo que en el caso de un reciclado directo del corte HCO, lo que permite no alterar el balance térmico de la unidad mediante la adición de coque adicional.

20 Este ejemplo 3 ilustra claramente los dos objetivos de la invención concretamente:

- valorizar el corte destilado pesado o cualquier corte rico en triaromáticos limitando la producción adicional de coque
- 25 - aumentar la producción de destilado medio al mismo tiempo que la selectividad destilado medio respecto a gasolina.

REIVINDICACIONES

1. Procedimiento de conversión de una carga hidrocarbonada pesada que presenta una selectividad mejorada en destilado medio (LCO) de intervalo de destilación comprendido entre 220 °C y 360 °C, utilizando dicho procedimiento
- 5 una unidad de craqueo catalítico (FCC) seguida de una o varias unidades de hidrogenación selectivas, procedimiento en el cual la carga de la unidad de hidrogenación selectiva se constituye de un corte destilado pesado procedente del FCC dicho corte (HCO), constituido de triaromáticos en más del 60 % en peso, y **caracterizado por** un intervalo de destilación comprendido entre 320 °C y 490 °C, preferentemente 360 °C y 440 °C, dicho corte HCO hidrogenado selectivamente se vuelve a introducir en la zona de reacción de la unidad FCC, procedimiento en el cual la unidad de
- 10 hidrogenación selectiva se acciona a una presión entre 15 y 50 bar, y a una temperatura comprendida entre 325 °C y 360 °C en presencia de un catalizador de hidrotratamiento que comprende del 1 al 10 % en peso de níquel y preferentemente del 1 al 5 % en peso de níquel (expresado en óxido de níquel NiO) asociado a del 1 al 30 % en peso de molibdeno y preferentemente del 5 al 20 % en peso de molibdeno (expresado en óxido de molibdeno MoO₃) en un soporte de alúmina procedimiento en el cual la unidad de craqueo catalítico consta de dos reactores
- 15 ascendentes distintos,
- el primero trata la carga hidrocarbonada pesada en las siguientes condiciones: temperatura de salida del reactor (ROT1) comprendida entre 450 °C y 620 °C, preferentemente comprendida entre 470 °C y 620 °C, y una relación C/O comprendida entre 2 y 20, preferentemente entre 4 y 15,
 - 20 - y el segundo trata el corte destilado pesado hidrotratado (HCO) en las siguientes condiciones: temperatura de salida del reactor (ROT2) comprendida entre 500 °C y 600 °C, preferentemente comprendida entre 520 °C y 580 °C, con una relación C/O comprendida entre 2 y 20.
2. Procedimiento de conversión de una carga hidrocarbonada pesada que presenta una selectividad mejorada en destilado medio (LCO) de acuerdo con la reivindicación 1, en el cual el corte (HCO) procedente de la unidad FCC se introduce en la unidad de hidrogenación selectiva mezclado con cualquier corte rico en triaromáticos, tales como los cortes procedentes de las unidades de reducción de viscosidad, de Coker, de tipo Hoil o incluso el corte Pygas procedente de una unidad de vapocraqueo.
- 25

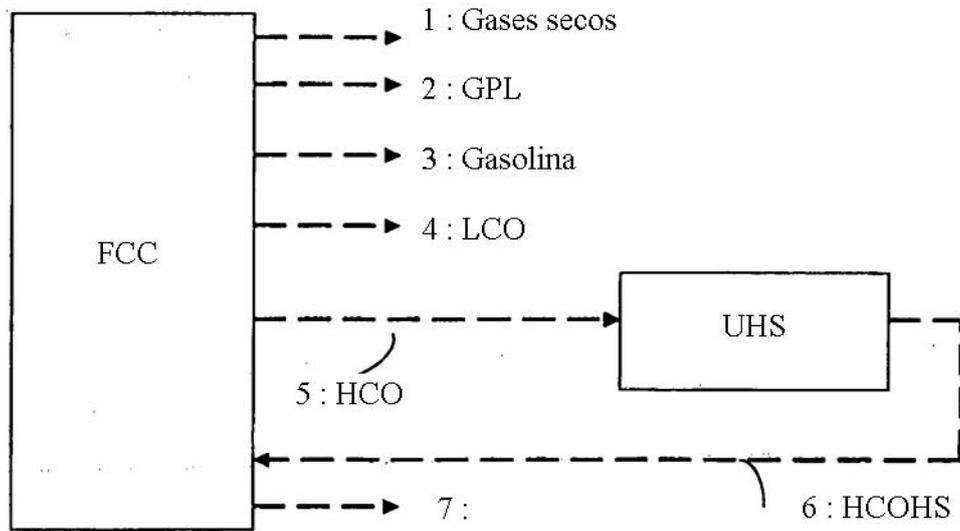


Figura 1