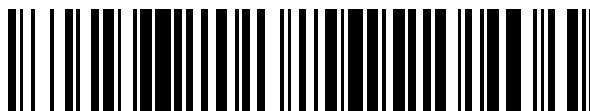


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 578 200**

51 Int. Cl.:

C10G 11/18 (2006.01)

B01J 8/24 (2006.01)

C07C 11/06 (2006.01)

C07C 4/06 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **12.04.2011** **E 11290184 (8)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **23.03.2016** **EP 2385094**

54 Título: **Procedimiento de craqueo catalítico con recirculación de un corte olefínico extraído corriente arriba de la sección de separación de gases para maximizar la producción de propileno**

30 Prioridad:

06.05.2010 FR 1001955

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

21.07.2016

73 Titular/es:

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

72 Inventor/es:

FEUGNET, FRÉDÉRIC y
ROUX, ROMAIN

74 Agente/Representante:

ISERN JARA, Jorge

ES 2 578 200 T3

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

DESCRIPCIÓN

Procedimiento de craqueo catalítico con recirculación de un corte olefínico extraído corriente arriba de la sección de separación de gases para maximizar la producción de propileno

Campo de la invención

La presente invención se refiere al ámbito del craqueo catalítico de cortes de petróleo, más concretamente a los cortes denominados "pesados", y en el contexto de la evolución del craqueo catalítico hacia la producción simultánea de olefinas ligeras, especialmente propileno.

La carga principal de la unidad FCC (abreviatura de craqueo catalítico en lecho fluidizado) de los cortes pesados está compuesta, de forma general, por un hidrocarburo o una mezcla de hidrocarburos que contienen principalmente (es decir, como mínimo un 80 %) de moléculas cuyo punto de ebullición es superior a 340 °C. Esta carga principal contiene, además cantidades limitadas de metales (Ni+V), en una concentración normalmente inferior a 50 ppm, preferentemente inferior a 20 ppm, y un contenido en hidrógeno normalmente superior al 11 % en peso, comprendido de forma típica entre 11,5 % y 14,5 %, y preferentemente comprendido entre 11,8 % y 14 % en peso.

El contenido en carbón Conradson (designado como CCR de forma abreviada) de la carga (de acuerdo con la norma ASTM D 482) proporciona una evaluación de la producción de coque durante el craqueo catalítico. Dependiendo del contenido en carbón Conradson de la carga, el rendimiento de coque requiere un dimensionamiento específico de la unidad para cumplir el balance de energía.

Estos cortes pesados pueden proceder, especialmente de la destilación a presión atmosférica, de la destilación al vacío, de la unidad de hidroconversión, de la unidad de coquefacción, de la unidad de hidrotratamiento o de la de desasfaltado, pero también puede tener un origen de tipo biomasa, tal como por ejemplo, aceites vegetales o celulosa.

Los cortes pesados que conforma la carga principal de una unidad de craqueo catalítico se denominan en lo sucesivo cortes pesados convencionales, y se pueden tratar solos o mezclados.

La unidad de craqueo catalítico de una refinería tiene como objetivo principal la producción de bases para gasolina, es decir, de cortes que tienen un intervalo de destilación comprendido entre 35 °C y 250 °C.

Cada vez más, este objetivo principal se combina con un nuevo objetivo, que es la producción simultánea de olefinas ligeras, principalmente etileno y propileno.

La producción de gasolina se garantiza mediante el craqueo de la carga pesada en el reactor principal, denominado lavador principal en el resto del texto, debido a la forma longilínea de este reactor y su modo de flujo ascendente. Cuando en el reactor principal el flujo es descendente, en este caso se habla de "tubo descendente".

La producción simultánea de propileno se garantiza normalmente añadiendo al sistema catalítico de base una zeolita que tiene una selectividad tal que permita mejorar la selectividad para los LPG (abreviatura de gas licuado de petróleo) y gasolina, y también haciendo más rigurosas las condiciones operativas del tubo ascendente principal, principalmente mediante el aumento de la temperatura a la salida de dicho reactor.

Para conseguir rendimientos mayores de propileno, es posible recircular a un reactor adicional, generalmente un tubo ascendente secundario, una parte del corte de gasolina producida en la unidad de craqueo catalítico, o una carga equivalente tal como oligómeros de C6, C7 y C8 procedentes de la refinería.

La presente invención describe un novedoso flujo de recirculación que permite maximizar el rendimiento de propileno.

El experto en la materia sabe que la recirculación de la gasolina catalítica del FCC a la zona de reacción permite aumentar significativamente el rendimiento de propileno, mediante el uso de condiciones de operación adaptadas, es decir, una temperatura más alta a la salida del tubo ascendente y tasas de catalizador /carga (designado C/O) más altas.

El interés de la presente invención es derivar la nueva recirculación, no después de la sección de separación, sino corriente arriba de esta última, lo que permite ahorrarse los costes de separación y beneficiarse de una recirculación que tiene unas propiedades (composición química, especialmente contenido en olefinas) igualmente buenas, incluso mejores (contenido bajo de aromáticos) que la de la recirculación de gasolina realizada según la técnica anterior.

El punto de extracción de la nueva corriente de recirculación se sitúa en la etapa intermedia del compresor de gas húmedo. Esta corriente tiene una composición rica en compuestos de C4 C5 C6 a C8 con buena olefinidad (es decir,

contenido en olefinas), y está prácticamente exento de compuestos aromáticos que, tras la recirculación, tienen tendencia a formar principalmente coque y lastran de esta forma el balance de energía de la unidad.

Examen de la técnica anterior

El experto en la materia sabe que la recirculación de la gasolina catalítica del FCC a la zona de reacción permite aumentar significativamente el rendimiento de propileno, mediante el uso de condiciones de operación adaptadas, es decir, una temperatura más alta a la salida del *tubo ascendente* y tasas de catalizador/carga (C/O) más altas. Este craqueo de la gasolina de recirculación se puede realizar en el tubo ascendente principal de la unidad, o en un tubo ascendente exclusivo.

La técnica anterior relativa a las unidades de craqueo catalítico de dos tubos ascendentes, uno, convencional, para la obtención de gasolina, el otro, que opera en condiciones más rigurosas para la obtención de olefinas ligeras, está especialmente descrita en la patente FR 2.918.070

En dicho texto se encuentran las nociones de tubo ascendente principal que trabaja sobre una carga pesada, y del tubo ascendente secundario que trabaja en condiciones muy rigurosas sobre una carga parcialmente compuesta por la gasolina recirculada producida en el tubo ascendente principal.

Por otra parte, la optimización independiente de las condiciones de funcionamiento de ambos tubos ascendentes que funcionan en paralelo se describe en la solicitud de patente FR 2.932.495.

La configuración descendente se describe en las patentes EP 0 861 310 B1, US 6. 664.171 B1. La introducción de un tubo interno en un tubo ascendente se describe en la patente US 7. 008. 527 B2.

Descripción breve de la figura

La figura 1 es un esquema de un procedimiento de acuerdo con la invención en el que se muestra la extracción del corte olefínico C4 C5 C6 en la etapa intermedia del compresor de gas húmedo y su recirculación al tubo ascendente de una unidad de FCC.

Sumario de la invención

La presente invención se aplica a unidades de FCC que funcionan con un solo reactor (en flujo ascendente o flujo descendente), y a las unidades de FCC que funcionan con dos reactores.

En lo sucesivo, se hablará del reactor principal indicado (1) para designar el reactor orientado hacia la conversión de la carga principal, y del reactor secundario indicado (2) para designar el reactor dedicado a la producción de propileno mediante craqueo de un corte de recirculación. En general, cuando las unidades de FCC funcionan con dos reactores, uno principal y uno secundario, estos reactores son de flujo ascendente, pero una unidad que utilizara dos reactores de flujo descendente seguiría comprendida en el ámbito de la presente invención. Es también posible considerar el caso de una unidad con un reactor ascendente y otro reactor descendente.

De forma típica, el tubo ascendente principal funciona con una tasa de catalizador con respecto a la carga comprendida entre 4 y 15, y preferentemente comprendida entre 5 y 10, y con temperaturas de salida del tubo ascendente (indicadas como TS) comprendidas entre 510 °C et 580 °C, y preferentemente comprendidas entre 520 °C y 570 °C.

Las condiciones óptimas de producción de propileno en el tubo ascendente secundario se obtienen para temperaturas de salida de dicho tubo ascendente secundario comprendidas entre 550 °C y 650 °C, y preferentemente comprendidas entre 580 °C y 610 °C, tiempos de contacto comprendidos entre 20 ms y 500 ms, preferentemente comprendidos entre 50 ms y 200 ms (ms = milisegundo), y corrientes de sólido comprendidas entre 150 y 600 kg/s/m².

El tiempo de contacto se define como la relación entre el volumen de catalizador presente en el reactor y el caudal volumétrico de fluido que atraviesa el reactor en las condiciones de aplicación de la reacción de craqueo.

El conjunto de estas condiciones lleva a operar el tubo ascendente secundario a tasas de catalizador con respecto a la carga (indicado como C/O) entre 8 y 35, y preferentemente entre 10 y 25.

En el caso de un tubo descendente principal, funciona con una relación entre el catalizador y la carga entre 5 y 40, y preferentemente entre 10 y 30, y con temperaturas de salida del tubo descendente (indicadas como TS) entre 500 °C y 650 °C, y preferentemente entre 550 °C y 630 °C.

Las condiciones óptimas de producción de propileno en el tubo descendente secundario se obtienen para temperaturas de salida de dicho tubo ascendente secundario entre 550 °C y 650 °C, y preferentemente entre 580 °C

y 630 °C, tiempos de contacto entre 20 ms y 800 ms, preferentemente entre 50 ms y 500 ms (ms = milisegundo). La presente invención consiste en recircular a la sección de reacción de una unidad de FCC una corriente de componentes olefinicos C4, C5 y C6 principalmente. Esta corriente de recirculación se extrae en la etapa intermedia del compresor de gas húmedo (indicado como CGH).

El interés de la presente invención es derivar esta recirculación, no después de la sección de separación, sino corriente arriba de esta última, lo que permite ahorrarse los costes de separación y beneficiarse de una recirculación que tiene unas propiedades (composición) igualmente buenas, incluso mejores (contenido bajo de aromáticos) que la de la recirculación de gasolina.

Para simplificar, en lo sucesivo se denomina a esta corriente como corriente de la etapa intermedia.

La corriente que procede de la etapa intermedia del compresor de gas húmedo está compuesta en gran medida por olefinas C4 y C5, normalmente en una proporción que va de 30 % a 80 %.

Estos compuestos C4 y C5 tienen un olefinidad elevada, es decir, una proporción elevada de compuestos insaturados, que puede ser incluso de 50 % a 80 % en peso para el corte de C4, y de 40 % a 65 % en peso para el corte de C5. Estos compuestos insaturados de la corriente de la etapa intermedia se someten, en condiciones de operación especiales, en un tubo ascendente de FCC a reacciones de oligomerización que conllevan la formación de compuestos con una longitud de cadena de carbono más grande. Estos compuestos oligomerizados experimentan a su vez reacciones de craqueo catalítico que conllevan la formación de cantidades significativas de propileno.

Las moléculas olefinicas de C4, C5 y C6 contenidas en la corriente de la etapa intermedia en cuestión se pueden recircular tanto al reactor principal, como al reactor secundario, cuando la unidad de FCC ya comprende un reactor secundario de ese tipo.

En el caso de recircular al reactor principal, la recirculación se podrá realizar bien directamente mezclando con la carga pesada, o bien corriente arriba de los inyectores de dicha carga pesada mediante inyectores específicos o un tubo interno en el tubo ascendente.

En el caso de recircular al tubo ascendente secundario, este podrá ser tanto un tubo ascendente específico, es decir, que trate solamente la corriente recirculada en cuestión, o bien un tubo ascendente secundario que convierte ya una carga ligera tal que, por ejemplo, una parte de la gasolina producida en el tubo ascendente principal, con el fin de producir propileno.

Para garantizar un caudal estable de la corriente de la etapa intermedia al tubo ascendente principal o secundario (que podría variar opcionalmente dependiendo de fluctuaciones de funcionamiento de la unidad y del compresor), es posible asociar a la corriente de la etapa intermedia un complemento que puede proceder de una zona corriente abajo de la planta de gases, preferentemente una gasolina catalítica. Este complemento también puede estar constituido por cualquier componente líquido del petróleo o que proceda de biomasa, que tenga preferentemente un contenido en olefinas superior al 20 % y un número de átomos de carbono inferior a 12, con el fin de aumentar el potencial de producción de propileno.

Este complemento puede extraerse en la cabeza del divisor de gasolina de FCC, en la parte inferior del equipo de despropanado. También puede provenir de una unidad de oligomerización o de Pygas de Steam Cracker.

Descripción detallada de la invención

La descripción siguiente se realiza mediante la figura 1.

La figura 1 representa una unidad de craqueo catalítico que tiene dos tubos ascendentes (FCC), un tubo ascendente principal (1) y un tubo ascendente secundario (2). El tubo ascendente principal (1) está alimentado con catalizador regenerado desde la línea (10), y el tubo ascendente secundario está alimentado con catalizador regenerado desde la línea (9). La zona de regeneración tiene dos etapas, una primera etapa (4) y una segunda etapa (3) conectada a la primera etapa mediante una línea de transferencia del catalizador (6).

El catalizador se transfiere a la zona de refrigeración situada a la salida de la zona de separación de gases (8) mediante la línea de transferencia (5).

El tubo ascendente principal (1) se alimenta con una carga convencional (CH1) y el tubo ascendente secundario (2) se alimenta con una carga más ligera indicada como (CH2).

La corriente de efluentes (11) que salen de la unidad de FCC se introduce en la columna de separación MC, de la que se extrae una corriente de cabeza indicada como (12), una o varias corrientes intermedias (14) y una corriente

de cola (13). Las corrientes intermedias (14) y la corriente de cola (13) no se describirán adicionalmente, ya que no intervienen en la presente invención.

Se retoma, entonces, la descripción de la corriente de cabeza (12) que se condensa en el bombín (BS) y se separa en dos fases.

– La fase líquida alimenta para una parte el reflujo de la columna (MC), y por otra (25) la separación situada corriente arriba del compresor de gas húmedo (CGH) que incluye dos etapas (ET1, ET2).

– La fase gaseosa (15) procedente del globo (BS) se dirige a la primera etapa del compresor de gas (ET1) tras haber perdido las partículas líquidas que pudiera contener en el bombín separador (BS1).

La corriente comprimida (16) procedente de la primera etapa (ET1) se dirige hacia un segundo bombín separador (BS2) del que se extraen 3 corrientes:

– una corriente (19) que se dirige hacia la segunda etapa de compresión (ET2) tras pasar por el bombín separador (BS3), convirtiéndose entonces en la corriente 19a desprovista de partículas líquidas. La corriente (19a) se comprime en la segunda etapa de compresión (ET2) para suministrar la corriente comprimida (21) que se une a la sección de recuperación de gases craqueados (SRG),

– una corriente (20) que se dirige a la sección de tratamiento de aguas residuales (no representada en la figura 1),

– una corriente (22) que se recircula hacia el tubo ascendente principal (1) o el tubo ascendente secundario (2), o parcialmente hacia el tubo ascendente principal mediante la corriente (25), y parcialmente hacia el tubo ascendente secundario mediante la corriente (24) y que constituye la corriente de la etapa intermedia.

En la medida en que, como se observa claramente en la figura 1, esta corriente (22) está correctamente extraída entre ambas etapas de compresión ET1 y ET2 del compresor de gas, se denomina corriente de la etapa intermedia.

La invención puede definirse por tanto de forma general como un procedimiento de producción de gasolina y de producción simultánea de propileno mediante una unidad de craqueo catalítico que tiene al menos un reactor principal que funciona en corriente ascendente (denominado "tubo ascendente") o en corriente descendente (denominado "tubo descendente") que tratan una carga pesada convencional, y en la que el reactor principal trata, además, una carga constituida por moléculas olefinicas principalmente de C4, C5 y C6 introducida en forma de mezcla con la carga pesada o bien, corriente arriba de dicha carga pesada, dicha carga olefinica se extrae a la altura de la etapa intermedia del compresor de gas húmedo (CGH) que forma parte de la sección de tratamiento de gases (SRG) asociada a la unidad de FCC y que constituye la corriente de la etapa intermedia.

En una variante del procedimiento de producción de gasolina y producción simultánea de propileno de acuerdo con la invención, el corte olefinico de C4, C5 y C6 se introduce corriente arriba de la carga principal mediante un tubo interno en dicho tubo ascendente principal que desemboca de 1 m a 0,5 m antes del nivel de los inyectores de la carga principal.

De manera general, si el reactor principal funciona en corriente descendente ("tubo descendente"), funciona en las condiciones operativas siguientes: temperatura de salida del reactor entre 580 °C y 630 °C y relación C/O entre 15 y 40, y preferentemente entre 20 y 30, tiempo de residencia entre 0,1 y 1 s y preferentemente entre 0,2 y 0,7 s.

En una variante del procedimiento de producción de gasolina y producción simultánea de propileno de acuerdo con la invención, dicho procedimiento utiliza una unidad de craqueo catalítico que tiene un tubo ascendente principal (1) que trata una carga convencional (CH1) y un tubo ascendente secundario (2) que funciona en paralelo al tubo ascendente principal (1) que trata una carga (CH2) más ligera que la carga pesada (CH1) y que funciona en condiciones operativas más rigurosas que las del tubo ascendente principal, tratando dicho tubo ascendente secundario (2) el corte olefinico C4-C5-C6, representado por la corriente (22) procedente de la etapa intermedia del compresor de gas húmedo (CGH).

Siempre en la variante en la que el procedimiento de acuerdo con la invención aplica una unidad de craqueo catalítico que utiliza un tubo ascendente principal (1) y un tubo ascendente secundario (2), dicho tubo ascendente secundario puede tratar como mezcla el corte olefinico C4-C5-C6 (corriente 22) procedente de la etapa intermedia del compresor de gas húmedo (CGH), un corte de gasolina y o un oligómero C5, C6, C7 o C8 recirculados, no representado en la figura 1.

Siempre en la variante en la que el procedimiento de acuerdo con la invención aplica una unidad de craqueo catalítico que utiliza un tubo ascendente principal (1) y un tubo ascendente secundario (2), es posible añadir a la corriente de la etapa intermedia una corriente complementaria (23) constituida de gasolina de recirculación para garantizar que la suma de las dos corrientes, es decir, la corriente de la etapa intermedia (22) más la corriente complementaria (23), es constante con un intervalo de más/menos un 10 %, aproximadamente.

Siempre en la variante en la que el procedimiento de acuerdo con la invención aplica una unidad de craqueo catalítico que utiliza un tubo ascendente principal (1) y un tubo ascendente secundario (2), la corriente complementaria (23) puede estar compuesta de un corte de hidrocarburo del petróleo o con origen en la biomasa, que tenga un contenido en olefinas supera el 20 % de peso y que contenga compuestos con menos de 12 átomos de carbono.

Siempre en la variante en la que el procedimiento de acuerdo con la invención aplica una unidad de craqueo catalítico que utiliza un tubo ascendente principal (1) y un tubo ascendente secundario (2), la corriente complementaria (23) puede extraerse tanto a la cabeza del divisor de gasolina de FCC, como del fondo del equipo de despropanado que forma parte de la sección de tratamiento de gases ("planta de gases").

Siempre en la variante en la que el procedimiento de acuerdo con la invención aplica una unidad de craqueo catalítico que utiliza un tubo ascendente principal (1) y un tubo ascendente secundario (2), la corriente complementaria (23) puede provenir de una unidad de oligomerización o de Pygas de Steam Cracker.

En la variante en la que el procedimiento de acuerdo con la invención aplica una unidad de craqueo catalítico que utiliza un tubo ascendente principal (1) y un tubo ascendente secundario (2), el tubo ascendente secundario (2) funciona con un tiempo de contacto comprendido entre 20 y 500 ms, preferentemente entre 50 ms y 200 ms, y corrientes de sólido comprendidas entre 150 y 600 kg/s. m².

En la variante en la que el procedimiento de acuerdo con la invención aplica una unidad de craqueo catalítico que utiliza un tubo ascendente principal (1) y un tubo ascendente secundario (2), la relación C/O del tubo ascendente principal está comprendida entre 6 y 14, preferentemente comprendida entre 7 y 12, y la relación C/O del tubo ascendente secundario está comprendida entre 8 y 35, preferentemente comprendida entre 10 y 25.

En la variante en la que el procedimiento de acuerdo con la invención aplica una unidad de craqueo catalítico que utiliza un tubo ascendente principal (1) y un tubo ascendente secundario (2), la temperatura de salida del tubo ascendente principal está comprendida entre 510 °C y 580 °C, preferentemente comprendida entre 520 °C y 570 °C, la temperatura de salida del tubo ascendente secundario está comprendida entre 550 °C y 650 °C, preferentemente comprendida entre 580 °C y 610 °C.

Ejemplo

Para ilustrar la presente invención se han empleado 5 ejemplos, indicados como 1, 2, 3, 4 y 5.

Ejemplo 1:

Este primer ejemplo supone el caso base, y corresponde a una unidad de FCC de un solo tubo ascendente con una capacidad de 70000 BPSD, es decir, 500 m³/hora, (BPSD es la abreviatura de barriles por día), que trata una carga de residuo y que funciona en condiciones de propileno máximo, es decir, con un sistema catalítico que contiene un zeolita con selectividad de forma para mejorar la selectividad de los LPG respecto a la gasolina, y que funciona en condiciones de operación más rigurosas que las condiciones normalizadas de funcionamiento para gasolina máxima.

Las características principales de la carga, así como las condiciones operativas consideradas, se muestran respectivamente en la Tabla 1 y la Tabla 2 siguientes.

Tabla 1: Características principales de la carga pesada

Densidad 15/4 °C		0,9305
Azúfre	% en peso	1,671
Nitrógeno	ppm en peso	1222
Carbón Conradson	% en peso	4,36
Níquel	ppm	12
Vanadio	ppm	19
Viscosidad (a 50°C)	cSt	84
Hidrógeno	% en peso	12,33

Tabla 2: Condiciones de operación del Ejemplo 1

		Ejemplo 1
Capacidad unitaria	Barril/dj	70000
Caudal de carga	t/h	431,6
Presión de salida del tubo ascendente	bar g	1,4
Temperatura de salida del tubo ascendente	°C	550

		Ejemplo 1
Temperatura de precalentamiento de la carga	°C	260
Caudal de vapor (MP)	toneladas/h	29,6
Relación másica, caudal de catalizador respecto a caudal de carga		8

En estas condiciones, los caudales de los productos a la salida de la unidad se proporcionan en la Tabla 3 siguiente.

Tabla 3: Caudal de los productos del Ejemplo 1

kg/h	Ejemplo 1 Caso base
Gas seco	22446
NH3	43
H2S	3913
H2	516
C1	6020
C2	4988
C2=	6966
GPL	133171
C3	7568
C3=	46612
C4	17243
C4=	61748
LIQUIDO	236543
PI-160	113004
160-220	39302
PI-220°C	152306
220-360	54653
360 +	29584
Coque	37840
TOTAL	430000

Ejemplo 2:

El ejemplo 2 corresponde al ejemplo 1 con una recirculación de la corriente de la etapa intermedia corriente arriba de la carga principal.

Las condiciones operativas del tubo ascendente son idénticas a las del ejemplo 1.

En estas condiciones, el caudal de la corriente de la etapa intermedia corresponde a 45 toneladas por hora y su composición se proporciona en la Tabla 4 siguiente.

Tabla 4: Composición de la corriente de la etapa intermedia del Ejemplo 2

Composición de la corriente de la etapa intermedia	
% en peso	
C3 totales	4
C4 totales	20
C5 totales	30
C6-C8	46
C3= en los C3 totales	86
C4= en los C4 totales	60
C5= en los C5 totales	51
Caudal de recirculación, t/h	45

Se proporcionan los caudales de los productos a la salida de la unidad con recirculación, que se comparan con los del caso base en la Tabla 5 siguiente.

Tabla 5: Comparación entre el Ejemplo 1 y el Ejemplo 2

kg/h	Ejemplo 1	Ejemplo 2	Delta
	Caso base	Corriente de la etapa intermedia procesada simultáneamente corriente arriba de la carga pesada	%
Gas seco	22446	23627	5,3
NH3	43	43	0,0

H2S	3913	3913	0,0
H2	516	571	10,6
C1	6020	6511	8.2
C2	4988	5243	5.1
C2=	6966	7346	5.5
GPL	133171	134432	0.9
C3	7568	7927	4.7
C3=	46612	48616	4.3
C4	17243	17855	3.5
C4=	61748	60035	-2.8
LÍQUIDO	236543	233089	-1.5
PI-160	113004	107500	-4.9
160-220	39302	40752	3.7
PI-220°C	152306	148252	-2.7
220-360	54653	55110	0.8
360 +	29584	29727	0.5
Coque	37840	38852	2.7
TOTAL	430000	430000	0.0

En estas condiciones, la comparación en las tablas 3 y 5 muestra que el aumento en propileno es superior al 4 por ciento, lo que evidentemente es muy significativo respecto a los caudales industriales.

- 5 Se observa claramente una disminución de C4 y C5 (para el corte PI-160°C), ya que estos compuestos se han recirculado y craqueado.

También se observa un aumento en los gases y el coque, pero dentro de los límites aceptables para la unidad, especialmente desde el punto de vista del balance de energía.

- 10 El aumento en etileno, que es también un producto valorizable, aumenta muy significativamente con un incremento de más del 5 %.

- 15 La recirculación de la corriente de la etapa intermedia (22) corriente arriba de la carga principal (CH1) permite, por tanto, cubrir ampliamente el objetivo buscado de maximizar la producción de propileno ahorrando al mismo tiempo en los costes de separación con respecto a una recirculación clásica de la gasolina catalítica.

Ejemplo 3:

- 20 El ejemplo 3 es parecido al ejemplo 2, salvo que esta vez, la corriente de la etapa intermedia se recircula a un tubo ascendente secundario (2) específico, y se craquea en condiciones de operación optimizadas, es decir, una temperatura de salida del tubo ascendente de 590 °C y un tiempo de contacto de 250 ms. Se presentan los caudales de los productos obtenidos, que se comparan con los del ejemplo 1 en la Tabla 6.

25 Tabla 6: Comparación entre el Ejemplo 1 y el Ejemplo 3

kg/h	Ejemplo 1	Ejemplo 3	Delta
	Caso base	Caudal de la etapa intermedia craqueado en un tubo ascendente secundario específico	%
Gas seco	22446	24133	7,5
NH3	43	43	0,0
H2S	3913	3913	0,0
H2	516	594	15,2
C1	6020	6721	11,7
C2	4988	5352	7,3
C2=	6966	7509	7,8
GPL	133171	134973	1,4
C3	7568	8080	6,8
C3=	46612	49475	6,1
C4	17243	18117	5,1
C4=	61748	59301	-4,0
LÍQUIDO	236543	231609	-2,1
PI-160	113004	105141	-7,0
160-220	39302	41373	5,3
PI-220°C	152306	146514	-3,8
220-360	54653	55306	1,2

360 +	29584	29789	0,7.
Coque	37840	39286	3,8
TOTAL	430000	430000	0,0

Quando la corriente de la etapa intermedia se recircula a un tubo ascendente específico (2) y se somete a condiciones de operación optimizadas, el aumento en propileno con respecto al caso base (Ejemplo 1) es de más del 6 %. Mejora además, por tanto, con respecto al aumento del 4 % observado cuando esta misma corriente recirculada se craqueaba en el tubo ascendente principal, además de la carga pesada.

En estas condiciones, el etileno también aumenta en mayor medida, con una ganancia cercana al 8 % comparada con el 5 % del Ejemplo 2.

El aumento del gas seco y del coque es más importante que en el ejemplo 2, pero este aumento resulta limitado.

La recirculación del corte rico en C4 y C5 en un tubo ascendente específico permite, por tanto aumentos de propileno más importantes que cuando esta carga se craquea en un tubo ascendente único corriente arriba de la carga principal.

Ejemplo 4:

El ejemplo siguiente constituye un segundo caso base, y corresponde a una unidad de FCC con dos tubos ascendentes, un tubo ascendente principal (1) alimentado por una carga residual (CH1), análogo al del ejemplo 1, y un tubo ascendente secundario (2) en el que una parte de la gasolina catalítica producida (CH2) se recircula y se craquea en condiciones rigurosas. Como para el ejemplo 1, el sistema catalítico comprende una zeolita con selectividad de forma con el fin de optimizar el funcionamiento en condiciones de propileno máximo de la unidad.

Las condiciones de operación del ejemplo 4 se describen en la Tabla 7.

Tabla 7: Condiciones de operación del Ejemplo 4

Caso		Ejemplo 4
Capacidad unitaria	Barril/dj	70.000
Tubo ascendente principal		
Caudal de carga residual	t/h	431,6
Presión de salida del tubo ascendente	bar g	1,4
Temperatura de salida del tubo ascendente	°C	550
Temperatura de precalentamiento de la carga	°C	260
Caudal de vapor (MP)	t/h	29,6
Relación másica, caudal de catalizador respecto a caudal de carga		8
Tubo ascendente secundario		
Caudal de recirculación de gasolina catalítica	t/h	108
Temperatura de salida del tubo ascendente	°C	590
Temperatura de recirculación	°C	53
Caudal de vapor (MP)	t/h	3,3
Relación másica, caudal de catalizador respecto a caudal de carga		12

Para esta base, el caudal de los productos a la salida de la unidad se proporciona en la Tabla 8.

Tabla 8: Caudal de los productos del Ejemplo 4

kg/h	Ejemplo 4
	Caso base, doble tubo ascendente con recirculación de gasolina
Gas seco	24940
NH3	43
H2S	3913
H2	602
C1	7095
C2	5504
C2=	7783
GPL	142115
C3	8600
C3=	51600

C4	18060
C4=	63855
LIQUIDO	224632
PI-160	97782
160-220	41667
PI-220°C	139449
220-360	55556
360 +	29627
Coque	38313
TOTAL	430000

Ejemplo 5:

El ejemplo 5 retoma el caso del ejemplo 4, pero esta vez, con una recirculación de la corriente de la etapa intermedia en el tubo ascendente secundario mezclado con la gasolina procedente de la unidad de FCC. Con respecto al ejemplo 2, la recirculación ha cambiado su composición, pero se ha considerado el mismo caudal de recirculación.

La composición de esta recirculación se proporciona en la Tabla 9.

Tabla 9: Composición de la corriente de la etapa intermedia del Ejemplo 5

Composición de la corriente de la etapa intermedia	
% en peso	
C3 totales	6
C4 totales	20
C5 totales	56
C6-C8	18
C3= en los C3 totales	84
C4= en los C4 totales	80
C5= en los C5 totales	51
Caudal de recirculación t/h	45

Se proporcionan los caudales de los productos a la salida de la unidad con recirculación, que se comparan con los del ejemplo 4 en la Tabla 10.

Tabla 10: Comparación entre el Ejemplo 4 y el Ejemplo 5

kg/h	Ejemplo 4	Ejemplo 5	Delta
	Caso base, doble tubo ascendente con recirculación de gasolina	Doble tubo ascendente con recirculación de gasolina Y corriente de la etapa intermedia al tubo ascendente secundario	
Gas seco	24940	26911	7,9
NH3	43	43	0,0
H2S	3913	3913	0,0
H2	602	713	18,4
C1	7095	7921	11,6
C2	5504	5995	8,9
C2=	7783	8326	7,0
GPL	142115	142487	0,3
C3	8600	9119	6,0
C3=	51600	54550	5,7
C4	18060	18828	4,3
C4=	63855	59989	-6,1
LÍQUIDO	224632	22	-1,7
PI-160	97782	92349	-5,6
160-220	41667	42873	2,9
PI-220°C	139449	135222	-3,0
220-360	55556	55959	0,7
360 +	29627	29707	0,3
Coque	38313	39714	3,7
TOTAL	430000	430000	0,0

- 5 La recirculación de la corriente de la etapa intermedia mezclada con la gasolina procedente de la unidad de FCC permite un aumento muy evidente del rendimiento de propileno, junto con una ganancia de casi el 6 %. El etileno mejora de manera significativa, con una ganancia del 7 %. Los rendimientos de coque y de gas seco aumentan, pero se mantienen en los límites aceptables. El etileno aumenta en un 7 %, los gases secos casi un 8 % y el coque menos de un 4 %. El conjunto de estos ejemplos pone de relieve que, en todos los casos de las figuras, la recirculación de la corriente de la etapa intermedia (22) bien al tubo ascendente principal (1), bien al tubo ascendente secundario (2), bien parcialmente al tubo ascendente principal (1), y parcialmente al tubo ascendente secundario (2), permite aumentar el rendimiento de propileno de forma muy significativa.

REIVINDICACIONES

1. Procedimiento de producción de gasolina y de producción simultánea de propileno mediante una unidad de craqueo catalítico que tiene al menos un reactor principal (1) que funciona en flujo ascendente (denominado "tubo ascendente") o descendente (denominado "tubo descendente") y que trata una carga pesada convencional (CH1), y opcionalmente un tubo ascendente secundario (2) que funciona en condiciones más rigurosas que el tubo ascendente principal (1) y que trata una carga más ligera (CH2), procedimiento en el que se trata además de la carga principal (CH1) y opcionalmente la carga más ligera (CH2), una carga constituida por moléculas olefinicas principalmente de C4, C5 y C6, extrayéndose dicha carga olefinica a la altura de la etapa intermedia del compresor de gas húmedo que forma parte de la sección de tratamiento de gases (SRG) asociada a la unidad de FCC y que constituye la corriente de la etapa intermedia (22).
2. Procedimiento de producción de gasolina y de producción simultánea de propileno de acuerdo con la reivindicación 1 en el que, cuando la unidad de craqueo catalítico tiene solamente un reactor principal (1), el corte olefinico de C4, C5 y C6, correspondiente a la corriente de la etapa intermedia (22), se introduce mezclado con la carga pesada (CH1).
3. Procedimiento de producción de gasolina y de producción simultánea de propileno de acuerdo con la reivindicación 1 en el que, cuando la unidad de craqueo catalítico tiene solamente un reactor principal (1), el corte olefinico de C4, C5 y C6, correspondiente a la corriente de la etapa intermedia (22), se introduce corriente arriba de la carga principal (CH1) mediante un tubo interno en dicho tubo ascendente principal (1) que desemboca de 1 m a 0,5 m antes del nivel de los inyectores de la carga principal (CH1).
4. Procedimiento de producción de gasolina y de producción simultánea de propileno de acuerdo con la reivindicación 1, en el que, cuando la unidad de craqueo catalítico posee además un tubo ascendente secundario (2) que trata una carga más ligera (CH2), y que funciona en condiciones de operación más rigurosas que las del tubo ascendente principal, el corte olefinico de C4, C5 y C6, correspondiente a la corriente de la etapa intermedia (22), se introduce en el tubo ascendente secundario (2).
5. Procedimiento de producción de gasolina y de producción simultánea de propileno mediante una unidad de craqueo catalítico que tiene un tubo ascendente principal (1) y un tubo ascendente secundario (2) de acuerdo con la reivindicación 4, tratando dicho tubo ascendente secundario (2) como mezcla el corte olefinico C4 C5 C6 correspondiente a la corriente de la etapa intermedia (22), y un corte de gasolina y o un oligómero C5, C6, C7 o C8 recirculados.
6. Procedimiento de producción de gasolina y de producción simultánea de propileno mediante una unidad de craqueo catalítico de acuerdo con la reivindicación 1, en el que se añade a la corriente de la etapa intermedia (22) una corriente complementaria (23) constituida de gasolina de recirculación para garantizar que la suma de las dos corrientes, es decir, la corriente de la etapa intermedia (22) más la corriente complementaria (23), es constante con un intervalo de más/menos un 10 %, aproximadamente.
7. Procedimiento de producción de gasolina y de producción simultánea de propileno mediante una unidad de craqueo catalítico de acuerdo con la reivindicación 6, en el que la corriente complementaria (23) está compuesta de un corte de hidrocarburo del petróleo o con origen en la biomasa, que tenga un contenido en olefinas superior al 20 % de peso y que contenga compuestos con menos de 12 átomos de carbono.
8. Procedimiento de producción de gasolina y de producción simultánea de propileno mediante una unidad de craqueo catalítico de acuerdo con la reivindicación 6, en el que la corriente complementaria (23) se extrae tanto en la cabeza del divisor de gasolina de FCC, como del fondo del equipo de despropanado que forma parte de la sección de tratamiento de gases (SRG).
9. Procedimiento de producción de gasolina y de producción simultánea de propileno mediante una unidad de craqueo catalítico de acuerdo con la reivindicación 6, en el que la corriente complementaria (23) proviene de una unidad de oligomerización o de Pygas de Steam Cracker.
10. Procedimiento de producción de gasolina y de producción simultánea de propileno mediante la unidad de craqueo catalítico de acuerdo con la reivindicación 4, en la que el tubo ascendente secundario (2) funciona con un tiempo de contacto comprendido entre 20 y 500 ms, preferentemente entre 50 ms y 200 ms, y corrientes de sólido comprendidas entre 150 y 600 kg/s. m².
11. Procedimiento de producción de gasolina y de producción simultánea de propileno que utiliza la unidad de craqueo catalítico de acuerdo con la reivindicación 4, en el que la relación C/O del tubo ascendente principal (1) está comprendida entre 6 y 14, preferentemente comprendida entre 7 y 12, y la relación C/O del tubo ascendente secundario (2) está comprendida entre 8 y 35, preferentemente comprendida entre 10 y 25.

12. Procedimiento de producción de gasolina y de producción simultánea de propileno mediante la unidad de craqueo catalítico de acuerdo con la reivindicación 4, en el que la temperatura de salida del tubo ascendente principal (1) está comprendida entre 510 °C y 580 °C, preferentemente comprendida entre 520 °C y 570 °C, y la temperatura de salida del tubo ascendente secundario (2) está comprendida entre 550 °C y 650 °C, preferentemente comprendida entre 580 °C y 610 °C.
- 5

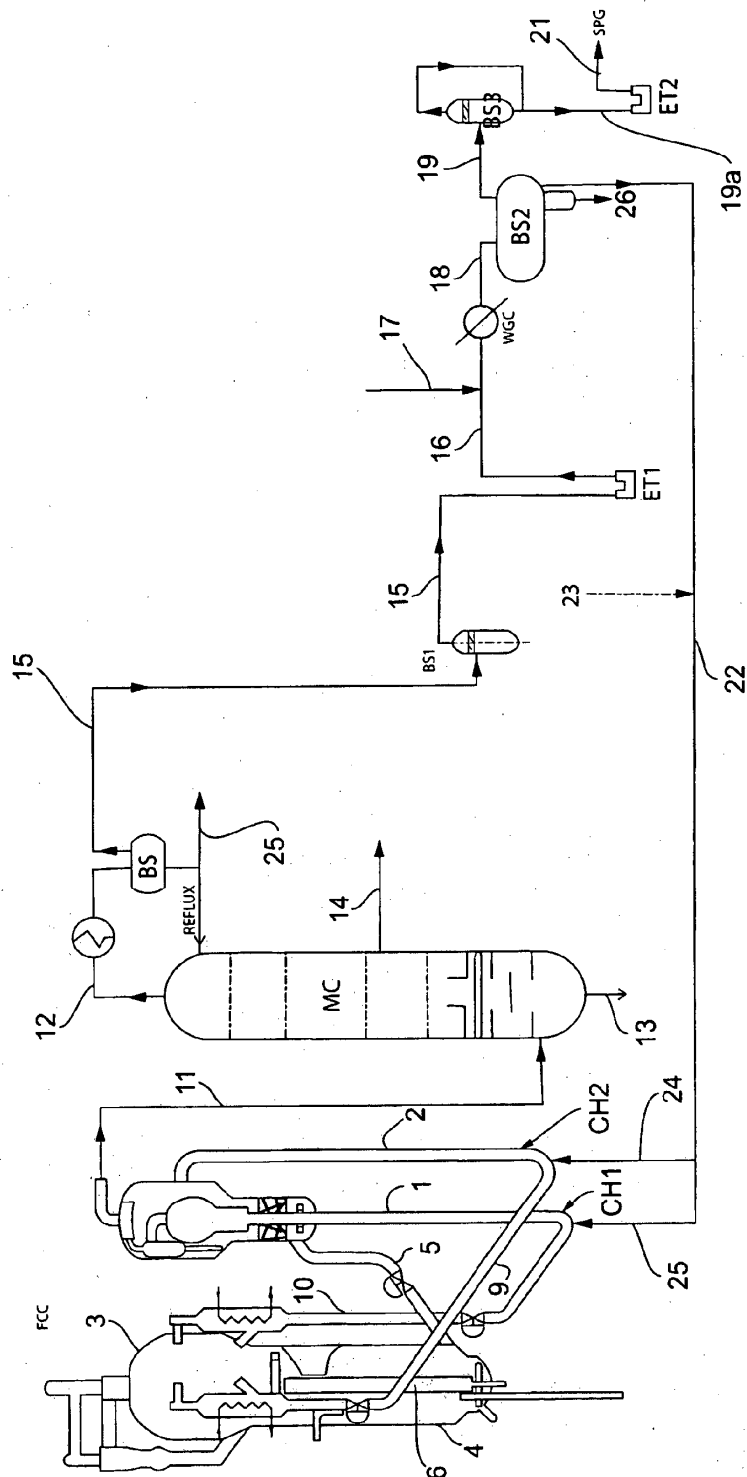


Fig. 1