

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 497 541**

51 Int. Cl.:

C10G 35/00 (2006.01)
C10G 45/32 (2006.01)
C10G 9/00 (2006.01)
C10G 9/36 (2006.01)
C10G 11/00 (2006.01)
C10G 67/02 (2006.01)
C10L 1/06 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **06.05.2010** **E 10290246 (7)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **20.08.2014** **EP 2256179**

54 Título: **Proceso de producción de una fracción hidrocarbonada con un alto octanaje y un bajo contenido de azufre**

30 Prioridad:

26.05.2009 US 471736

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

23.09.2014

73 Titular/es:

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

72 Inventor/es:

DEBUISSCHERT, QUENTIN;
FRÉCON, JACINTHE y
HUGGINS, ROBERT L.

74 Agente/Representante:

UNGRÍA LÓPEZ, Javier

ES 2 497 541 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

Proceso de producción de una fracción hidrocarbonada con un alto octanaje y un bajo contenido de azufre

- 5 La presente invención se refiere al campo de la mejora del índice de octanos de una fracción hidrocarbonada, y más en particular a un proceso de producción de una fracción hidrocarbonada con un alto índice de octanos y un bajo contenido de azufre, que permite mejorar la totalidad de la fracción, reducir el contenido total de azufre de la fracción a niveles muy bajos, al tiempo que aumenta el índice de octanos de la fracción.
- 10 El refinado de petróleo y los petroquímicos ahora se encuentran sometidos a nuevas restricciones. De hecho, todos los países están adoptando gradualmente especificaciones rigurosas para el azufre, con el objetivo de alcanzar entre 5-10 ppm de azufre. El problema de reducir el contenido de azufre se centra principalmente en las gasolinas obtenidas por craqueo, ya sea catalítico (craqueo catalítico de fluidos, FCC, según la terminología inglesa) o no catalítico (coquización, viscorreducción, craqueo con vapor), los precursores principales del azufre en las mezclas de gasolina. Ahora existen planes para adoptar las especificaciones de azufre en el craqueo catalítico de gasolina. Aunque estos planes intentan limitar la pérdida de olefinas, inevitablemente suponen una pérdida de octanaje independientemente de la tecnología usada, lo que plantea un problema en un momento donde las restricciones impuestas al octanaje por los constructores de automóviles cada vez son más fuertes.
- 15 Aunque estos planes intentan limitar la pérdida de olefinas, inevitablemente suponen una pérdida de octanaje independientemente de la tecnología usada, lo que plantea un problema en un momento donde las restricciones impuestas al octanaje por los constructores de automóviles cada vez son más fuertes.
- 20 Una segunda restricción es el hecho de que el mercado de carburantes muestra una disminución continua en la demanda de gasolina en favor del diésel al tiempo que mantiene una exigencia de calidad elevada para la gasolina en términos de octanaje, de la presión de vapor de Reid y del contenido de azufre. Por tanto, es importante producir gasolina de una mejor calidad, pero en menor cantidad en favor de los destilados (queroseno y diésel).
- 25 Una tercera restricción procede de la petroquímica y en particular de los procesos de craqueo con vapor y de reformado catalítico que, para producir respectivamente olefinas y compuestos aromáticos que presentan el valor más elevado (etileno y propileno), ven cómo se incrementa el precio de las cargas de alimentación (incluyendo el nafta) de forma alarmante y sostenida debido a las limitaciones de los recursos futuros y a que requiere cargas de alimentación pobres en compuestos aromáticos.
- 30 Una solución, muy conocida por el experto en la materia, para reducir el contenido de azufre consiste en realizar un hidrotratamiento (o hidrodesulfuración) de las fracciones hidrocarbonadas y en particular de las gasolinas de craqueo catalítico. No obstante, este proceso tiene la gran desventaja de provocar una caída muy importante en el octanaje.
- 35 En numerosas patentes se divulgan otros procesos para la desulfuración de gasolinas olefinicas al limitar la hidrogenación de olefinas, y minimizar así la reducción en el índice de octanos.
- 40 La patente EP 1.370.627, por ejemplo, divulga un proceso de producción de una gasolina con un bajo contenido de azufre que comprende al menos una hidrogenación selectiva de las diolefinas presentes en la gasolina de partida, una etapa de transformación de compuestos ligeros que contienen azufre presentes en la gasolina, un fraccionamiento de la gasolina obtenida en al menos dos fracciones, una fracción ligera y una fracción pesada, y un tratamiento de desulfuración en una etapa de al menos una parte de la fracción pesada obtenida en el fraccionamiento. Así, este proceso permite reducir la cantidad de azufre presente en la gasolina y obtener gasolinas con un mejor índice de octanos de lo que se podría obtener con un simple hidrotratamiento. No obstante, incluso si se mejora el índice de octanos, en comparación a lo obtenido con un hidrotratamiento, en última instancia se degrada, es decir, es inferior al de la carga de alimentación tratada.
- 45 La patente de Estados Unidos 3.044.950 divulga un proceso de mejora de una gasolina de FCC en una mezcla de gasolina que comprende una etapa de destilación de dicha gasolina en dos o tres fracciones y una etapa de hidrotratamiento (HDS e hidrogenación total de olefinas) de la fracción más pesada obtenida de la destilación. Por último, la fracción pesada desulfurada se somete a una etapa de extracción de los compuestos aromáticos de donde se recuperan en un extracto enriquecido en compuestos aromáticos y un refinado rico en parafinas. Según la patente de Estados Unidos 3.044.950 el refinado parafínico se trata completamente en una unidad de reformado catalítico con el fin de producir un efluente rico en compuestos aromáticos que se introduce en la mezcla de gasolina.
- 50 La presente invención por tanto tiene por objeto paliar uno o más inconvenientes de la técnica anterior al proponer un proceso de producción de una fracción hidrocarbonada, a partir de una carga de alimentación hidrocarbonada y, por ejemplo, una fracción de gasolina de craqueo catalítico, que permite hacer frente a las restricciones anteriores:
- 60 – adoptar las especificaciones para el azufre de la carga de alimentación hidrocarbonada con un índice de octanos del producto superior o igual al de la carga de alimentación y una reducción sustancial del contenido de olefinas,
- conversión de una parte de la carga de alimentación hidrocarbonada como base para la petroquímica,
- y en ciertos casos, la conversión de una parte de la carga de alimentación hidrocarbonada en destilados con un contenido de azufre de medio a bajo,
- 65 – envío sólo de una parte de la gasolina original a una mezcla de gasolina.

Para ello, la presente invención propone un proceso de producción de una fracción hidrocarbonada con un alto índice de octanos y un bajo contenido de azufre a partir de una carga de alimentación hidrocarbonada, según la reivindicación 1.

- 5 En una realización de la invención, la carga de alimentación hidrocarbonada procede de una unidad de craqueo catalítico o de una unidad de craqueo térmico o de una unidad de coquización o de una unidad de viscorreducción.

De acuerdo con una realización de la invención, la etapa de hidrodesulfuración es selectiva y se lleva a cabo en una etapa en uno o dos reactores, o en dos etapas.

10

De acuerdo con otra realización de la invención, la etapa de hidrodesulfuración es no selectiva.

En una realización de la invención, al menos una parte del refinato parafínico se introduce en una etapa de separación que da lugar a un refinato ligero que se introduce en la mezcla de gasolina, mezclado con el extracto aromático, y/o a una unidad de craqueo con vapor o una unidad de reformado catalítico y un refinato pesado que se introduce en una mezcla de diésel o a una mezcla de queroseno.

15

En una realización de la invención, la fracción hidrocarbonada ligera se envía mezclada con el extracto aromático y una parte del refinato parafínico a la mezcla de gasolina.

20

En una realización de la invención, la etapa de extracción de los compuestos aromáticos es una extracción líquido-líquido o una destilación extractiva.

En una realización de la invención, la etapa de extracción de los compuestos aromáticos es una extracción líquido-líquido con una relación de disolvente comprendida entre 1,5 y 5.

25

Otras características y ventajas de la invención se entenderán mejor y serán más evidentes de la lectura de la descripción proporcionada a continuación con referencia a las Figuras acompañantes y los datos ilustrativos:

30

- la Figura 1 es una representación esquemática del proceso de producción de una fracción hidrocarbonada no de acuerdo con la invención;

- la Figura 2 es una representación esquemática de una variante del proceso de producción de una fracción hidrocarbonada de acuerdo con la invención,

35

- la Figura 3 es una representación esquemática de otra variante del proceso de producción de una fracción hidrocarbonada de acuerdo con la invención.

El proceso, ilustrado en las Figuras 1, 2 y 3, consiste en la producción de una fracción hidrocarbonada con un alto índice de octanos y un bajo contenido de azufre.

40

La carga de alimentación usada en el proceso de acuerdo con la invención es una carga de alimentación hidrocarbonada que contiene azufre cuyo punto de ebullición se extiende desde el punto de ebullición de cargas de alimentación hidrocarbonadas con 4 tomos de carbono (C4) hasta el punto de ebullición final de 300 °C de acuerdo con la norma ASTM D86. La carga de alimentación hidrocarbonada usada en el proceso de acuerdo con la invención puede ser, por ejemplo, una fracción de gasolina procedente de una unidad de craqueo catalítico, de una unidad de craqueo térmico (*steam cracker* según la terminología inglesa), de una unidad de coquización (*coker* según la terminología inglesa) o de una unidad de viscorreducción (*visbreaker* según la terminología inglesa).

45

La carga de alimentación usada en el proceso de la invención en general comprende:

50

- una fracción de olefina superior al 5 % en peso y normalmente por encima del 10 % en peso,
- una fracción aromática superior a 5 % en peso y normalmente por encima del 10 % en peso,
- al menos 50 ppm en peso de azufre.

En el proceso, ilustrado en la Figura 1, la carga de alimentación hidrocarbonada se somete a al menos un tratamiento de hidrodesulfuración y a un tratamiento de extracción de los compuestos aromáticos. Para ello, la carga de alimentación se introduce a través de la línea (1) en una unidad de hidrodesulfuración (C). El efluente obtenido procedente de la unidad de hidrodesulfuración (C) circula a través de la línea (4) antes de que se introduzca en la unidad para la extracción de los compuestos aromáticos (D). El extracto aromático (también denominado extracto enriquecido en compuestos aromáticos con respecto a la carga de alimentación) a continuación circula a través de la línea (9). El refinato parafínico (también denominado refinato enriquecido en parafinas con respecto a la carga de alimentación) obtenido a la salida de la unidad de extracción de los compuestos aromáticos (D) circula a través de la línea (6). Una parte del refinato parafínico se introduce a través de la línea (7) en una unidad de craqueo con vapor. La otra parte de este refinato parafínico se introduce a través de la línea (8) en la mezcla de gasolina. La mezcla de efluentes (extracto aromático y refinato de parafina) que circula en las líneas (9) y (8) se introduce a través de la línea (10) en la mezcla de gasolina.

65

La secuencia de etapas de hidrodesulfuración y extracción de compuestos aromáticos permite mejorar la totalidad de una carga de alimentación hidrocarbonada y en particular de una fracción de gasolina al reducir el contenido de azufre y maximizar el índice de octanos de la gasolina. Una parte de la gasolina se puede convertir en un destilado con un contenido de azufre de medio a bajo. Otra parte de la gasolina se puede usar como base para la petroquímica al introducirla en una unidad de craqueo con vapor.

Así, el proceso permite dar respuesta a las restricciones anteriormente mencionadas, reduciendo la cantidad de gasolina producida a partir de una carga de alimentación hidrocarbonada en favor de un mejor refinado para petroquímica.

De acuerdo con una variante del proceso según la invención (ilustrado en la Figura 2) las etapas de hidrodesulfuración y extracción de compuestos aromáticos van precedidas de una etapa de hidrogenación selectiva, que a su vez va seguida de una etapa de separación. En esta variante, la carga de alimentación se introduce a través de la línea (1) en una unidad de hidrogenación selectiva (A). El efluente obtenido procedente de la unidad de hidrogenación selectiva (A) circula a través de la línea (2) y a continuación se inyecta en una columna de separación (B) que da lugar a al menos dos fracciones: una fracción de gasolina ligera introducida en la mezcla de gasolina a través de la línea (5); esta fracción ligera tendrá un punto final máximo según la norma ASTM D86 de 160 °C, preferentemente de 120 °C y más preferentemente de 90 °C, una fracción de gasolina pesada que circula a través de la línea (3) y opcionalmente una fracción de gasolina intermedia que circula a través de la línea (18). Esta fracción intermedia en general tiene un punto de ebullición final según la norma ASTM D86 inferior o igual a 220 °C, preferentemente inferior o igual a 180 °C y muy preferentemente inferior o igual a 160 °C. Cuando se produzca una fracción intermedia (18), se introduce en la unidad de hidrodesulfuración (C) a través de la línea (18). La fracción pesada que circula a través de la línea (3) se envía hacia los destilados intermedios tras el hidrotratamiento, si es necesario. En caso de que no haya fracción intermedia, es la fracción pesada la que se introduce en la unidad de hidrodesulfuración (C) a través de la línea (3).

El efluente procedente de la unidad de hidrodesulfuración (C) circula a través de la línea (4) antes de su envío a la unidad de extracción de compuestos aromáticos (D). El refinado parafínico circula a través de la línea (6). Una parte del refinado parafínico se introduce a través de la línea (7) en una unidad de craqueo con vapor. La otra parte de este refinado parafínico se introduce a través de la línea (8) en la mezcla de gasolina. Los efluentes (gasolina ligera y extracto aromático) que circulan en las líneas (9) y (5) se mezclan a través de la línea (11), antes de su envío en forma de mezcla con el efluente (refinado parafínico) que circula a través de la línea (8) a la mezcla de gasolina.

Esta variante del proceso según la invención permite obtener en el momento de la etapa de separación una fracción de gasolina ligera que contiene menos de 10 ppm de azufre y una fracción de gasolina pesada con un contenido de olefinas controlado, lo que implica una disminución del 15 al 85 % de olefinas introducidas en la unidad de hidrodesulfuración.

En el caso donde sea deseable maximizar la carga de alimentación en la unidad de craqueo con vapor, la configuración propuesta puede consistir en:

- una etapa de hidrogenación selectiva,
- una etapa de separación,
- una etapa de hidrodesulfuración sobre la fracción de gasolina pesada y una parte de la fracción de gasolina ligera,
- una etapa de extracción de compuestos aromáticos sobre la totalidad del efluente que procede de la unidad de hidrodesulfuración,
- el envío de la totalidad del refinado parafínico obtenido a la unidad de craqueo con vapor.

También es posible separar el refinado parafínico en dos fracciones, una fracción ligera con un bajo contenido de azufre y de octanos reintroducida en la mezcla de gasolina si se dispone de margen en términos de índice de octanos o, en caso contrario, en la unidad de craqueo con vapor, y una fracción pesada con un bajo contenido de azufre y con un punto de inflamación controlado introducida en la mezcla de queroseno o en la mezcla de diésel.

De acuerdo con otra variante del proceso según la invención (ilustrada en la Figura 3), la etapa de extracción de los compuestos aromáticos puede ir seguida de una etapa de separación. La carga de alimentación se introduce a través de la línea (1) en la unidad de hidrogenación selectiva (A). El efluente obtenido procedente de la unidad de hidrogenación selectiva (A) circula a través de la línea (2) y se inyecta en una columna de separación (B) que da lugar a dos fracciones: una fracción de gasolina ligera introducida en la mezcla de gasolina a través de la línea 5 y una fracción de gasolina pesada introducida en la unidad de hidrodesulfuración (C) a través de la línea (3). El efluente obtenido procedente de la unidad de hidrodesulfuración (C) circula a través de la línea (4) antes de su envío a la unidad de extracción de compuestos aromáticos (D).

El refinado parafínico circula a través de la línea (6). Los efluentes (gasolina ligera y extracto aromático) que circulan en las líneas (9) y (5), se mezclan a través de la línea (11).

El refinato parafínico que circula a través de la línea (6) se introduce en una columna de separación (E). El refinato pesado se introduce en la fracción diésel a través de la línea (13). El refinato ligero circula a través de la línea (14). Una parte de este refinato ligero se introduce a través de la línea (15) en la mezcla de gasolina y la otra parte se introduce a través de la línea (16) en la unidad de craqueo con vapor. El efluente que circula a través de la línea (11) se mezcla con el efluente que circula a través de la línea (15) para proporcionar el efluente que circula a través de la línea (17) que se introduce en la mezcla de gasolina.

Esta variante se puede usar en los casos en los que se desee maximizar la producción de destilados, sin el envío del producto a la petroquímica.

De acuerdo con otra variante (no mostrada) la carga de alimentación hidrocarbonada, sin ninguna etapa previa de hidrogenación selectiva, ni separación, se somete a al menos un tratamiento de hidrodesulfuración y a un tratamiento de extracción de los compuestos aromáticos que puede ir seguido de una etapa de separación. Para ello, la carga de alimentación se introduce en una unidad de hidrodesulfuración. El efluente obtenido procedente de la unidad de hidrodesulfuración se introduce en la unidad de extracción de compuestos aromáticos. El refinato parafínico obtenido a la salida de la unidad de extracción de compuestos aromáticos se introduce en una columna de separación. El refinato pesado se introduce en la fracción diésel. Una parte del refinato ligero se introduce en la mezcla de gasolina y la otra parte se introduce en la unidad de craqueo con vapor. El extracto aromático obtenido procedente de la unidad de extracción se mezcla con la otra parte del refinato ligero, y a continuación se introduce en la mezcla de gasolina.

Las diferentes etapas del proceso de acuerdo con la invención se describen con más detalle a continuación.

Etapas de hidrogenación selectiva

El proceso de acuerdo con la invención comprende una etapa de hidrogenación selectiva. Esta etapa tiene como objetivo transformar las diolefinas, presentes en la carga de alimentación hidrocarbonada, en olefinas. Durante esta etapa, los productos ligeros que contienen azufre presentes en la carga de alimentación hidrocarbonada también se pueden hacer más pesados.

Esta etapa de hidrogenación selectiva normalmente se lleva a cabo en un reactor en presencia de un catalizador que contiene al menos un metal del grupo VIII, preferentemente seleccionado del grupo constituido por platino, paladio y níquel, y un soporte. Por ejemplo, es posible emplear un catalizador a base de níquel o de platino depositado sobre un soporte inerte, tal como por ejemplo alúmina, sílice o un soporte que contiene al menos el 50 % de alúmina.

Al metal principal se le puede asociar otro metal para formar un catalizador bimetalico, tal como por ejemplo, molibdeno o wolframio. La utilización de dichas fórmulas catalíticas se ha reivindicado, por ejemplo, en la patente de Francia 2.764.299.

La selección de las condiciones operativas es particularmente importante. En general, la etapa se lleva a cabo a presión y en presencia de una cantidad de hidrógeno en ligero exceso con respecto al valor estequiométrico necesario para hidrogenar las diolefinas. El hidrógeno y la carga de alimentación a tratar se inyectan en corrientes ascendentes o descendentes en un reactor que en general comprende un lecho fijo de catalizador.

La presión empleada durante la reacción de hidrogenación selectiva debe ser suficiente para mantener en fase líquida en el reactor más del 60 % en peso de la carga de alimentación a tratar, preferentemente más del 80 %, y aún más preferentemente más del 95 %. Así, la presión generalmente está comprendida entre, por ejemplo, 0,4 y 5 MPa, preferentemente superior a 1 MPa, y aún más preferentemente comprendida entre 1 y 4 MPa. La velocidad espacial horaria de la carga de alimentación a tratar está comprendida entre 1 aproximadamente y 20 h⁻¹ aproximadamente (volumen de carga de alimentación por volumen de catalizador a la hora), preferentemente entre 2 y 10 h⁻¹, y aún más preferentemente entre 2 y 8 h⁻¹.

De manera más general la temperatura está comprendida entre 50 °C aproximadamente y 250 °C aproximadamente, preferentemente entre 80 °C y 220 °C, y aún más preferentemente entre 100 °C y 200 °C, para garantizar una conversión suficiente de las olefinas.

La relación de hidrógeno a carga de alimentación expresada en litros en general está entre 3 y 50 litros por litro, preferentemente entre 3 y 20 litros por litro.

En el caso del tratamiento de una gasolina de craqueo catalítico, puede contener hasta diversos % en peso de diolefinas (del 0,1 % al 5 %). Después de la hidrogenación, el contenido de diolefinas en general se reduce a menos de 3000 ppm, y preferentemente a menos de 1500 ppm.

Con el fin de transformar los compuestos ligeros que contienen azufre en compuestos pesados que contienen azufre, esta etapa de hidrogenación se puede llevar a cabo pasando, por ejemplo, la carga de alimentación

carbonada inicial sobre un catalizador capaz de hidrogenar las diolefinas y de transformar los compuestos ligeros que contienen azufre o las olefinas en compuestos más pesados que contienen azufre, o sobre un catalizador distinto (igual o diferente), pero que permite realizar esa transformación en el mismo reactor que el de la etapa de hidrogenación.

5

Etapas de separación del efluente obtenido en la etapa de hidrogenación

El proceso de acuerdo con la invención en general comprende una etapa de separación del efluente obtenido en la etapa de hidrogenación en al menos dos fracciones. Estas fracciones son:

- 10 – una fracción ligera con un contenido de azufre residual limitado y que contiene las olefinas que se pueden utilizar como carga de alimentación de la petroquímica o que se incorpora a la mezcla de gasolina sin ningún tratamiento adicional aguas abajo destinado a reducir su contenido de azufre,
- una fracción pesada enriquecida en compuestos aromáticos con respecto a la carga de alimentación y en la que la mayor parte de compuestos que contienen azufre, presentes inicialmente en la carga de
- 15 – opcionalmente una fracción intermedia que contiene la mayor parte de productos BTX (benceno, tolueno y xileno) presentes inicialmente en la carga de alimentación.

20 Esta etapa de separación se realiza preferentemente por medio de una columna de destilación/fraccionamiento convencional. Esta columna de fraccionamiento debe permitir la separación de al menos la fracción ligera de la carga de alimentación obtenida de la hidrogenación que contiene una baja fracción de azufre y la fracción pesada que contiene la mayor parte del azufre presente inicialmente en la carga de alimentación inicial.

25 Esta columna trabaja generalmente a una presión comprendida entre 0,1 y 2 MPa y preferentemente entre 0,1 y 1 MPa. El número de platos teóricos de esta columna de separación en general está entre 10 y 100 y preferentemente entre 20 y 60. La tasa de reflujo, expresada como relación del tráfico líquido en la columna dividido por el caudal de destilado, expresado en kg/h, en general está comprendida entre 0,1 y 2, y preferentemente superior a 0,5.

30 La gasolina ligera obtenida después de la separación en general contiene al menos el 50 % de olefinas C5 y preferentemente al menos el 90 %, opcionalmente compuestos C5, olefinas C6 y compuestos C7.

Generalmente, esta fracción ligera tiene un bajo contenido de azufre, es decir, en general no es necesario tratar la fracción ligera antes de su uso como carburante.

35 No obstante, en algunos casos extremos, se puede considerar un ablandamiento de la gasolina ligera.

Etapas de hidrodesulfuración

40 El proceso de acuerdo con la invención comprende una etapa de hidrodesulfuración. Esta etapa se puede llevar a cabo directamente sobre la carga de alimentación inicial, o sobre la fracción pesada obtenida después de la etapa de separación.

La hidrodesulfuración realizada en el proceso puede ser selectiva (con una velocidad de saturación de las olefinas controlada, es decir, la conservación de una parte de las olefinas) o no selectiva (saturación de las olefinas).

45 Generalmente esta etapa se realiza en al menos un reactor en presencia de un catalizador que comprende al menos un elemento del grupo VIII.

Hidrodesulfuración selectiva:

50 La hidrodesulfuración selectiva se puede llevar a cabo en una etapa o en dos etapas.

Por dos etapas, nosotros designamos el esquema con la eliminación intermedia de H₂S.

55 En el caso de un esquema con una sola etapa, esta etapa puede contener uno o dos reactores en condiciones operativas diferentes.

- Caso de un solo reactor:

60 El catalizador usado en general es un catalizador que comprende cobalto o níquel y molibdeno. Esta etapa se lleva a cabo en presencia de hidrógeno, a una temperatura comprendida, por ejemplo, entre 200 °C y 400 °C, preferentemente entre 220 °C y 350 °C, a una presión comprendida generalmente entre 0,5 y 5 MPa, preferentemente entre 1 y 3 MPa, y aún más preferentemente entre 1,5 y 3 MPa. La velocidad espacial del líquido está comprendida, por ejemplo, entre 0,5 y 10 h⁻¹ aproximadamente (expresada en volumen de líquido por volumen de catalizador a la hora), y preferentemente entre 1 y 8 h⁻¹. La relación H₂/HC se ajusta en función de las tasas de

65 hidrodesulfuración deseadas dentro del intervalo comprendido, por ejemplo, entre 100 y 600 litros por litro, y preferentemente entre 100 y 350 litros por litro.

- Caso de 2 reactores:

5 El catalizador y las condiciones operativas usadas en el primer reactor son similares a las descritas en el caso de un solo reactor.

En el segundo reactor, los catalizadores utilizados en general son catalizadores que comprenden cobalto y molibdeno o catalizadores que comprenden níquel.

10 La temperatura en el segundo reactor en general está entre 250 y 400 °C y preferentemente entre 300 y 370 °C. La velocidad espacial del líquido está comprendida, por ejemplo, entre 0,5 y 10 h⁻¹ aproximadamente (expresada en volumen de líquido por volumen de catalizador a la hora), y preferentemente entre 1 y 8 h⁻¹.

15 Las condiciones de presión y la relación H₂/HC son similares a las del primer reactor en la primera etapa.

Esta configuración (y en particular el desacoplamiento de temperaturas y la utilización de la secuencia de catalizadores) permite ser más selectivo que en la configuración con un solo reactor. La conservación de las olefinas a través de la etapa de HDS por tanto es mejor.

20 En el caso de dos etapas, estas son:

- una primera etapa: llevada a cabo a unas condiciones de presión, temperatura, VEHL y H₂/HC similares a las de un esquema de una etapa con un reactor,
- una segunda etapa: tratamiento del efluente de la primera etapa tras la eliminación del H₂S, llevada a cabo a unas condiciones que se sitúan en los mismos intervalos que la primera etapa.

25 El catalizador usado en general es un catalizador que comprende cobalto y molibdeno en las dos etapas.

Esta configuración permite ser aún más selectivo gracias a la eliminación intermedia del H₂S entre las 2 etapas que reduce la presión parcial de H₂S.

30 En el caso de la hidrodesulfuración selectiva, la conversión observada de las olefinas por hidrogenación es del 5 al 95 %, preferentemente del 15 al 85 %, y aún más preferentemente del 15 al 50 %.

Hidrodesulfuración no selectiva:

35 Esta etapa se lleva a cabo en presencia de hidrógeno a una temperatura comprendida, por ejemplo, entre 200 °C y 400 °C, preferentemente entre 220 °C y 350 °C a una presión comprendida en general entre 0,5 y 5 MPa, preferentemente entre 1 y 3 MPa, y aún más preferentemente entre 1,5 y 3 MPa. La velocidad espacial del líquido está comprendida, por ejemplo, entre 0,5 y 10 h⁻¹ aproximadamente (expresada en volumen de líquido por volumen de catalizador a la hora), y preferentemente entre 1 y 8 h⁻¹. La relación H₂/HC se ajusta en función de las tasas de hidrodesulfuración deseadas dentro del intervalo comprendido, por ejemplo, entre 100 y 600 litros por litro, y preferentemente entre 100 y 350 litros por litro.

45 La diferencia principal con respecto a una hidrodesulfuración selectiva es la selección del catalizador. El catalizador usado en general es un catalizador que comprende cobalto y molibdeno o níquel y molibdeno. Los catalizadores usados poseen una actividad hidrogenante más potente que en el caso de una hidrodesulfuración selectiva.

50 En el proceso de acuerdo con la invención, la conversión de los compuestos insaturados que contienen azufre es superior al 15 % y preferentemente superior al 90 %.

En el caso de la hidrodesulfuración no selectiva, la reducción observada de olefinas es superior al 50 %, preferentemente superior al 85 %, y más preferentemente superior al 95 %.

Etapas de extracción de compuestos aromáticos:

55 El proceso de acuerdo con la invención comprende una etapa de extracción de compuestos aromáticos. Esta extracción es una extracción líquido-líquido o una destilación extractiva usando uno o varios disolventes.

60 En el caso de una extracción líquido-líquido convencional, la extracción se lleva a cabo por medio de todo tipo de disolventes muy conocidos por el experto en la materia para realizar dichas extracciones y, por ejemplo, disolventes de tipo sulfolano, dimetilsulfóxido (DMSO), dimetilformamida (DMF), N-metilpirrolidona (NMP), N-formilmorfolina (NFM), metanol, acetonitrilo y mezclas de diferentes disolventes. El efluente obtenido tras la etapa de hidrodesulfuración se pone en contacto con el disolvente en una primera columna de extracción de la cual se recupera un disolvente rico en compuestos aromáticos, y un rafinato constituido por compuestos aromáticos. A continuación el rafinato se purifica en una columna de lavado para retirar las trazas residuales de disolvente. El disolvente rico en compuestos aromáticos normalmente en primer lugar se libera de los últimos compuestos no

aromáticos en una columna de separación, y a continuación se introduce en una columna de recuperación de compuestos aromáticos. El disolvente se recicla tras la regeneración mientras que los compuestos aromáticos se recuperan en forma de extracto.

- 5 En el caso de una destilación extractiva se utiliza un disolvente de separación no volátil y miscible a un alto punto de ebullición, para modificar la volatilidad relativa (presión de vapor) de los constituyentes de una mezcla en la que la volatilidad está muy próxima. El disolvente interacciona de forma diferente con los diversos compuestos de la mezcla provocando así una diferencia de volatilidad relativa de cada compuesto y permitiendo su separación. La técnica consiste en introducir la corriente que comprende los compuestos aromáticos con un disolvente en una columna de destilación extractiva. Los compuestos no aromáticos se evacúan por la parte superior de la columna con una pequeña cantidad de disolvente (que se regenera enseguida). Los compuestos aromáticos se evacúan por la parte inferior de la columna con el disolvente. El conjunto de disolvente/compuestos aromáticos se introduce en una columna de separación en donde los compuestos aromáticos purificados se separarán del disolvente. El disolvente usado es muy conocido por el experto en la materia, tal como por ejemplo, N-formil morfolina.

15 Una de las ventajas de la invención deriva de que no es necesario tener un rendimiento excelente, ni una pureza excepcional al final de la etapa de extracción de los compuestos aromáticos en contraposición a las condiciones de aplicación de estas tecnologías en un entorno petroquímico para producir compuestos aromáticos de alta pureza y con un rendimiento elevado. Aunque el índice de octanos es mejor con una relación de disolvente más elevada, la calidad de los productos es aceptable con una relación de disolvente más baja que la usada habitualmente por el experto en la materia. Por tanto es posible usar una unidad de extracción de compuestos aromáticos simplificada con respecto a una unidad de extracción convencional. En este caso, preferentemente:

- la columna de separación se suprime o comprende un menor número de platos,
- 25 – la relación de disolvente/carga de alimentación está comprendida entre 1 y 10, preferentemente entre 1 y 6, y más preferentemente entre 1 y 3,5, a diferencia de una extracción convencional en la que la relación está comprendida entre 3 y 10.

30 El extracto aromático obtenido permite retirar las moléculas con un bajo índice de octanos presentes en la carga de alimentación y de esta forma generalmente contribuye a superar los requerimientos del Índice de octanos de investigación (o RON por *Research Octane Number*, de acuerdo con la terminología inglesa) de 95 y del Índice de octanos motor (o MON por *Motor Octane Number*, de acuerdo con la terminología inglesa) de 85 de mezclas de gasolina tras volver a mezclar con los otros constituyentes habituales (reformato, isomero, éteres, ...).

35 El refinado paraafínico obtenido en general constituye una carga de alimentación excelente para una unidad de craqueo con vapor o de reformado catalítico y de esta forma sustituye a los nafta muy caros.

Etapas de separación del refinado obtenido tras la extracción de los compuestos aromáticos

40 El proceso de acuerdo con la invención puede comprender una etapa de separación del refinado, obtenido en la etapa de extracción de los compuestos aromáticos, en al menos dos fracciones, una fracción ligera que se puede enviar a la mezcla de gasolina o a la petroquímica y una fracción pesada que se puede enviar a la mezcla de queroseno o de diésel.

45 Esta separación preferentemente se realiza por medio de una columna de destilación convencional.

Esta columna generalmente trabaja a una presión comprendida entre 0,01 y 2 MPa y preferentemente entre 0,01 y 0,5 MPa. El número de platos teóricos de esta columna de separación en general está comprendido entre 10 y 100 y preferentemente entre 20 y 60. La tasa de reflujo, expresada como relación del tráfico líquido en la columna dividido por el caudal de destilado expresado en kg/h, en general es superior a 0,2 y preferentemente superior a 0,4.

Los ejemplos comparativos siguientes ilustran la presente invención.

Ejemplos

55

Ejemplo 1 (Figura 1)

a) Obtención de una gasolina de craqueo catalítico desulfurada

60 Partimos de una gasolina de craqueo catalítico con el fin de producir una gasolina de una calidad al menos similar a la carga de alimentación y un refinado que pueda alimentar a una unidad de craqueo de vapor.

La gasolina de craqueo catalítico tiene las siguientes características:

Destilación ASTM D86:

65 Punto inicial: 35 °C

Punto final: 220 °C

Contenido de olefina: 33,6 % en peso
 Contenido de compuestos aromáticos: 34,6 % en peso
 RON = 93,00
 Azufre = 3278 ppm

5 La carga de alimentación inicial (1) se desulfura selectivamente sobre un catalizador de cobalto/molibdeno (de tipo HR 806) en las condiciones siguientes: Temperatura: 260 °C; P = 2 MPa, VEHL = 4 h⁻¹ con una relación de H₂/HC de 200 l/l en la unidad de hidrodesulfuración (C).

10 b) Extracción de la gasolina desulfurada

El efluente obtenido en la etapa de hidrodesulfuración se introduce a través de la línea (4) en una unidad de extracción de compuestos aromáticos (D) con sulfolano.

15 La unidad está simplificada con respecto a una unidad de extracción convencional:

- se suprime la columna de separación,
- la relación de disolvente/carga de alimentación se reduce a 2,7.

20 El refinato parafínico que circula a través de la línea (6) se envía parcialmente a la mezcla de gasolina a través de la línea (8) hasta obtener una gasolina con un octanaje igual o superior a la carga de alimentación.

El excedente se introduce en la unidad de craqueo con vapor a través de la línea (7).

25 c) Calidad de los productos

Efluente	1	4	9	6	8	7	10
Olefinas, % en peso	33,60	16,80	12,50	17,78	17,78	17,78	14,33
Aromáticos, % en peso	34,60	34,60	61,00	28,61	28,61	28,61	49,80
Compuestos saturados, % en peso	31,80	48,60	26,50	53,62	53,61	53,61	35,90
RON	93,00	85,90	98,40	83,00	83,00	83,00	93,10
MON	81,60	80,30	87,00	78,80	78,80	78,80	84,18
Azufre(ppm)	3278,0	7,0	11,3	6,0	6,0	6,0	9,5
Caudal (kg/h)	100000	100000	18500	81500	9780	71720	28280
Densidad	0,761	0,761	0,757	0,762	0,762	0,762	0,758

30 En estas condiciones se obtiene una gasolina cuyo índice de octanos ha aumentado ligeramente (RON: 93,10) con respecto al de la carga de alimentación de partida (RON: 93,00). El contenido de azufre es muy bajo (9,5 ppm) y se ha reducido enormemente con respecto al de la carga de alimentación de partida (3278 ppm). El refinato constituye una buena carga de alimentación de la unidad de craqueo con vapor.

Ejemplo 2 (Figura 2 – modo selectivo)

35 a) Obtención de una gasolina de craqueo catalítico desulfurada

Partimos de una gasolina de craqueo catalítico sobre la que se desea recuperar un refinato para su envío a craqueo con vapor al tiempo que se mejora la calidad de la gasolina producida.

40 La gasolina de craqueo catalítico que circula a través de la línea (1) tiene las siguientes características:

Destilación ASTM D86:
 Punto inicial: 35 °C
 Punto final: 140 °C

45 Contenido de olefina: 34,5 % en peso
 Contenido de compuestos aromáticos: 19,2 % en peso
 RON = 91,40
 Azufre = 1112 ppm

50 Se trata sobre un catalizador de hidrogenación selectivo de níquel-molibdeno (HR 845).

La gasolina se trata en las condiciones siguientes:

Temperatura: 160 °C; P = 2 MPa, VEHL = 4 h⁻¹ con una relación de H₂/HC de 5 l/l.

El efluente que circula a través de la línea (2) a continuación se fracciona sobre una columna (etapa B).

- 5 En la parte superior se recupera una fracción desulfurada con un punto de ebullición final ASTM D86 de 60 °C que circula a través de la línea (5). En la parte inferior, la fracción con un intervalo de destilación ASTM D86 60-140 °C que circula a través de la línea (3) se desulfura selectivamente sobre un catalizador de CoMo (HR 806) en las siguientes condiciones: Temperatura: 260 °C; P = 2 MPa, VEHL = 4 h⁻¹ con una relación de H₂/HC de 200 l/l.

- 10 b) Extracción de la gasolina desulfurada

El efluente obtenido en la etapa de hidrodesulfuración se introduce a través de la línea (4) en una unidad de extracción de compuestos aromáticos con sulfolano.

- 15 La unidad está simplificada con respecto a una unidad de extracción convencional:

- se suprime la columna de separación,
- la relación de disolvente/carga de alimentación se reduce a 2,7.

- 20 El refinato parafínico que circula a través de la línea (6) se envía parcialmente a la mezcla de gasolina a través de la línea (8) hasta obtener una gasolina con un octanaje igual o superior a la carga de alimentación. El excedente se introduce en la unidad de craqueo con vapor a través de la línea (7). El extracto (9) se introduce en la mezcla de gasolina.

- 25 c) Calidad de los productos

Efluente	1	5	3	4	9	6	8	7	12
Olefinas, % en peso	34,50	46,40	28,09	14,05	9,30	15,28	15,28	15,28	31,74
Aromáticos, % en peso	19,2	0,9	29,1	29,1	60,0	21,0	21,0	21,0	18,1
Compuestos saturados, % en peso	46,3	52,7	42,9	56,9	30,7	63,7	63,7	63,7	50,2
RON	91,40	94,40	89,60	83,90	95,90	81,00	81,00	81,00	92,00
MON	81,00	83,50	79,50	77,60	83,50	76,20	76,20	76,20	82,00
Azufre (ppm)	1112,0	9,0	1705,0	9,0	13,1	7,9	7,9	7,9	9,7
Caudal (kg/h)	100000	35000	65000	65000	13390	51610	12902,5	38707,5	61293
Densidad	0,74	0,68	0,78	0,78	0,82	0,76	0,76	0,76	0,73

- 30 En estas condiciones se obtiene una gasolina cuyo índice de octanos ha aumentado ligeramente (RON: 92,00) con respecto al de la carga de alimentación de partida (RON: 91,40). El contenido de azufre es muy bajo (< 10 ppm) y se ha reducido enormemente con respecto al de la carga de alimentación de partida (1112 ppm). El refinato constituye una buena carga de alimentación de la unidad de craqueo con vapor.

Ejemplo 3 (Figura 2 - modo no selectivo)

- 35 a) Obtención de una gasolina de craqueo catalítico desulfurada

Partimos de una gasolina de craqueo catalítico sobre la que se desea recuperar un refinato para su envío a craqueo con vapor al tiempo que se mejora la calidad de la gasolina producida.

- 40 La gasolina de craqueo catalítico que circula a través de la línea (1) tiene las siguientes características:

Destilación ASTM D86:

Punto inicial: 35 °C

Punto final: 140 °C

- 45 Contenido de olefina: 34,5 % en peso

Contenido de compuestos aromáticos: 19,2 % en peso

RON = 91,40

Azufre = 1112 ppm

- 50 Se trata sobre un catalizador de hidrogenación selectivo de níquel-molibdeno (HR 845).

La gasolina se trata en las condiciones siguientes:

Temperatura: 160 °C; P = 2 MPa, VEHL = 4 h⁻¹ con una relación de H₂/HC de 5 l/l.

El efluente (2) a continuación se fracciona (unidad B). En la parte superior se recupera una fracción desulfurada con un punto de ebullición final ASTM D86 de 60 °C que circula a través de la línea (5). En la parte inferior, la fracción con un intervalo de destilación ASTM D86 60-140 °C que circula a través de la línea (3) se desulfura (unidad C) y se hidrogena totalmente sobre un catalizador de CoMo (HR 806) en las siguientes condiciones: Temperatura: 260 °C; P = 2 MPa, VEHL = 4 h⁻¹ con una relación de H₂/HC de 200 l/l. Las olefinas de la gasolina pesada de craqueo catalítico estaban casi totalmente hidrogenadas.

10 b) Extracción de la gasolina desulfurada

El efluente de la etapa de hidrodesulfuración que circula a través de la línea (4) se introduce en una unidad de extracción de compuestos aromáticos con sulfolano.

15 La unidad está simplificada con respecto a una unidad de extracción convencional:

- se suprime la columna de separación,
- la relación de disolvente/carga de alimentación se reduce entre 2 y 3. Aquí se fija en 2,5.

20 El refinato parafínico que circula a través de la línea (6) se envía parcialmente a la mezcla de gasolina a través de la línea (8) hasta obtener una gasolina con un octanaje igual o superior a la carga de alimentación. El excedente se introduce en la unidad de craqueo con vapor a través de la línea (7). El extracto (9) se introduce en la mezcla de gasolina.

25 c) Calidad de los productos

Efluente	1	5	3	4	9	6	8	7	12
Efluente	34,50	46,40	28,10	2,80	1,80	3,10	3,10	3,10	28,70
Olefinas, % en peso	19,2	0,9	29,1	29,1	68,3	19,1	19,1	19,1	19,3
Aromáticos, % en peso	46,3	52,7	42,9	68,1	29,9	77,9	77,9	77,9	52,0
RON	91,40	94,40	89,60	78,20	96,50	73,90	73,90	73,90	91,40
MON	81,00	83,50	79,50	75,70	84,00	73,70	73,70	73,70	82,00
Caudal (kg/h)	1112,0	9,0	1705,9	9,0	13,3	7,9	7,9	7,9	9,8
Efluente	100000	35000	65000	65000	13195	51805	10361	41444	58556
Olefinas, % en peso	135,1	51,4	83,8	83,8	15,9	67,9	13,6	54,0	81,0
Compuestos saturados, % en peso	0,74	0,68	0,78	0,78	0,83	0,76	0,76	0,76	0,72

En estas condiciones se obtiene una gasolina cuyo índice de octanos es idéntico al de la carga de alimentación (RON: 91,40). El contenido de azufre es muy bajo (< 10 ppm) y se ha reducido enormemente con respecto al de la carga de alimentación de partida (1112 ppm).

El refinato constituye una buena carga de alimentación de la unidad de craqueo con vapor e incluso mejor que en el ejemplo anterior puesto que contiene menos olefinas.

35 Ejemplo 4 (Figura 2 - modo no selectivo)

a) Obtención de una gasolina de craqueo catalítico desulfurada

Partimos de una gasolina de craqueo catalítico sobre la que se desea recuperar una gasolina con un índice de octanos máximo y un refinato de muy buena calidad para su envío a craqueo con vapor al tiempo que se mejora la calidad de la gasolina producida.

La gasolina de craqueo catalítico tiene las siguientes características:

45 Destilación ASTM D86:

Punto inicial: 35 °C

Punto final: 140 °C

Contenido de olefina: 34,5 % en peso

Contenido de compuestos aromáticos: 19,2 % en peso

RON = 91,40
Azufre = 1112 ppm

Se trata sobre un catalizador de hidrogenación selectivo de níquel-molibdeno (HR 845) en las siguientes condiciones operativas:

Temperatura: 160 °C; P = 2 MPa, VEHL = 4 h⁻¹ con una relación de H₂/HC de 5 l/l.

El efluente (2) a continuación se fracciona (unidad B). En la parte superior se recupera una fracción desulfurada con un punto de ebullición final ASTM D86 de 60 °C que circula a través de la línea (5). En la parte inferior, la fracción con un intervalo de destilación ASTM D86 60-140 °C que circula a través de la línea (3) se desulfura (unidad C) y se hidrogena totalmente sobre un catalizador de CoMo en las siguientes condiciones: Temperatura: 260 °C; P = 2 MPa, VEHL = 4 h⁻¹ con una relación de H₂/HC de 200 l/l. Las olefinas de la gasolina pesada de craqueo catalítico estaban casi totalmente hidrogenadas.

b) Extracción de la gasolina desulfurada

El efluente de la etapa de hidrodesulfuración que circula a través de la línea (4) se introduce en una unidad de extracción de compuestos aromáticos con sulfolano (unidad D).

La unidad está simplificada con respecto a una unidad de extracción convencional. La relación de disolvente/carga de alimentación es de 6.

El refinado (7) se introduce en la unidad de craqueo con vapor. Debido a su naturaleza casi totalmente parafínica, constituye una excelente carga de alimentación de la unidad de craqueo con vapor.

El extracto (9) se introduce en la mezcla de gasolina.

La gasolina producida tiene un índice de octanos tremendamente mejorado con respecto a la carga de alimentación.

c) Calidad de los productos

Efluente	1	5	3	4	9	7	12
Olefinas, % en peso	34,5	46,4	28,1	2,8	1,3	3,37	31,3
Aromáticos, % en peso	19,2	0,9	29,0	29,0	85,2	8,12	29,2
Compuestos saturados, % en peso	46,3	52,7	42,8	68,1	13,5	88,51	39,6
RON	91,40	94,40	89,60	78,20	102,80	69,70	96,90
MON	81,00	83,50	79,50	75,70	91,80	70,10	85,90
Azufre (ppm)	1112	10	1705	10	11	10	10
Caudal (kg/h)	100000	35000	65000	65000	17654	47346	52654
Densidad	0,74	0,682	0,776	0,776	0,823	0,760	0,723

En estas condiciones se obtiene una gasolina cuyo índice de octanos es superior (RON: 96,90) con respecto al de la carga de alimentación de partida (RON: 91,40). El contenido de azufre es muy bajo (< 10 ppm) y se ha reducido enormemente con respecto al de la carga de alimentación de partida (1112 ppm).

Ejemplo 5 (Figura 3)

a) Obtención de una gasolina de craqueo catalítico desulfurada

Partimos de una gasolina de craqueo catalítico sobre la que se desea introducir un 20 % en la mezcla de diésel al tiempo que se produce una gasolina de una calidad al menos similar a la carga de alimentación y produciendo un refinado que puede alimentar una unidad de craqueo con vapor.

La gasolina de craqueo catalítico tiene las siguientes características:

Destilación ASTM D86:

Punto inicial: 35 °C

Punto final: 220 °C

Contenido de olefina: 33,6 % en peso

Contenido de compuestos aromáticos: 34,6 % en peso

RON = 93,00

Azufre = 3278 ppm

Se trata sobre un catalizador de hidrogenación selectivo de níquel-molibdeno (de tipo HR 845) en las siguientes condiciones operativas:

5 Temperatura: 160 °C; P = 2 MPa, VEHL = 4 h⁻¹ con una relación de H₂/HC de 5 l/l.

El efluente obtenido después de la hidrogenación selectiva que circula a través de la línea (2) a continuación se fracciona sobre una columna de fraccionamiento (B). En la parte superior de la columna se recupera una fracción desulfurada con un punto de ebullición final ASTM D86 de 60 °C que circula a través de la línea (5).

10 En la parte inferior, la fracción con un intervalo de destilación ASTM D86 60-140 °C que circula a través de la línea (3) se desulfura (unidad C) selectivamente sobre un catalizador de cobalto/molibdeno (de tipo HR 806) en las condiciones operativas siguientes: Temperatura: 260 °C; P = 2 MPa, VEHL = 4 h⁻¹ con una relación de H₂/HC de 200 l/l.

15 b) Extracción de la gasolina desulfurada

El efluente de la etapa de hidrodesulfuración (4) se introduce en una unidad de extracción de compuestos aromáticos con sulfolano. La unidad está simplificada con respecto a una unidad de extracción convencional:

20 – la relación de disolvente/carga de alimentación se reduce a 3,5.

A continuación se destila el rafinato de extracción que circula a través de la línea (6). La fracción más pesada (con un intervalo de destilación ASTM D86 de 150-220 °C) desulfurada se introduce en la mezcla de diésel a través de la línea (13).

25 El rafinato ligero (que tiene un punto final de destilación ASTM D86 de 150 °C) que circula a través de la línea (14) se envía parcialmente a la mezcla de gasolina (15) hasta obtener una gasolina de un octanaje igual o superior a la carga de alimentación.

30 El excedente se introduce en la unidad de craqueo con vapor (16).

c) Calidad de los productos

Efluente	1	5	3	4	9	7	12
Olefinas, % en peso	34,5	46,4	28,1	2,8	1,3	3,37	31,3
Aromáticos, % en peso	19,2	0,9	29,0	29,0	85,2	8,12	29,2
Compuestos saturados, % en peso	46,3	52,7	42,8	68,1	13,5	88,51	39,6
RON	91,40	94,40	89,60	78,20	102,80	69,70	96,90
MON	81,00	83,50	79,50	75,70	91,80	70,10	85,90
Azufre (ppm)	1112	10	1705	10	11	10	10
Caudal (kg/h)	100000	35000	65000	65000	17654	47346	52654
Densidad	0,74	0,682	0,776	0,776	0,823	0,760	0,723

En estas condiciones se obtiene una gasolina cuyo índice de octanos es superior (RON: 95,70) con respecto al de la carga de alimentación de partida (RON: 93,00). El contenido de azufre es muy bajo (< 10 ppm) y se ha reducido enormemente con respecto al de la carga de alimentación de partida (3278 ppm).

- 5 La fracción con un intervalo de destilación ASTM D86 de 150-200 °C se enviará a la mezcla de diésel o de queroseno con un hidrotratamiento previo, si fuera necesario.

El refinato ligero constituye una buena carga de alimentación de la unidad de craqueo con vapor.

- 10 Todos los ejemplos, que ilustran las diferentes variantes de la invención, ponen en evidencia que el proceso de acuerdo con la invención permite conservar, y en ciertos casos aumentar, el índice de octanos de la carga de alimentación hidrocarbonada obtenida, al tiempo que disminuye su contenido de azufre de manera muy significativa.

Asimismo se reduce enormemente la cantidad de gasolina en favor de un mejor refinato para la petroquímica.

- 15 Debe ser evidente para el experto en la materia que la presente invención no está limitada a los detalles proporcionados anteriormente y permite realizaciones en muchas otras formas específicas sin apartarse del alcance de la invención. Por consiguiente, las presentes realizaciones se deben considerar a título ilustrativo, y se pueden modificar sin apartarse del alcance definido por las reivindicaciones.
- 20

REIVINDICACIONES

1. Proceso de producción de una fracción hidrocarbonada con un alto índice de octanos y un bajo contenido de azufre a partir de una carga de alimentación hidrocarbonada, que comprende al menos las siguientes etapas:
 - una etapa para la hidrogenación selectiva de las diolefinas de la carga de alimentación hidrocarbonada,
 - una etapa para la separación del efluente que se obtiene en la etapa de hidrogenación selectiva que da lugar a al menos dos fracciones, una fracción hidrocarbonada ligera y una fracción hidrocarbonada pesada,
 - una etapa de hidrodesulfuración de la fracción hidrocarbonada pesada,
 - al menos una etapa para la extracción de compuestos aromáticos sobre todo o parte del efluente que se obtiene en la etapa de hidrodesulfuración, donde dicha extracción da lugar a un refinato enriquecido en parafina con respecto a la carga de alimentación y un extracto enriquecido en compuestos aromáticos que se introduce en una mezcla de gasolina, en donde la fracción hidrocarbonada ligera se introduce en una mezcla con el extracto enriquecido en compuestos aromáticos y una parte del refinato parafínico se introduce en la mezcla de gasolina y otra parte del refinato parafínico se introduce en una unidad de craqueo con vapor para producir olefinas ligeras.
2. Proceso de acuerdo con la reivindicación 1, donde la carga de alimentación hidrocarbonada se obtiene a partir de una unidad de craqueo catalítico o de una unidad de craqueo térmico o de una unidad de coquización o de una unidad de viscorreducción.
3. Proceso de acuerdo con una de las reivindicaciones 1 o 2, donde la etapa de hidrodesulfuración es selectiva y se lleva a cabo en una etapa en uno o dos reactores, o en dos etapas.
4. Proceso de acuerdo con una de las reivindicaciones 1 o 2, donde la etapa de hidrodesulfuración es no selectiva.
5. Proceso de acuerdo con la reivindicación 1, donde al menos una parte del refinato parafínico se introduce en una etapa de separación que da lugar a un refinato ligero que se introduce en una mezcla de gasolina, mezclado con el extracto aromático, y en una unidad de craqueo con vapor y un refinato pesado que se introduce en una mezcla de diésel o a una mezcla de queroseno.
6. Proceso de acuerdo con una de las reivindicaciones 1 a 5, donde la etapa de separación además da lugar a una fracción hidrocarbonada intermedia que se introduce como carga de alimentación en la etapa de hidrodesulfuración.
7. Proceso de acuerdo con una de las reivindicaciones 1 a 6, donde la etapa de extracción de compuestos aromáticos es una extracción líquido-líquido o una destilación extractiva.
8. Proceso de acuerdo con la reivindicación 7, donde la etapa de extracción de compuestos aromáticos es una extracción líquido-líquido con una relación de disolvente de entre 1,5 y 5.

Figura 1

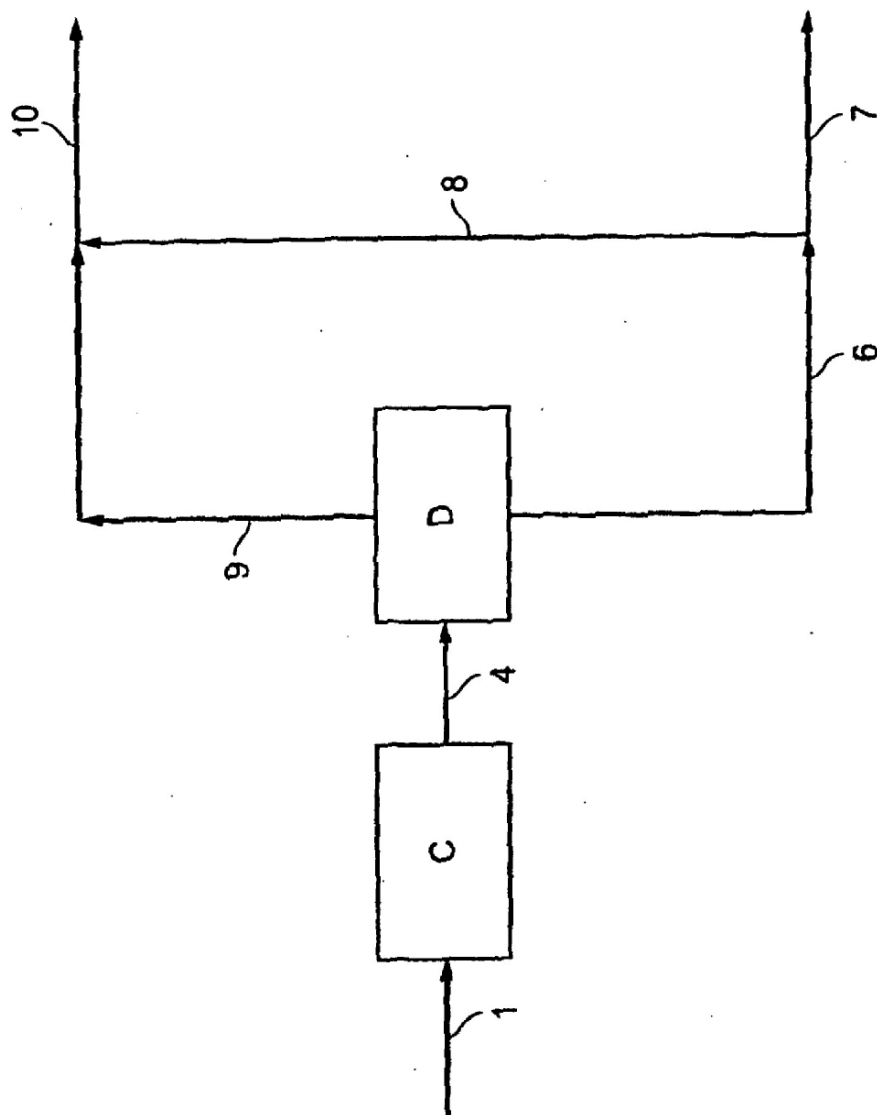


Figura 2

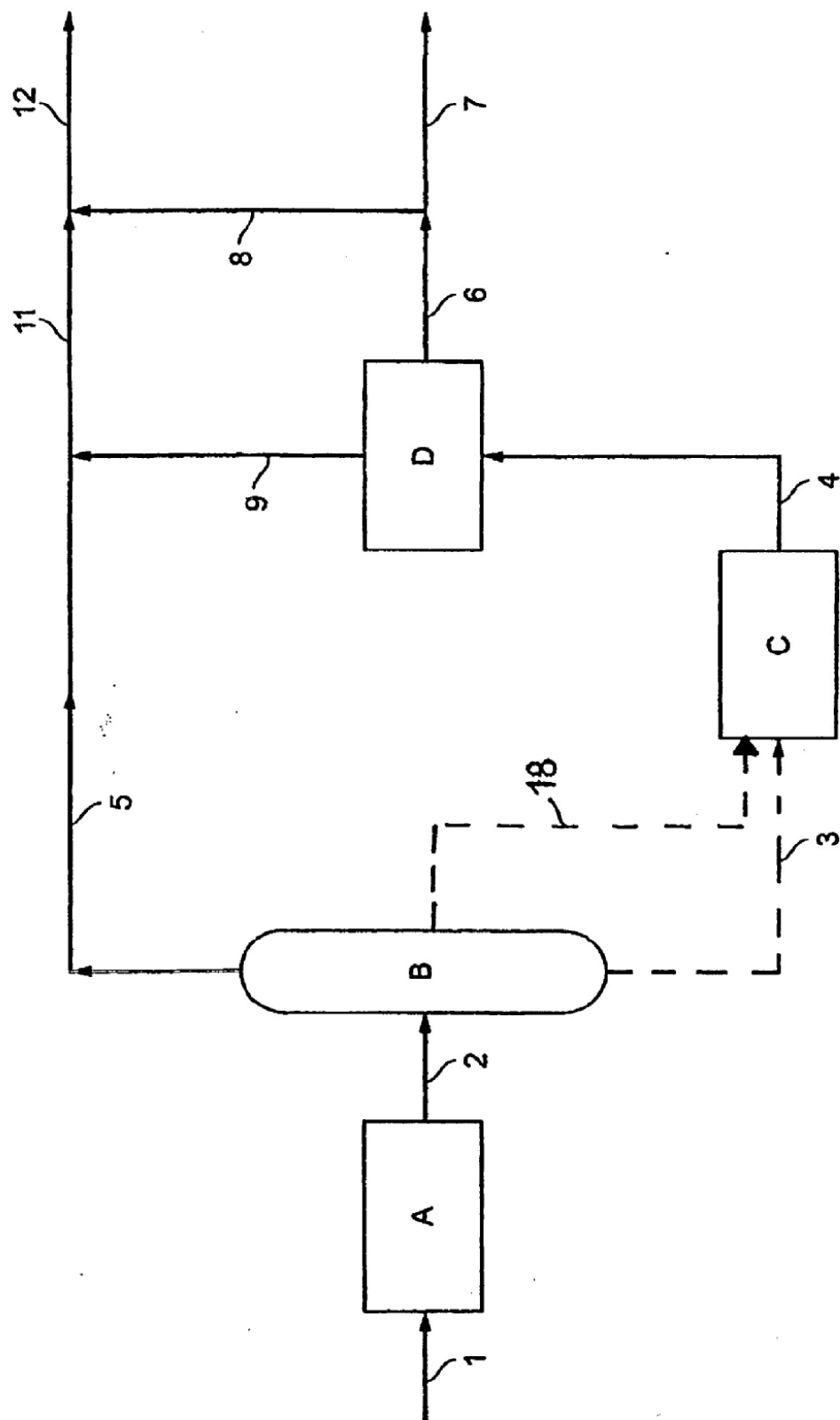


Figura 3

