

19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 714 797**

51 Int. Cl.:

**C10G 45/00** (2006.01)

**C10G 49/22** (2006.01)

**C10G 47/00** (2006.01)

**C10G 67/02** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **15.12.2016 E 16306699 (6)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **12.12.2018 EP 3184607**

54 Título: **Procedimiento de hidrot ratamiento o hidroconversión con depurador y balón de separación de baja presión en la sección de fraccionamiento**

30 Prioridad:

**23.12.2015 FR 1563173**

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

**30.05.2019**

73 Titular/es:

**AXENS (100.0%)  
89 Bd. Franklin Roosevelt, B.P. 50802  
92508 Rueil-Malmaison Cedex, FR**

72 Inventor/es:

**LAJEUNESSE, ODILE;  
ALSPEKTOR, PIERRE-YVES;  
PACKEU, PÂRIS y  
PUPAT, NICOLAS**

74 Agente/Representante:

**ISERN JARA, Jorge**

ES 2 714 797 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 hidrotratamiento o hidroconversión con depurador y balón de separación de baja presión en la sección de fraccionamiento

5 Contexto de la invención

10 La invención se refiere al campo de los procedimientos de hidrotratamiento o hidroconversión. Los procedimientos convencionales de hidrotratamiento o hidroconversión de gasóleos, destilados al vacío, residuos atmosféricos o al vacío, generalmente comprenden una sección de fraccionamiento del efluente de la sección reactiva alcanzado principalmente dos objetivos, la eliminación del H<sub>2</sub>S y de los ligeros y el fraccionamiento principal de los productos de la unidad. La realización de estos dos objetivos engendra unos consumos energéticos y representa una inversión y un coste operativo importantes tanto en términos absolutos como con respecto al conjunto del procedimiento.

15 Técnica anterior:

20 La patente US 3.733.260 describe un procedimiento de hidrodesulfuración de gasóleos que comprende una sección reactiva de hidrodesulfuración, una separación del efluente de esta sección en una fracción gaseosa y una primera fracción líquida a alta temperatura y alta presión, una condensación parcial de dicha fase vapor en una fracción gaseosa que comprende esencialmente hidrógeno y una segunda fracción líquida, una depuración (striping) del H<sub>2</sub>S y de los hidrocarburos ligeros de la primera y la segunda fracción líquida por medio del hidrógeno tratado previamente, una separación de los hidrocarburos depurados en una nafta y un gasóleo de dicha nafta en la etapa de condensación.

25 Esta configuración, necesita generar un reflujo para la depuración y presenta el inconveniente de disipar una parte de la energía contenida en el efluente de la sección reactiva en el aerocondensador de cabeza del depurador. Además, al ser la temperatura óptima requerida para la alimentación de la depuración inferior a la temperatura mínima requerida para la separación aguas abajo, se necesita un calentamiento de la carga de esta separación.

30 La patente US 3.371.029 describe un procedimiento de separación de efluentes de un reactor de conversión de hidrocarburos que contienen hidrógeno en el que no hay depuración del H<sub>2</sub>S y unos hidrocarburos aguas arriba de la separación principal de hidrocarburos en una nafta, un gasóleo y unos compuestos más pesados.

35 Esta última configuración presenta el inconveniente de que los gases ácidos procedentes de la separación principal operada a una presión próxima a la presión atmosférica, inevitablemente, deben, comprimirse tras la eliminación del H<sub>2</sub>S antes de reenviarse hacia una red de gas combustible de una refinería.

La invención corrige estos inconvenientes minimizando, incluso suprimiendo el compresor de cabeza de separación, a la vez que se maximiza la eficacia energética del procedimiento.

40 El documento US 2005 / 0035028 divulga un procedimiento de hidrotratamiento.

Breve descripción de las figuras:

45 Las figuras 1 y 2 presentan la misma numeración para un mismo equipo de la instalación.

La figura 1 describe un esquema del procedimiento según la invención en el que el depurador C-1 está alimentado por la fracción de fondo del balón de separación frío de media presión B-4 y la fracción más ligera obtenida tras la separación del efluente procedente de la sección reactiva R-1, sucesivamente en el balón de alta presión B-1, luego, el balón de media presión B-3 y después, el balón de baja presión B-5.

50 Las fracciones de fondo del balón B-5 y del depurador C-1 alimentan la columna de fraccionamiento principal C-2.

55 La figura 2 describe un esquema del procedimiento según la técnica anterior en el que no hay ni balón B-5 ni depurador C-1. El efluente procedente de la sección reactiva R-1 se envía sucesivamente al balón de alta presión B-1, luego, el balón de media presión B-3, después, directamente a la columna de fraccionamiento principal C-2 con la fracción de fondo procedente del balón B-4.

Breve descripción de la invención:

60 La invención se define en la reivindicación 1. En una variante, la instalación además comprende:

- un balón de separación caliente de media presión B-3, alimentado por el flujo líquido procedente de B-1 y cuyo efluente líquido alimenta el balón B-5,
- un balón de separación frío de media presión B-4, alimentado por el flujo líquido procedente de B-2 y el flujo gaseoso procedente de B-3 y cuyo efluente líquido constituye una parte de la carga del depurador C-1.

En el procedimiento según la invención, la columna de separación C-1 funciona en las siguientes condiciones: presión total comprendida entre 0,6 y 2,0 MPa, preferentemente, entre 0,7 y 1,8 MPa.

5 En el procedimiento según la invención, la columna de fraccionamiento C-2 funciona en las siguientes condiciones de presión: presión total comprendida entre 0,1 MPa y 0,4 MPa, preferentemente, comprendida entre 0,1 MPa y 0,3 MPa.

10 Según una variante del procedimiento según la invención, al menos una parte de la fracción de cabeza procedente de la columna de fraccionamiento C-2 que contiene los gases ácidos residuales, se envía hacia una columna de lavado C-5 que opera a una presión muy baja, con el fin de eliminar al menos una parte del H<sub>2</sub>S, utilizándose, a continuación, dicha parte de la fracción de cabeza como combustible complementario en el horno F-1 de la sección reactiva.

15 Según otra variante del procedimiento según la invención, al menos una parte de la fracción de cabeza procedente de la columna de fraccionamiento C-2 que contiene los gases ácidos residuales, se envía hacia los compresores de gases ácidos de una unidad de craqueo catalítico en lecho fluidizado (FCC).

Por último, según otra variante del procedimiento según la invención, la temperatura del balón de separación caliente de alta presión B-1 se selecciona de manera que no sea necesario un horno para la carga del fraccionamiento principal C2.

20 Descripción detallada de la invención

El resto de la descripción suministra información complementaria sobre las condiciones operativas del procedimiento y los catalizadores utilizados en la sección reactiva.

25 De manera general en el procedimiento que utiliza la instalación según la invención, la sección reactiva R-1 puede constar de varios reactores dispuestos en serie o en paralelo.

30 Cada reactor de la sección reactiva comprende al menos un lecho de catalizador. El catalizador se puede implementar en un lecho fijo o en un lecho expandido o bien en lecho en ebullición. En el caso de un catalizador implementado en un lecho fijo, es posible disponer varios lechos de catalizador en al menos un reactor.

35 Se puede utilizar cualquier catalizador conocido por el experto en la materia en el procedimiento según la invención, por ejemplo, un catalizador que comprenda al menos un elemento seleccionado de entre los elementos del Grupo VIII de la tabla periódica (grupos 8, 9 y 10 de la nueva tabla periódica) y eventualmente al menos un elemento seleccionado de entre los elementos del Grupo VIB de la tabla periódica (grupo 6 de la nueva tabla periódica).

Las condiciones operativas de la sección reactiva de hidrotratamiento o de hidroconversión R-1 en general son las siguientes:

40 La temperatura típicamente está comprendida entre aproximadamente 200 y aproximadamente 460 °C,

45 La presión total típicamente está comprendida entre aproximadamente 1 MPa y aproximadamente 20 MPa, generalmente, entre 2 y 20 MPa, preferentemente, entre 2,5 y 18 MPa y, de manera muy preferente, entre 3 y 18 MPa,

50 La velocidad espacial horaria global de carga líquida para cada etapa catalítica típicamente está comprendida entre aproximadamente 0,1 y aproximadamente 12, y preferentemente, entre aproximadamente 0,4 y aproximadamente 10 h<sup>-1</sup> (estando la velocidad espacial horaria definida como el caudal volumétrico de carga dividido por el volumen de catalizador),

La pureza del hidrógeno reciclado utilizado en el procedimiento según la invención típicamente está comprendida entre 50 y 100 % en volumen,

55 La cantidad de hidrógeno reciclado con respecto a la carga líquida típicamente está comprendida entre aproximadamente 50 y aproximadamente 2500 Nm<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>.

60 Para la implementación del procedimiento según la invención, se puede utilizar un catalizador clásico de hidroconversión que comprenda, sobre un soporte amorfo, al menos un metal o compuesto de metal que tenga una función hidro-deshidrogenante. Este catalizador puede ser un catalizador que comprenda metales del grupo VIII, por ejemplo, níquel y/o cobalto, la mayoría de las veces, en asociación con al menos un metal del grupo VIB, por ejemplo, molibdeno y/o tungsteno.

65 Por ejemplo, se puede emplear un catalizador que comprenda de un 0,5 a un 10 % en peso de níquel (expresado en términos de óxido de níquel NiO) y de un 1 a un 30 % en peso de molibdeno, preferentemente, de un 5 a un 20 % en peso de molibdeno (expresado en términos de óxido de molibdeno MoO<sub>3</sub>) sobre un soporte mineral amorfo.

La cantidad total en óxidos de metales de los grupos VI y VIII en el catalizador generalmente está comprendida entre un 5 y un 40 % en peso y, preferentemente, entre un 7 y un 30 % en peso. La relación ponderal (expresada en base a óxidos metálicos) entre metal (o metales) del grupo VI y metal (o metales) del grupo VIII es, en general, de aproximadamente 20 a aproximadamente 1 y la mayoría de las veces de aproximadamente 10 a aproximadamente 2.

5 El soporte se selecciona, por ejemplo, del grupo formado por alúmina, sílice, sílices-alúminas, magnesia, arcillas y mezclas de al menos dos de estos minerales.

10 Este soporte puede contener generalmente otros compuestos y, por ejemplo, óxidos seleccionados de entre el óxido de boro, la circonita, el óxido de titanio, el anhídrido fosfórico.

La mayoría de las veces se utiliza un soporte de alúmina y preferentemente alúmina  $\eta$  o  $\gamma$ .

15 El catalizador también puede contener un elemento promotor tal como el fósforo y/o el boro. Este elemento se puede haber introducido en la matriz o preferentemente haberse depositado sobre el soporte. También se puede depositar silicio sobre el soporte, solo o con el fósforo y/o el boro.

20 De manera preferente, los catalizadores contienen silicio depositado sobre un soporte tal como alúmina, eventualmente con fósforo y/o boro depositado(s) sobre el soporte y también contienen al menos un metal del grupo VIII (Ni, Co) y al menos un metal del grupo VIB (Mo, W). La concentración en dicho elemento normalmente es inferior a aproximadamente 20 % en peso (sobre la base óxido) y la mayoría de las veces inferior a aproximadamente 10 %.

25 La concentración de trióxido de boro ( $B_2O_3$ ) normalmente es de aproximadamente 0 a aproximadamente 10 % en peso.

Otro catalizador es una sílice-alúmina que comprende al menos un metal del grupo VIII y al menos un metal del grupo VIB.

30 Otro tipo de catalizador utilizable en el procedimiento según la invención es un catalizador que contiene al menos una matriz, al menos una zeolita Y, y al menos un metal hidro-deshidrogenante. Las matrices, metales y elementos adicionales descritos anteriormente pueden asimismo entrar en la composición de este catalizador.

35 Unas zeolitas Y ventajosamente en el marco del procedimiento según la invención, se describen en las solicitudes de patente WO00/71641, EP-911 077, así como, US-4.738.940 y US-4.738.941.

40 Algunos compuestos que tienen un carácter básico, como el nitrógeno básico, son bien conocidos por reducir significativamente la actividad de craqueo de los catalizadores ácidos tal como las sílices-alúminas o las zeolitas. Cuanto más pronunciado es el carácter ácido que presenta el catalizador (sílice-alúmina, incluso zeolita), mayor es el efecto beneficioso que tiene la disminución de la concentración en compuestos básicos por disolución sobre la reacción de hidrocraqueo suave.

45 La columna de separación (depurador) C-1, busca eliminar los gases procedentes del craqueo (denominados, en general, gases ácidos) y, concretamente, el  $H_2S$ , procedentes de las reacciones de la sección reactiva. Esta columna C-1 puede utilizar cualquier gas de depuración como, por ejemplo, un gas que contenga hidrógeno o vapor de agua. Preferentemente, se utiliza vapor de agua para realizar la depuración según la invención.

En una variante de la invención la columna de separación C-1 (depurador) se puede reebullir.

50 La presión de esta columna de separación C-1, en general, es lo suficientemente elevada para que los gases ácidos procedentes de esta separación, previamente, purificados del  $H_2S$  que contienen, puedan inyectarse en la red de gas combustible del sitio. La presión está comprendida entre 0,6 y 2,0 MPa, preferentemente, entre 0,7 y 1,8 MPa.

55 Preferentemente, la columna de fraccionamiento C-2 se alimenta por medio de cualquier gas de depuración, preferentemente, vapor. La presión total de la columna de fraccionamiento C-2 está comprendida entre 0,1 MPa y 0,4 MPa, preferentemente, comprendida entre 0,1 MPa y 0,3 MPa.

60 La fracción de cabeza de la columna de fraccionamiento C-2 contiene los gases ácidos residuales que se comprimen en el compresor K-2 antes de ser enviados hacia la sección de tratamiento de los gases ácidos que utilizan en general una columna de lavado con aminas. Esta fracción de gases ácidos tras el lavado se dirige a continuación, hacia la red de gas combustible.

65 Según esta variante al menos una parte de la fracción de cabeza procedente de la columna de fraccionamiento C-2 que contiene los gases ácidos residuales, se envía hacia una columna de lavado C-5 que opera a una presión muy baja, con el fin de eliminar al menos una parte del  $H_2S$ , utilizándose dicha parte de la fracción de cabeza como combustible complementario en el horno F-1 de la sección reactiva.

- Según otra variante de la invención, particularmente adaptada para las unidades de hidrodesulfuración con vistas a constituir la carga de una unidad de craqueo catalítico, al menos una parte de la fracción de cabeza procedente de la columna de fraccionamiento C-2 que contiene los gases ácidos residuales, se envía hacia los compresores de gases ácidos de una unidad de craqueo catalítico en lecho fluidizado (FCC). Esto permite entonces, eliminar el compresor de gases ácidos de la unidad de hidrodesulfuración.
- El balón de separación caliente de alta presión B-1 generalmente se opera a presión ligeramente inferior, por ejemplo, a una presión de 0,1 MPa a 1,0 MPa más baja que la del reactor R-1. La temperatura del balón de separación caliente B-1 generalmente está comprendida entre 200 °C y 450 °C, preferentemente, entre 250 °C y 380 °C y, de manera muy preferente, entre 260 °C y 360 °C.
- Según una variante preferente, la temperatura del balón de separación caliente de alta presión B-1 se selecciona de manera que no sea necesario un horno para la carga del fraccionamiento principal
- El balón de separación frío de alta presión B-2, cuya carga es el flujo gaseoso procedente del balón de separación caliente B-1, se opera a una presión ligeramente inferior a la de B-1, por ejemplo, a una presión de 0,1 MPa a 1,0 MPa más baja que la de B-1.
- El efluente gaseoso procedente de B-2, denominado hidrógeno reciclado, eventualmente se lava en la columna C-3, luego, se comprime en el compresor K-1.
- La temperatura del balón de separación frío de alta presión B-2 generalmente es la más baja posible habida cuenta de los medios de enfriamiento disponibles sobre el terreno, con el fin de maximizar la pureza del hidrógeno reciclado.
- Según una variante de la invención, el líquido procedente del balón de separación frío B-2 se descomprime en una válvula o una turbina y se dirige a un balón de separación frío de media presión B-4. La presión total de este último es preferentemente la requerida para recuperar de manera eficaz el hidrógeno comprendido en la fracción gaseosa separada en el balón. Esta recuperación del hidrógeno preferentemente se realiza en una unidad de adsorción por inversión de presión.
- La presión del balón B-4 generalmente está comprendida entre 1,0 MPa y 3,5 MPa, preferentemente, comprendida entre 1,5 MPa y 3,5 MPa.
- De nuevo, según una variante de la invención, el flujo líquido procedente del balón de separación caliente de alta presión B-1 se dirige a un balón de separación caliente de media presión B-3. La presión de dicho balón de separación B-3 se selecciona de manera que pueda alimentar el balón de separación frío de media presión B-4 con el flujo gaseoso separado en el balón de separación caliente de alta presión B-3.
- Según una variante preferente, una parte del líquido procedente de B3, puede volver a inyectarse en B-2 con el fin de favorecer la disolución de los hidrocarburos ligeros en este último y maximizar la pureza en hidrógeno del gas reciclado.
- Preferentemente, el flujo líquido procedente del balón de separación caliente de media presión B-3 se descomprime y se dirige hacia un balón de separación caliente de baja presión B-5. La presión de dicho balón B-5 se selecciona para que sea suficientemente elevada, con el fin de que el efluente gaseoso procedente de B-5 pueda dirigirse hacia la columna de separación C-1. La presión total del balón de separación B-5 típicamente está comprendida entre aproximadamente 0,2 MPa y aproximadamente 2,5 MPa, generalmente, entre 0,3 y 2,0 MPa, preferentemente, entre 0,4 y 1,8 MPa.
- La invención difiere de la técnica anterior, en que:
- Al contrario que en la técnica anterior, según la figura 2, en la que no hay columna de separación aguas arriba del fraccionamiento principal C-2, la fracción ligera del efluente del reactor R-1 es objeto en el procedimiento según la invención de una separación que busca eliminar estos compuestos ligeros y, concretamente, el H<sub>2</sub>S. Esta separación la realiza el depurador C-1. Esta separación aguas arriba de la columna de fraccionamiento C-2 permite una reducción importante de los gases ácidos de dicha columna de fraccionamiento principal C-2 y una disminución de la potencia y del tamaño, incluso en algunos casos, la supresión del compresor de gases expulsados (Off-Gas, según la terminología anglosajona).
  - La fracción más ligera del efluente de la zona reactiva R-1 que es objeto de la depuración en la columna C-1 colocada aguas arriba del fraccionamiento principal (columna C-2), es eliminada por el flujo de cabeza del depurador C-1 y solo la fracción pesada del efluente del reactor (flujo 38 a la salida del balón B-5 y flujo de fondo del depurador C-1) es dirigida, tras unas eventuales descompresiones sucesivas, hacia el fraccionamiento principal C-2.
- La temperatura en el o en los balones separadores calientes se selecciona de manera que se aporte a la columna de fraccionamiento C-2 el calor requerido para obtener los productos fraccionados 50, 52 y 55. Según la invención, la

temperatura del balón caliente de alta presión B-1 puede seleccionarse de manera que no sea necesario un horno para la carga del fraccionamiento principal.

- Además, el fraccionamiento del efluente pesado de la sección reactiva R-1 se realiza íntegramente en la columna de separación C-2 a la presión más baja. Al ser la separación por destilación más fácil de realizar a baja presión, la eficacia energética del procedimiento mejorará, concretamente, gracias a una reducción de las pérdidas energéticas en los aerocondensadores de cabeza de las columnas.

Descripción de un modo de realización de la invención

La siguiente descripción se ha hecho según la figura 1 que describe uno de los modos de realización posibles del procedimiento según la invención. La zona reactiva R-1 es una zona de hidrocrqueo, sin que esto constituya una limitación de la presente invención que trata sobre la instalación de un conjunto de balón de separación (B-5) y depurador (C-1) aguas arriba de la columna de fraccionamiento principal C-2.

La carga es un corte que presenta unos puntos de ebullición comprendidos entre 350 °C y 530 °C, una mezcla al 70 % en masa de destilado al vacío pesado y al 30 % en masa de gasóleo pesado de coquefacción, que tiene las siguientes características:

Densidad específica		0,965
Contenido en Azufre	% en peso	2,8
Contenido de Nitrógeno	ppm en peso	5000

La carga, es alimentada a través de la línea 1 por la bomba P-1. El hidrógeno complementario, preferentemente, en exceso con respecto a la carga, es alimentado a través de la línea 2 y el compresor K-2, luego, la línea 3, y se mezcla con la carga 1 antes de ser admitido en un intercambiador de carga-efluente (E-1) a través de la línea 4.

El intercambiador E-1 permite precalentar la carga por medio del efluente del reactor de hidrocrqueo R-1. Después de este intercambio, la carga se lleva a través de la línea 5 a un horno F-1 lo que permite alcanzar el nivel de temperatura necesario para la reacción de hidrocrqueo, luego la carga caliente se envía, a través de la línea 6, a la sección de hidrocrqueo, constituida por al menos un reactor de hidrocrqueo R-1 que comprende al menos un catalizador de hidrocrqueo.

La sección reactiva R-1 está compuesta por 2 reactores en serie, de 3 lechos de catalizador cada uno. El primer lecho del primer reactor está compuesto por catalizadores Axens HMC 868, HF858 y HR844. Los otros lechos están constituidos por el catalizador Axens HR844.

Los lechos se operan aproximadamente a 12,5MPa y a unas temperaturas comprendidas entre 350 °C y 370 °C. El consumo de hidrógeno en la sección reactiva es de un 2 % con respecto a la carga fresca.

El efluente de la sección reactiva se envía a continuación, a través de la línea 10 hacia el intercambiador E-1, luego, a través de la línea 11 hacia el balón de separación caliente de alta presión B-1. Una fracción gaseosa de cabeza se separa en este balón y se recupera a través de la línea 12.

La fracción líquida se recupera en el fondo del balón B-1 a través de la línea 20. Dicha fracción gaseosa (12) comprende hidrógeno que no ha reaccionado, el H<sub>2</sub>S formado en el transcurso de la reacción, así como, unos hidrocarburos ligeros procedentes de la conversión de los hidrocarburos de la carga en la sección reactiva de hidrocrqueo R-1.

Tras el enfriamiento en un intercambiador E-2 y un aerocondensador A-1, esta fracción se lleva, a través de la línea 13, a un balón de separación frío de alta presión B-2 que permite realizar a la vez una separación gas-líquido y una decantación de la fase líquida acuosa. La fase hidrocarbonada líquida, después de la descompresión en la válvula o la turbina líquida V-1, se dirige a un balón de separación frío de media presión B-4 a través de la línea 21.

El efluente líquido procedente del balón B-1, después de la descompresión en la válvula o la turbina líquida V-2, se dirige a un balón de separación caliente de media presión B-3 a través de la línea 20. Una fracción gaseosa se separa en este balón y se recupera a través de la línea 22. La fracción gaseosa comprende hidrógeno que no ha reaccionado, H<sub>2</sub>S, así como, generalmente, hidrocarburos ligeros procedentes de la conversión de los hidrocarburos de la carga en la sección reactiva R-1.

Tras el enfriamiento en un aerocondensador A-2, esta fracción se lleva, a través de la línea 23, al balón de separación frío de media presión B-4. Se recupera una fracción líquida en el fondo, se descomprime en la válvula o la turbina líquida V-3 y se dirige a través de las líneas 30 y 31 hacia el balón de separación de baja presión B-5.

## ES 2 714 797 T3

- La fracción gaseosa procedente del balón de separación frío de alta presión B-2 se envía a través de la línea 14 hacia un absorbedor a base de aminas o una columna de lavado C-3 que permite eliminar al menos una parte del H<sub>2</sub>S. La fracción gaseosa que contiene hidrógeno se recicla a continuación, a través de las líneas 15 y 16 hacia el reactor de hidrocrackeo, tras comprimirse por medio del compresor K-1 y mezclarse con la carga 1.
- 5 El efluente líquido hidrocarbonado procedente del balón B-4 alimenta el depurador C-1 a través de las líneas 32 y 33, la válvula o la turbina líquida V-5 y el intercambiador E-3.
- 10 Según una variante preferente, se añade vapor preferentemente, a través de las líneas 60 y 61 al efluente de cabeza de los balones B-1 y/o B-3 para facilitar el fraccionamiento. Esta agua se separa en los balones B-2 y B-4 y se evacua tras su separación a través de la línea 57. El agua separada en el balón B-2 se envía a través de la línea 56 y la válvula V4 al balón B-4. La línea 58 permite evacuar un flujo gaseoso.
- 15 El depurador C-1 se opera a 0,9 MPa en la cabeza de la columna, a 45 °C en el balón de reflujo B-6 para una temperatura de fondo de 180 °C.
- 20 Una fracción gaseosa se separa en el balón B-5. Esta fracción gaseosa alimenta el depurador C-1 a través de la línea 34. El depurador C-1 está alimentado por el vapor de depuración a través de la línea 35 según una relación de 7 kg/hr de vapor para 1 m<sup>3</sup> estándar de producto de fondo de columna. En la cabeza del depurador, se recupera una fracción gaseosa (generalmente denominada gas ácido) a través de la línea 36, y, a través de la línea 37 una nafta que presenta un punto de ebullición final la mayoría de las veces superior a 100 °C por un balón B-6 y un intercambiador E-6. El líquido recuperado en el fondo del depurador a través de la línea 39 se envía a la columna de fraccionamiento principal C-2, sin que sea necesario recalentarlo en un horno o un intercambiador.
- 25 La fracción líquida procedente del balón B-5, alimenta directamente el fraccionamiento principal C-2 a través de la línea 38 sin que sea objeto de una operación de separación de los gases ácidos en una columna de depuración o una columna de separación de reebullición.
- 30 La columna de fraccionamiento principal C-2 se opera a poca presión 0,29 MPa en la cabeza de la columna, a 45°C en el balón de reflujo B-7 (tras el paso por un aerocondensador A-3 y una bomba P-2) para una temperatura de fondo de 330 °C. El calor necesario para la separación preferentemente, es aportado por la temperatura del balón de separación caliente B-5, operado a 340°C y a 1,1 MPa. Esta columna C-2 está alimentada, asimismo, por el vapor de depuración a través de la línea 40 según una relación de 7 kg/hr de vapor para 1 m<sup>3</sup> estándar de producto de fondo de la columna.
- 35 La fracción de cabeza recuperada a través de la línea 41 contiene los gases ácidos residuales que están comprimidos en el compresor K-2 antes de la exportación hacia el tratamiento de los gases ácidos (generalmente, un lavado con aminas o una columna de lavado) antes de dirigirse hacia una red de gas combustible a través de la línea 42.
- 40 Según una variante de la invención, los gases ácidos residuales se envían a través de la línea 43 hacia un absorbedor a base de aminas o una columna de lavado C-5 que opera a muy baja presión lo que permite eliminar al menos una parte del H<sub>2</sub>S, antes de ser utilizada de manera minoritaria como combustible en el horno R-1 de la sección reactiva a través de la línea 44.
- 45 Según otra variante de la invención, particularmente adaptada para las unidades de hidrodesulfuración con vistas a constituir la carga de una unidad de craqueo catalítico, estos gases ácidos residuales se dirigen hacia los compresores de gases ácidos de la unidad de craqueo en lecho fluidizado a través de la línea 45.
- 50 El producto obtenido en la línea 50 por la bomba P-3 está constituido por cortes de nafta que presentan un punto de ebullición final casi siempre inferior a 200°C.
- 55 La fracción intermedia procedente de la columna de fraccionamiento principal C-2 a través de la columna intermedia C-4 (opcional), eventualmente equipada con un reebullidor E-7, a través de la línea 51 se enfría, por ejemplo, mediante un intercambiador E-4 tras su paso por una bomba P-5, luego, se recupera a través de la línea 52. Se trata, por ejemplo, de un corte de gasóleo que presenta una temperatura de destilación al 95 % en volumen (norma NF EN ISO 3405) inferior a 360 °C.
- 60 La fracción pesada procedente de la columna de fraccionamiento principal a través de las líneas 53 y 54 se enfría, asimismo, tras su paso por una bomba P-4 por medio del intercambiador E-5. La fracción así obtenida a través de la línea 55 es un gasóleo al vacío que presenta unos puntos de corte próximos a la carga inicial.
- Según otro modo de funcionamiento, es posible recuperar a través de la línea 50 una fracción que va de la nafta al gasóleo ligero y a través de la línea 55 una fracción de gasóleo pesado complementaria. En este caso, la columna de fraccionamiento C-2 no comprende un fraccionamiento intermedio C-4 y las líneas 51 y 52 están ausentes.
- 65

Según otro modo de funcionamiento de la columna de fraccionamiento C-2, unas extracciones laterales de un corte de queroseno y de un corte de diésel son posibles (no representadas en la figura 1).

Ejemplo:

5 La tabla 1 compara un procedimiento de hidrocrqueo suave según la técnica anterior, es decir, sin depurador C-1 (figura 2), con un procedimiento de hidrocrqueo suave según la invención, es decir, con balón B-5 y depurador C-1 (figura 1).

10

Tabla 1

Caudal másico (kg/hr)	Técnica anterior (Figura 2)	Según la invención (Figura 1)		
	Gas de cabeza Fraccionamiento principal (41)	Gas de cabeza Depurador (36)	Gas de cabeza Fraccionamiento principal (41)	Total gases ácidos (36)+ (41)
H2	28	23	6	29
H2S	125	99	26	125
NH3	9	4	3	7
Metano	51	41	11	52
Etano	91	77	14	91
Propano	132	100	20	120
Isobutano	68	41	11	52
Normal butano	104	55	15	70
TOTAL	608	440	107	547

En el procedimiento según la invención, la cantidad de gas ácido en cabeza de la columna de fraccionamiento principal de baja presión (flujo 41) que se debe comprimir en el compresor K-2 está dividida por 6 con respecto al procedimiento según la técnica anterior (107 Kg/h frente a 608 Kg/h).

15 En el caso de un hidrocrqueo suave según la técnica anterior (según la figura 2), es la totalidad de la fracción de fondo del balón de separación caliente de media presión B3 y de la fracción de fondo del balón frío de media presión B-4 la que alimenta la columna de fraccionamiento C-2.

20 En el procedimiento según la invención (figura 1), la temperatura en el balón de separación caliente de baja presión B-5 es de 340 °C, lo que permite evitar tener que poner un horno para calentar la carga 38, extraída del fondo del balón de baja presión B-5, que alimenta la columna C-2.



**REIVINDICACIONES**

1. Procedimiento de hidrot ratamiento o de hidroconversión de gasóleos, destilados al vacío, residuos atmosféricos o al vacío utilizando una instalación que comprende al menos:

- 5 - una sección reactiva R-1,
- un balón de separación caliente de alta presión B-1, alimentado por el efluente procedente de la sección reactiva R-1, y cuyo flujo de fondo alimenta el balón de separación B-5,
- 10 - un balón de separación frío de alta presión B-2, alimentado por el flujo que sale en cabeza del balón de separación caliente de alta presión B-1 y cuyo flujo de fondo alimenta el depurador C-1,
- una zona de compresión K del efluente gaseoso procedente de B-2, denominado hidrógeno reciclado,
- un balón de separación caliente de baja presión B-5, alimentado por el flujo líquido procedente de B-1, y cuyo efluente gaseoso de cabeza constituye una parte de la carga del depurador C-1 y cuyo efluente líquido constituye la primera parte de la carga de la columna de fraccionamiento C-2,
- 15 - una columna de separación C-1, también denominada depurador, alimentada por el flujo líquido procedente de B-2 y el flujo gaseoso procedente de B-5, cuyo producto de fondo constituye la otra parte de la carga de la columna de fraccionamiento C-2,
- una columna de fraccionamiento C-2 principal, alimentada por el producto de fondo del depurador C-1 y por el flujo líquido procedente del fondo de B-5, y que separa las siguientes fracciones: nafta ligero y pesado, diésel, queroseno y residuo,
- 20 - un horno F-1 que calienta la carga de la sección reactiva R1 y/o una parte del hidrógeno necesario para dicha sección reactiva,

funcionando dicha columna de separación C-1 en las siguientes condiciones: presión total comprendida entre 0,6 y 2,0 MPa, preferentemente, comprendida entre 0,7 y 1,8 MPa y funcionando dicha columna de fraccionamiento C-2 en las siguientes condiciones de presión: presión total comprendida entre 0,1 MPa y 0,4 MPa, preferentemente, comprendida entre 0,1 MPa y 0,3 MPa.

2. Procedimiento de hidrot ratamiento o de hidroconversión de gasóleos, destilados al vacío, residuos atmosféricos o al vacío, según la reivindicación 1, en el que la instalación además comprende:

- un balón de separación caliente de media presión B-3, alimentado por el flujo líquido procedente de B-1 y cuyo efluente líquido alimenta el balón B-5,
- 35 - un balón de separación frío de media presión B-4, alimentado por el flujo líquido procedente de B-2 y el flujo gaseoso procedente de B-3 y cuyo efluente líquido constituye una parte de la carga del depurador C-1.

3. Procedimiento de hidrot ratamiento o de hidroconversión de gasóleos, destilados al vacío, residuos atmosféricos o al vacío, según una de las reivindicaciones 1 a 2, en el que al menos una parte de la fracción de cabeza procedente de la columna de fraccionamiento C-2 que contiene los gases ácidos residuales, se envía hacia una columna de lavado C-5 que opera a una presión muy baja, con el fin de eliminar al menos una parte del H<sub>2</sub>S, utilizándose, a continuación, dicha parte de la fracción de cabeza como combustible complementario en el horno F-1 de la sección reactiva.

4. Procedimiento de hidrot ratamiento o de hidroconversión de gasóleos, destilados al vacío, residuos atmosféricos o al vacío, según una de las reivindicaciones 1 a 2, en el que al menos una parte de la fracción de cabeza procedente de la columna de fraccionamiento C-2 que contiene los gases ácidos residuales, se envía hacia los compresores de gases ácidos de una unidad de craqueo catalítico en lecho fluidizado (FCC).

5. Procedimiento de hidrot ratamiento o de hidroconversión de gasóleos, destilados al vacío, residuos atmosféricos o al vacío, según una de las reivindicaciones 1 a 4, en el que la temperatura del balón de separación caliente de alta presión B-1 se selecciona de manera que no sea necesario un horno para la carga del fraccionamiento principal C2.



