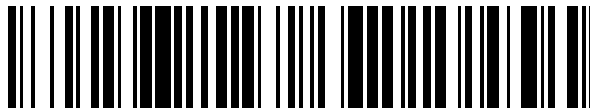


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 368 659**

51 Int. Cl.:
C10G 3/00 (2006.01)
C10G 49/02 (2006.01)
C10L 1/18 (2006.01)
C10L 1/08 (2006.01)
C01B 3/50 (2006.01)
C10K 1/00 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Número de solicitud europea: **07823298 .0**
96 Fecha de presentación: **18.07.2007**
97 Número de publicación de la solicitud: **2046917**
97 Fecha de publicación de la solicitud: **15.04.2009**

54 Título: **PROCEDIMIENTO DE HIDROTRATAMIENTO DE UNA CARGA DE GASÓLEO.**

30 Prioridad:
27.07.2006 FR 0606892

45 Fecha de publicación de la mención BOPI:
21.11.2011

45 Fecha de la publicación del folleto de la patente:
21.11.2011

73 Titular/es:
**TOTAL RAFFINAGE MARKETING
TOUR TOTAL 24 COURS MICHELET
92800 PUTEAUX, FR**

72 Inventor/es:
**MAYEUR, Vincent;
VERGEL, César y
MARIETTE, Laurent**

74 Agente: **Sugrañes Moline, Pedro**

ES 2 368 659 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 hidrot ratamiento de una carga de gasóleo.

5 La invención se refiere a un procedimiento de hidrot ratamiento de una carga de gasóleo,

Debido al endurecimiento de la normativa anticontaminación para motores diesel, las especificaciones de los gasóleos de automoción en los dos últimos decenios han evolucionado y han dado origen a nuevas restricciones que han llevado a la modificación de las formulaciones de las mezclas de gasóleos de automoción.

10 Desde enero de 2005, las especificaciones de los gasóleos de automoción son las siguientes (norma francesa EN590):

15 Masa volumétrica (a 15°C): 820-845 kg/m³
 T95% (Temperatura de destilación del 95% del gasóleo): 360°C (máximo)
 Contenido en azufre: 50 mg/kg (máximo)
 Índice de cetano del motor: 51 (mínimo)
 Índice de cetano calculado (norma ASTM D4737): 46 (mínimo)
 20 Punto de neblina: < -5°C en invierno,
 < +5°C en verano.

Las bases investigadas son por consiguiente las bases ligeras, sin azufre, con un índice de cetano elevado, y se destilan por completo a una temperatura inferior a 360°C.

25 Los objetivos son reducir el contenido en azufre hasta un valor inferior a 10 mg/kg de aquí a 2009 y aumentar el valor mínimo del índice de cetano del motor.

30 Una solución para mejorar el índice de cetano consiste en añadir un aditivo procetano. Lo más habitual es que se trate de nitratos de alquilo, que intervienen en las primeras etapas de la oxidación antes de la autoinflamación de la mezcla. Se reduce de este modo el retraso en la inflamación y permiten aumentar el índice de cetano de 3 a 5 puntos según la cantidad añadida. Resultan menos eficaces a medida que el índice de cetano original es menor.

35 Otra solución consiste en añadir una mezcla de un combustible de sustitución, tal como un biocombustible, puesto que los ésteres de aceites vegetales presentan generalmente un buen índice de cetano.

40 Así, la directiva europea 2003/30/CE se dirige especialmente a estimular la utilización de biocombustibles. En los transportes, la comunidad europea ha adoptado un objetivo de acción para los biocombustibles del 5,75% del PCI (Poder calorífico Inferior) de los combustibles en 2010. Es decir, que la cantidad de biocombustible presente en la mezcla debe proporcionar el 5,75% del PCI en la mezcla.

45 Actualmente, el gobierno francés ha establecido un impuesto: el TGAP (Impuesto General sobre las Actividades Contaminantes), que se refiere a los combustibles puestos a la disposición del consumidor sobre el territorio francés. Los combustibles sometidos a este impuesto son el «SP95», el «SP98» y el «Gasóleo de automoción». El objetivo de este impuesto es estimular la incorporación de biocombustibles de origen agrícola aumentando progresivamente el % de PCI (Poder Calorífico Inferior) del 1,75% en 2006 al 7,00% en 2010.

50 Esta adición se realiza sobre la base energética y el origen «Bio» de los productos incorporados. Así, el ETBE (etil terc-butil éter) ve sus impuestos reducidos ya que no contiene más que un 47% de etanol (de origen agrícola) y un PCI inferior al de la gasolina.

Para los gasóleos de automoción, los biocombustibles más habitualmente utilizados son los ester es de aceites vegetales, como el éster metílico del aceite de colza (EMC).

55 Estos gasóleos de automoción se obtienen en general mediante mezcla de biocombustible en el gasóleo de automoción tras el tratamiento de éste último. Estas mezclas se llevan a cabo por lo tanto a menudo por los distribuidores, justo antes de la distribución del combustible.

60 Las mezclas obtenidas a partir de ésteres metálicos de aceites vegetales presentan las ventajas de un índice de cetano conforme a la norma, pero su densidad es muy superior a la especificación de la norma (superior a 800 kg/m³), esto entraña dificultades de formulación a velocidades de incorporación elevadas. Los ésteres etílicos de aceites vegetales conducen igualmente a mezclas demasiado pesadas.

65 Son ya conocidos los procedimientos de refino de la biomasa que se han elaborado para producir estos biocombustibles. Así, los documentos US 4 992 605, US 5 705 722 y SE 520 633 describen los procedimientos de hidrot ratamiento de los triglicéridos que forman los aceites vegetales. Las reacciones llevadas a cabo son algunas

veces fuertemente exotérmicas. A fin de limitar los problemas relacionados con esta fuerte exotermia, es necesario hacer recircular hasta un 80% de la carga desde la salida del reactor de hidrotratamiento, a la entrada de éste, esta es la razón de necesitar una nueva instalación dedicada a este procedimiento de hidrotratamiento, y de sobredimensionar esta unidad en comparación a la carga realmente tratada.

El solicitante ha puesto a punto un procedimiento de hidrotratamiento que permite incorporar un máximo de biomasa en una carga de gasóleo sin modificación sustancial de la unidad de hidrotratamiento clásica y, en particular, sin dispositivo de recirculación del efluente líquido en la cabeza del reactor, obteniendo de esta manera un producto acabado de calidad superior (densidad, índice de cetano, punto de neblina, estabilidad).

A este efecto, la invención se refiere a un procedimiento de hidrotratamiento catalítico de una carga de origen petrolífero de tipo gasóleo en al menos un reactor de hidrotratamiento de lecho fijo, para la fabricación de gasóleo, caracterizado porque se incorporan a dicha carga los aceites vegetales y/o las grasas animales hasta un índice del 30% en masa, introduciéndose en el reactor la mezcla de dicha carga y de los aceites vegetales y de las grasas animales, que funciona en paso simple sin recircular el efluente líquido en la cabeza del reactor de acuerdo con la reivindicación 1.

El procedimiento de hidrotratamiento catalítico objeto de la presente invención es capaz de funcionar en condiciones particularmente ventajosas puesto que dicha carga a tratar se introduce en el reactor con un índice de aceites vegetales y/o de grasas animales de 2,5 a 25% en masa.

De hecho, de acuerdo con la invención no es necesario aportar mayores modificaciones a las unidades de hidrotratamiento de gasóleos de la refinería puesto que se incorporan a estas últimas cantidades relativamente pequeñas de biomasa (por ejemplo, con unos índices de incorporación inferiores al 10%), ya que la fuerte exotermia del hidrotratamiento de los triglicéridos de la biomasa se controla por la presencia de la carga de gasóleo.

Algunas veces, cuando los índices de incorporación de biomasa en la carga de un hidrotratador se encuentran por debajo de un valor dado, sigue siendo posible utilizar una unidad de hidrotratamiento convencional sin mayor modificación, y específicamente sin recircular el efluente líquido en la cabeza del reactor, adaptando las condiciones de manera conocida por sí misma.

De acuerdo con las características particulares de la invención:

- la carga de origen petrolífero de tipo gasóleo se selecciona entre los cortes de tipo gasóleo que provienen de la destilación directa (o straight-run (SR) según la denominación inglesa) de un crudo de petróleo, los cortes de tipo gasóleo que provienen de diferentes procedimientos de conversión, y en particular, los que provienen del craqueo catalítico y de la viscorreducción.
- los aceites vegetales se seleccionan entre el aceite de palma, aceite de soja, aceite de colza, aceite de girasol, preferentemente aceite de palma, o una mezcla de dos o más de estos aceites.
- se utiliza una cantidad de hidrógeno, introducido en el reactor para tratar la carga, de 100 a 500 normolitros de H₂ por litro de carga, preferentemente de 150 a 450 normolitros de H₂ por litro de carga.
- se trata la carga a una temperatura de 320 a 420°C, preferentemente de 340 a 400°C, y aún más preferentemente de 350 a 370°C.
- se trata la carga a una presión de 25 a 150 bares (2500 a 1500 kPa), preferentemente de 30 a 70 bares (3000 a 700 kPa).

Ventajosamente, especialmente cuando los índices de aceites vegetales y/o de grasas animales son importantes, la carga se trata sobre al menos un lecho catalítico que contiene al menos para una parte de catalizador a base de óxidos de níquel.

Los lechos catalíticos que contienen los óxidos de NiW presentan, de hecho, la ventaja de catalizar las reacciones de isomerización, lo que permite mejorar, es decir, reducir, el punto de neblina del producto acabado. En particular, en el caso de una carga de gasóleo que tiene un punto de neblina elevado, un lecho catalítico que contiene NiW, y preferentemente, óxidos de NiW sobre sílice de aluminio amorfa, que favorece las reacciones de isomerización, va a permitir reducir muy claramente el punto de neblina del producto acabado.

Los lechos catalíticos que contienen catalizadores del tipo óxidos de NiMo tienen un fuerte poder hidrogenante e hidroxigenante de los triglicéridos.

La carga se trata mediante varios lechos sucesivos de catalizadores, con un primer lecho que contiene los óxidos de NiMo para mejorar la hidrogenación de los triglicéridos de la carga y/o de óxidos de NiW para catalizar las reacciones de isomerización, y donde los lechos catalíticos sucesivos contienen los catalizadores a base de CoMo que presentan un buen comportamiento en la hidrosulfuración a baja presión de hidrógeno (habiendo sido el hidrógeno consumido en parte por la hidrogenación en presencia del catalizador a base de NiMo).

Las proporciones de los diferentes catalizadores se determinarán en función de las reacciones que se desean favorecer.

5 En una unidad de hidrotreatmento clásica, el efluente que sale del reactor se separa de los gases, que se reinyectarán en el reactor después del paso de un sistema de tratamiento. Estos gases, llamados gases de recirculación, contienen esencialmente hidrógeno.

10 Cuando el índice de aceites vegetales y/o de grasas animales es importante, el hidrotreatmento de una carga de gasóleo mezclada con estos aceites vegetales y/o grasas animales conduce a la formación de monóxido de carbono CO que se va a encontrar en dicho gas de recirculación.

15 En una variante particularmente ventajosa del procedimiento que comprende un tratamiento del gas de recirculación resultado del hidrotreatmento de la carga antes de su reinyección en el reactor, se efectúa un tratamiento suplementario en el curso del cual se trata el monóxido de carbono presente en dicho gas de recirculación y se le separa de dicho gas de recirculación antes de su reinyección en el reactor.

Es así posible no reinyectar el monóxido de carbono en el reactor y no arriesgarse a inhibir el catalizador.

20 Se pueden realizar el tratamiento y la separación del monóxido de carbono mediante la introducción, en el sistema de tratamiento del gas de recirculación, de un dispositivo de tratamiento y de separación del monóxido de carbono. En particular, es posible utilizar los equipos de conversión de CO (denominados «cambiadores de CO» por los especialistas) de la forma en que éstos son generalmente suministrados por los fabricantes de la unidad de hidrógeno.

25 Un tratamiento de CO de ese tipo puede implementarse cuando el contenido en CO del gas de recirculación alcanza un valor predeterminado.

30 Ventajosamente, se efectúa adicionalmente un tratamiento en el curso del cual se trata el dióxido de carbono presente en dicho gas de recirculación y se separa de dicho gas de recirculación antes de su reinyección en el reactor. Este tratamiento se realiza por ejemplo mediante paso del gas de recirculación en un absorbedor de aminas.

35 Otra manera particularmente ventajosa de utilizar la invención, que es especialmente importante si el índice de aceites vegetales y de grasas animales es elevado, es compensar la exotermia que resulta necesariamente de la adición de estos aceites.

De esta manera, ventajosamente, se controla la exotermia del hidrotreatmento de la carga mediante sistemas de regulación térmica.

40 En una unidad de hidrotreatmento clásica, se trata por ejemplo de la mejora en la distribución líquido/gas, del apagado gaseoso o de los efluentes líquidos (es decir, la introducción de gas o de líquidos fríos en el reactor), del reparto del volumen de catalizador en varios lechos catalíticos, de la gestión del precalentamiento de la carga a la entrada del reactor, especialmente por la acción sobre el horno y/o los intercambiadores de calor situados corriente arriba del reactor, sobre las líneas de derivación (*by pass*), etc., para disminuir la temperatura a la entrada del reactor.

45 El reactor comprende al menos un lecho catalítico que contiene un catalizador a base de óxido de níquel. El procedimiento de acuerdo con la invención puede llevarse a cabo en una unidad de hidrorefino que comprenda al menos un reactor de hidrotreatmento catalítico de una carga petrolífera de tipo gasóleo de acuerdo con la invención.

50 El procedimiento de acuerdo con la invención puede igualmente llevarse a cabo en una unidad de hidrorefino que comprenda al menos un reactor de hidrotreatmento catalítico de una carga de origen petrolífero de tipo gasóleo y un separador que separe las fases líquida y de vapor del efluente que sale del reactor, caracterizada porque comprende, corriente abajo del separador, una unidad de tratamiento y de separación del monóxido de carbono presente en la fase vapor del efluente para la puesta en práctica del procedimiento según la invención.

55 Ventajosamente, la unidad comprende corriente abajo del separador, una unidad de tratamiento y de separación del dióxido de carbono presente en la fase vapor del efluente para la puesta en práctica del procedimiento según la invención.

60 Los aceites vegetales o animales utilizados de acuerdo con la invención están compuestos mayoritariamente por triglicéridos de ácidos grasos (> 90% en peso), dependiendo las longitudes de las cadenas de la naturaleza del aceite utilizado.

65 Los aceites vegetales pueden ser en particular aceite de palma, aceite de soja, aceite de colza, aceite de girasol, o una mezcla de dos o más de estos aceites. Estos aceites producirán esencialmente parafinas en C15 a C18.

- 5 Se prefiere por tanto particularmente el aceite de palma, puesto que es uno de los aceites que contienen las cadenas carbonadas más cortas con cerca de un 50% de C16. Como el aceite de palma es uno de los más saturados, su hidrotratamiento requiere una cantidad de hidrógeno menor con respecto a otros aceites. Además, la estabilidad térmica del aceite de palma limita el ensuciamiento de los intercambiadores térmicos situados corriente arriba del reactor en una unidad de hidrorefino clásica.
- 10 El aceite de palma presenta además la ventaja de tener su perfil centrado sobre el de la carga de gasóleo, lo que limita la perturbación de esta última, es barato y se utiliza poco para la alimentación humana.
- 15 Como grasas animales, se puede utilizar por ejemplo la grasa de pescado.
- Una manera particularmente ventajosa de utilizar la invención, es utilizar por tanto preferentemente el aceite de palma o cualquier otro aceite vegetal o de origen animal susceptible de producir por hidrotratamiento un máximo de parafinas en C15 a C18, preferentemente en C15 o C16 de manera que induzca un aumento importante del índice de cetano en las cargas producidas disminuyendo al mismo tiempo la densidad, y valorizar mejor las bases con un índice de cetano bajo y densidad alta, tales como el LCO («Light Cycle Oil») que se caracteriza por una densidad alta y un índice de cetano muy bajo, y los gasóleos procedentes de crudos ácidos que presentan excelentes propiedades en frío pero tienen como características tener una densidad alta y un índice de cetano bajo.
- 20 La invención se describirá ahora en referencia a los dibujos que la acompañan, no limitantes, en los cuales:
- la figura 1 es un esquema simplificado de una unidad de hidrotratamiento 1 clásica de una carga de tipo gasóleo;
 - la figura 2 es un esquema simplificado de una sección de separación de una unidad de hidrotratamiento clásica;
 - la figura 3 representa la distribución de las parafinas normales nCx en los efluentes, siendo x la abscisa y n la ordenada.
- 30 La figura 1 representa un esquema simplificado de una unidad de hidrotratamiento 1 clásica de una carga de tipo gasóleo.
- Esta unidad 1 comprende un reactor 2 en el que se introduce la carga a tratar mediante una línea 3. Este reactor contiene uno o varios lechos de catalizadores de hidrorefino.
- 35 Una línea 4 recupera el efluente a la salida del reactor 2 y lo conduce a una sección de separación 5.
- Un intercambiador de calor 6 está situado corriente abajo del reactor en la línea 4 a fin de calentar la carga que circula por la línea 3, corriente arriba del reactor.
- 40 Corriente arriba de este intercambiador de calor 6, una línea 7, que está conectada a la línea 3, lleva hasta la carga a tratar un gas rico en H₂.
- Corriente abajo del intercambiador de calor 6, y corriente arriba del reactor 2, la carga mezclada con el gas rico en H₂ que circula por la línea 3 se calienta mediante un horno 8.
- 45 De este modo, la carga se mezcla con el gas rico en hidrógeno, se lleva después a la temperatura de reacción mediante el intercambiador de calor 6 y el horno 8 antes de su entrada en el reactor 2. Pasa a continuación al reactor 2, en estado vapor si se trata de un corte ligero, en mezcla líquido-vapor si se trata de un corte pesado.
- 50 A la salida del reactor, la mezcla obtenida se enfría, a continuación se separa en la sección de separación 5, lo que permite obtener:
- un gas G ácido rico en H₂S, del cual se reinyecta una parte en el gas rico en H₂ mezclado con la carga, en la mitad de una línea 9,
 - productos ligeros L que son el resultado de la descomposición de las impurezas. La eliminación de azufre, de nitrógeno,... lleva en realidad a la destrucción de numerosas moléculas y a la producción de fracciones más ligeras,
 - un producto hidrorefinado H de igual volatilidad que la carga pero con características mejoradas.
- 60 De la manera clásica, el efluente que sale del reactor 2 es enfriado y parcialmente condensado, a continuación penetra en la sección de separación 5.
- Una sección de separación 5 de ese tipo comprende generalmente (figura 2):
- 65 - un primer balón separador 10 a alta presión (del orden de 55 bares, (5500 kPa)) que permite separar del

- efluente un gas G(H₂) rico en hidrógeno, pudiéndose reciclar este gas,
- un segundo balón separador 11 a presión baja (10 bares, (1000 kPa)) que separa las fases líquida y de vapor obtenidas mediante retención del líquido que proviene del balón 10 a alta presión. El gas G(H₂, L, H₂S) obtenido contiene principalmente hidrógeno, hidrocarburos ligeros y una gran parte del hidrógeno sulfurado que se ha formado en el reactor,
 - un lavador de gases 12 con vapor de agua cuya función es eliminar los hidrocarburos ligeros L y el H₂S residual de la carga tratada. El producto hidrorefinado H se extrae en el fondo de este lavador de gases,
 - un secador a vacío 13 que permite eliminar el agua solubilizada en el producto hidrorefinado caliente en el lavador de gases.

De acuerdo con la invención, en un reactor que forma parte de una unidad de hidrot ratamiento, tal como la unidad de hidrodesulfuración del tipo descrito más arriba, se introduce como carga una mezcla de una carga de tipo gasóleo de hasta un 30% en masa, preferentemente de un 2,5 a un 25% en masa de aceites vegetales y/o de grasas animales.

La cubierta de hidrógeno, es decir, la cantidad de hidrógeno mezclada con la carga es de 100 a 500 NI/l, preferentemente de 120 a 450 NI/l.

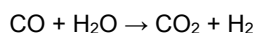
La temperatura de la carga media de la reacción es de 320°C a 420°C, preferentemente de 340°C a 400°C, y preferentemente de 350°C a 370°C.

La presión en el interior del reactor es de 20 a 150 bares (2000 a 1500 kPa), preferentemente de 30 a 70 bares (3000 a 700 kPa).

Preferentemente, una unidad de hidrot ratamiento catalítico de acuerdo con el procedimiento de la invención comprende igualmente una unidad 14 de tratamiento y de separación del monóxido de carbono producido en el reactor y separado en la sección de separación 5 del efluente.

Preferentemente, esta unidad de tratamiento y de separación es una unidad de conversión que transforma el CO en otro compuesto que se puede eliminar fácilmente, tal como por ejemplo, dióxido de carbono.

Se trata por ejemplo de una unidad de conversión de monóxido de carbono en dióxido de carbono de acuerdo con la reacción:



El dióxido de carbono resultante puede entonces eliminarse fácilmente, por ejemplo, mediante un lavado con aminas, y así se puede recuperar el hidrógeno producido para volverlo a inyectar en el reactor o mezclarlo con gas rico en hidrógeno mezclado con la carga.

Una unidad 14 de ese tipo para la conversión del CO, conocida por sí misma, se coloca de tal manera que trate la fase gaseosa separada por la sección de separación 5.

En una sección de separación 5 que comprende los balones separadores a alta (10) y baja (11) presión tal como la representada en la figura 2, ésta unidad 14 se colocará por tanto preferentemente a la salida del gas separado por el separador a alta presión (11).

La temperatura a la salida de este balón es del orden de 40°C, y, de acuerdo con la naturaleza del catalizador utilizado, la temperatura de conversión del CO puede alcanzar 350°C. Puede ser necesario por tanto calentar el gas a tratar que entra en esta unidad de conversión.

Preferentemente, se seleccionará un catalizador que no necesite el calentamiento del gas.

La unidad 14 de conversión de CO se colocará preferentemente sobre una línea en derivación, de manera que la conversión del CO no se lleve a cabo más que cuando el contenido en CO del gas exceda un umbral predeterminado.

De acuerdo con las cantidades de CO, se utilizará por ejemplo:

- una unidad de conversión a baja temperatura (denominada habitualmente Cambiador LT), que funciona a una temperatura de 190-220°C, para un contenido en CO inferior a 5.000 ppm en volumen,
- una unidad de conversión a temperatura media (denominada habitualmente Cambiador MT), que funciona a una temperatura de 220-270°C, para un contenido en CO de 10.000 a 20.000 ppm en volumen,
- y una unidad de conversión a alta temperatura (denominada habitualmente Cambiador HT), que funciona a una temperatura de 320-350°C para un contenido en CO superior a 3% en volumen.

Esta unidad 14 de conversión puede acoplarse a una unidad de tratamiento y de separación del CO₂, no está representada, y es conocida por sí misma.

Ejemplos útiles para la comprensión de la invención.

5

Se han tratado tres cargas a base de gasóleo y de aceites vegetales en una unidad piloto de hidrodesulfuración (ejemplos 1 a 4).

10

Se ha tratado la carga de gasóleo sin la incorporación de aceites vegetales en el ejemplo 1, que sirve de referencia, y con un 5%, a continuación con un 10% y un 20% en peso de aceite de palma en los ejemplos 2, 3 y 4 respectivamente.

15

Se han tratado otras dos cargas a base de gasóleo en los ejemplos 6 y 7 con un 30% y un 50% de aceites vegetales respectivamente, a fin de ilustrar la determinación mediante el cálculo de un límite máximo de incorporación de aceites vegetales presentado en el ejemplo 5.

Se detallan a continuación las condiciones de experimentación.

20

Ejemplos 1 a 4

Instalación

25

Se ha probado un procedimiento en una unidad piloto que comprende un reactor que funciona en modo de flujo ascendente de los flujos de líquidos y de gas:

30

35

- Este reactor tiene un diámetro de algunos centímetros.
- Un recalentador situado corriente arriba del reactor permite calentar la carga a tratar antes de su entrada en el reactor.
- La unidad piloto no tiene reciclaje del gas y la carga se trata en un único paso, es decir, en «Once through» según los especialistas.
- La pureza del hidrógeno inyectado en la unidad piloto es del 100%. El perfil de temperatura del reactor es constante, el reactor funciona en modo isoterma.
- Existe una sección de lavado de gases con nitrógeno a la salida del reactor a fin de eliminar los gases H₂S, NH₃ y H₂O, en el caso en el que estos compuestos estuvieran presentes en el efluente.
- El reactor comprende siete lechos catalíticos que contienen un catalizador constituido por alúmina porosa sobre la cual se han depositado óxidos de níquel y molibdeno. Este catalizador se encuentra en la forma de extrudidos de 1 a 2 mm de diámetro de forma cuadrilobulada.
- La densidad de carga es de 950 kg/m³ de catalizador cargado en la unidad.

40

Carga estudiada

Se ha utilizado en los ejemplos una carga de gasóleo con un bajo contenido en azufre, siendo el aceite de palma de calidad alimentaria.

45

Se indican las características de la carga de gasóleo y del aceite de palma en las tablas 1 y 2 respectivamente.

Tabla 1: características de la carga de gasóleo

Densidad a 15°C	0,8433
Contenido en azufre (ppm)	1260
Contenido en nitrógeno básico (ppm)	20
Punto de neblina (°C)	- 4
Punto de fluidez (°C)	- 6
Índice de Cetano medido	56
Temperatura de destilación de	
5%	245,1
20%	260,3
50%	284,9
80%	314,3
95% de gasóleo (°C, norma ASTM 86)	347,6
Índice de bromo (mg de Br / 100 g)	621
Contenido de poliaromáticos (% en peso)	8,2
Contenido total de aromáticos (% en peso)	22,2

Tabla 2: características del aceite de palma

Densidad a 15°C (calculada)		0,8956
Composición en ácido (porcentajes en peso)		
Ácido láurico	12 : 0	0,2
Ácido mirístico	14 : 0	1,1
Ácido palmítico	16 : 0	45,7
Ácido palmitoleico	16 : 1	0,2
Ácido margárico	17 : 0	0,1
	17 : 1	<0,1
Ácido esteárico	18 : 0	4,3
Ácido oleico	1 : 1	37,7
Ácido linoleico	18 : 2	9,8
Ácido linolénico	18 : 3	0,2
Ácido araquídico	20 : 0	0,4
Ácido gondoico	20 : 1	0,1
GPC:		
Ácidos grasos libres		0,7
Monoglicéridos		<0,1
Diglicéridos		7,1
Triglicéridos		92,0
No identificado		0,2
Contenido en elementos (ppm)		
Fósforo		0,5
Calcio		<0,2
Cobre		<0,08
Hierro		0,04
Magnesio		<0,02
Sodio		<0,1

La tabla 3 indica la densidad y el contenido de azufre de las cargas de los ejemplos 1 a 4. La densidad de la carga aumenta con la proporción de aceite vegetal incorporado.

5

Tabla 3: azufre y densidad de las cargas de los ejemplos 1 a 4

	Densidad a 15°C	Contenido de azufre (ppm)	GPC (triglicéridos) (% en peso)
Ejemplo 1:	0,8433	1260	0
Ejemplo 2:	0,8458	1190	5,0
Ejemplo 3:	0,8499	1090	10,0
Ejemplo 4:	0,8567	1040	20,0

Cubierta de H₂

10 Se han estudiado dos cubiertas de hidrógeno H₂ (es decir, la cantidad de normolitros de hidrógeno por litro de carga): 130 y 225 NI/l.

Se acostumbra a fijar la cubierta de hidrógeno en 3 veces el consumo de hidrógeno de la carga tratada a la entrada del reactor.

15

La cubierta de hidrógeno de 225 NI/l, es ligeramente superior a tres veces el consumo de hidrógeno de la carga tratada a la entrada del reactor con una adición de un 10% en peso de aceite de palma.

20 La cubierta de hidrógeno de 130 NI/l corresponde a 3 veces el consumo de hidrógeno de una carga de gasóleo sin aceite de palma.

Condiciones de funcionamiento

25 Se han calculado las condiciones de funcionamiento del reactor sobre un punto de referencia determinado anteriormente para la carga de gasóleo de referencia.

La presión es de 40 bares (4000 kPa) y la temperatura media de tratamiento es de 340°C. Esta temperatura permite

asegurar un contenido de azufre inferior a 10 ppm a partir del gasóleo de referencia aquí tratado.

Con el fin de que las moléculas de triglicéridos no experimenten un craqueo térmico corriente arriba del reactor, la temperatura del precalentador se mantiene a una temperatura de uso más baja: 320°C. Este primer lecho catalítico es el que asegura el complemento de calor de la carga.

La tabla 4 (Condiciones de funcionamiento de la unidad piloto) resume las condiciones de funcionamiento de la unidad piloto utilizada:

Tabla 4: Condiciones de funcionamiento

Presión total (bares) (kPa)	40 (4000)
H ₂ /HC (NI/l)	130 y 225
VVH (h ⁻¹)	1,0
Temperatura del precalentador (°C)	320
Temperatura del reactor (°C)	340-350

Cuando se realiza el cambio de carga, las condiciones de funcionamiento se mantienen constantes. Se mide la variación eventual del contenido de azufre debida al aporte de aceite y/o a la disminución de la cubierta de hidrógeno.

Además, se confirma la conversión total de los triglicéridos mediante GPC (cromatografía en fase gaseosa). Posteriormente, se puede ajustar la temperatura del reactor para encontrar el contenido de azufre inicial (< 10 ppm).

Calidad de los productos

La incorporación de aceite vegetal a la carga de la unidad de hidrodesulfuración tiene por consecuencia añadir parafinas normales en el producto final.

La tabla 5 resume los resultados de un análisis detallado de los efluentes obtenidos en los 3 primeros ejemplos y un análisis parcial del ejemplo 4.

La tabla 5 demuestra que:

- Las propiedades en frío de los productos obtenidos son relativamente estables. De este modo, el punto de neblina aumenta en menos de 1°C para el 10% en peso de la incorporación de aceite de palma y la TLF (Temperatura Límite de Filtrabilidad) del orden de 2°C.
- El índice de cetano del motor, mientras tanto, aumenta sensiblemente: + 2,2 para el índice de cetano del motor y + 2,8 para el índice de cetano calculado para el 10% en peso de aceite de palma. Este aumento es muy interesante para los gasóleos que necesitan del aditivo procetano para responder a la especificación.
- Los productos de la reacción de los triglicéridos destilan todos antes de 360°C, el criterio T95 (Temperatura a la cual el 95% del producto ha destilado) evoluciona favorablemente a este respecto: -3,4°C al 5% en peso de aceite vegetal.

Así, las características de los productos obtenidos se ven favorablemente afectadas por la incorporación de aceites vegetales a la carga de una unidad de hidrodesulfuración.

Tabla 5: características de los efluentes de los ejemplos 1 a 4

Ejemplo	1		2		3		4	
Cubierta de H ₂ /HC (NI/l)	225	225	130	225	130	225	130	
Temp. Del reactor (°C)	340	340	340	340	340	340	340	
Densidad a 15°C	0,8382	0,8346	0,8352	0,8321	0,833	0,827	0,828	
Azufre (ppm)	15,2	8,6	15,0	4,7	14,0	5,0	16,0	
Punto de neblina (°C)	-5,0	-4,6	-4,7	-4,3	-4,1	-2,5	-2,2	
TLF (°C)	-9	-10	-9	-9	-7	-	-	
Índice de cetano del motor	56,2	56,7		57,8	58,4	59,2	59,4	
Índice de cetano calculado	57,8	59,5	59	61	60,6	-	-	
Parafina normal (% en peso)								
C14	2,32	2,20	2,26	2,16	2,11	1,97	2,04	
C15	2,68	3,13	3,23	3,99	4,21	5,94	6,43	
C16	2,51	3,61	3,54	4,37	4,17	5,31	4,76	
C17	2,34	2,80	2,91	3,86	4,13	6,29	6,63	
C18	1,98	3,08	2,97	3,88	3,67	5,15	4,5	
C19	1,56	1,48	1,48	1,40	1,42	1,38	1,32	
GPC (triglicéridos) (% en peso)		<,05	<0,05	<0,05	<0,05	<0,05	<0,05	
Temperatura de destilación (°C, norma ASTM D86)								
5% (% de producto destilado)	245,9	244,7	245,8	248,6	250,5			
20%	260,2	259,9	259,4	261,7	262,0			
50%	281,7	281,9	281,2	282,2	282,0			
80%	310,9	310,2	309,1	308,1	308,8			
95%	346,4	342,9	343,0	340,9	342,5			

Rendimiento en parafinas normales

5 La Tabla 2 indica que el aceite de palma está compuesto por un 99% en peso de glicéridos. Las cadenas en C16 y C18 representan el 98% de los ácidos contenidos en el aceite. La hidrogenación de estos glicéridos debe conducir preferentemente a la formación de cadenas parafínicas de la misma longitud, nC16 y nC18.

10 La Figura 3 representa la distribución de las parafinas normales en los efluentes de los ejemplos 1 a 3. La adición de aceite de palma a la carga del hidrot ratamiento conduce a un aumento importante de las parafinas normales entre C15 y C18. La formación de cadenas de longitudes impares se debe a la decarboxilación o a la decarbonilación («decarb-») durante el hidrot ratamiento del ácido. Esta reacción «parásita» conduce a la emisión de monóxido de carbono (CO) y dióxido de carbono (CO₂) en lugar de agua (H₂O). Además, una metanación del CO conduce a la formación de CH₄.

15 Tal como se puede ver en la figura 3, es interesante constatar que la «decarb-» aumenta al disminuir la cubierta de hidrógeno y al aumentar la velocidad de incorporación del aceite. Se observa un aumento del 12% en peso de la decarb- entre el 5% en peso y el 10% en peso de aceite de palma.

20 Como se ha descrito anteriormente, la decarboxilación/decarbonilación produce la emisión de los gases CO, CO₂ disminuyendo la presión parcial de hidrógeno. Adicionalmente, además de los problemas de seguridad para las personas, el CO es un inhibidor reversible de la actividad desulfurante del catalizador.

25 Se han medido los índices de CO y de CO₂ presentes en el gas en el caso de la incorporación de un 10% en peso de aceite de palma (ejemplo 3).

30 Se ha constatado que cuando la cubierta de hidrógeno es más ligera (130 NI/l, lo que corresponde a 1,8 veces el consumo de hidrógeno estimado) se produce más de decarb- en las cadenas parafínicas que producen así más gas en C1 (algo de CO, CO₂, CH₄). Por el contrario, la concentración de CO es menos importante en el caso de una cubierta ligera de hidrógeno para favorecer la producción de CO₂.

Estos resultados se exponen en la tabla 6.

Tabla 6: Contenido en CO y CO₂ del gas a la salida de la unidad piloto

Carga	Ejemplo 1		Ejemplo 2			
	225 NI/I		225 NI/I		130 NI/I	
	% en mol	% en peso	% en mol	% en peso	% en mol	% en peso
CO	0,00	0,00	0,64	4,03	0,86	3,85
CO ₂	0,00	0,00	0,88	8,70	2,37	16,57
CH ₄	0,06	0,53	0,34	1,22	0,69	1,77

Una carga del 10% de aceite de palma corresponde en términos de exotermia a alrededor del 40% de una carga de LCO, o de 20% de gasóleo de viscorreducción + 10% de LCO. Se puede controlar esta exotermia sin cambios o con pocos cambios operativos en una unidad clásica.

Un 20% de aceite de palma corresponde en términos de exotermia a alrededor del 60% de LCO, o alrededor del 40% de gasóleo de viscorreducción en la cabeza del reactor. Se puede controlar entonces la exotermia jugando con el número de lechos catalíticos, utilizando apagados adaptados.

Ejemplo 5: Determinación mediante el cálculo del límite máximo de incorporación de aceites vegetales

La hidrodeshidrogenación de los triglicéridos es una reacción muy exotérmica, que limita la incorporación de estos triglicéridos debido a la diferencia de temperatura extrema admisible en el seno de un reactor. El límite inferior se determina por la temperatura a la cual se inicia la reacción (288°C), el límite superior se determina por el límite de la metalurgia de los reactores (443°C), es decir un delta de temperatura máxima de 155°C que va a permitir el cálculo de un límite máximo de incorporación.

Tal diferencia de temperatura corresponde a una incorporación máxima de 35,1% en peso de aceite vegetal en la cabeza del reactor, determinado a través del cálculo descrito a continuación. Este valor máximo permite definir un límite alto cerca del 30% en peso \pm 5 cuando se realiza la adición de biomasa en la cabeza del reactor.

Hipótesis de cálculo

Las hipótesis limitantes de la aplicación son las siguientes:

- No se ha aplicado ningún líquido reciclado. No se ha añadido aceite más que en la cabeza del reactor en la mezcla con la carga de hidrocarburo a desulfurar.
- Se considera que la reacción de hidrodeshidrogenación (HDO) es muy rápida y está casi completa en el primer lecho del reactor. De este modo, ningún apagado puede enfriar el medio a este nivel del reactor.
- El reactor tiene una temperatura límite de utilización debido a su metalurgia. Este valor se debe normalmente al diseño de este tipo de material y tiene un valor de 850°F (es decir, 453°C). Se acepta igualmente un margen de seguridad de 10°C: la temperatura límite alcanzada en un reactor industrial es por tanto de 443°C.
- La reacción de HDO se inicia a 288°C, que corresponde a la temperatura a la cual se rompe el enlace C-O.
- Se considera el reactor como adiabático: sin intercambio de calor con el exterior.
- No se tiene en cuenta ningún nivel de diferencia de la temperatura máxima que limitaría la aplicación.
- El consumo de hidrógeno del gasóleo tomado en este ejemplo es de 0,5% en peso. Este valor corresponde a un gasóleo «clásico» de refinería. Otro tipo de gasóleo, tal como un LCO, consumirá más hidrógeno y será por tanto más exotérmico.
- La cantidad de hidrógeno introducido en la cabeza del reactor vale 3 veces la cantidad consumida por las reacciones *in situ*. Se considera un 0,5% en peso de hidrógeno para la parte de gasóleo y 3% en peso para la parte de aceite vegetal. La masa de hidrógeno añadida en la cabeza es de: $M_{\text{hidrógeno}} = 3 \times [0,5\% \times M_{\text{gasóleo}} + 3\% \times M_{\text{aceite}}]$.

Realización del cálculo

Datos de entrada

Según las hipótesis realizadas, la zona de aumento de la temperatura en el seno del primer lecho o en el conjunto del reactor (si este reactor no tiene varios lechos) está comprendida entre 288°C (temperatura límite para iniciar la

reacción) y 443°C (temperatura límite de utilización de un reactor),

Sea, $\Delta T_{\text{maxi}} = 155^\circ\text{C}$.

- 5 - La energía desprendida durante la hidrodeshidrogenación de los triglicéridos es de alrededor de $E_{\text{aceite}} = 1000$ **kJ/kg de aceite**. Este valor tiene en cuenta el estado físico en el cual están presentes los productos de la reacción. Además, la energía puede variar según el tipo de aceite utilizado, el aceite de palma está bastante próximo a los 950 kJ/kg mientras que el aceite de girasol (que posee más insaturación) está próximo a los 1050 kJ/kg,
- 10 - La energía desprendida para el tratamiento del gasóleo es inferior y se expresa a menudo por 14 kcal/mol de H_2 consumido. En el caso de los inventores, éstos consideraron un gasóleo que consumía 0,5% en peso de H_2 correspondiente a $E_{\text{gasóleo}} = 150$ **kJ/kg**,
- El «calor específico» del gasóleo se considera constante en función de la temperatura y es igual a: $CP_{\text{gasóleo}} = 2,3$ **kJ/kg/°C**,
- 15 - El calor específico de un aceite vegetal es muy próximo al de un hidrocarburo. En este ejemplo, este dato se ha tomado como equivalente al del gasóleo: $CP_{\text{aceite}} = 2,3$ **kJ/kg/°C**,
- El calor específico del hidrógeno es de:

$$CP_{\text{H}_2} = 14,3 \text{ kJ/kg/°C}.$$

Ecuaciones básicas.

El aporte de calor en el reactor es la suma de la reacción de hidrodeshidrogenación del aceite vegetal y de la reacción de desulfuración del gasóleo:

$$Q_{\text{aportado}} = E_{\text{aceite}} \times M_{\text{aceite}} + E_{\text{gasóleo}} \times M_{\text{gasóleo}}$$

El enfriamiento del medio se realiza únicamente por el aumento en la temperatura del aceite, del gasóleo y del hidrógeno que se encuentran en el reactor:

$$Q_{\text{enfriamiento}} = [CP_{\text{aceite}} \times M_{\text{aceite}} + CP_{\text{gasóleo}} \times M_{\text{gasóleo}} + CP_{\text{H}_2} \times M_{\text{hidrógeno}}] \times \Delta T$$

Como el reactor es adiabático, estas dos cantidades de calor se igualan:

$$E_{\text{aceite}} \times M_{\text{aceite}} + E_{\text{gasóleo}} \times M_{\text{gasóleo}} = \Delta T [CP_{\text{aceite}} \times M_{\text{aceite}} + CP_{\text{gasóleo}} \times M_{\text{gasóleo}} + CP_{\text{H}_2} (3[0,5\% \times M_{\text{gasóleo}} + 3\% \times M_{\text{aceite}}])]]$$

Dividiendo esta ecuación por M_{aceite} , el término $\Psi = M_{\text{gasóleo}}/M_{\text{aceite}}$ se expresa mediante:

$$E_{\text{aceite}} + E_{\text{gasóleo}} \times \Psi = [CP_{\text{aceite}} + CP_{\text{gasóleo}} \times \Psi + CP_{\text{H}_2} \times [1,5\% \times \Psi + 9\%]] \times \Delta T$$

La expresión final es la siguiente:

$$\Psi = \frac{E_{\text{aceite}} / \Delta T - CP_{\text{aceite}} - 0,09CP_{\text{H}_2}}{CP_{\text{gasóleo}} + 0,015CP_{\text{H}_2} - E_{\text{gasóleo}} / \Delta T}$$

Aplicación numérica

De acuerdo con los valores numéricos definidos anteriormente, la relación de gasóleo al aceite Ψ es de 1,85 para una diferencia de temperatura de 155°C. Esto corresponde a una incorporación máxima de un 35,1% en peso de aceite vegetal en la cabeza del reactor.

Para una diferencia de temperatura de 155°C, los inventores pueden definir de este modo un límite máximo de incorporación del 30% en peso ± 5 .

Los ejemplos 6 y 7 siguientes muestran que más allá de este límite máximo, la invención no se puede llevar a cabo sin recirculación.

Ejemplos 6 y 7

Instalación

Se ha probado un procedimiento de este tipo en una unidad piloto que comprende un reactor adiabático que

funciona en modo de flujo ascendente de los flujos de líquidos y del gas:

- Este reactor tiene un diámetro de 38 mm.
- Un recalentador situado corriente arriba del reactor permite calentar la carga a tratar antes de su entrada en el reactor.
- La unidad piloto no tiene reciclado de gases y la carga se trata en un único paso, es decir en « Once through » según los especialistas.
- La pureza del hidrógeno inyectado en la unidad piloto es del 100%.
- La temperatura de entrada del reactor es impuesta, siendo el gradiente de temperatura consecuencia de la exotermia de la reacción.
- Está presente una sección del lavado de gases con nitrógeno a la salida del reactor con el fin de eliminar los gases H₂S, NH₃, CO, CO₂ y el H₂O, en el caso en que estos compuestos estuvieran presentes en el efluente.
- El reactor comprende un lecho catalítico que contiene un catalizador constituido por alúmina porosa sobre el que se depositan los óxidos de cobalto y molibdeno. Este catalizador está presente en forma de extrudidos de forma trilobulada.
- La densidad de carga es de 0,719 kg/m³ de catalizador cargado en la unidad.

Carga estudiada

Se ha utilizado en estos ejemplos una carga de gasóleo con un 1,16% de azufre, siendo el aceite de palma de calidad alimentaria.

Se indican en la tabla 7 las características de la carga de gasóleo. Las características del aceite de palma son idénticas a las informadas para la tabla 2 de los ejemplos 1 a 4.

Tabla 7: características de la carga de gasóleo

Densidad a 15°C	0,8685
Contenido en azufre (ppm)	11600
Azufre SDBT (ppm)	7990
Contenido en nitrógeno (ppm)	213
Temperatura de destilación de	
5%	244,9
20%	274,9
50%	307,8
80%	339,7
95%	364,8
de gasóleo (°C, norma ASTM 86)	
Índice de bromo (mg de Br / 100 g)	5
Contenido de poliaromáticos (% en peso)	13,6
Contenido total de aromáticos (% en peso)	29,8

Condiciones de funcionamiento y resultados

Se ha fijado la cubierta de hidrógeno (es decir, la cantidad de normolitros de hidrógeno por litro de carga) en 3 veces el consumo de hidrógeno de la carga tratada a la entrada del reactor.

La cubierta de hidrógeno utilizada para los ejemplos 6 y 7 expuestos es por tanto diferente: con un 30% en peso de aceite de palma, la cubierta es de 475 NI/l, y de 660 NI/l con un 50% en peso de la incorporación.

En estos ejemplos, la unidad utilizada contiene un único reactor catalítico de hidrotratamiento, en el que el volumen del catalizador es de 500 cm³. La presión es de 60 bares (6000 kPa) y la temperatura de entrada del tratamiento es de 300°C (temperatura que permite asegurar el inicio de las reacciones de hidrodesoxigenación).

El contenido en azufre del efluente no es un objetivo de la prueba. El resultado de la prueba consiste en medir la temperatura de salida del reactor y en deducir la temperatura media del reactor (WABT).

Se presentan estos resultados en la siguiente tabla 8.

Tabla 8: resultados de los ejemplos 6 y 7

		Ejemplo 6	Ejemplo 7
Presión absoluta	Bares kPa	60 6000	60 6000
VVH	h-1	1	1
Cubierta	NI/I	475	660
Contenido de aceite	% en peso	30	50
Temperatura de entrada	°C	300	300
Temperatura de salida	°C	443	488
Delta T	°C	143	188
WABT	°C	395	425
Densidad		0,8298	0,8152
Azúfre del efluente	ppm	15	11

5 La realización de la prueba con un 30% en peso (ejemplo 6) conduce a una temperatura de salida del reactor de 443°C que está próxima a la del límite de la metalurgia normalmente utilizada en la fabricación de los reactores (límite fijado a 850°F, es decir, 453°C).

La incorporación de una carga que contiene 50% en peso de aceite vegetal en una carga de gasóleo clásico (ejemplo 7) no es aplicable en una unidad industrial sin reciclado ya que la temperatura de salida es superior a la del límite de la metalurgia normalmente utilizada en los reactores industriales.

REIVINDICACIONES

1. Procedimiento de hidrotratamiento catalítico de una carga de origen petrolífero de tipo gasóleo en al menos un reactor de hidrotratamiento de lecho fijo, para la fabricación de gasóleo, **caracterizado porque**
- 5 a dicha carga se incorporan aceites vegetales y/o grasas animales hasta un índice de 30% en masa, introduciéndose la mezcla de dicha carga y de los aceites vegetales y/o las grasas animales en el reactor que funciona en un paso, sin recircular el efluente líquido en la cabeza del reactor, y en el que la carga atraviesa al menos un primer lecho catalítico en el reactor que contiene al menos un catalizador a base de óxidos de NiMo y/o de NiW, y al menos uno de los lechos siguientes contiene catalizadores a base de CoMo.
- 10
2. Procedimiento de hidrotratamiento catalítico según la reivindicación 1, en el que se efectúa la separación de las fases líquidas y de vapor del efluente que sale del reactor en un separador.
- 15
3. Procedimiento de hidrotratamiento catalítico según la reivindicación 1 ó 2 **caracterizado porque** el índice de aceites vegetales y/o de grasas animales es de 2,5 a 25% en masa.
4. Procedimiento de hidrotratamiento catalítico según una de las reivindicaciones 1 a 3 en el que la carga de origen petrolífero de tipo gasóleo se selecciona entre los cortes de gasóleo que provienen de la destilación directa de un crudo de petróleo, los cortes de gasóleos procedentes de diferentes procedimientos de conversión, en particular, los procedentes del craqueo catalítico y de la viscorreducción.
- 20
5. Procedimiento de hidrotratamiento catalítico según una de las reivindicaciones 1 a 4 en el que los aceites vegetales se seleccionan entre aceite de palma, aceite de soja, aceite de colza, aceite de girasol, preferentemente aceite de palma o una mezcla de dos o más de estos aceites.
- 25
6. Procedimiento de hidrotratamiento catalítico según una de las reivindicaciones 1 a 5, en el que la cantidad de hidrógeno introducido en el reactor para tratar la carga es de 100 a 500 Normolitros de H₂ por litro de carga, preferentemente, de 120 a 450 Normolitros de H₂ por litro de carga.
- 30
7. Procedimiento de hidrotratamiento catalítico según una de las reivindicaciones 1 a 6, en el que la carga se trata a una temperatura de 320 a 420°C, preferentemente de 340 a 400°C.
- 35
8. Procedimiento de hidrotratamiento catalítico según una de las reivindicaciones 1 a 7, en el que la carga se trata a una presión de 2,5 a 15 MPa (25 a 150 bares (2500 a 1500 kPa)), preferentemente de 3 a 7 MPa (30 a 70 bares (3000 a 700 kPa)).
- 40
9. Procedimiento de hidrotratamiento catalítico según una de las reivindicaciones 1 a 8, en el que se efectúa un tratamiento del gas de recirculación procedente del hidrotratamiento de la carga antes de su reinyección en el reactor de hidrotratamiento, en el curso del cual se trata el monóxido de carbono presente en dicho gas de recirculación y se separa de dicho gas de recirculación antes de la reinyección del gas de recirculación en el reactor de hidrotratamiento.
- 45
10. Procedimiento de hidrotratamiento catalítico según la reivindicación 9, en el que se efectúa adicionalmente un tratamiento en el curso del cual se trata el dióxido de carbono presente en dicho gas de recirculación y se separa de dicho gas de recirculación antes de la reinyección del gas de recirculación así tratado en el reactor de hidrotratamiento.
- 50
11. Procedimiento de hidrotratamiento catalítico de acuerdo con una de las reivindicaciones 1 a 10, en el que se controla la exotermia del hidrotratamiento de la carga mediante sistemas de regulación térmica.

FIG.1

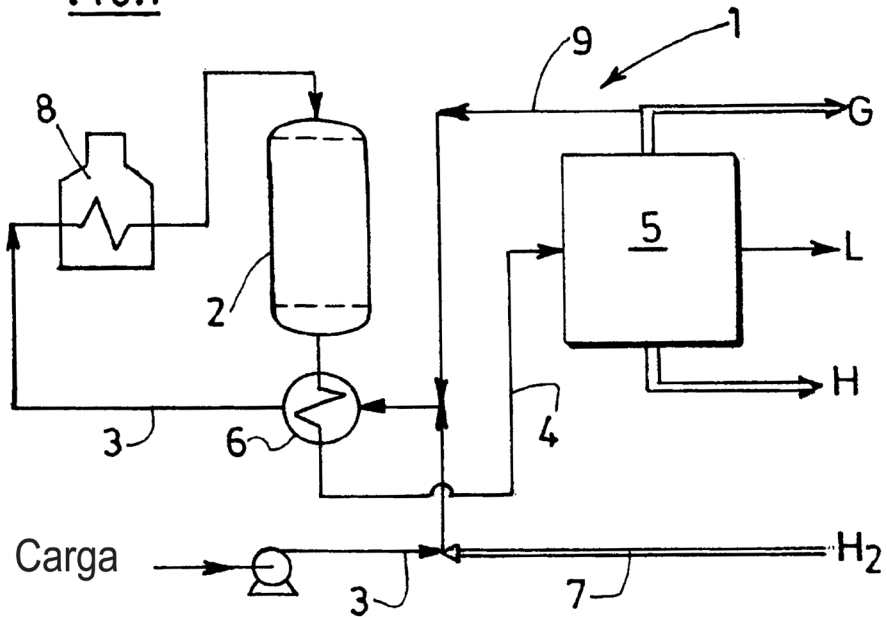
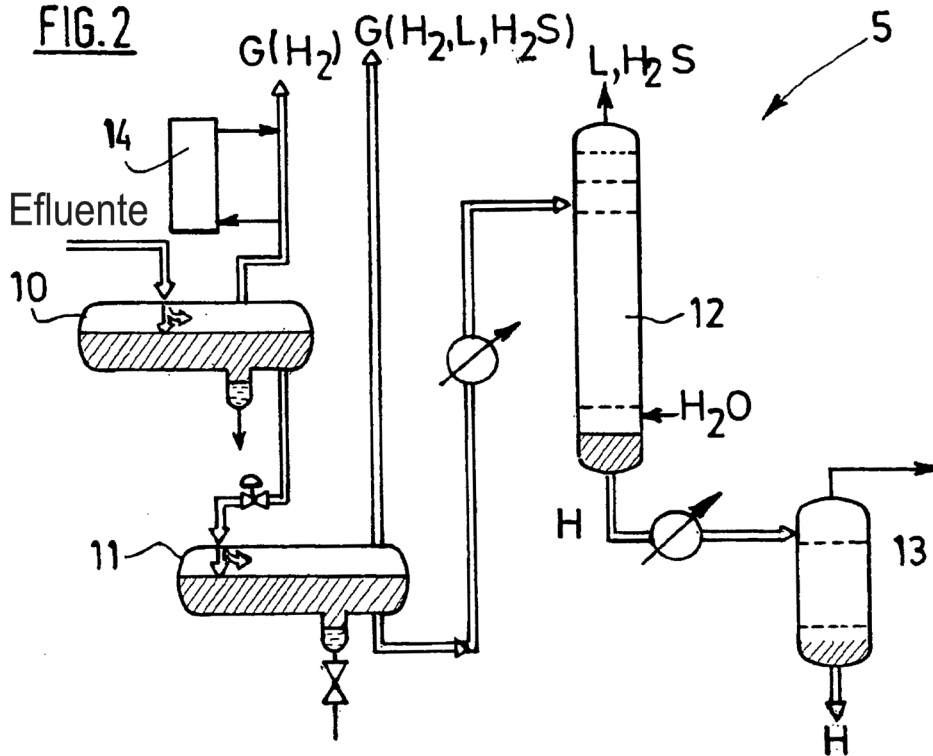


FIG.2



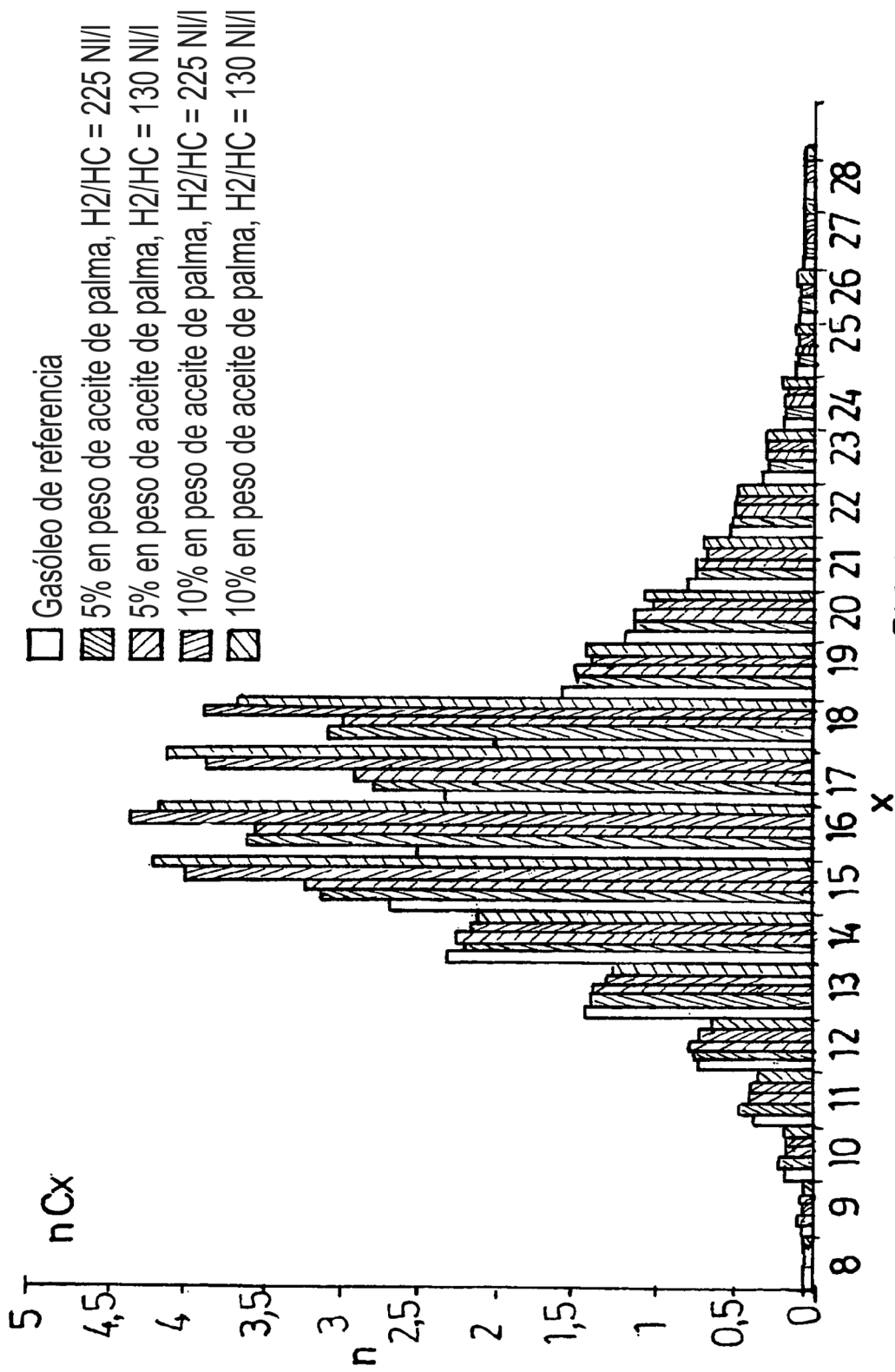


FIG.3