

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 709 669**

51 Int. Cl.:

C10G 45/00 (2006.01)

C10G 47/26 (2006.01)

C10G 49/22 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **23.12.2015 PCT/IB2015/059911**

87 Fecha y número de publicación internacional: **30.06.2016 WO16103199**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **23.12.2015 E 15825858 (2)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **14.11.2018 EP 3237579**

54 Título: **Sistema y proceso para aumentar la capacidad de conversión de aceites pesados**

30 Prioridad:

23.12.2014 IT MI20142220

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

17.04.2019

73 Titular/es:

**ENI S.P.A. (100.0%)
Piazzale Enrico Mattei, 1
00144 Roma, IT**

72 Inventor/es:

**MOLINARI, MARIO;
MALANDRINO, ALBERTO MARIA y
BONOMI, SUSI**

74 Agente/Representante:

ELZABURU, S.L.P

ES 2 709 669 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

Sistema y proceso para aumentar la capacidad de conversión de aceites pesados

Esta invención se refiere a un sistema y al proceso correspondiente para aumentar la capacidad de conversión de aceites pesados.

5 La hidroconversión de productos de petróleo pesados puede conseguirse usando diferentes sistemas de proceso. El núcleo de la tecnología es el reactor de hidroconversión, que puede ser de lecho fijo, de lecho en ebullición o de tipo suspensión. En el último caso, el catalizador se dispersa en el medio de reacción y se distribuye uniformemente dentro del propio reactor. El documento WO 2008/141831 describe un proceso y aparato para la hidroconversión de aceites pesados.

10 Un sistema EST (ENI Slurry Technology) (documentos IT-MI2007A1044; IT-MI2007A1045; IT-MI2007A1198; IT-MI2008A1061; IT-MI2010A1989) proporcionan el suministro del efluente desde la cabeza del reactor hasta un separador líquido-vapor de alta presión/alta temperatura HP/HT. El gas que sale del separador HP/HT se hace pasar a una sección de tratamiento de gas desde la cual se recupera un flujo rico en hidrógeno y se recicla al reactor, mientras el líquido pasa a través de una serie de vasijas a presión y temperatura descendente (separador de presión
15 media, columna atmosférica y columna de vacío) para separar los productos de reacción y dar lugar al reciclado del catalizador y la carga no convertida.

Si los productos de reacción se obtienen exclusivamente en la fase vapor (VPO) (Flujo de Salida en Fase Vapor), las secciones de baja presión que podrían ocasionar la formación de coque fuera del reactor pueden evitarse, incluso aunque esto dé como resultado una disminución en la capacidad de la planta.

20 Cuando el catalizador está presente y el hidrógeno está ausente, a presiones por debajo de la presión del reactor, se ha encontrado de forma experimental que pueden tener lugar las reacciones de deshidrogenación que conducen a la producción de hidrógeno y coque. Una alta temperatura, una baja presión y largos tiempos de residencia en las retenciones líquidas en las vasijas pueden hacer que la formación de sólidos fuera del reactor pueda ser del mismo orden de magnitud que dentro del reactor. Además de esto, si la unidad de vacío no se dimensiona suficientemente
25 en la fase de diseño, la formación de hidrógeno en la base de la columna de vacío puede tener un impacto significativo sobre la capacidad de fraccionamiento de la columna.

Adoptando un sistema EST según el cual los productos se obtienen únicamente en la fase vapor (VPO), que se denominará EST-VPO, la suspensión se confina a la zona de alta presión parcial de H₂, eliminando todos los problemas asociados con la deshidrogenación y la formación de sólidos fuera del reactor. Frente a esta ventaja, la capacidad de una planta EST-VPO con reciclado directo del separador HP/HT es significativamente menor, para la
30 misma temperatura de reacción, que la de una planta EST con reciclado desde la columna de vacío. La pérdida de capacidad puede compensarse aumentando la temperatura de reacción, incluso aunque esto dé como resultado un aumento en la formación de sólidos dentro del propio reactor.

35 Alimentar un gas con una alta concentración de H₂ (denominado también "secundario" para distinguirlo del gas "primario" de la misma composición alimentada al reactor) a la línea de conexión entre el reactor y el separador de alta temperatura/alta presión es un modo de aumentar la capacidad de conversión de una planta EST-VPO teniendo en cuenta el efecto de extracción del propio gas.

Un sistema EST-VPO que no proporciona el uso de gas secundario tiene una capacidad más pequeña para las mismas condiciones de operación porque el líquido que sale del separador HP/HT y que se recicla al reactor tiene la misma composición que el líquido que sale del reactor. Usando el gas secundario se aumenta el caudal de los productos de reacción que salen de la parte superior del separador. Al mismo tiempo, la composición de la fase líquida reciclada al reactor cambia y, de nuevo, se somete a una reacción de hidroconversión, pero en este punto se empobrece en los componentes más ligeros que han pasado a la fase gaseosa. Debido a que los productos solo salen de la parte superior del separador en el sistema EST-VPO, el aumento en su caudal coincide con un aumento
40 en la capacidad de la planta. Puede demostrarse que cuanto más líquido se recicla al reactor, similar al que deja el reactor en términos de composición, mayor será el desplazamiento hacia la formación de productos ligeros. En comparación con un sistema EST-VPO que no lo prevé, aunque el efecto de la acción de extracción del gas secundario, el líquido reciclado al reactor será más pesado que el que sale del reactor y, como consecuencia, aumentará la cantidad de productos que salen con la fase vapor, aunque con una composición diferente. Alimentar
45 gas con un contenido alto de hidrógeno a la línea de conexión entre la cabeza del reactor y el separador de alta presión/alta temperatura HP/HT hace posible aumentar la capacidad de conversión de un sistema EST-VPO.

La longitud de la línea agujas abajo de la alimentación de gas secundario actúa como una fase de equilibrio teórica líquido/vapor. La geometría y fluidodinámica de la línea de conexión están diseñadas para conseguir un equilibrio entre el líquido y el vapor en la mezcla de efluente del reactor/gas secundario antes de entrar en el separador.
55 Donde no tiene que conseguirse el equilibrio líquido/vapor, el efecto de añadir el gas secundario en el peor de los casos puede reducirse a una mera adición de gas.

Aunque se conoce el uso de gas de extracción para ayudar a liberar los componentes en la fase gaseosa, que

normalmente se confinarían en la fase líquida, y alimentar un gas de extracción a la línea de conexión entre la cabeza del reactor y el separador (documento IT MI2007A1044), no se ha proporcionado ninguna descripción sobre cómo el gas de extracción debería alimentarse a esta línea.

5 La línea de conexión entre la cabeza del reactor y el separador debe diseñarse adecuadamente para conseguir el equilibrio líquido/vapor en el flujo antes de que este entre en el separador.

Se ha descubierto ahora que una inclinación ascendente adecuada de la línea de conexión entre la cabeza del reactor y el separador es esencial para conseguir un equilibrio líquido/vapor antes de entrar en el separador líquido-vapor.

10 Puede ser aconsejable combinando la inclinación seleccionada con una inserción adecuada de la línea de alimentación de gas secundario, a una longitud adecuada y/o a una sección transversal adecuada de la línea de conexión.

15 El sistema para la hidroconversión de aceites pesados que constituye la materia objeto de esta invención esencialmente comprende un reactor, un separador líquido-vapor y una sección para la extracción de los productos de conversión fuera del reactor, que comprende un conducto para alimentar gases de extracción localizado de tal modo que dicha alimentación de gas tiene lugar en un punto en un conducto de conexión entre la cabeza del reactor y el separador líquido-vapor en el que dicho conducto de conexión está inclinado hacia arriba, al menos desde el punto de alimentación, con un gradiente de entre 2% y 20%, preferiblemente entre 3% y 12%.

20 Con la línea inclina adecuadamente hacia arriba, dentro de un intervalo específico de caudales gas/líquido que salen del reactor, se establece un régimen de flujo ondulado estratificado, en el cual tiene lugar un remezclado adecuado entre las fases desde el punto en el que se alimenta el gas secundario. El establecimiento de un régimen de flujo ondulado estratificado hace posible la renovación continua de la superficie del líquido en contacto con el gas, aumentando de esta manera la eficiencia del intercambio de material.

25 Se recomienda que el conducto de alimentación de gas de extracción esté inclinado con respecto al eje del conducto de conexión entre la cabeza del reactor y el separador líquido-vapor a un ángulo entre 20° y 65°, más preferiblemente entre 30° y 60°, incluso más preferiblemente entre 40° y 50°. También es aconsejable que el flujo de gas de extracción ocurra preferiblemente en una dirección descendente.

También es preferible que dicho conducto de alimentación, con los ángulos de inclinación recomendados anteriormente, esté situado en el plano vertical que pasa a través del eje del conducto de conexión.

30 Preferiblemente, la sección transversal (A) del conducto que proporciona la conexión entre la cabeza del reactor y el separador líquido-vapor y la longitud (L) de la parte del conducto entre el punto de entrada para los gases de extracción y el punto de entrada al separador satisfacen las siguientes relaciones:

$$(A \times L) (Q_V + Q_{Vsec} + Q_L) > 10 \text{ s, más preferiblemente } > 15 \text{ s,}$$

$$(Q_V + Q_L)/A > 0,5 \text{ m/s, más preferiblemente } > 1 \text{ m/s,}$$

$$2 > Q_{Vsec}/Q_V > 0,25, \text{ más preferiblemente } 1 > Q_{Vsec} + Q_V > 0,5$$

35 donde Q_V y Q_L son los caudales volumétricos de vapor y suspensión (líquido + sólido) que salen de la cabeza del reactor y Q_{Vsec} es el caudal volumétrico de gas secundario.

En la Figura 1 se ilustra una realización del conducto (T) que conecta la cabeza del reactor al separador líquido-vapor y el conducto (I) para la entrada de gas de extracción.

40 El flujo de gas y de suspensión (1) que sale del reactor entra en el punto (B) del conducto (T) y experimenta extracción en la parte entre el punto (C) y el punto (F) mediante los gases que entran a través del conducto de entrada (I), inclinado a un ángulo de entre 20° y 65° con respecto al eje del conducto (T). La sección del conducto (T) en la que se inserta al conducto de entrada está inclinada hacia arriba con un gradiente de entre 2% y 20% con respecto a un plano horizontal. El flujo de gas y suspensión que se ha separado finalmente sale en un punto (F) para entrar en el separador.

45 La longitud (L) de la sección del conducto (T) se extiende desde el punto de entrada del gas de extracción tan lejos como el punto de entrada al separador (desde el punto (C) al punto (F) en la Figura 1, pasando a través de los puntos (D) y (E)).

50 Pueden insertarse obstáculos de geometría adecuada que ayudan al remezclado íntimo de la fase líquida y vapor y que permiten que se consiga el equilibrio líquido/vapor dentro del conducto que conecta la cabeza del reactor a la entrada del separador.

Se recomienda que dichos obstáculos se inserten a lo largo de la pared superior dentro de dicho conducto, proporcionando una conexión entre la cabeza del reactor y el separador líquido-vapor de tal modo que provoquen

que el gas dirija su camino por debajo del líquido, ocasionando de esta manera un remezclado adecuado y evitando, al mismo tiempo, cualquier acumulación de sólidos detrás del obstáculo, que podría ocurrir aún en mayor medida debido al gradiente positivo del conducto. Esta realización se ilustra en la Figura 2, donde con un obstáculo (G) localizado:

- 5 • a lo largo de la pared inferior del conducto (T) pueden ocurrir problemas con la acumulación de sólidos (AS) (Figura 2a);
- a lo largo de la pared superior del conducto (T) los sólidos permanecen dispersados (DS) (Figura 2b).

10 El sistema se aplica a todo tipo de reactores en los que el flujo de salida comprenda un flujo L/V bifásico, que incluye también un flujo obtenido de la combinación de al menos un flujo líquido y al menos un flujo vapor que sale del reactor, incluyendo reactores de lecho fijo que podrían contener sólidos dispersados, reactores de suspensión, preferiblemente una columna de burbujas de suspensión y reactores de lecho en ebullición.

Otro objeto de esta invención es el proceso para la hidroconversión de aceites pesados llevado a cabo usando el sistema según la invención.

15 Dicho proceso para la hidroconversión de aceites pesados comprende enviar el aceite pesado a una fase de hidrotatamiento realizada en un reactor con un catalizador de hidrogenación adecuado, reactor al que se suministra hidrógeno, o una mezcla de hidrógeno e hidrocarburos ligeros, realizando una fase de separación con un gas de salida adecuado en el flujo de líquido y vapor que sale del reactor, o en el flujo obtenido de la combinación de al menos un flujo líquido y al menos un flujo de vapor que sale del reactor, pasando dicho flujo a una separación líquido-vapor en un separador adecuado que separa la fase líquida, que se recicla al reactor, menos las purgas, de
20 la fase vapor que contiene los productos de conversión, realizándose dicha fase de separación mediante un conducto que suministra el gas de extracción situado en un punto en el conducto que conecta la cabeza del reactor y el separador líquido-vapor, y caracterizado por que dicho conducto de conexión está inclinado hacia arriba con un gradiente entre 2% y 20%, preferiblemente entre 3% y 12%, al menos desde el punto de entrada. El proceso reivindicado está recomendado particularmente en el caso de que la fase de hidrotatamiento se realice en un
25 reactor con un catalizador de hidrogenación en fase suspensión, seleccionado preferiblemente de una columna de burbujas o un reactor de lecho en ebullición.

Cuando se lleva a cabo usando un reactor de fase suspensión se recomienda también que este debe operar con una razón volumétrica a la salida del reactor de:

caudal de vapor (Q_v)

(caudal de vapor (Q_v) + caudal de suspensión (Q_L))

30 mayor que 0,75, preferiblemente mayor que 0,85,
donde la suspensión comprende líquido más sólido.

La sección transversal (A) del conducto de conexión entre la cabeza del reactor y el separador líquido-vapor y la longitud (L) de la sección de dicho conducto desde el punto de entrada para los gases de extracción al punto de
35 entrada al separador (desde el punto (C) al punto (F) en la Figura 1) satisface preferiblemente las siguientes relaciones:

$(A \times L) (Q_v + Q_{vsec} + Q_L) > 10$ s, más preferiblemente > 15 s,

$(Q_v + Q_L)/A > 0,5$ m/s, más preferiblemente > 1 m/s,

$2 > Q_{vsec}/Q_v > 0,25$, más preferiblemente $1 > Q_{vsec} + Q_v > 0,5$

donde Q_{vsec} es el caudal volumétrico de gas secundario.

40 La fase de hidrotatamiento se realiza preferiblemente a una temperatura entre 400 y 450°C y una presión entre 100 y 200 atm.

El catalizador de hidrogenación está basado preferiblemente en sulfuro de Mo o W.

Pueden encontrarse detalles adicionales en la solicitud IT-MI2007A1198 mencionada anteriormente.

45 Para definir mejor la invención se describen algunos ejemplos que demuestran la eficacia del uso de gas secundario en la realización del proceso según la invención, que conducen a la adquisición de productos en la fase gaseosa (VPO).

Ejemplos

5 Como ya se ha mencionado anteriormente, un cambio del sistema EST (con productos de conversión en la fase líquida y la presencia de secciones de baja presión) a un sistema EST-VPO (en el que los productos salen únicamente en fase gaseosa) da como resultado una notable reducción en la capacidad potencial de la planta. Para superar esto debe aumentarse la temperatura de reacción y debe usarse el gas secundario, porque en ausencia de este último la capacidad potencial de la planta, siendo iguales otras condiciones de operación, se reduce en cualquier caso aproximadamente en un 20% en comparación con el caso de referencia del EST.

La realización del conducto (T) que conecta la cabeza del reactor al separador líquido-vapor y el conducto (I) que alimenta los gases de extracción es la ya ilustrada en la Figura 1, en la que:

- 10 • la sección del conducto que conecta el punto de entrada para el gas secundario al punto (D) está inclinada hacia arriba con un gradiente de 6%;
- el conducto de entrada para los gases de extracción está inclinado con respecto al eje del conducto que conecta la cabeza del reactor al separador líquido-vapor en un ángulo de 45°;
- 15 • el flujo de gas de extracción alimentado al conducto de conexión entre la cabeza del reactor y el separador tiene lugar en una dirección descendente, en el plano vertical que pasa a través del eje del conducto de conexión.

20 Teniendo en cuenta que el caudal de gas secundario (W_{sec}) varía entre 0 y 100, donde 0 corresponde a la ausencia de gas secundario mientras que 100 indica que el flujo de gas secundario es capaz de asegurar la misma capacidad potencial de una planta usando un sistema EST (W_{sec}^{EST}), aunque se trabaje a una temperatura de reacción más alta, en la Tabla 1 se muestra el aumento en la capacidad de la planta y los términos de porcentaje cuando se varía el gas secundario.

Tabla 1

$(W_{sec}/W_{sec}^{EST}) \times 100$	Aumento en la carga reciente
0	-
10	3,4%
20	6,3%
30	8,9%
40	11,1%
<u>50</u>	<u>13,1%</u>
60	14,8%
70	16,3%
80	17,7%
90	18,9%
100	20,1%

25 De esta manera, por ejemplo, usando un 50% del caudal del gas secundario requerido para conseguir la capacidad potencial de una planta de un sistema EST (aunque opere a una temperatura más alta) hay un aumento del 13,1% en la carga reciente.

El efecto del gas secundario sobre el caudal de carga reciente en términos de aumento de porcentaje puede mostrarse ilustrando gráficamente lo que se expone en la tabla (Figura 3).

30 La Figura 4 muestra también el efecto del gas secundario sobre el aumento en la capacidad de una planta EST-VPO (W_{FF}^{VPO}) que funciona a mayor temperatura, en comparación con la capacidad potencial de un EST (W_{FF}^{EST}). En el último caso, usando un 50% del caudal de gas secundario, la capacidad potencial de la planta consigue un 94% del caudal máximo que puede obtenerse según la definición anterior.

El efecto de extracción del gas secundario tiene como resultado que productos que son "más pesados", en comparación con la situación en la que este no se usa, salen de la planta, aunque el beneficio conseguido en términos de productividad es apreciable. La diferente calidad de los productos obtenidos puede evaluarse por

análisis del aumento de porcentaje en productos Diesel, Nafta y VGO, en función de la razón (W_{sec}/W_{sec}^{EST}) expresada en términos de porcentaje con respecto al gas secundario, como se muestra en la Tabla 2.

Tabla 2 - Aumento en los productos a medida que varía el gas secundario

$(W_{sec}/W_{sec}^{EST}) \times 100$	Diesel	Nafta	VGO
0	-	-	-
10	2,9%	2,9%	6,8%
20	5,4%	5,3%	12,8%
30	7,6%	7,4%	18,1%
40	9,5%	9,1%	22,7%
50	11,2%	10,5%	26,8%
60	12,7%	11,6%	30,4%
70	14,0%	12,7%	33,8%
80	15,2%	13,5%	36,9%
90	16,3%	14,3%	39,8%
100	17,3%	15,0%	42,5%

5 Aquí, de nuevo, si se considera un 50% del caudal de gas secundario, el efecto conseguido son aumentos de 11,2%, 10,5% y 26,8% en Diesel, Nafta y VGO, respectivamente. En la Figura 5 se muestra también el efecto del aumento global sobre los tres productos de interés, que comprende el cambio en el caudal de los productos en relación con la razón (W_{sec}/W_{sec}^{EST}) x 100 de gas secundario en términos de porcentaje.

10 Asimismo, con un 50% de gas secundario como se ha definido anteriormente, se consigue un 94%, 96% y 89% del caudal máximo que puede conseguirse para Diesel, Nafta y VGO, respectivamente (Figura 6).

Como puede verse, el gas secundario tiene una mayor influencia sobre el VGO que sale de la planta, en comparación con Diesel y Nafta, una indicación de que el efecto de extracción es eficaz a la hora de desplazar compuestos incluso bastante pesados hacia la fase gaseosa.

15 Ya se ha señalado en comparación con un sistema EST-VPO sin el uso de gas secundario, que el líquido reciclado al reactor es más pesado que cuando sale del propio reactor, como resultado de la acción de extracción del gas. De hecho, cuando se supervisa el peso molecular de la fase líquida que sale del separador HP reciclada al reactor, en comparación con el peso molecular de la fase líquida que sale de la cabeza del reactor, a medida que aumenta el gas secundario, se observa que los dos flujos tienen una diferencia cada vez más marcada en términos de composición y, por lo tanto, de peso molecular. En ausencia de gas secundario, los pesos moleculares (MW) de las dos fases líquidas son idénticos pero, a medida que aumenta el caudal de gas secundario, los compuestos más ligeros presentes en la fase líquida pasan a los productos que después salen de la planta en la fase gaseosa, mientras que la fase líquida se hace cada más pesada. Con un 50% de gas secundario, según la definición dada anteriormente, los pesos moleculares de los dos flujos difieren en un 11%. La Figura 7 muestra el cambio en el MW de los dos flujos líquidos a medida que se varía el gas secundario (W_{sec}/W_{sec}^{EST}), ambos expresados en términos de porcentaje.

25

REIVINDICACIONES

- 5 1. Sistema para la hidroconversión de aceites pesados que comprende un reactor, un separador líquido-vapor y una sección de extracción de los productos de conversión, externa al reactor, que comprende un conducto de suministro del gas de extracción en un punto del conducto de conexión entre la cabeza del reactor y el separador líquido-vapor, estando dicho conducto de conexión inclinado hacia arriba, al menos desde el punto de intersección entre el conducto de suministro y el conducto de conexión, con un gradiente de entre 2% y 20% con respecto al plano horizontal.
- 10 2. Sistema según la reivindicación 1, en donde el conducto de suministro de gas de extracción está inclinado con respecto al eje del conducto de conexión entre la cabeza del reactor y el separador líquido-vapor a un ángulo de entre 20° y 65°, preferiblemente entre 30° y 60°, más preferiblemente entre 40° y 50°.
3. Sistema según la reivindicación 1, en donde el flujo de gas de extracción que entra en el conducto de conexión entre la cabeza del reactor y el separador tiene una dirección descendente.
4. Sistema según la reivindicación 2, en donde el conducto de suministro está situado en el plano vertical que pasa a través del eje del conducto de conexión.
- 15 5. El sistema según la reivindicación 1, en donde el reactor es una columna de burbujas o un reactor de lecho en ebullición.
6. Sistema según la reivindicación 1, en donde el conducto de conexión entre la cabeza del reactor y el separador líquido-vapor, al menos desde el punto de intersección entre el conducto de suministro y el conducto de conexión, está inclinado hacia arriba con un gradiente de entre 3% y 12%.
- 20 7. Sistema según la reivindicación 1, en donde se insertan obstáculos de geometría adecuada dentro del conducto de conexión entre la cabeza del reactor y el separador vapor-líquido, preferiblemente a lo largo de la pared superior dentro de dicho conducto, lo que facilita el mezclado íntimo de las fases líquida y vapor, y hace posible que se consiga el equilibrio líquido/vapor.
- 25 8. Proceso para hidroconversión de aceites pesados que comprende hacer pasar el aceite pesado a una fase de hidrotatamiento llevada a cabo en un reactor con un catalizador de hidrogenación adecuado, reactor al que se alimenta hidrógeno, o una mezcla de hidrógeno e hidrocarburos ligeros, realizando una etapa de extracción con un gas de extracción adecuado sobre el flujo de fase líquida-vapor que sale del reactor, o sobre el flujo obtenido combinando al menos un flujo líquido y al menos un flujo vapor que se sale del reactor, haciendo pasar dicho flujo a dicha separación líquido-vapor en un separador adecuado, que separa la fase líquida reciclada al reactor, aparte de las purgas, desde la fase vapor que contiene los productos de conversión obtenidos únicamente en la fase vapor, llevándose a cabo dicha etapa de extracción mediante la alimentación de gas de extracción en un punto en el conducto de conexión entre la cabeza del reactor y el separador líquido-vapor, caracterizado por que dicho conducto de conexión está inclinado hacia arriba, al menos desde el punto de intersección entre el conducto de suministro y el conducto de conexión, con un gradiente entre 2% y 20% con respecto a un plano horizontal.
- 30 9. Proceso según la reivindicación 8, en donde la etapa de hidrotatamiento se lleva a cabo en un reactor con un catalizador de hidrogenación en fase suspensión, seleccionado preferiblemente de una columna de burbujas o un reactor de lecho en ebullición.
- 35 10. Proceso según la reivindicación 9, en donde en la salida del reactor, la razón volumétrica:

$$\frac{\text{caudal de vapor } (Q_V)}{(\text{caudal de vapor } (Q_V) + \text{caudal de suspensión } (Q_L))}$$

es mayor que 0,75, preferiblemente mayor que 0,85, donde la suspensión comprende líquido más sólido.

- 40 11. Proceso según la reivindicación 8, en donde el conducto de alimentación para el gas de extracción está inclinado con respecto al eje del conducto de conexión entre la cabeza del reactor y del separador líquido-vapor a un ángulo entre 20° y 65°, preferiblemente entre 30° y 60°, más preferiblemente entre 40° y 50°.
- 45 12. Proceso según la reivindicación 8, en donde la sección (A) del conducto de conexión entre la cabeza del reactor y el separador líquido-vapor y la longitud (L) de la sección de dicho conducto desde el punto de entrada de gas de extracción al punto de entrada del separador satisface las siguientes relaciones

$$(A \times L) (Q_V + Q_{Vsec} + Q_L) > 10 \text{ s}$$

$$(Q_V + Q_L) / A > 0,5 \text{ m/s,}$$

$$2 > Q_{Vsec} / Q_V > 0,25$$

donde Q_V y Q_L son los flujos volumétricos de vapor y suspensión (líquido + sólido) que salen de la cabeza del reactor y Q_{Vsec} es el caudal volumétrico del gas secundario.

5 13. Proceso según la reivindicación 10, en donde la sección (A) del conducto de conexión entre la cabeza del reactor y el separador líquido-vapor y la longitud (L) de la sección de dicho conducto desde el punto de entrada para el gas de extracción al punto de entrada del separador satisface las siguientes relaciones

$$(A \times L) (Q_V + Q_{Vsec} + Q_L) > 15 \text{ s}$$

$$(Q_V + Q_L) / A > 1 \text{ m/s,}$$

$$1 > Q_{Vsec} / Q_V > 0,5$$

10 14. Proceso según la reivindicación 8, en donde la etapa de hidrotatamiento se realiza a una temperatura entre 400 y 450°C y a una presión entre 100 y 200 atm.

15. Proceso según la reivindicación 8, en donde el catalizador de hidrogenación está basado en sulfuro de Mo o de W.

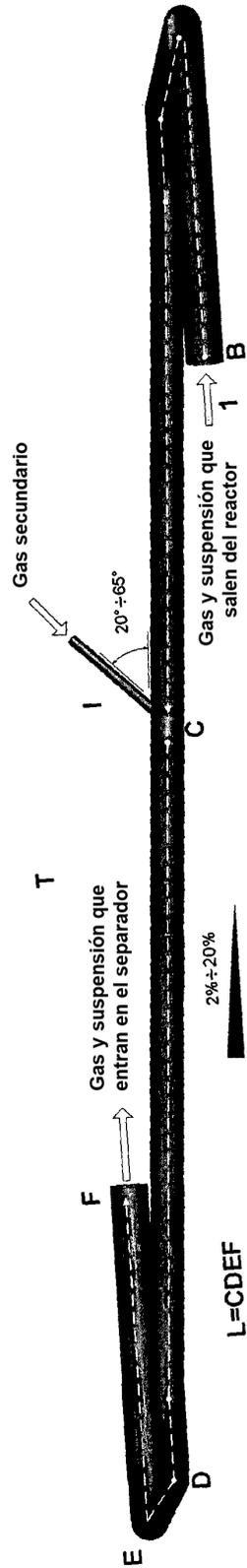


Fig. 1

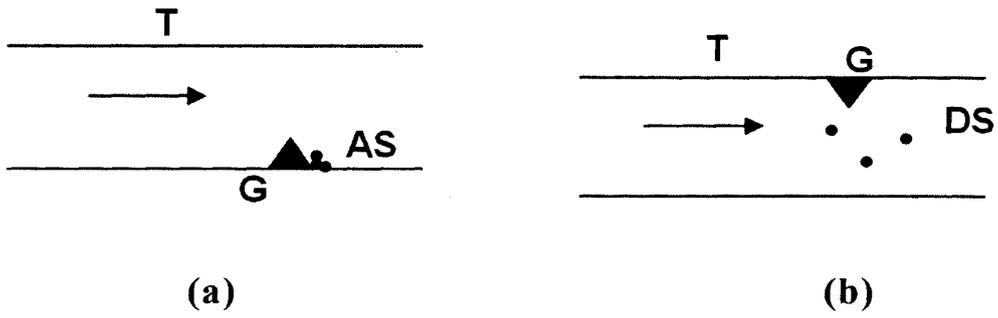


Fig. 2

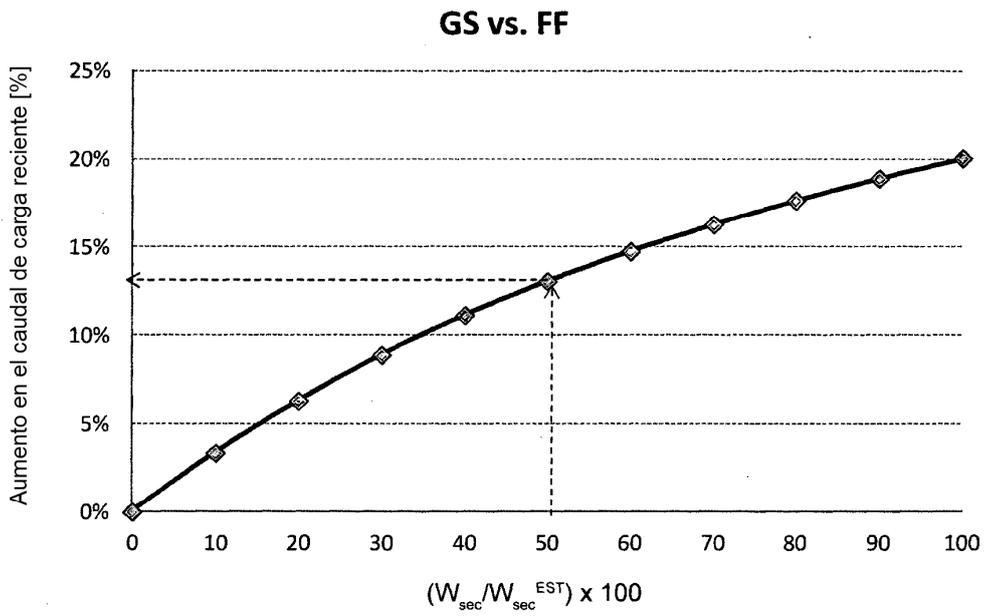


Fig. 3

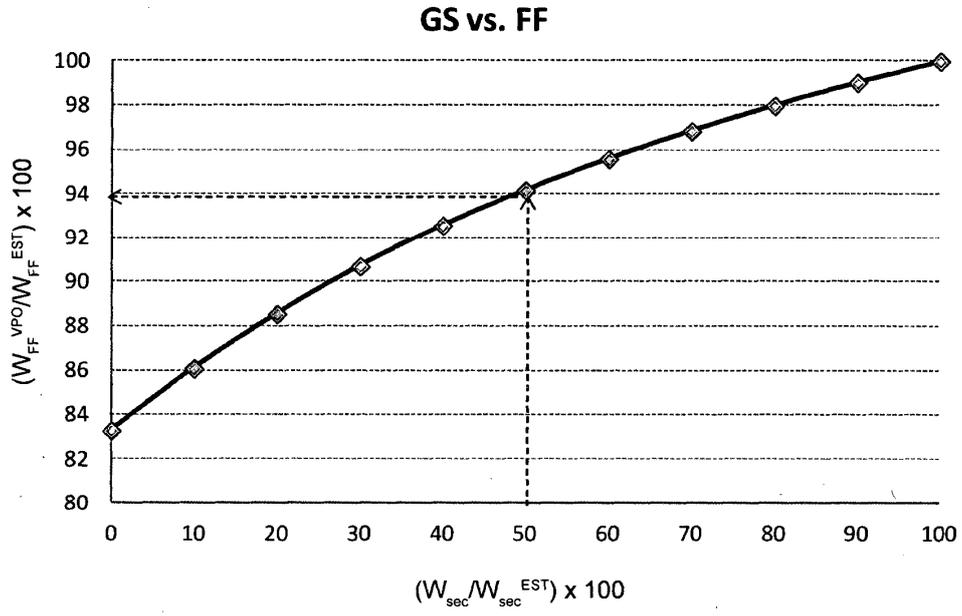


Fig. 4

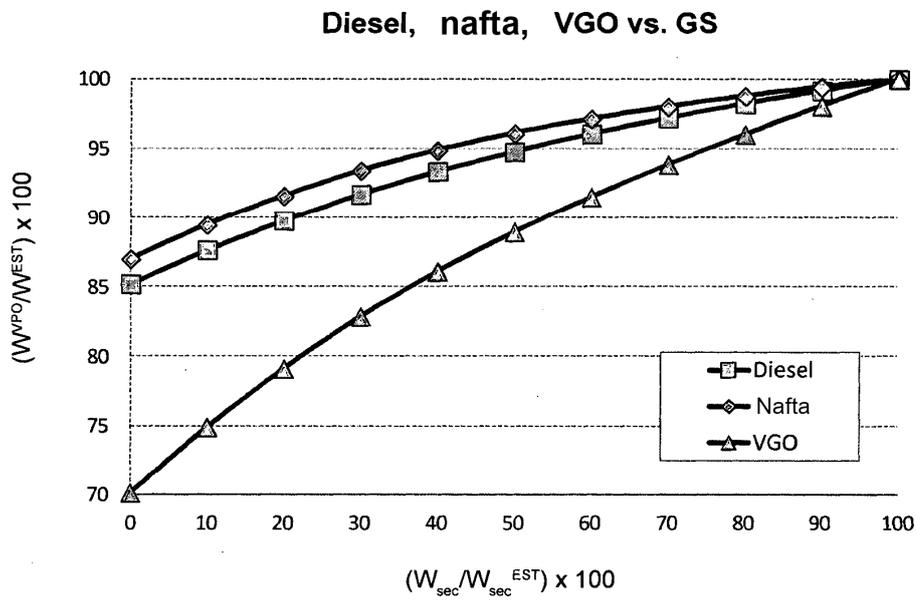


Fig. 5

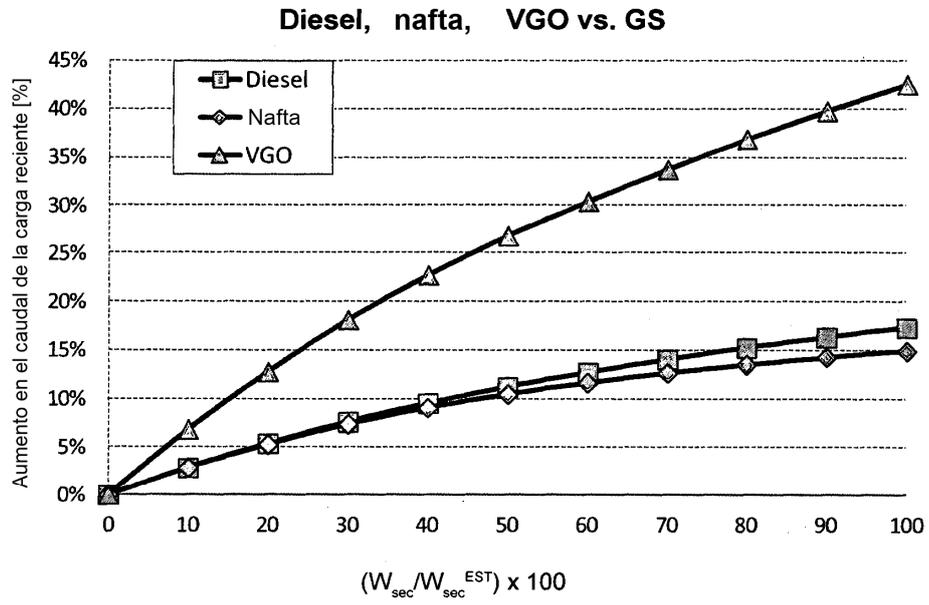


Fig. 6

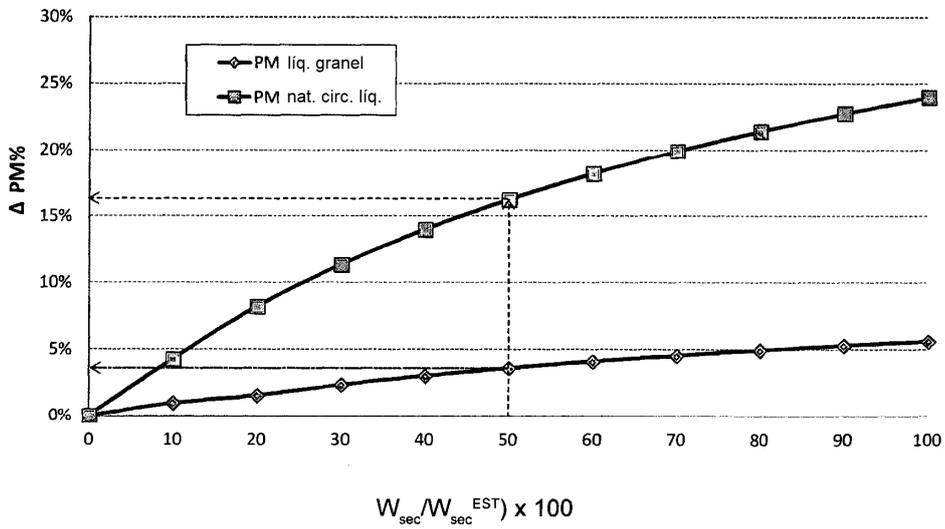


Fig. 7