



Industria y Comercio

SUPERINTENDENCIA

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO
INVENTARIO

Delegatura de Propiedad Industrial

División de Nuevas Creaciones

10-155364

SOLICITUD

PATENTE DE INVENCION

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 10-155364-00000-0000

Fecha: 2010-12-10 12:07:16 Dep. 2020 DIR.NUEVASOR
Tra. 2 PATENTES Evt. 1 REGDEPOSITO
Act. 411 PRESENTACION Folic. 32

21. EXPEDIENTE No. _____

54. TÍTULO _____ PROCESO QUE INTEGRA UN PROCESO DE HIDROCONVERSION DE ALTA
_____ PRESION Y UN PROCESO DE MEDIANA PRESION DE HILFOTPATAMIENTO
_____ DE DESTILADOS MEDIOS, EN DONDE LOS DOS PROCESOS ESTAN
_____ INDEPENDIENTES

51. CLASIFICACIÓN INTERNACIONAL _____

71. SOLICITANTE _____ IFP ENERGIES NOUVELLES

DOMICILIO _____ FUEIL-MALMAISON, CEDEX, FRANCIA

74. APODERADO _____ LUZ CLEMENCIA DE PAEZ
C.C. 35.456.244 de Usaquén

22. BOGOTÁ, D. C., _____

Redes



Industria y Comercio
SUPERINTENDENCIA

PETITORIO

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 10-155364- -00000-0000

Fecha: 2010-12-10 12:07:10 Dep: 2020 DIR. NUEVASOR
Tra: 2 PATENTES Evt: 1 REGDEPOSITO
Act: 411 PRESENTACION Folios: 32

FORMULARIO UNICO DE SOLICITUD DE PATENTE

1 ☒ Patente de Invención. ☐ Patente de Modelo de Utilidad.					
2 SOLICITANTE (71)		Nombre: IFP ENERGIES NOUVELLES Sociedad constituida y existente bajo las leyes de Francia. Dirección: 1 & 4 Avenue de Bois-Préau, 92352 Rueil-Malmaison, Cedex, Francia Domicilio: Rueil-Malmaison, Cedex, Francia		IDENTIFICACIÓN C.C. ☐ NIT ☐ C.E. ☐ Otro ☐ Cual _____ Número _____	
3 REPRESENTANTE O APODERADO		Nombre: LUZ CLEMENCIA DE PÁEZ Dirección: Carrera 4ª. No. 72-35 Teléfono: 347 36 11 Fax: 211 86 50 E-mail: clientes@cavelier.com Domicilio: Bogotá, Colombia.		IDENTIFICACIÓN C.C. ☒ NIT ☐ C.E. ☐ Otro ☐ Cual _____ Número <u>35.456.344</u> T.P. <u>23.555</u>	
4 INVENTOR (ES) (72)		1. Antoine FOURNIER 6235 Grovewood Lane, Houston, Texas 77008, Estados Unidos de América 2. Jean-Luc NOCCA 1714 Cottage Landing, Houston, Texas 77007, Estados Unidos de América			
5 Título (54) <u>PROCESO QUE INTEGRA UN PROCESO DE HIDROCONVERSIÓN DE ALTA PRESIÓN Y UN PROCESO DE MEDIANA PRESIÓN DE HIDROTRATAMIENTO DE DESTILADOS MEDIOS, EN DONDE LOS DOS PROCESOS ESTÁN INDEPENDIENTES</u>					
6 Clasificación Internacional (51) <u>C07C 027/000</u>					
7 Prioridad SI ☒ NO ☐		(33) País de Origen <u>US</u>		(32) Fecha <u>10 de diciembre de 2009</u>	
				(31) Número de Solicitud <u>12/635.466</u>	
8 Para publicar a partir de la fecha de la presente solicitud a los: 6 meses ☐ 12 meses ☐ 18 meses ☒ Otro ☐ Cual _____					

9

Comprobante de pago No.: 10-101,522**Fecha: 30 de noviembre de 2010****Comprobante de pago No.: 10-101,647****Fecha: 30 de noviembre de 2010****Comprobante de pago No.: 10-101,722****Fecha: 30 de noviembre de 2010****Comprobante de pago No.: 10-101,723****Fecha: 30 de noviembre de 2010****Comprobante de pago No.: 10-101,586****Fecha: 30 de noviembre de 2010**

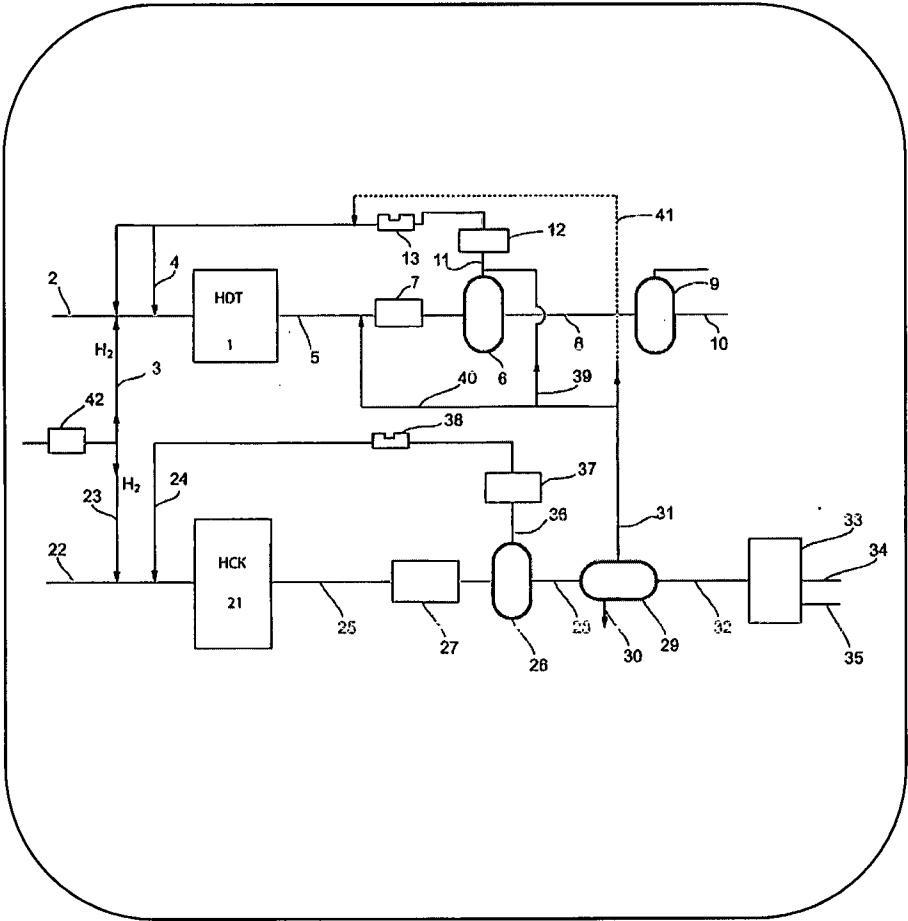
10

Anexos:

- ☒ Comprobante de pago de la tasa de presentación de la solicitud por \$ 554.000.00.
- ☒ Comprobante de pago por 4 reivindicaciones adicionales después de la décima reivindicación por \$104.000.00.
- ☒ Comprobante de pago por reivindicación de prioridad por \$ 155.000.
- ☐ Documento que acredita la existencia y representación legal cuando el solicitante sea persona jurídica.
- ☐ Poderes, si fuere el caso.
- ☐ Certificado de la fecha de presentación de la solicitud prioridad expedida por la autoridad correspondiente y una copia certificada de la primera solicitud si se reivindica prioridad.
- ☐ Traducción simple de la primera solicitud, si se reivindica prioridad.
- ☐ Documento de cesión del inventor al solicitante o a su causante.
- ☒ Resumen
- ☒ Descripción de la invención.
- ☒ Una o más reivindicaciones.
- ☒ Dibujos y/o planos necesarios
- ☐ De ser el caso, copia del contrato de acceso.
- ☐ De ser el caso, documento que acredite la licencia o autorización de uso de conocimientos tradicionales de las comunidades indígenas.
- ☐ De ser el caso, certificado de depósito del material biológico.
- ☒ Arte final 12x12
- ☐ De ser el caso, información sobre otras solicitudes de patente o títulos obtenidos en el extranjero por el mismo titular o su causante, relacionadas parcial o totalmente con la invención de esta solicitud.

11

FIGURA CARACTERÍSTICA



12

Solicito la concesión de la patente,

NOMBRE: LUZ CLEMENCIA DE PÁEZ

FIRMA: Luiz Clemencia de Páez
C.C. 35.456.344 de Usaquén T.P. 23.555

ASA

4

PROCESO QUE INTEGRA UN PROCESO DE HIDROCONVERSIÓN DE ALTA
PRESIÓN Y UN PROCESO DE MEDIANA PRESIÓN DE HIDROTRATAMIENTO
DE DESTILADOS MEDIOS, EN DONDE LOS DOS PROCESOS ESTÁN
INDEPENDIENTES

RESUMEN

La invención se relaciona a la integración de un proceso para el hidrotreatmento de destilados (livianos y/o medianos) que opera bajo una presión de hidrógeno parcial de 0.5 a 6.0 MPa, con un proceso para el hidrotreatmento / hidroconversión de destilados medios y/o pesados, que opera a una presión de nitrógeno parcial, que es mayor de 4.0 MPa, que la del proceso de hidrotreatmento de destilados (livianos y/o medianos).

La integración reside en el uso de una purga rica en hidrógeno que es obtenida a partir de los efluentes de hidrotreatmento/hidroconversión en los procesos para el hidrotreatmento de destilados (livianos y/o medianos) y en el ajuste del nivel de presión de esta purga. Esta invención hace posible reducir el consumo neto del hidrógeno constituido en el proceso para el hidrotreatmento de destilados (liviano y/o mediano).

Fig. 1

La invención se relaciona a la integración de un proceso (de una unidad) para el hidrotratamiento de los destilados livianos y/o medianos con presión baja/media, operando bajo una presión de hidrógeno parcial de 0.5 a 6.0 MPa, con un proceso (una unidad) para el hidrotratamiento/hidroconversión de destilados medios y/o pesados con una presión media/alta, operando a una presión de hidrógeno parcial, que es mayor por al menos 4.0 MPa, que la del proceso (de una unidad) para el hidrotratamiento de destilados livianos y/o medianos.

La integración reside en el uso de la purga rica en hidrógeno que es obtenida de los efluentes de hidrotratamiento/hidroconversión, en el proceso de hidrotratamiento de los destilados livianos y/o medianos, y en el ajuste de los niveles de presión de esta purga. Esta invención hace posible el reducir considerablemente el consumo neto del hidrógeno constituido, del proceso para el hidrotratamiento de los destilados (livianos y/o medianos).

Las secciones de reacción (en donde los procesos catalíticos son implementados) de las dos unidades, son independientes. En cuanto al tren de fraccionamiento, que pueden ser comunes o independientes de acuerdo a las necesidades y especificaciones de los productos requeridos.

La sección de reacción de las unidades se dicen de ser independientes, es decir, ellas operan separadamente sin depender una de la otra; en otras palabras, por un lado los procesos de hidrotratamiento/hidroconversión de presión media/alta, y por el otro lado, los procesos de hidrotratamiento de los destilados livianos/medianos de presión baja/media, operar separadamente sin que dependan una de la otra.

Son por ejemplo unidades dependientes (o procesos), una hidroconversión que produce destilados medios que son luego enviados al hidrotratamiento.

Los destilados livianos/medianos son definidos como nafta, queroseno y/o gasoil; cuyo intervalo de destilación máximo de 95% por peso de la materia prima va desde 0 a 400°C. Preferiblemente, esto es nafta de coker.

"Presiones baja/media" son definidas como las presiones de hidrógeno parcial que está en el rango de 0.5 - 6.0 MPa a la salida del reactor; estas son la mayoría de las unidades para el hidrotratamiento de la nafta y/o queroseno y/o gasoil (por ejemplo, gasoil para la destilación directa del crudo (de primera destilación) o nafta de coker).

"Presiones media/alta" son definidas como presiones de hidrógeno parciales que son mayores que por lo menos 4.0 MPa, que la presión parcial de la unidad de presión baja/media. Por lo tanto, los valores son generalmente ajustados entre 4.5 - 25.0 MPa.

Estos son por ejemplo, hidrotratamientos rigurosos de la fracción de diesel (4.5 - 12.0 MPa), hidrocrackeo suave de fracciones VGO (generalmente 6.0 - 14.0 MPa), hidrocrackeo (en la mayoría 9.0 - 17.0 MPa), los procesos de tratamiento de materias primas más pesadas en un lecho fijo (tal como el proceso Hyvahl), o los procesos de tratamiento de las materias primas pesadas, en un lecho de ebullición (tal como el proceso H-Oil).

Tales unidades están generalmente presentes en los sitios de refinería, y operan independientemente una de la otra, con su propio suministro de hidrógeno constituido y con su propio circuito de reciclaje para el hidrógeno.

Se ha encontrado que usando la purga a presión mediana de la unidad de hidrotratamiento/hidroconversión de presión mediana (muchas veces llamada más abajo hidroconversión), para suministrar la unidad de hidrotratamiento con destilados livianos/medianos, independientemente de la unidad de hidroconversión (muchas veces llamada más debajo de hidrotratamiento), la reducción drástica de hasta un 100%) de los requerimientos del hidrógeno constituido neto para el hidrotatamiento son exitosos.

Esto implica que las condiciones de operación de la hidroconversión, hace posible la recuperación con la presión adecuada, de un gas rico en hidrógeno, el cual requiere de una modificación del nivel de presión usual en el separador a presión mediana.

Típicamente, las unidades de hidroconversión (por ejemplo, el hidrocraqueo) opera con los separadores así llamados "de presión mediana", cuya presión total es menor de 2.0 MPa, y la purga de presión mediana es mucha veces tratada como un combustible de gas y por lo tanto se pierde.

El proceso según la invención por lo tanto comprende una hidroconversión que es llevada a cabo a una presión parcial que es mayor que al menos 4 MPa, que la presión de hidrógeno parcial del hidrotratamiento de los destilados livianos/medianos, un proceso de hidroconversión que usa una separación de presión mediana para enviar un gas rico en H_2 , a un presión de al menos 2 MPa, y que se encuentra en el rango de hasta 8.0 MPa, y muchas veces de 2.2 a 8.0 MPa, generalmente de 2.5 - 5.0 MPa.

Más específicamente, la invención se relaciona a un proceso de hidrotratamiento de los destilados

livianos/medianos, cuyo intervalo máximo de destilación de 95% por peso de la materia prima, es de 0 - 400°C, el proceso opera bajo una presión de hidrógeno parcial de 0.5 - 6.0 MPa, y cuyo suministro de hidrógeno es asegurado por lo menos parcialmente por un gas rico en hidrógeno, que es obtenido de la separación a 2 - 8 MPa de estos gases, de un efluente que es obtenido a partir de un proceso de hidrotratamiento/hidroconversión, que es llevado a cabo a una presión de hidrogeno parcial que es mayor, por el menos 4.0 MPa, que la presión de hidrógeno parcial de proceso de hidrotratamiento de dichos destilados livianos/medianos

En particular, el hidrotratamiento de destilados livianos-medianos es un hidrotratamiento de nafta y/o queroseno y/o gasoil, que opera bajo una presión de hidrógeno parcial de 0.5 - 6.0 MPa.

Ventajosamente, el proceso de hidrotratamiento/hidroconversión es llevado a cabo bajo una presión de 4.5 - 25 MPa, preferiblemente de 6 - 25 MPa.

Como es mencionado más arriba, el proceso de hidrotratamiento/hidroconversión, es seleccionado a partir del grupo que es formado por un hidrotratamiento de una fracción de diesel rigurosa a 4.5 - 12.0 MPa, un hidrocraqueo suave de fracciones VGO a 6.0 - 14.0 MPa, un hidrocraqueo a 9.0 - 17.0 MPa, un proceso para el tratamiento de las materias primas en un lecho fijo, o un proceso para el tratamiento de materias primas pesadas en un lecho de ebullición.

Muy ventajosamente, el hidrotratamiento de los destilados livianos/medianos es un hidrotratamiento de nafta y/o queroseno, que opera bajo una presión de hidrógeno

parcial de 0.5 - 6.0 MPa, preferiblemente de 2 - 6 MPa, y el proceso de hidrotratamiento/hidroconversión es un hidrocraqueo que es llevado a cabo bajo 9.0 - 17.0 MPa.

En el caso preferido, el hidrotratamiento de los destilados livianos/medianos, por un lado, y el hidrotratamiento/hidroconversión, por el otro lado, tienen su propio circuito de reciclaje para el hidrogeno con compresión.

La invención ofrece ventajas significativas, en particular, en términos del consumo del hidrógeno constituido en el hidrotratamiento. Estas ventajas son particularmente ventajosas dentro del ámbito de un proceso de coquificación, que comprende una unidad para el hidrocraqueo del coker gasoil, y una unidad para el hidrotratamiento de la nafta de coker.

La coquificación es un proceso que hace posible el enriquecimiento de los residuos pesados, en términos de destilados medios (gasoil, nafta, queroseno generalmente tratado con nafta), y en términos de producir coker.

Lo que es llamado en este texto "coker gasoil" es en realidad un coker VGO (gasoil al vacío).

Este gasoil, generalmente mezclado con los otros gasoils, tales como por ejemplo, gasoil de destilación directa al vacío (SFVGO), es generalmente hidrocraqueado antes de ser hidrotratado opcionalmente; la nafta es hidrotratada directamente, y es enviada al catalizador de reforma, o directamente al almacenamiento.

La nafta de coker ofrece altos contenidos de nitrógeno (en la mayoría de las veces 50 - 200 ppm por peso), azufre (en la mayoría de las veces 100 - 20,000 ppm por peso),

también olefinas (40 - 60% por volumen) y compuestos aromáticos (15 - 25% por volumen). Consecuentemente, las condiciones de operación son rigurosas, tal que se lleve cabo en particular una Hidrodesulfuración e hidrodesnitración intensa (los contenidos de azufre y nitrógeno a ser obtenidos generalmente son menos de 1.0 ppm por peso o 0.5 ppm por peso), y el resultado es una adición relativamente larga de hidrógeno.

La reforma (catalítica o de vapor) es generalmente el único proceso que produce hidrógeno, y hace posible asegurar el progreso de los hidrotratamientos y el dispositivo de hidrocrackeo.

El gas es usado para los hidrotratamiento de presión baja/media que contiene generalmente 70-90% de hidrógeno, en donde las unidades de alta presión, tal como el hidrocrackeo, requiere de purzas de al menos 99% por volumen.

Por lo tanto la invención propone unos simples medios de manejo del hidrógeno en estas unidades independientes, y de este modo, mientras se hace esto, se logra ahorros inesperados. Los procesos y la instalación según la invención, que empieza a partir del proceso de coque, así como de los resultados que son obtenidos serán descritos en más detalles.

Dentro de este marco, la invención se relaciona un proceso de hidrotratamiento de nafta de coker, que es parte de un proceso para el coque del desecho de petróleo que produce coker, nafta de coker, y coker gasoil, un proceso en el cual

- Dicho gasoil, por sí sólo o una mezcla, es sometido al hidrocrackeo a una presión de hidrógeno parcial de

9.0 - 17.0 MPa; los gases son separados del efluente de hidrocrackeo en un separador de presión alta a 30 - 70°C, y bajo 12.0 - 25.0 MPa, y luego en un separador de presión mediana a 30 - 70°C y 2.0 - 6.0 MPa, y el efluente líquido es fraccionado,

- Dicha nafta de coker es sometida a un hidrotratamiento a 150-400°C y bajo una presión de hidrógeno parcial de 2.0 - 6.0 MPa,
- El gas rico en hidrógeno es obtenido a partir del separador de presión mediana, que es introducido dentro del hidrotratamiento de la nafta de coker.

Esta introducción es hecha generalmente corriente arriba desde el compresor de reciclaje u opcionalmente corriente abajo desde el compresor de reciclaje.

Típicamente, el hidrotratamiento de la nafta de coker es llevado a cabo bajo una presión de hidrógeno parcial de 2 a 6 MPa.

Generalmente, al final del hidrotratamiento de la nafta de coker, se separa en un separador un gas rico de hidrógeno del efluente hidrotratado, y es opcionalmente sometido a uno o más tratamientos de purificación antes de ser comprimidos, y luego es reciclado en el hidrotratamiento de la nafta de coker.

Generalmente, el tratamiento de purificación comprende lavar con agua y/o lavar con amina (con aminas). De acuerdo con la invención, el tratamiento es llevado a cabo sobre el gas rico en hidrógeno que es obtenido a partir del separador del hidrocrackeo de presión mediana, y/o sobre el gas rico en hidrógeno que es separado del efluente hidrotratado.

Generalmente, el efluente líquido que es obtenido a partir de la separación de los gases es separado (por ejemplo, despojado) para obtener el nafta hidrotratado que es enviado al catalizador para la reforma. La nafta que es obtenida según la invención tiene características que son particularmente bien adecuadas para la reforma catalítica. En algunos casos, el efluente hidrotratado puede ser enviado directamente a la unidad de fraccionamiento del dispositivo de hidrocrackeo.

Como ya se indicó, el hidrotratamiento nafta de coker, por un lado, y el hidrocrackeo, por el otro lado, tienen su propio circuito de reciclaje para el hidrógeno con compresión. Ventajosamente, el hidrocrackeo es alimentado solamente con hidrógeno constituido y mediante el hidrógeno que es reciclado a alta presión. El hidrotratamiento de la nafta de coker, es alimentado por su hidrógeno reciclado, mediante la purga del dispositivo de hidrocrackeo, y de ser necesario, mediante el hidrógeno constituido.

Preferiblemente, las dos unidades (en donde se llevan a cabo, los procesos de hidrotratamiento de nafta de coker, por un lado, y de hidrocrackeo, por el otro lado) tienen un sistema común de fraccionamiento.

Ventajosamente, las dos unidades tienen un sistema común de compresión del hidrógeno constituido.

La invención va a ser descrita comenzando a partir de la Figura 1.

En la unidad de hidrotratamiento independientes de los destilados livianos/medianos (1), la materia prima entra a través de la tubería (2), el hidrógeno constituido a través de la tubería (3), y el hidrógeno reciclado mediante la

tubería (4). La materia prima, el hidrógeno constituido, y el hidrógeno reciclado son mezclados antes e entrar al reactor (1).

La materia prima son los destilados livianos/medianos (nafta, queroseno y/o gasoil) cuyo intervalo máximo de ebullición se encuentra generalmente en el rango de 0 a 400°C; preferiblemente, es una nafta, y mucho más ventajoso es una nafta de coker.

Se puede obtener a partir de una fuente única o mediante una mezcla, por ejemplo una nafta de coker, mezclada con una materia prima externa, ellos es, por ejemplo, una nafta de primera destilación.

El reactor (1) contiene un catalizador de hidrotratamiento; el catalizador de hidrotratamiento se encuentra extensivamente descrito en el arte previo.

Generalmente, un catalizador que contiene al menos un elemento del Grupo VIII (preferiblemente de Co, Ni) y/o por lo menos un elemento del Grupo VI (preferiblemente de Mo, W) depositado sobre un sustrato amorfo, es usado para el nafta de coker. Un catalizador preferido es NiMo/alúmina.

Las condiciones de operación son: de 250 - 420°C (preferiblemente para una nafta de 250 - 350°C), LHSV de 0.5 a 10 h-1. La presión de hidrógeno parcial es de 0.5 - 6.0 MPa, y preferiblemente para la nafta (sin la nafta de coker), es de 0.5 - 4 MPa, y más particularmente, es de 2 - 6 MPa, en el caso de la nafta de coker (por sí solo o en una mezcla, en particular, con la nafta de primera destilación), queroseno, o gasoil. En un proceso ventajoso, la nafta de coker antes de ser hidrotratado, éste es sometido a una hidrogenación selectiva, de las di-olefinas.

El efluente hidrotratado que abandona el reactor vía la tubería (5) es enfriado y luego separado en un separador (6), después del lavado opcional con agua, (lavado 7). El efluente líquido que es obtenido es enviado a través de la tubería (8) hacia una unidad de separación (9) que generalmente comprende un disolvente y opcionalmente una columna de destilación. En la figura, este tren consiste de un disolvente. Se obtiene, la nafta hidrotratada (tubería 10) que tiene características necesarias para ser enviada a un catalizador de reforma.

En algunos casos, el tren de separación puede ser común en dos unidades, conllevándola una reducción en los costos.

El gas rico en hidrógeno (tubería 11) que es separado en el separador (6) entra en el circuito de reciclaje para la unidad de hidrotratamiento de los destilados livianos/medianos en donde en ésta ocurre uno o más tratamientos de purificación (12), que son generalmente un lavado con amina (o con aminas). Estos son procesos conocidos que son descritos en la literatura. El gas es generalmente comprimido (compresor 13 en la figura) antes o después del lavado (en particular antes o después del lavado con amina(s)) y reciclado (tubería 4) a la unidad de hidrotratamiento de los destilados livianos/medianos.

En la unidad de hidrotratamiento/hidroconversión independiente (21), la materia prima entra a través de la tubería (22), el hidrógeno constituido comprimido (compresor 42) entra a través de la tubería (23), y el hidrógeno reciclado a través de la tubería (24). La materia prima, el hidrógeno constituido, y el hidrógeno reciclado son mezclados antes de entrar al reactor (21).

La materia prima es una materia prima pesada cuyo intervalo de ebullición generalmente esta en el rango desde 150°C a 800°C.

Estos son en general gasoils de destilación al vacío (VGO), obtenidos a partir de la destilación del crudo o de los procesos de conversión, como por ejemplo a partir del proceso de coquificación (coker gasoil). Se puede obtener a partir de una fuente única o puede estar en una mezcla, como por ejemplo, un coker gasoil que es mezcla con una materia prima que es, por ejemplo, un gasoil de primera destilación.

El reactor (21) contiene un catalizador de hidrotratamiento y/o hidroconversión; el catalizador de hidrotratamiento y de hidroconversión son descritos extensivamente en el arte previo.

Generalmente, se usa un catalizador que contiene al menos un elemento del Grupo VIII (preferiblemente de Co, Ni) y/o a menos un elemento del Grupo VI (preferiblemente de Mo, W) depositado sobre un sustrato amorfo ácido (tal como sílice-alúmina) o un sustrato amorfo zeolítico para el coker gasoil. Un catalizador preferido es NiMo/Y-alúmina, CoMo/Y-alúmina, NiMo/sílice-alúmina, CoMo/sílice-alúmina, NiW/sílice-alúmina, o cualquier compuesto del tipo GVIII-GVIB- que se encuentra soportado sobre (sílice-alúmina+Y zeolita).

La presión de hidrógeno parcial es mayor que por lo menos 4 MPa, que la presión de hidrógeno parcial del hidrotratamiento de destilados medios (reactor 1). Las presiones que están asociadas con los varios procesos de hidrotratamiento/hidroconversión han sido descritas arriba.

La presión de reacción y la separación de la presión media (descrita más abajo) son determinados tal que la separación de la presión media (descrita abajo) produce un gas rico en hidrógeno en una cantidad óptima con una pureza de 70% - 99% de la unidad de hidrotratamiento de destilados medios. Se lleva entonces a cabo la separación de la presión media a 2 - 8 MPa.

El efluente hidroconvertido (hidrocraqueado en el caso en donde la unidad es un dispositivo de hidrocraqueo) que sale del reactor vía una tubería (25) es separado de un gas rico en hidrógeno (tubería 36) en un separador de alta presión (26) después del lavado opcional con agua (lavado 27). El efluente líquido que es obtenido, es enviado vía la tubería (28) en un separador de mediana presión (29) en donde son separados, el agua líquida (tubería 30) y el gas rico en hidrógeno (tubería 31), y el efluente líquido que es obtenido, es enviado (tubería 32) hacia un tren de separación (33) que generalmente comprende un disolvente y una o más columnas de destilación. Se obtienen los destilados medios (por ejemplo, la nafta en la tubería 34, el gasoil en la tubería 35) que son opcionalmente hidrotratado antes de ser enviados hacia el correspondiente embalse de combustible.

El gas rico en hidrógeno (tubería 36) que es separado en el separador (26) entra al circuito de reciclaje para la unidad de hidroconversión, en donde ésta se somete opcionalmente a uno o más tratamientos de purificación (37), que es generalmente un lavado con amina (o con aminas). Estos son procesos conocidos que son descritos en la literatura. Si es necesario, el gas es comprimido

(compresor 38 en la figura, antes o después del lavado (en particular antes o después del lavado con amina) y reciclado (tubería 24) a la unidad de hidroconversión.

El gas rico de hidrógeno (tubería 31) en un separador de presión mediana (29) es llevado a un circuito de reciclaje (tubería 11) para la unidad de hidrotatamiento de destilados medios (tubería 39 corriente arriba del compresor 13, o una tubería 41 corriente abajo del compresor 13) y/o vía la tubería (40) hacia el efluente hidrotatado (tubería 5).

Ventajosamente, la introducción se lleva a cabo directamente sin un tratamiento previo, en donde este (estos tratamiento (9), puede llevarse a cabo directamente sin el tratamiento previo, en donde este tratamiento puede llevarse a cabo sobre la unidad de hidrotatamiento independiente de los destilados medios ello es, si es necesario, un equipo para el tratamiento de purificación.

Por lo tanto, cuando dicho gas de hidrógeno enriquecido es inyectado en el efluente hidrotatado, es ventajoso hacerlo en el lavado (7) tal que el lavado se lleve a cabo con agua, cuando sale. Por lo tanto, cuando dicho gas es introducido en el circuito de reciclaje de hidrógeno para la unidad de hidrotatamiento de destilados medios, es ventajoso antes del tratamiento de purificación (12), cuando sale.

Ventajosamente, la introducción se lleva a cabo sin una previa compresión, en donde el nivel de presión de la tubería 31 es consecuentemente ajustado.

Aún más, es también posible proporcionar un tren de separación única (por ejemplo, no el despojado sobre el hidrotatamiento de destilados medianos, en particular de la

nafta de coker, pero una transferencia del efluente líquido de la tubería (8) del disolvente del tren de separación (33) del efluente líquido que es obtenido a partir de la hidroconversión, o una parte en común de la parte del tren (como por ejemplo, la columna de destilación común, disolventes separados) para las dos unidades independientes.

Adicional, es ventajoso el uso de la primera fase del compresor hidrógeno constituido de la unidad de alta presión (dispositivo de hidrocrackeo del coker gasoil, por ejemplo) para completar, si es necesario, la demanda de hidrógeno del hidrotratamiento de los destilados livianos/medianos (en particular de nafta de coker).

Por lo tanto, este proceso que es fácil de implementar, en particular en las instalaciones existentes, ofrece una solución para mejorar el manejo del hidrógeno en el sitio de la refinería. Ello permite ganancias significativas en hidrógeno constituido (hasta de 100%) en el hidrotratamiento de los destilados livianos/medianos, y un mejor uso del hidrógeno de la unidad de alta presión.

En adición, mientras se permite la operación independiente de las unidades, el proceso hace posible el uso del compresor de constitución compresor de la unidad de presión media/alta para asegurar de ser necesario, el hidrógeno constituido de la unidad de presión baja/media.

Por lo tanto se prueba de ser económicamente ventajoso, especialmente desde que no necesita una inversión costosa (no se requiere compresor adicional).

La flexibilidad de las unidades independientes es preservado: es posible operar la unidad de alta presión con la unidad de hidrotratamiento una vez apagada, y a la

inversa, es posible operar la unidad de hidrotratamiento con la unidad de alta presión parada.

REIVINDICACIONES

1. Un proceso de hidrotratamiento de destilados livianos/medianos, cuyo intervalo máximo de destilación de 95% por peso de la materia prima es de 0 - 400°C, el proceso opera bajo una presión de hidrógeno parcial de 0.5 - 6.0 MPa, y cuyo suministro de hidrógeno es asegurado, por lo menos parcialmente mediante un gas rico en hidrógeno que es obtenido a través de la separación a 2 - 8 MPa de los gases de un efluente, el cual es producto de un proceso de hidrotratamiento/hidroconversión, que es llevado a cabo a una presión de hidrógeno parcial, que es mayor de por lo menos 4.0 MPa, que la presión de hidrógeno parcial de dicho procesos de hidrotratamiento de destilados livianos/medianos.

2. El proceso según la reivindicación 1, en donde el destilado liviano/mediano hidrotratado es una nafta y/o queroseno y/o gasoil hidrotratado, que opera bajo una presión de hidrógeno parcial de 0.5 - 6 MPa.

3. El proceso según una de las reivindicaciones 1 o 2, en el cual el proceso de hidrotratamiento / hidroconversión es llevado a cabo bajo una presión de 4.5 - 25 MPa, preferiblemente de 6 - 25 MPa.

4. El proceso según la reivindicación 1 o 2, en el cual el proceso de hidrotratamiento / hidroconversión es seleccionado a partir del grupo que es formado por un hidrotratamiento de fracción diesel rigurosa a 4.5 - 12.0 MPa, unas fracciones VGO de hidrocrackeo a 6.0 - 14.0 MPa, un

hidrocraqueo a 9.0 - 17.0 MPa, un proceso para tratar materias primas pesadas en un lecho fijo, o un proceso para tratar las materias primas pesadas en un lecho de ebullición.

5. El proceso según la reivindicación 1, en el cual el hidrotratamiento de destilados livianos/medianos es un hidrotratamiento de nafta y/o queroseno que opera bajo una presión de hidrógeno parcial de 0.5 - 6 MPa, preferiblemente de 2 - 6 MPa, y el proceso de hidrotratamiento/hidroconversión es un hidrocraqueo que es llevado a cabo bajo 9.0 - 17.0 MPa.

6. El proceso según una de las reivindicaciones 1 o 5, en el cual el hidrotratamiento de nafta, que no es nafta de coker, opera bajo una presión de hidrógeno parcial de 0.5 - 4.0 MPa.

7. El proceso según una de las reivindicaciones 1 o 5, en el cual el hidrotratamiento de destilados livianos/medianos, por un lado, y por el otro lado, el hidrotratamiento/hidroconversión, tienen su propio circuito para reciclar el hidrógeno con la compresión.

8. El proceso según una de las reivindicaciones 1 o 5, en el cual la separación se lleva a cabo entre 2.2 y 8 MPa, y preferiblemente de entre 2.5 y 5 MPa.

9. Un proceso para el hidrotratamiento de nafta de coker según una de las reivindicaciones 1 a 7, formando una parte de un proceso para el coque de residuos de petróleo que

produce coker, nafta de coker, y coker gasoil; proceso en el cual

- dicho gasoil es sometido a un hidrocraqueo a una presión de hidrógeno parcial de 9.0 - 17.0 MPa; los gases son separados del efluente hidrocraqueado en un separador de alta presión a 30 - 70°C, y bajo 12.0 - 25.0 MPa, y luego en un separador de presión media a 30 - 70°C y 2.0 - 8.0 MPa, y el efluente líquido es fraccionado,

- dicha nafta de coker es sometida a un hidrotratamiento a 150 - 400°C, y bajo una presión de hidrógeno parcial de 2.0 - 6.0 MPa,

- el gas rico en hidrógeno que es obtenido del separador de presión media es introducido en el hidrotratamiento de la nafta de coker.

10. El proceso según una de las reivindicaciones 8 o 9, en el cual, al final del hidrotratamiento de la nafta de coker, un gas rico de hidrógeno es separado del efluente hidrotratado en un separador, y es opcionalmente sometido a uno o más tratamiento de purificación, antes de ser opcionalmente comprimido, y luego es reciclado en el hidrotratamiento de nafta de coker.

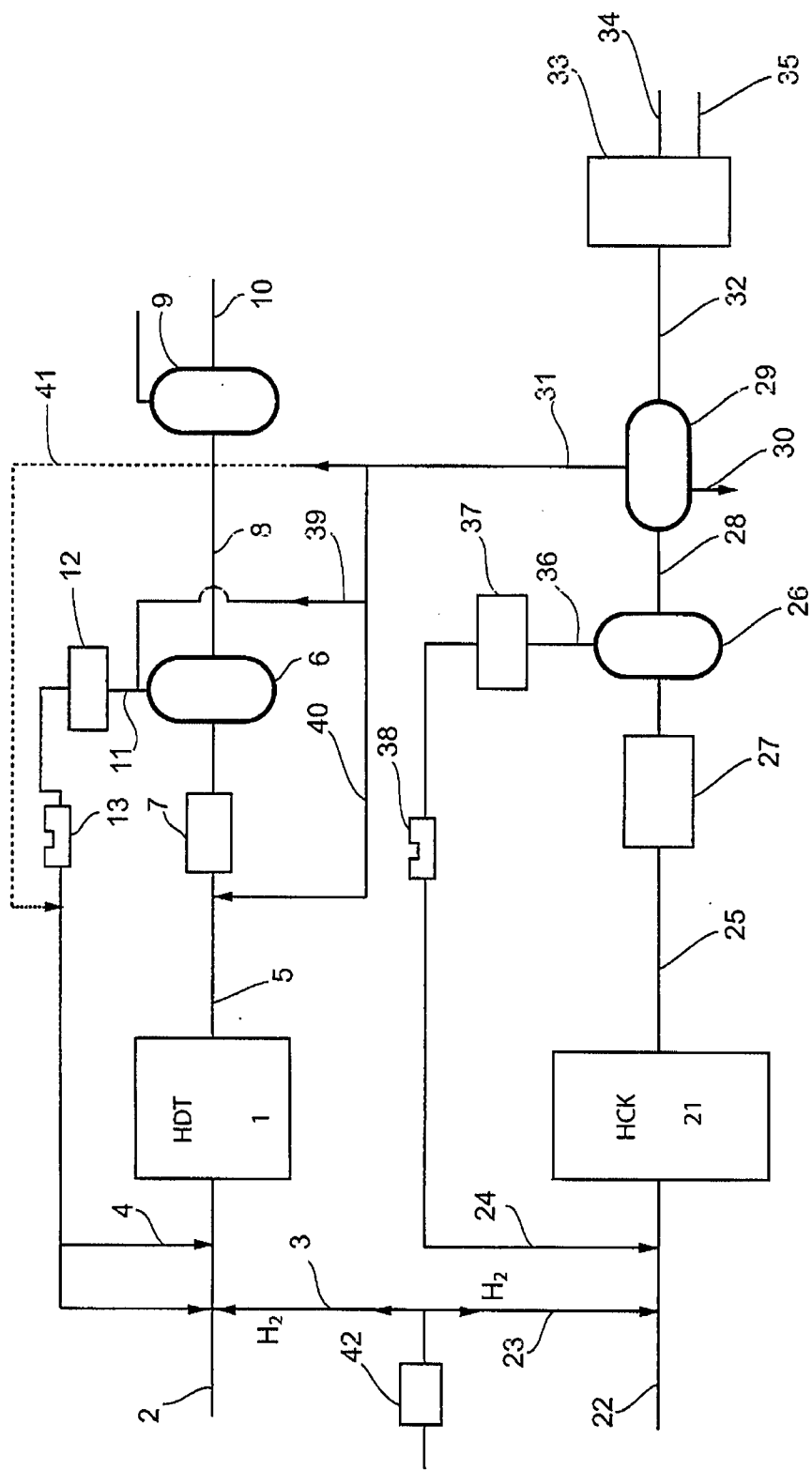
11. El proceso según la reivindicación 8 o 9, en el cual al final del hidrotratamiento del nafta de coker, un gas rico de hidrógeno es separado del efluente hidrotratado en un separador, y es opcionalmente sometido a uno o más tratamientos de purificación, antes de ser opcionalmente comprimido y reciclado en el hidrotratamiento del nafta de coker; dicho tratamiento de purificación comprende un

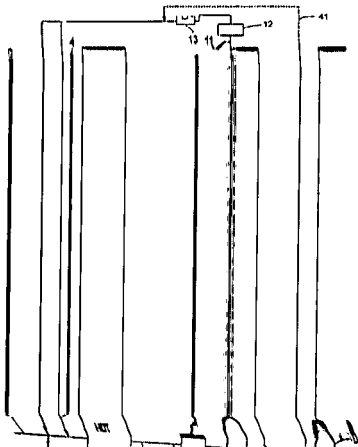
enjuague con agua y/o un lavado con amino (con aminas), y el tratamiento es llevado a cabo sobre el gas rico en hidrógeno, que es obtenido a partir del separado de presión mediana del hidrocraqueo y/o sobre el gas rico de hidrógeno que es separado del efluente hidrotratado.

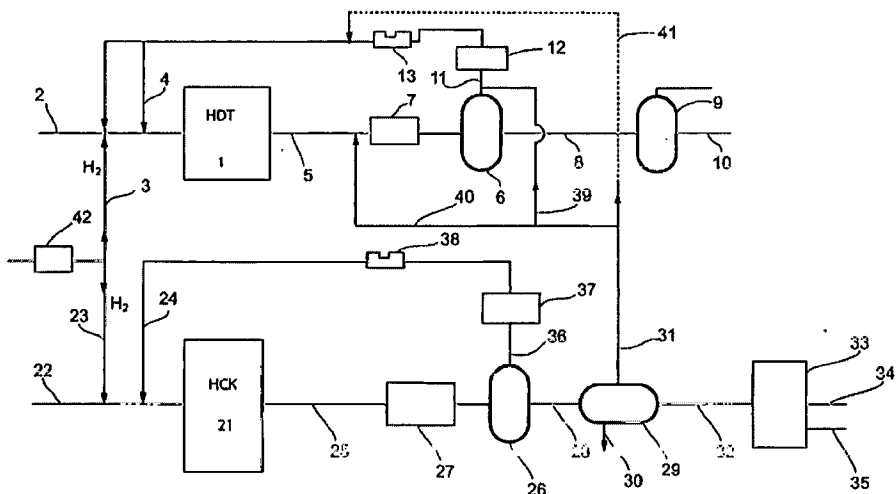
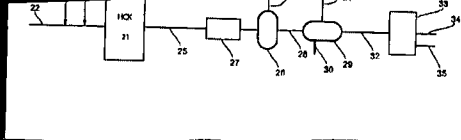
12. El proceso según la reivindicación 8, en el cual el hidrotratamiento de nafta de coker, por un lado, y el hidrocraqueo, por el otro lado, tienen su propio circuito para la compresión del hidrógeno.

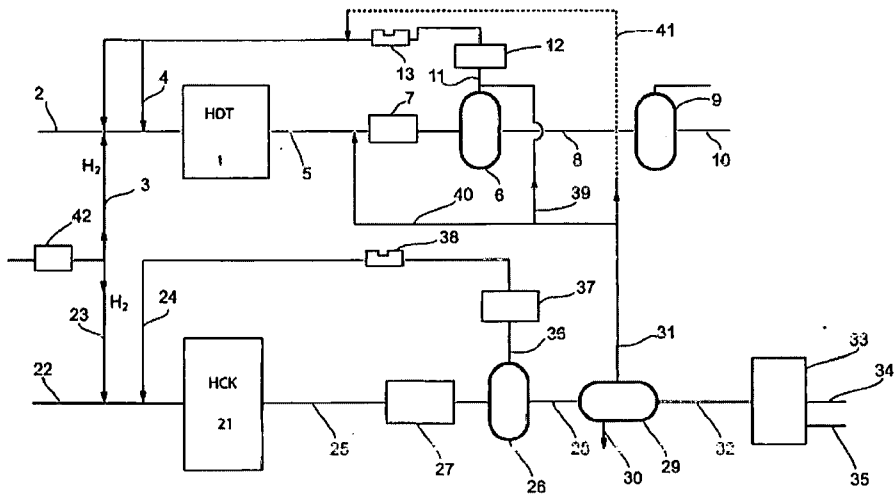
13. El proceso según una de las reivindicaciones 8 o 9 en donde los efluentes de la nafta de coker de los procesos de hidrotratamiento e hidrocraqueo tienen un sistema de fraccionamiento común.

14. El proceso según una de las reivindicaciones 8 o 9, en donde los procesos del hidrotratamiento nafta de coker de los procesos de hidrotratamiento e hidrotratamiento/hidrocraqueo, tienen un sistema de compresión común del hidrógeno constituido.









27

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 10-155364-00000-0000

RECIBO OFICIAL DE CAJA : 10 - 101,522
FECHA : NOVIEMBRE 30 DE 2010

Fecha: 2010-12-10 12:07:16 Dep. 2020 DIR.NUEVASOR
Tra 2 PATENTES Evs. 1 REGDEPOSITO
Act. 411 PRESENTACION Folios: 32

***** CONSIGNACION *****

DEPOSITANTE	TIPO PAGO	BANCO	CUENTA	NO. PAGO	FECHA PAGO	VR. PAGO
CAVELIER ABOGADOS	CONSIGNACION	BANCO DE BOGOTA	062754397	145320912	29/11/2010	79,672,000.00

***** CONCEPTO *****

CANT. CONTABILITIVO	CONCEPTO	CANT. CONCEPTO
30000-01-01	PRORROGA DE TERMINOS	83,000.00
	TOTAL :	83,000.00

BOA: OCHENTA Y TRES MIL PESOS

RESPONSABLE :

RECIBO DE COPIA APLICADO AL ASUNTO NO.

COLO 17934-801-005-1

28

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

NIT : 800176089-2

RECIBO OFICIAL DE CAJA : 10 - 101,647
FECHA : NOVIEMBRE 30 DE 2010

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 10-155364- -00000-0000

Fecha: 2010-12-10 12:07:16 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 2 PATENTES Evt. 1 REGDEPOSITO
Act. 411 PRESENTACION Folios: 32

*** CONSIGNACION ***

DEPOSITANTE	TIPO PAGO	BANCO	CUENTA	No. PAGO	FECHA PGO	VR. PAGO
CAVELIER ABOGADOS	CONSIGNACION	BANCO DE BOGOTA	062754397	146320912	29/11/2010	79,872,000.00

*** CONCEPTO ***

CANT. REGISTRADO	CONCEPTO	TOTAL CONCEPTO
1 00005-01-01 SOLICITUDES	TRAMITES DE SOL. DE PATENTE DE 14	554,000.00
	TOTAL :	554,000.00

SON: QUINIENTOS CINCUENTA Y CUATRO MIL PESOS

RESPONSABLE :

RECIBO DE CAJA APLICADO AL EXPEDIENTE No. _____

0000 17734-301-005-1

29

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

417 : 200172089-2

CERTIFICACION DE EXCEDENTE : 10 - 101,722
FECHA : NOVIEMBRE 30 DE 2010

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 10-155364- -00000-0000

Fecha: 2010-12-10 12:07:10 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 2 PATENTES Evo: 1 REGDEPOSITO
Act. 411 PRESENTACION Folios: 32

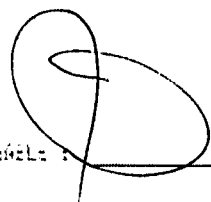
==== CONSIGNACION =====

DEPOSITANTE	TIPO PAGO	BANCO	CUENTA	Nº. PAGO	FECHA PGO	vr. PAGO
CAMELIER ABOGADOS	CONSIGNACION	BANCO DE BOGOTA	052754397	146721912	29/11/2010	79,572,000.00

===== CONCEPTO =====

CANT.	CONCEPTO	TOTAL CONCEPTO
1	0000-01-02 OTROS SERVICIOS DE PROPIEDAD	
99	OTROS SERVICIOS ADMINISTRATIVOS	1,000.00
	TOTAL :	1,000.00

SON: MIL PESOS

RESPONSABLE: 

RECIBO DE CASH APLICADO AL EXPEDIENTE No. _____

COLO 17934 - 801 - 005 - 1

ESTA CERTIFICACION DE EXCEDENTE DE PAGO SOLO PODRA SER UTILIZADA
COMO PARTE DE LA CANCELACION DE UNA TARIFA VIGENTE Y NO PODRA SER
SUSTITUIDA POR NINGUN RECIBO.

30

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

477 : 200176084-2

CERTIFICACION DE EXCEDENTE : 10 - 101
FECHA : NOVIEMBRE 30 DE 201

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 10-155364-00000-0000
Fecha: 2010-12-10 12:07:16 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 2 PATENTES Eje: 1 REGDEPOSITO
Act. 411 PRESENTACION Folios: 32

***** CONSIGNACION *****

DEPOSITANTE	TIPO PAGO	BANCO	CUENTA	NO. PAGO	FECHA PGO	VR. PAGO
CAVELIEF ABOGADOS	CONSIGNACION	BANCO DE BOGOTA	052754387	146320912	29/11/2010	79,672,000.00

***** C O M P E T O *****

CANT. HISTORICO	CONCEPTO	TOTAL CONCEPTO
1 50005-01-09	OTROS SERVICIOS DE PROPIEDAD	20,000.00
99	OTROS SERVICIOS ADMINISTRATIVOS	20,000.00
	TOTAL :	40,000.00

SUM: VEINTE MIL PESOS

RESPONSABLE :

RECIBO DE CAJA APLICADO AL EXPEDIENTE No. _____

COLO 17734-801-0087

ESTA CERTIFICACION DE EXCEDENTE DE PAGO SOLO PODRA SER UTILIZADA
COMO PARTE DE LA DEDUCCION DE UNA TAPIFA VIGENTE Y NO PODRA SER
SUSTITUIDA POR NINGUN RECIBO.

31

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

NIT : 900176089-2

RECIBO OFICIAL DE CAJA : 10 - 101,586
FECHA : NOVIEMBRE 30 DE 2010

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 10-155364-00000-0000

Fecha: 2010-12-10 12:07:16 Dep 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 2 PATENTES Eve: 1 REGDEPOSITO
Act. 411 PRESENTACION Folios: 32

***** CONSIGNACION *****

DEPOSITANTE	TIPO PAGO	BANCO	CUENTA	No. PAGO	FECHA PGO	Vr. PAGO
CAVELIER ABOGADOS	CONSIGNACION	BANCO DE BOGOTA	062754397	146320912	29/11/2010	79,672,000.00

***** CONCEPTO *****

CANT.	RENTISTICO	CONCEPTO	TOTAL CONCEPTO
1	50005-01-01	SOLICITUDES	
		93 INVOCACION DE UNA PRIORIDAD EN SI	155,000.00
		TOTAL :	\$ 155,000.00

SON: CIENTO CINCUENTA Y CINCO MIL PESOS

RESPONSABLE :

RECIBO DE CAJA APLICADO AL EXPEDIENTE No. _____

0010 17934-821-0125-1



No. 10-155364- 00000-0000

Fecha: 2010-12-10 12:07:16 Dep: 2020 DIR.NUEVASCR
Tra: 2 PATENTES Evt: 1 REGDEPOSITO
Act: 411 PRESENTACION Folia: 32

PATENTE DE INVENCION ☒

MODELO DE UTILIDAD ☐

Art 33 Decisión 486/00

☒
☒
☒
☒
☒

Indicación que se solicita una patente.

Datos de identificación del solicitante o de la persona que presenta la solicitud

Descripción de la invención

Dibujos de ser estos pertinentes

Comprobante de pago de las tasas establecidas (De ser el caso formato de descuento)

Completa ☒ Incompleta ☐

PATENTE DE INVENCION PCT ☐ MODELO DE UTILIDAD PCT ☐ Art.33 Decisión 486/00, Circular Única

☐
☐
☐
☐

Indicación que se solicita una PCT

Copia de la solicitud en español, tal como fue presentada inicialmente (capítulo descriptivo, reivindicatorio, resumen)

Dibujos de ser estos pertinentes

Comprobante de pago de las tasas establecidas (de ser el caso formato de descuento)

Completa ☐ Incompleta ☐

DISEÑO INDUSTRIAL ☐ (Art. 119 Decisión 486/00)

☐
☐
☐
☐

Indicación que se solicita Diseño industrial

Datos de identificación del solicitante o de la persona que presenta la solicitud

Representación gráfica y fotográfica del Diseño industrial o muestra del material que incorpora el diseño

Comprobante de pago de las tasas establecidas

Completa ☐ Incompleta ☐

ESQUEMA DE TRAZADO ☐ (Art. 92 Decisión 486/00)

☐
☐
☐
☐

Indicación que se solicita un esquema de trazado

Datos de identificación del solicitante o de la persona que presenta la solicitud

Representación gráfica de un esquema de trazado

Comprobante de pago de las tasas establecidas

Completa ☐ Incompleta ☐



Bogotá D.C.,
2020



Doctor(a)
SUAREZ DE PAEZ LUZ CLEMENCIA
Apoderado(a) y/o Representante de
IFP ENERGIES NOUVELLES

REFERENCIA	Radicación No.	10 155364
	Trámite	2
	Evento	1
	Actuación	430
	Oficio No.	000262

Como resultado del examen de forma, realizado con fundamento en el artículo 35 de la Decisión 486 de la Comisión de la Comunidad Andina, se le comunica que:

1. Debe allegar el poder otorgado al abogado que aparece en la solicitud como apoderado, con el lleno de los requisitos exigidos en el Código de Procedimiento Civil. Adicionalmente, deberá presentar el documento que acredite la existencia y representación legal de la sociedad solicitante.
2. Debe allegar copia del documento en que consta la cesión del derecho a la patente otorgado por el(los) inventor(s) al(los) solicitante(s) o a su(s) causante(s) (art. 26-k, Dec 486/2000).

En cumplimiento del artículo 39 de la Decisión 486, se le requiere para que dentro del término de dos (2) meses siguientes a la fecha de notificación del presente oficio, complete los requisitos anteriormente enunciados. En caso de no dar cumplimiento al presente requerimiento, la solicitud se considerará abandonada y perderá su prelación.

Notifíquese el presente oficio conforme a lo dispuesto en el numeral 5.2, literal e), del capítulo quinto del título primero de la Circular Unica No.10 de 2001.

JOSE LUIS SALAZAR LOPEZ
Director de Nuevas Creaciones (E)

El anterior requerimiento fue notificado por fijación en lista de fecha 06 ENE. 2011,
adpa11