

103

SUPERINTENDENCIA DE IN



DELEGATURA PROPIEDAD INDUSTRIAL
División de Nuevas Creaciones

SOLICITUD
PATENTE DE INVENCION INVENTARIO

ENTRADA EN FASE NACIONAL
11-87064

21. EXPEDIENTE No. _____

54. TITULO PROCESO PARA MEJORAR LAS PROPIEDADES DE FLUJO DE PETRÓLEO CRUDO

51. CLASIFICACION INTERNACIONAL _____

71. SOLICITANTE UOP LLC

DOMICILIO DES PLAINES, ILLINOIS, ESTADOS UNIDOS DE AMÉRICA

JUAN PABLO CADENA SARMIENTO
74. APODERADO _____

22. BOGOTÁ, D.C. _____

18-07-2011

AS: 117.455

PETITORIO



Industria y Comercio
SUPERINTENDENCIA

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 11-087064- -00000-0000

Fecha: 2011-07-12 16:58:46 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 48

de radicación

FORMULARIO ÚNICO DE SOLICITUD DE PATENTE
PCT
ENTRADA EN FASE NACIONAL

1

SOLICITUD DE:

☒ Patente de Invención. ☐ Patente de Modelo de Utilidad.

☒ Capítulo I. ☐ Capítulo II.

2

SOLICITANTE

Nombre: UOP LLC

Dirección: 25 East Algonquin Road, P.O. Box 5017, Des Plaines, Illinois 60017-5017, Estados Unidos de América

Nacionalidad o Domicilio: Estados Unidos de América
Lugar de Constitución: Estados Unidos de América
Teléfono: Fax:
E-mail

IDENTIFICACIÓN

C.C. ☐ NIT ☐
C.E. ☐ Otro ☐

Cual
Número

3

REPRESENTANTE
O APODERADO

Nombre: JUAN PABLO CADENA SARMIENTO

Dirección: Calle 70 A #4-41, Bogotá, Colombia.

Teléfono: 744-2200 Fax: 742-2200
E-mail:

IDENTIFICACIÓN

C.C. ☒ NIT ☐
C.E. ☐ Otro ☐

Cual
Número 80.410.337 TP 57492

En caso de haber presentado poder general para asuntos que se adelanten ante la Delegatura de Propiedad Industrial, sírvase indicar el numero de radicación (del poder).

INVENTOR (ES)
(72)

Nombre: HEDRICK, Brian W.; GILLIS, Daniel B.

Dirección: 4829 N. Townhall Road, Oregon, Illinois 61061-9337, Estados Unidos de América; UOP LLC, 25 East Algonquin Road, P. O. Box 5017, Des Plaines, Illinois 60017-5017, Estados Unidos de América, respectivamente.

Nacionalidad o Domicilio: Estados Unidos de América, respectivamente.

5 PCT (86)

Solicitud Internacional No. PCT/US2009/066481 Fecha 03.12.2009
Publicación Internacional No WO 2010/080249 A1 Fecha 15.07.2010

6 Título (54): PROCESO PARA MEJORAR LAS PROPIEDADES DE FLUJO DE PETRÓLEO CRUDO

7 Clasificación Internacional (51): BOLT 38/00 - C10G 11/18 - C10G 41/00 - C10G 50/00
C10G 69/04

8 Prioridad	(33) País de Origen	(32) Fecha	(31) Número de Solicitud
SI ☒ NO ☐	US	18.12.2008	12/337,734
	US	18.12.2008	12/337,728

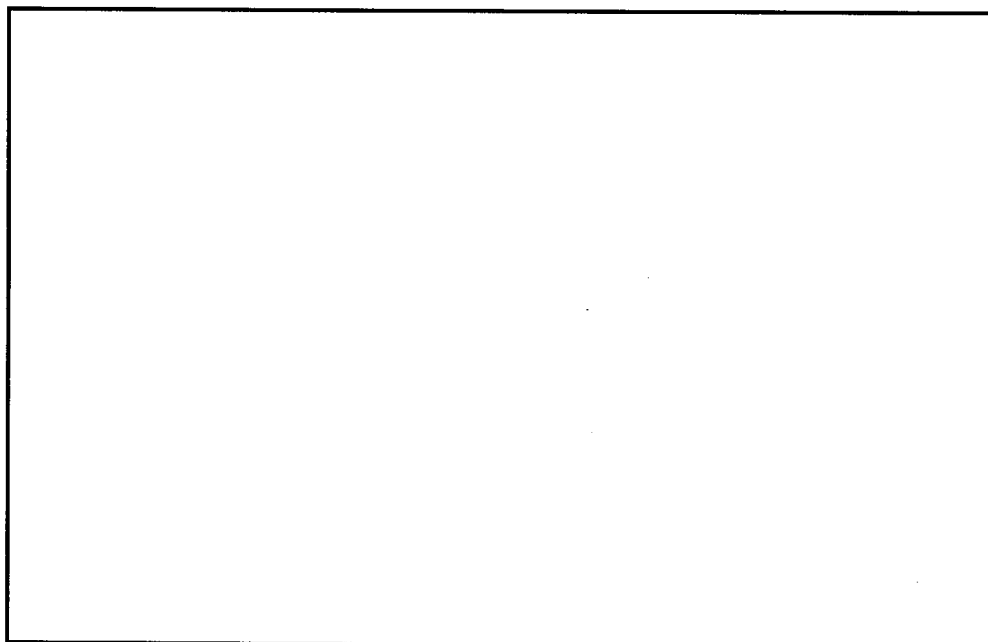
9 Comprobante de pago No. 11-58782 Fecha 12-07-2011

10

ANEXOS

- ☒ Comprobante de pago de la tasa de presentación de la solicitud. \$ 571.000
- ☒ Documento que acredita la existencia y representación legal de la persona jurídica peticionaria, en cuanto no esté inscrita en alguna Cámara de Comercio Colombiana.
- ☒ Poderes, si fuere el caso. Fotocopia autenticada.
- ☐ Documento de cesión del inventor al solicitante o a su causante. Fotocopia autenticada.
- ☒ Traducción de la solicitud internacional al español (Resumen, descripción, reivindicaciones, dibujos).
- ☐ Copia del examen preliminar internacional efectuado por la Autoridad Internacional de Examen preliminar (IPEA).
- ☐ Traducción de examen preliminar internacional efectuado por la IPEA.
- ☐ 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.
- ☐ De ser el caso, modificaciones efectuadas a la solicitud internacional bajo el Art. 34.
- ☐ Otros: Comprobante(s) de pago de la tasa por concepto de reivindicaciones adicionales \$ --- (—*\$27.000).

11 FIGURA CARACTERÍSTICA:



12 Solicito la concesión de la patente,

NOMBRE: JUAN PABLO CADENA SARMIENTO

FIRMA:



C.C. 80.410.337 de Usaquén TP 57492 del C.S.J.

Instrucciones para la presentación de los anexos, ver reverso de esta página.

117455

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

NIT : 800.176.089-2

-/-



Industria y Comercio

SUPERINTENDENCIA

RECIBO DE CAJA

No. 11 - 0058782

Bogotá D.C., Junio 17 de 2011 - 16:42:49

RECIBIDO DE : BRIGARD & CASTRO S.A.

NI 860.047.372

*** Soporte del Pago ***

TIPO PAGO	BANCO	CUENTA	No. PAGO	FECHA PAGO	VR. PAGO
CONSIGNACION	BANCO DE BOGOTA	062754387	456015324	17/06/2011	25.888.000.00

*** Conceptos Pagados ***

CANT. RENTISTICO	CONCEPTO	Vr. UNDITARIO	Vr. CONCEPTO
1 50005-01-01 SOLICITUDES	110 PTC. SOLICITUD DE PATENTE DE INVENCIÓN	571.000.00	571.000.00
			\$571.000.00

SON: **QUINIENTOS SETENTA Y UN MIL PESOS MONEDA CORRIENTE**

Responsable: _____

Recibo de Caja Aplicado al Expediente No. _____

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 11-087064- -00000-0000

Fecha: 2011-07-12 16:58:46 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTE IYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 48

Sede Centro: Carrera 13 No. 27 - 00 Pisos 3,4,5 y 10 Bogotá, D.C. - Colombia

Web: www.sic.gov.co e-mail: info@sic.gov.co Conmutador: (571) 5870000 Fax: (571) 5870284 Línea: 018000-910165 Call Center: (571) 6513240

Junio 17 de 2011 - 16:42:53

(12) INTERNATIONAL APPLICATION PUBLISHED UNDER THE PATENT COOPERATION TREATY (PCT)

(19) World Intellectual Property Organization
International Bureau



(43) International Publication Date
15 July 2010 (15.07.2010)

(10) International Publication Number
WO 2010/080249 A1

PCT

- (51) International Patent Classification:
C10G 69/04 (2006.01) C10G 45/00 (2006.01)
C10G 11/18 (2006.01) C10G 50/00 (2006.01)
B01J 38/00 (2006.01)
- (21) International Application Number:
PCT/US2009/066481
- (22) International Filing Date:
3 December 2009 (03.12.2009)
- (25) Filing Language: English
- (26) Publication Language: English
- (30) Priority Data:
12/337,734 18 December 2008 (18.12.2008) US
12/337,728 18 December 2008 (18.12.2008) US
- (71) Applicant (for all designated States except US): UOP LLC [US/US]; 25 East Algonquin Road, P. O. Box 5017, Des Plaines, Illinois 60017-5017 (US).
- (72) Inventors; and
- (75) Inventors/Applicants (for US only): HEDRICK, Brian W. [US/US]; 4829 N. Townhall Road, Oregon, Illinois 61061-9337 (US). GILLIS, Daniel B. [US/US]; UOP LLC, 25 East Algonquin Road, P. O. Box 5017, Des Plaines, Illinois 60017-5017 (US).
- (74) Common Representative: UOP LLC; 25 East Algonquin Road, P. O. Box 5017, Des Plaines, Illinois 60017-5017 (US).
- (81) Designated States (unless otherwise indicated, for every kind of national protection available): AE, AG, AL, AM, AO, AT, AU, AZ, BA, BB, BG, BH, BR, BW, BY, BZ, CA, CH, CL, CN, CO, CR, CU, CZ, DE, DK, DM, DO, DZ, EC, EE, EG, ES, FI, GB, GD, GE, GH, GM, GT, HN, HR, HU, ID, IL, IN, IS, JP, KE, KG, KM, KN, KP, KR, KZ, LA, LC, LK, LR, LS, LT, LU, LY, MA, MD, ME, MG, MK, MN, MW, MX, MY, MZ, NA, NG, NI, NO, NZ, OM, PE, PG, PH, PL, PT, RO, RS, RU, SC, SD, SE, SG, SK, SL, SM, ST, SV, SY, TJ, TM, TN, TR, TT, TZ, UA, UG, US, UZ, VC, VN, ZA, ZM, ZW.
- (84) Designated States (unless otherwise indicated, for every kind of regional protection available): ARIPO (BW, GH, GM, KE, LS, MW, MZ, NA, SD, SL, SZ, TZ, UG, ZM, ZW), Eurasian (AM, AZ, BY, KG, KZ, MD, RU, TJ, TM), European (AT, BE, BG, CH, CY, CZ, DE, DK, EE, ES, FI, FR, GB, GR, HR, HU, IE, IS, IT, LT, LU, LV, MC, MK, MT, NL, NO, PL, PT, RO, SE, SI, SK, SM, TR), OAPI (BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GQ, GW, ML, MR, NE, SN, TD, TG).
- Published:
— with international search report (Art. 21(3))
— before the expiration of the time limit for amending the claims and to be republished in the event of receipt of amendments (Rule 48.2(h))

(54) Title: PROCESS FOR IMPROVING FLOW PROPERTIES OF CRUDE PETROLEUM

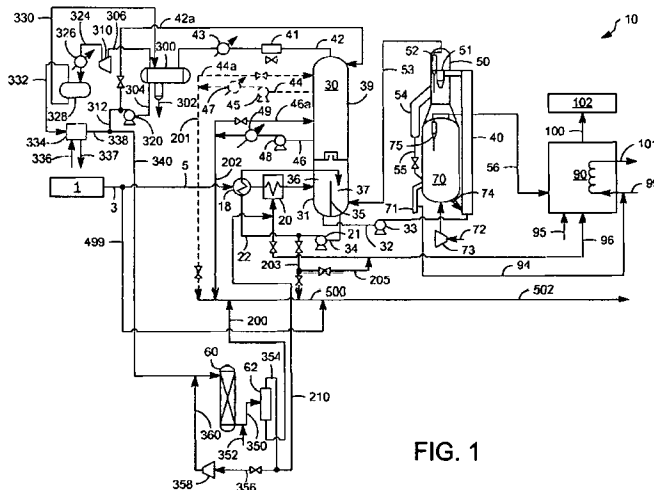


FIG. 1

(57) Abstract: A process and apparatus for improving flow properties of crude may include processing a first crude stream, which may in turn include cracking the first crude stream with catalyst to form a cracked stream and spent catalyst, hydrotreating a portion of the cracked stream and then mixing the hydrotreated stream with an unprocessed second crude stream.

(12) SOLICITUD INTERNACIONAL PUBLICADA SEGÚN EL TRATADO DE COOPERACIÓN INTERNACIONAL EN MATERIA DE PATENTES (PCT)

(19) Organización Mundial de Propiedad Intelectual
Oficina Internacional



(43) Fecha de Publicación Internacional
15 de julio de 2010 (15.07.2010)

(10) Número de Publicación Internacional
PCT
WO 2010/080249 A1

(51) Clasificación Internacional de Patentes:
C10G 69/04 (2006.01) C10G 45/00 (2006.01)
C10G 11/18 (2006.01) C10G 50/00 (2006.01)
B01J 38/00 (2006.01)

(21) No. Solicitud Internacional: PCT/US2009/066481

(22) Fecha de Presentación Internacional:
3 de diciembre de 2009 (03.12.2009)

(25) Idioma de Presentación: Inglés

(26) Idioma de Publicación: Inglés

(30) Datos relativos a la Prioridad:
12/337,734 18 de diciembre de 2008 (18.12.2008) US
12/337,728 18 de diciembre de 2008 (18.12.2008) US

(71) Solicitante (para todos los países destinatarios con excepción de US): UOP LLC [US/US]; 25 East Algonquin Road, P.O. Box 5017, Des Plaines, Illinois 60017-5017 (US).

(72) Inventores, e

(75) Inventores/Solicitantes (para US únicamente): HEDRICK, Brian W. [US/US]; 4829 N. Townhall Road, Oregon, Illinois 61061-9337 (US). GILLIS, Daniel B. [US/US]; UOP LLC, 25 East Algonquin Road, P. O. Box 5017, Des Plaines, Illinois 60017-5017 (US).

(74) Agente Común: UOP LLC; 25 East Algonquin Road, P. O. Box 5017, Des Plaines, Illinois 60017-5017 (US).

(81) Países designados (a menos que se indique lo contrario para cada clase de protección disponible): AE, AG, AL, AM, AO, AT, AU, AZ, BA, BB, BG, BH, BR, BW, BY, BZ, CA, CH, CL, CN, CO, CR, CU, CZ, DE, DK, DM, DO, DZ, EC, EE, EG, ES, FI, GB, GD, GE, GH, GM, GT, HN, HR, HU, ID, IL, IN, IS, JP, KE, KG, KM, KN, KP, KR, KZ, LA, LC, LK, LR, LS, LT, LU, LY, MA, MD, ME, MG, MK, MN, MW, MX, MY, MZ, NA, NG, NI, NO, NZ, OM, PE, PG, PH, PL, PT, RO, RS, RU, SC, SD, SE, SG, SK, SL, SM, ST, SV, SY, TJ, TM, TN, TR, TT, TZ, UA, UG, US, UZ, VC, VN, ZA, ZM, ZW.

(84) Países designados (a menos que se indique lo contrario para cada clase de protección disponible): ARIPO (BW, GH, GM, KE, LS, MW, MZ, NA, SD, SL, SZ, TZ, UG, ZM, ZW), Eurasiática (AM, AZ, BY, KG, KZ, MD, RU, TJ, TM), Europea (AT, BE, BG, CH, CY, CZ, DE, DK, EE, ES, FI, FR, GB, GR, HR, HU, IE, IS, IT, LT, LU, LV, MC, MK, MT, NL, NO, PL, PT, RO, SE, SI, SK, SM, TR), OAPI (BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GQ, GW, ML, MR, NE, SN, TD, TG).

Publicado:

— con informe internacional de búsqueda (Art. 21(3))

— antes del vencimiento del tiempo límite para modificar las reivindicaciones y para volverse a publicar en el caso de recibo de modificaciones. (Regla 48.2(h)).

(54) Título: PROCESO PARA MEJORAR LAS PROPIEDADES DE FLUJO DE PETRÓLEO CRUDO

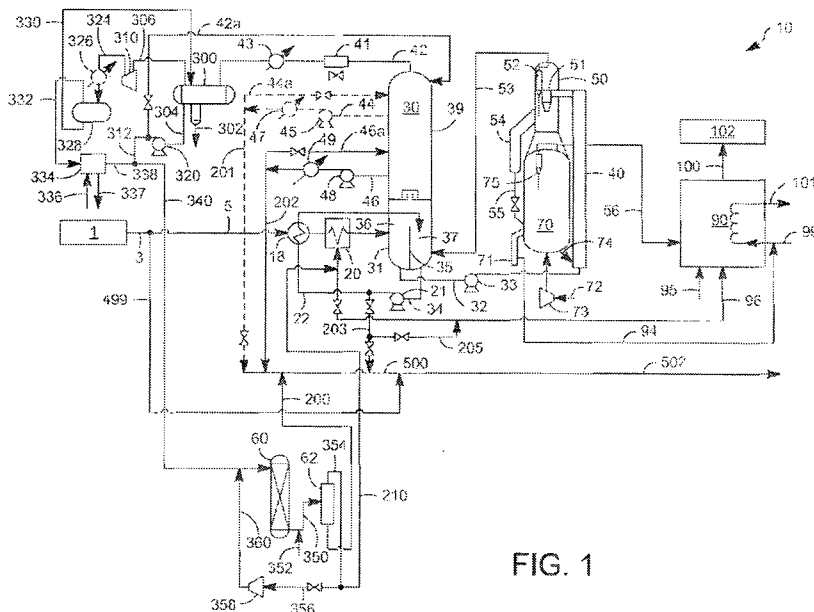


FIG. 1

(57) Extracto: Un proceso y aparato para mejorar las propiedades de flujo de crudo pueden incluir procesar una primera corriente de crudo, el cual puede incluir, a su vez, craquear la primera corriente de crudo con catalizador para formar una corriente craqueada y catalizador agotado, hidrotratar una porción de la corriente craqueada y luego mezclar la corriente hidrotratada con una segunda corriente de crudo no procesado.

PROCESO PARA MEJORAR LAS PROPIEDADES DE FLUJO DE PETRÓLEO CRUDO

ARTE PREVIO DE LA INVENCION

[0001] El campo de la invención es el mejoramiento de las propiedades de flujo del petróleo crudo.

ARTE PREVIO RELACIONADO

[0002] Cuando se perfora un pozo en lugares remotos, se asocia un gasto considerable con transportar el petróleo crudo desde la boca del pozo a una planta receptora. Una dificultad de transportar petróleo crudo es que ciertos petróleos crudos pueden contener una cantidad significativa de cera, la cual tiene un elevado punto de ebullición. La temperatura a la cual se gelifica la cera es el punto de vertido. La temperatura a la cual la cera se solidifica es el punto de niebla. En casos en los que el punto de niebla o el punto de vertido de un petróleo crudo ceroso son mayores que la temperatura ambiente, la probabilidad de la solidificación y acumulación de la cera es una seria amenaza a un transporte continuo de petróleo crudo. Desbloquear un oleoducto que se ha taponado con cera o crudo gelificado es muy costoso e intensivo en tiempo.

[0003] Otra especificación para la capacidad de bombeo del oleoducto es la viscosidad de petróleo. La viscosidad del petróleo es proporcional al trabajo requerido para bombearlo. Por consiguiente, cada oleoducto tiene una especificación de viscosidad, API y punto de vertido. Por ejemplo, para ser aceptado para embarque en el sistema Enbridge Pipeline en Canadá y los Estados Unidos, la especificación de viscosidad es 350 Centistokes (cSt) a la temperatura de operación del oleoducto, la cual varía estacionalmente.

[0004] Aún otra especificación para la capacidad de bombeo del

oleoducto es el índice de gravedad del Instituto Norteamericano del Petróleo (API - *American Petroleum Institute*). El petróleo crudo se define a menudo en términos de "liviandad" o "pesadez" por el índice de gravedad API. Un número alto denota un crudo "liviano", y un número bajo denota un crudo "pesado".

[0005] Un producto de petróleo con excelentes propiedades de flujo tales como bajo punto de vertido, elevada gravedad API, y baja viscosidad es deseado por los refinadores.

[0006] El craqueo catalítico en lecho fluidizado (FCC – *fluid catalytic cracking*) es un proceso catalítico para convertir hidrocarburos pesados en hidrocarburos más livianos contactando los hidrocarburos pesados, en una zona de reacción fluidizada, con catalizador en ausencia de hidrógeno sustancial agregado. La mayoría de las unidades FCC utilizan actualmente un catalizador con contenido de zeolita que tiene actividad y selectividad elevadas. A medida que avanza la reacción de craqueo, se depositan en el catalizador cantidades sustanciales de material altamente carbonoso, designado como coque, formando catalizador agotado. La regeneración de alta temperatura quema coque del catalizador agotado. El catalizador agotado se elimina continuamente de la zona de reacción y se reemplaza por catalizador regenerado, esencialmente libre de coque, de la zona de regeneración.

[0007] US 2007/0034550 A1 enseña someter una porción de una corriente de crudo a FCC y mezclar una porción de la corriente craqueada con una segunda corriente de crudo para facilitar el transporte en el oleoducto. Hemos descubierto que los crudos sometidos a FCC pueden producir olefinas y diolefinas en la gasolina y porciones más livianas del producto que se considera que causan ensuciamiento de los intercambiadores de calor y demás equipo en el extremo en la refinería del oleoducto. Sería deseable un sistema para extraer y transportar petróleo crudo de un campo

remoto manteniendo al mismo tiempo una concentración suficientemente baja de olefinas y diolefinas.

[0008] El hidrotratamiento es un proceso en el cual alimentaciones de hidrocarburos se contactan con un catalizador en la presencia de hidrógeno, agregado para saturar olefinas y diolefinas y/o desulfurar azufre orgánico. El hidrotratamiento se lleva a cabo a temperatura y presión elevadas. El hidrotratamiento no puede realizarse sin una fuente de hidrógeno.

SUMARIO DE LA INVENCION

[0009] Hemos descubierto un proceso y aparato para preparar corrientes de crudo para transporte en tubería con una concentración de olefinas suficientemente baja. El hidrógeno en el producto craqueado se utiliza para hidrotratar una porción del producto hidrocarburo craqueado para saturar olefinas problemáticas sobre un catalizador de hidrotratamiento. En un aspecto de la invención, se separa gas seco de los productos FCC y se usa para hidrotratar otra porción del producto FCC para saturar olefinas problemáticas. En un aspecto adicional, el gas seco se purifica para proporcionar una corriente suficientemente rica en hidrógeno para hidrotratar la otra porción del producto FCC. En un aspecto todavía adicional, olefinas en una porción LPG (*gas licuado del petróleo - liquefied petroleum gas*) del producto FCC se oligomerizan e hidrotratan. Las corrientes hidrotratadas pueden combinarse con una corriente de crudo no procesada para preparar la corriente de crudo no procesada para transporte en oleducto.

BREVE DESCRIPCIÓN DE VARIAS VISTAS DE LOS DIBUJOS

[0010] FIG. 1 es un esquema de flujo que muestra un proceso y aparato de la presente invención.

[0011] FIG. 2 es un esquema de flujo que muestra un proceso y aparato

alternativos de la presente invención.

[0012] FIG. 3 es un esquema de flujo de una unidad de purificación de hidrógeno.

DESCRIPCIÓN DETALLADA DE LA INVENCION

[0013] Esta invención puede mejorar las propiedades de flujo de una corriente de petróleo crudo. El proceso elabora aditivo para reducir la viscosidad ("*cutter stock*") de una porción de un petróleo crudo usando componentes diseñados modularmente. El petróleo crudo puede contener la alimentación de crudo que se va a craquear catalíticamente por un proceso de craqueo catalítico en lecho fluidizado (FCC) y el producto puede mezclarse con petróleo crudo no procesado para crear una combinación de un crudo procesado y no procesado para mejorar las propiedades de flujo del crudo reduciendo el punto de vertido del crudo, elevando el API y/o disminuyendo la viscosidad, para facilitar el transporte del producto combinado a través de un oleoducto a un lugar remoto desde el campo petrolero para procesamiento posterior.

[0014] El craqueo catalítico residual en lecho fluidizado (RFCC - *residual fluidized catalytic cracking*) puede usarse para procesar el residuo de carbón Conradson y materias primas contaminadas con metales, tales como residuos atmosféricos o mezclas de residuo al vacío y gasóleos. Dependiendo del nivel de residuo de carbón y contaminantes de níquel y vanadio, se contempla que estas materias primas pueden hidrotratarse o desalfaltarse antes de alimentarse a una unidad RFCC.

[0015] Petróleo crudo de una fuente puede incluir toda o una parte de una corriente de alimentación de crudo a procesarse por FCC. La alimentación de crudo procesada por esta invención puede ser un hidrocarburo pesado que contiene aceite pesado o bitumen. El bitumen

entero puede incluir resinas y asfaltenos, los cuales son complejos hidrocarburos polinucleares, que contribuyen a la viscosidad del petróleo crudo e incrementan el punto de vertido. La alimentación de crudo puede incluir asimismo petróleo crudo convencional, productos de fracciones pesadas de la columna para destilación atmosférica, fracciones pesadas de la torre de vacío, aceites de carbón, aceites residuales, arenas bituminosas, aceite de esquistos bituminosos y fracciones asfálticas.

[0016] El petróleo crudo pesado es por lo general muy viscoso, teniendo una gravedad API de entre 8 y 13 API. Los crudos cerosos tienen normalmente un API más alto en exceso de 25, pero un punto de vertido de entre 20° y 50°C. La viscosidad del petróleo crudo puede estar entre 10.000 y 15.000 cSt a 40°C. El petróleo crudo puede caracterizarse como una corriente de hidrocarburos que tiene propiedades en por lo menos uno de los siguientes rangos: punto de vertido mayor que 20°C, viscosidad mayor que 10.000 cSt a 38°C (100°F) y una gravedad API normalmente mayor que 18 API.

APARATO DE PROCESAMIENTO

[0017] Con referencia a FIG. 1, el aparato **10** entrega una corriente de petróleo crudo del terreno del campo petrolero **1** en la línea **3**. La corriente de petróleo crudo en la línea **3** se somete normalmente a calentamiento y separación de una fase aceite de una fase agua para desecar la corriente de petróleo crudo en la línea **3**. La corriente de petróleo crudo en la línea **3** se separa en dos porciones. Una primera corriente de crudo se transporta en la línea **5** para procesamiento, mientras que una segunda corriente de crudo se transporta en la línea **499** para desviar el procesamiento en la línea **5**. La primera y segunda corrientes de crudo en las líneas **5** y **499**, respectivamente, tendrán las características del petróleo crudo indicadas anteriormente. El petróleo crudo puede enviarse a un calentador de llama **20** en donde el petróleo crudo puede precalentarse. Opcionalmente, el petróleo crudo en la línea **5** puede calentarse asimismo en un intercambiador de calor **18** por

intercambio indirecto de calor con las fracciones pesadas recicladas en la línea **22**. Luego de dejar el calentador **20**, el petróleo crudo calentado puede introducirse en la porción inferior **31** del fraccionador **30**. En algunos procesos FCC, la primera corriente de crudo en la línea **5** no se dirige al fraccionador **30**, sino puede introducirse en su lugar directamente al tubo inyector ascendente **40** para craqueo catalítico.

[0018] La recuperación de residuos, o fracciones pesadas, implica la vaporización selectiva o la destilación fraccionaria del petróleo crudo con un cambio químico mínimo, o ninguno, en el petróleo crudo. El proceso de fraccionamiento puede proporcionar una materia prima más apropiada para procesamiento FCC. La vaporización selectiva del petróleo crudo tiene lugar bajo condiciones de no craqueo, sin ninguna reducción en la viscosidad de los componentes de la materia prima. Los hidrocarburos livianos, aquellos que hierven por debajo de 700°F (371°C), preferiblemente aquellos que hierven por debajo de 675°F (357°C), y muy preferiblemente aquellos que hierven por debajo de 650°F (343°C), se destilan por expansión instantánea del petróleo crudo en la zona de alimentación **36**. Por lo general, los hidrocarburos livianos no se craquean catalíticamente. Por consiguiente, la zona de alimentación **36** sirve como un separador en el cual los hidrocarburos livianos se separan de la carga de crudo para proporcionar una primera corriente de crudo separada en la línea de alimentación FCC **32**.

[0019] La primera corriente de alimentación de crudo **5** puede cargarse directamente a un tubo inyector ascendente **40** de una unidad FCC, sin el paso de fraccionamiento, dependiendo de la cantidad de fracciones volátiles, gasolina, gasóleos y residuales. La alimentación directa sería deseable si la cantidad de hidrocarburos que hierven por debajo de 650°F (343°C) es relativamente baja y, en consecuencia, su segregación es innecesaria. El producto de las fracciones pesadas del fraccionador **30**, en la zona de alimentación **36** que contiene una primera corriente de crudo separada se extrae mediante la línea de alimentación FCC **32** y se dirige por la bomba **33**

a un fondo del tubo inyector ascendente **40**.

[0020] El caudal de alimentación al aparato **10** puede ser entre 5.000 y 200.000 barriles por día, preferiblemente entre 25.000 y 150.000 barriles por día, y más preferiblemente 100.000 barriles por día, aunque el caudal de alimentación podría variar de estos rangos. La alimentación al FCC puede estar entre 10 % LV y 60 % LV de la carga compleja en la línea **3** desde el campo petrolero **1**, prefiriéndose los caudales menores a los caudales mayores, a menos que los balances de utilidad requieran caudales de carga más elevados. La primera corriente de crudo separada en la línea **32** se contacta con catalizador en el tubo inyector ascendente **40** posiblemente quizás en la presencia de un gas inerte de fluidización tal como vapor. La primera corriente de crudo se craquea en productos hidrocarburos más livianos, los cuales se llevan hacia afuera del tubo inyector ascendente **40** como una corriente craqueada. El catalizador se agota a medida que se acumula residuo de carbón en la superficie del catalizador. El catalizador agotado y la corriente craqueada salen de la parte superior del tubo inyector ascendente **40** y pasan a un tanque del reactor **50** en comunicación corriente abajo con la parte superior del tubo inyector ascendente **40** opcionalmente a través de un separador de fracciones bastas ("*rough cut separator*") **51** para separar vapores de la corriente craqueada del catalizador agotado. Una o más etapas de ciclones **52** continúan separando el catalizador agotado de la corriente craqueada, induciendo la mezcla del catalizador y los gases de la corriente craqueada a arremolinar, de manera que el catalizador agotado más pesado vaya hacia abajo y la corriente craqueada gaseosa más liviana se dirija hacia arriba.

[0021] Condiciones aproximadas de operación incluyen calentar la alimentación de crudo para craqueo catalítico a entre 300° y 500°F (entre 149° y 260°C), preferiblemente entre 350° y 450°F (entre 177° y 232°C), y más preferiblemente 400°F (204°C). La temperatura en el tanque del reactor **50** puede estar entre 850° y 1100°F (entre 454° y 593°C), preferiblemente

entre 900° y 1050°F (entre 482° y 566°C), y más preferiblemente entre 950° y 1000°F (entre 510° y 538°C). La conversión FCC puede estar entre 40 y 80 % LV en gasolina y productos más livianos, entre 65 % LV y 75 % LV en gasolina y productos más livianos, o 70 % LV en gasolina y productos más livianos.

[0022] Continuando con FIG. 1, los productos de vapor salen de la parte superior del tanque del reactor 50 y pueden dirigirse mediante la línea 53 a la zona de producto 37 en la porción inferior 31 del fraccionador 30 en comunicación corriente abajo con el tanque del reactor 50. El calor de los vapores del producto puede absorberse en el fraccionador 30, de manera que los vapores se de-sobrecalienten ("*are desuperheated*") y tenga lugar la separación del producto primario. El calor requerido para la separación de los productos en el fraccionador 30 se suministra principalmente por la corriente de producto craqueado. Por consiguiente, en el caso de que la alimentación de crudo se envíe directamente al tubo inyector ascendente 40, ningún otro calor se introduce al fraccionador 30. El fraccionamiento del producto alimentado a la zona de producto 37 puede hacerse por retiro de calor, en lugar que introducción de calor. El calor puede retirarse del fraccionador mediante una serie flujos del intercambiador de retro-bombeo acoplados con la generación de vapor de las fracciones pesadas del fraccionador y enfriamiento de la corriente de cima ("*overhead cooling*") en la forma de un condensador enfriado con aire/agua.

PRODUCTOS FCC

[0023] Los catalizadores más apropiados para uso en el tubo inyector ascendente 40 son mallas moleculares zeolíticas que tienen un tamaño de poro medio grande. Por lo general, las mallas moleculares con un tamaño de poro grande tienen poros con orificios mayores que 0.7 nm en un diámetro efectivo definido por anillos de más de 10 y, normalmente de más de 12 miembros. Índices de tamaño de poro de poros grandes están por encima de

31. Componentes de zeolita de poro grande apropiados incluyen zeolitas sintéticas tales como zeolitas tipo X y tipo Y, mordenita y faujasita. Las zeolitas Y con bajo contenido de tierras raras pueden ser el catalizador preferido. El contenido de tierras raras denota menos que, o igual a 1.0% de óxido de tierras raras en la porción de zeolita del catalizador. El catalizador puede dispersarse en una matriz que contenga un material aglutinante tal como sílice o alúmina y/o un material de relleno inerte, tal como caolín. Se contempla que un catalizador de equilibrio, que se ha utilizado como catalizador en un tubo inyector ascendente FCC previamente, u otros tipos de catalizador de craqueo pueden ser apropiados para uso en el tubo inyector ascendente de la presente invención.

[0024] Con el fin de incrementar la producción de hidrógeno en el FCC para saturar olefinas, la actividad níquel del catalizador puede optimizarse ajustando la concentración del agente de pasivación de níquel, tal como antimonio, inyectado con la alimentación. El níquel sirve como un catalizador de deshidrogenación bajo las condiciones en el tubo inyector ascendente FCC **40**. Aunque el vanadio es también un metal de deshidrogenación, debe controlarse por agentes detectores de metales, tales como un metal de tierras raras para controlar el ataque vanádico en la estructura zeolítica.

[0025] El sistema FCC craquea la mayor parte de la alimentación de crudo en el material en el rango C₅+ que hierve a 400°F. Estos productos pueden tener una gravedad API de entre 30 y 60, entre 35 y 55, o entre 40 y 50 y, por consiguiente, contribuir significativamente al aumento en el API neto de la corriente combinada en la línea **502**. El craqueo catalítico del petróleo crudo maximiza el incremento de gravedad API procesando al mismo tiempo una cantidad mínima de petróleo crudo.

[0026] El producto líquido combinado del procesamiento FCC del petróleo crudo puede contener productos convertidos de la corriente de crudo

y puede transportarse en la línea **500**. El producto líquido del procesamiento del petróleo crudo se caracteriza por tener una gravedad API de por lo menos 30, preferiblemente mayor que 35, y muy preferiblemente mayor que 37. Los productos líquidos pueden tener igualmente una viscosidad de menos de 2 cSt, preferiblemente menos de 1.5 cSt y más preferiblemente menos de 1 cSt a 122°F (50°C). Los productos líquidos formados pueden tener un punto de vertido menor de 40°F (4°C), preferiblemente menor de 30°F (-FC), y más preferiblemente menor de 25°F (-3.8°C). Los productos de conversión líquidos combinados del procesamiento del petróleo pesado por FCC son más livianos y menos viscosos en virtud de la reducción en peso molecular. Más craqueo en el FCC puede resultar en una menor viscosidad y densidad del producto.

[0027] La cantidad exacta de alimentación que es necesario procesar depende de los criterios específicos de aceptación del oleoducto para la capacidad de bombeo. Éstos pueden especificarse como densidad máxima o gravedad API mínima, viscosidad máxima a una cierta temperatura, punto máximo de vertido, o cualquier combinación de estas especificaciones. Cualquiera de las especificaciones ya mencionadas podría ser el factor limitante para la cantidad de procesamiento requerido, dependiendo del tipo de crudo o la especificación. Adicionalmente, las especificaciones pueden ser diferentes para diferentes épocas del año, debido a las cambiantes temperaturas de operación del oleoducto. El ajuste del nivel de conversión del FCC o de la cantidad procesada puede ejercerse como un modo conveniente de cumplir las especificaciones con un costo operacional mínimo.

[0028] Los productos líquidos de la reacción FCC se mezclan con una segunda corriente de crudo, mínimamente procesada o sin procesar, en la línea **499** para formar una corriente de crudo mixta apropiada para transporte en la línea **502**. Entre 5 % LV y 60 % LV de la corriente de crudo en la línea **3** puede ser procesada por FCC y agregarse a la segunda corriente de crudo

en la línea **499**, preferiblemente entre 10 % LV y 40 % LV de la alimentación de crudo puede procesarse y agregarse a la corriente de crudo en la línea **499**, más preferiblemente 30 % LV de la alimentación de crudo puede procesarse y agregarse a la corriente de crudo en la línea **499**. Una relación del petróleo crudo sin procesar a los productos líquidos agregados puede estar entre 0.5:1 y 9:1, entre 1:1 y 4:1, o entre 2:1 y 3:1. Las corrientes líquidas del fraccionador **30** pueden combinarse con la segunda corriente de crudo sin procesar en la línea **499**. Dependiendo de los requerimientos en el sitio o el grado deseado del crudo, puede ser deseable quemar toda o parte del petróleo clarificado en la línea de fracciones pesadas **32**, para balancear las necesidades de energía del sitio o para mejorar la calidad de la corriente de crudo en la línea **500** y/o **502**.

FRACCIONADOR

[0029] Continuando con FIG. 1, la columna fraccionadora **30** puede ser un fraccionador de paredes divididas con una partición **35** posicionada verticalmente para aislar una zona de alimentación **36** de una zona de producto **37** en el fondo del fraccionador **30**. La partición **35** puede formarse de por lo menos un deflector que es generalmente no perforado (por lo menos 80 % no perforado, preferiblemente 90 % no perforado). Pueden usarse múltiples deflectores. El petróleo crudo se dirige a la zona de alimentación **36** y se calienta a una temperatura entre 600° y 800°F (entre 315° y 427°C), preferiblemente entre 650° y 750°F (entre 343° y 399°C) y, muy preferiblemente, a una temperatura de 700°F (37FC) y a una presión de entre 5 y 15 psig (entre 35 y 103 kPa), preferiblemente entre 7 y 13 psig (entre 48 y 90 kPa), y muy preferiblemente 10 psig (69 kPa).

[0030] El fraccionador **30** puede condensar productos de reacción sobrecalentados de la reacción FCC para producir productos hidrocarburos líquidos. El fraccionador **30** puede proporcionar asimismo algún fraccionamiento (o separación) entre productos de corriente de lado líquido.

Una vez se han enfriado los productos de vapor desde temperaturas de entre 900° y 1050°F (entre 482° y 966°C), preferiblemente entre 950° y 1000°F (entre 510° y 537°C), y más preferiblemente 970°F (52FC) a temperaturas de entre 50° y 150°F (entre 10° y 66°C), preferiblemente entre 70° y 120°F (entre 21° y 49°C), y más preferiblemente 100°F (38°C), los productos de vapor se condensan normalmente en productos líquidos, y los productos líquidos se transportan fuera del fraccionador **30** y se dirigen para mezclarse con la segunda corriente de crudo mínimamente procesada o sin reaccionar de la línea **499** en la línea **500**. En la incorporación de FIG. 1, los productos líquidos tomados como fracciones del fraccionador **30** pueden comprender por lo general petróleo de ciclo liviano (LCO - *light cycle oil*) y fracciones pesadas del fraccionador o petróleo clarificado, también conocido como petróleo de ciclo pesado (HCO - *heavy cycle oil*). En FIG. 1, el HCO no tiene una fracción separada, sino que se recoge en las fracciones pesadas. La corriente LCO en la línea **46** se extrae de la columna fraccionadora **30** por una bomba **48** y se enfría en el generador de vapor **49**. Una porción de reflujo se retorna a la columna **30** en un lugar más elevado mediante la línea **46a**. La línea LCO **202** lleva el resto a la línea **500**. Finalmente, se retira petróleo clarificado en la línea de fracciones pesadas **34** de la columna fraccionadora **30** por una bomba **21**, y una porción de retorno se enfría en un intercambiador de calor de alimentación **18** y se retorna a la zona de producto **37** de la columna **30** aislada del lado de alimentación **36** por la partición **35**. La línea de fracciones pesadas netas **203** puede llevar un resto del petróleo clarificado a la línea **500** para combinarlo o desviarlo a la caldera de CO **90** a través de las líneas **205** y **96**.

[0031] FIG. 1 muestra un incorporación adicional en líneas imaginarias en la cual el fraccionador **30** hace un corte entre nafta pesada y nafta liviana. La corriente de nafta pesada en la línea **44** puede extraerse de la columna fraccionadora **30** por una bomba **45** y enfriarse en un pre-calentador de agua de alimentación a la caldera **47**. Una porción de reflujo puede retornarse a la columna en un lugar más elevado mediante la línea **44a**. La línea de nafta

pesada **201** lleva el resto a la línea **500** para combinación. En esta incorporación, únicamente la nafta liviana se lleva a la línea **42** para hidrotratamiento.

HIDROTRATAMIENTO

[0032] Hemos descubierto que la nafta y los hidrocarburos más livianos producidos por FCC que hierven a, o por debajo de, 135° a 177°C (275° a 350°F) contienen una gran concentración de olefinas y diolefinas que pueden causar ensuciamiento de los tubos de los intercambiadores de calor en una refinería, haciendo la corriente mejorada de crudo menos problemática. Esta fracción de nafta captura por lo menos 80-90 % en peso de las olefinas y rechaza mucho del azufre orgánico que causaría hidrodesulfuración, la cual consume indeseablemente hidrógeno en un reactor de hidrotratamiento. Nosotros proponemos hidrotratar con hidrógeno la nafta y/o los hidrocarburos más livianos producidos por FCC, que pueden estar en la corriente de gas seco para saturar olefinas y diolefinas. En una incorporación muy sencilla, toda la nafta y una fracción más liviana de la corriente craqueada en la línea **42** se alimenta a un reactor de hidrotratamiento **60** en comunicación corriente abajo con el tanque del reactor **50** y el tubo inyector ascendente **40**. En esta incorporación, no se toma separadamente una fracción de nafta pesada del fraccionador **30**, se enfría y retro-bombea al fraccionador **30**. En esta incorporación, la nafta pesada y los materiales más livianos se retiran en la línea de corriente de cima **42** del fraccionador **30** y se enfrían en un condensador **41** y posiblemente un calentador de agua de alimentación a la caldera **43**. En la incorporación alternativa, únicamente la fracción de nafta liviana que hierve a, o por debajo de, 135° a 177°C (275° a 350°F) se toma en la línea **42**. Bajo las dos incorporaciones alternativas, la fracción de nafta en la línea **42** se destila por expansión instantánea en un recipiente **300** de la cual puede eliminarse agua de una bota en la línea **302**. Una corriente de gas húmedo se toma del recipiente **300** en la línea **306** y se comprime en un compresor **310**. El compresor **310** puede presurizar el gas

húmedo a 862 a 2068 kPa (125 a 300 psia), y preferiblemente 1448 a 2000 kPa (210 a 290 psia). El gas húmedo comprimido en la línea **324** puede enfriarse en un intercambiador de calor **326** y destilarse por expansión instantánea en una cámara de expansión instantánea **328**. Una corriente líquida de la cámara de expansión instantánea **328** en la línea **330** se alimenta al recipiente **300**, mientras una corriente de vapor en la línea **332** se alimenta a una torre de absorción de aminas **334**. Una solución de lavado de aminas acuosa pobre se introduce en la unidad de absorción **334** mediante la línea **336** y lava sulfuro de hidrógeno de la corriente de fracciones livianas vaporizadas comprimidas. Una solución de lavado de aminas acuosa rica, que contiene sulfuro de hidrógeno se retira de la zona de absorción **334** a través de la línea **337** y se recupera y posiblemente se regenera para reciclarla. Una corriente de fracciones livianas finales vaporizadas comprimidas, que tiene una concentración reducida de sulfuro de hidrógeno y anhídrido carbónico se retira de la torre de absorción **334** a través de la línea **338**. Una corriente de nafta condensada se lleva del recipiente **300** en la línea **304** y se bombea por la bomba **320** en la línea **312** a la línea **338**. Una porción de reflujo puede dividirse de la línea **312** y retornarse al fraccionador **30** en la línea **42a**. La línea de nafta **340** transporta la corriente de nafta al reactor de hidrotratamiento **60**.

[0033] En una incorporación de la presente invención, la nafta y la corriente más liviana en la línea **340**, que puede incluir nafta liviana o de rango completo, gas de petróleo licuado (LPG) y gas seco que contiene hidrógeno se introducen en el reactor de hidrotratamiento **60** para saturar las olefinas y diolefinas presentes en éste. El hidrógeno presente en el gas seco seguía la reacción de hidrotratamiento. Condiciones preferidas de la reacción de hidrotratamiento incluyen una temperatura desde 260°C (500°F) a 426°C (800°F), una presión de 862 a 2068 kPa (125 a 300 psia), y preferiblemente 1448 a 2000 kPa (210 a 290 psia), sustancialmente como se proporciona por el compresor **310**, y una velocidad espacial horaria de líquido desde 0.1 hr⁻¹ a 10 hr⁻¹. La presión moderada en el reactor de hidrotratamiento se selecciona

para saturar precisamente las olefinas y evitar la hidrodeshidrosulfuración del azufre orgánico en la nafta para conservar hidrógeno. Si, no obstante, hay suficiente hidrógeno en el componente de gas seco de la corriente de nafta, puede aumentarse la presión para hidrodeshidrosulfurar la corriente de nafta, si se desea.

[0034] Un catalizador de hidrotratamiento apropiado para uso en la presente invención son cualesquiera catalizadores de hidrotratamiento convencionales conocidos, e incluyen aquellos que se componen de por lo menos un metal del Grupo VIII, preferiblemente hierro, cobalto y níquel, más preferiblemente cobalto y/o níquel y por lo menos un metal del Grupo VI, preferiblemente molibdeno y tungsteno, en un material de soporte con un área superficial elevada, preferiblemente alúmina. Otros catalizadores de hidrotratamiento apropiados incluyen catalizadores zeolíticos, así como catalizadores de metales nobles, en los que el metal noble se selecciona de paladio y platino. Se encuentra dentro del ámbito de la presente invención que se utilice más de un tipo de catalizador de hidrotratamiento en el mismo tanque de reacción. Dos o más lechos de catalizador y uno o más puntos de extinción pueden utilizarse en el tanque o tanques de reacción. El metal del Grupo VIII está presente normalmente en una cantidad que varía desde 2 a 20% en peso, preferiblemente desde 4 a 12% en peso. El metal del Grupo VI estará normalmente presente en una cantidad que varía desde 1 a 25% en peso, preferiblemente desde 2 a 25% en peso.

[0035] El efluente resultante del reactor de hidrotratamiento **60** en la línea **350** con una menor concentración de olefinas que en la corriente en la línea **340** se contacta preferiblemente con una corriente acuosa de la línea **352** para disolver cualesquiera sales de amonio y condensar parcialmente el efluente de hidrotratamiento. El efluente hidrotratado en la línea **350** se introduce entonces en un separador de líquido-vapor de alta presión **62** operado a una presión sustancialmente igual a la del reactor de hidrotratamiento y una temperatura en el rango desde 38°C (100°F) a 71°C

(160°F). Una corriente de nafta hidrotratada acuosa se recupera del separador de líquido-vapor **62** en la línea **200** y se entrega a la línea **500** para combinación, preferiblemente después de desecar (no mostrado). La línea **500** puede ser una tubería que transporta la segunda corriente de crudo de la línea **499**, que se ha procesado mínimamente o no se ha procesado. Una corriente de gas seco rico en hidrógeno se retira del separador de líquido-vapor en la línea **354**. El gas seco en la línea **354** puede entregarse al calentador de llama **20** mediante la línea **210** y/o por la línea **96** a la caldera de CO **90**.

[0036] En una incorporación adicional, mostrada en FIG. 1, una porción de la corriente de gas seco puede dividirse opcionalmente de la línea **354** en la línea **356**, regulada por una válvula de control, comprimirse en el compresor **358** y reciclarse en la línea **360** a la línea **340** que alimenta la nafta al reactor de hidrotratamiento **60**. El compresor de gas de reciclado puede aumentar la pureza media del hidrógeno en el reactor de hidrotratamiento **60** e incrementar además la vida del catalizador.

PRODUCTO COMBINADO

[0037] Como se muestra en FIG. 1, los productos de conversión separados, la nafta hidrotratada y los productos más livianos en la línea **200**, LCO en la línea **202** y, opcionalmente, nafta pesada en la línea **201** se combinan en la línea **500**, donde se combinan con la segunda corriente de crudo mínimamente procesada o no procesada de la línea **499**, formando de esa manera una corriente combinada **502**, o un producto sintético. La segunda corriente de crudo puede suministrarse directamente de un campo petrolero, pero más preferiblemente puede separarse para retirar hidrocarburos livianos y desecarse. En una incorporación alternativa, se extrae una porción de uno o más de los productos de conversión como un producto secundario y se trata posteriormente o se procesa como un producto básico vendible. Si se desea esta opción, será necesario que se procese una

porción mayor de la alimentación en el tubo inyector ascendente FCC 40 para compensar una pérdida de material de baja viscosidad para combinación.

[0038] Los productos líquidos pueden incluir fracciones pesadas, aceite cíclico ligero, nafta hidrotratada, y posiblemente nafta pesada no hidrotratada, y las porciones de cada uno pueden seleccionarse para combinarse con el crudo no procesado para obtener las propiedades de flujo deseadas. La segunda corriente de crudo mínimamente procesada o no procesada puede ser una porción de la fuente de crudo que no se procesó mediante FCC. Específicamente, todas las corrientes líquidas pueden combinarse con la segunda corriente de crudo. La corriente combinada en la línea 502 puede tener las siguientes características, 18 API o mayor, preferiblemente por lo menos 19 API, más preferiblemente mayor que 19.5 API. La corriente combinada puede tener una viscosidad a 100°F (38°C) de no más de 10.000 cSt, preferiblemente no más de 5000 cSt, y más preferiblemente no más de 25 cSt. La corriente combinada puede tener igualmente un punto de vertido de no más de 20°C, preferiblemente no más de 15°C, y más preferiblemente no más de 0°C. La corriente combinada puede bombearse entonces en un oleoducto 502 a un lugar remoto para procesamiento posterior, tal como en una refinería a una estación de distribución. Un lugar remoto se sitúa por lo general a más de 32,2 kilómetros del pozo en el campo petrolero 1.

REGENERACIÓN DEL CATALIZADOR

[0039] Como se muestra en FIG. 1, el catalizador agotado separado de los productos por los ciclones 52 cae hacia abajo en un lecho y se despoja de los hidrocarburos mediante vapor en el separador 54 y se entrega mediante la tubería de catalizador agotado 55, regulada por una válvula, a un regenerador 70 en comunicación corriente abajo con el tanque del reactor 50. En el regenerador 70 se quema coque de la superficie del catalizador agotado para

producir un catalizador fresco o regenerado. Aire se bombea de la línea 72 por el soplador 73 e ingresa al fondo del regenerador 70 para quemar el coque a una temperatura de entre 900° y 1600°F (entre 482° y 87 °C), preferiblemente entre 1000° y 1400°F (entre 538° y 760°C), más preferiblemente entre 1200° y 1300°F (entre 649° y 704°C). El regenerador 70 puede regenerar catalizador a entre 1100° y 1500°F (entre 593° y 896°C), preferiblemente entre 1200° y 1400°F (preferiblemente entre 649° y 760°C), más preferiblemente entre 1220° y 1350°F (entre 660° y 732°C).

[0040] Una vez se ha quemado sustancialmente el coque, el catalizador agotado se vuelve otra vez catalizador regenerado. El carbón que se ha quemado constituye gas de humo de regeneración que contiene H₂, CO, CO₂, e hidrocarburos livianos. Los ciclones 75 separan el catalizador regenerado del gas de humo de regeneración. El catalizador regenerado puede retornarse al tubo inyector ascendente 40 en comunicación corriente abajo con el tanque del regenerador 70 mediante la tubería de catalizador regenerado 74 para contactar la alimentación de crudo que entra en la línea 32.

[0041] El gas de humo de regeneración puede transportarse fuera del regenerador 70 a través de la línea de humos 56 y a la caldera de CO 90. La relación CO/CO₂ en el gas de humo de regeneración en la corriente 56 puede estar entre 0.3:1 y 1.5:1, preferiblemente entre 0.7:1 y 1.25:1, más preferiblemente 1:1. Operar el regenerador 70 en quemado parcial es sumamente apropiado para uso con residuales pesados, donde la liberación de calor del regenerador y el consumo de aire son elevados, debido a un alto rendimiento de coque. Adicionalmente, la regeneración pobre en oxígeno ofrece un mantenimiento mejorado de la actividad del catalizador con altos niveles de vanadio del catalizador, debido una movilidad reducida del vanadio con niveles más bajos de oxígeno. Operando el regenerador 70 en quemado parcial profundo para maximizar el rendimiento de CO, la unidad limitará la cantidad de calor que podría liberarse si se permitiera quemar completamente el carbón en CO₂. Esto disminuirá la temperatura del

regenerador y permitirá una mayor relación de catalizador a petróleo.

[0042] El calor de combustión del gas que contiene CO puede ser bajo, debido a la dilución con mucho nitrógeno; por consiguiente, para un quemado eficiente se inyecta opcionalmente un combustible auxiliar tal como gas seco en la línea **96** con aire en la línea **95** para promover la combustión y el calor que de la zona de quemado a una temperatura a la cual se oxida sustancialmente todo el CO en CO₂ en la caldera de CO **90**. En la caldera de CO **90** el gas de humo de regeneración alcanza temperaturas de por lo menos 1500°F (815°C), preferiblemente por lo menos 1700°F (926°C), y más preferiblemente por lo menos 1800°F (982°C). La combustión en la caldera de CO **90** calienta y vaporiza el agua alimentada por la línea de agua **99** para generar vapor sobrecalentado de alta presión, que sale de la caldera de CO a través de la línea de vapor **101**, para uso en el complejo FCC. El gas de humo de regeneración, que contiene CO₂, sale de la caldera de CO **90** y se libera a la chimenea **102**. Un combustible auxiliar alternativo puede comprender petróleo clarificado, desviado de la línea **203** en la línea **205**.

[0043] Además de operar el regenerador **70** en quemado parcial profundo, puede retirarse calor adicional del regenerador **70** mediante la operación de un enfriador de catalizador en el regenerador **70**. El regenerador puede equiparse con entre 1 y 5 enfriadores de catalizador, más preferiblemente 2 y 4 enfriadores de catalizador **71**, y más preferiblemente 3 enfriadores de catalizador. Los enfriadores de catalizador pueden retirar calor mediante la generación de vapor. El vapor de los enfriadores de catalizador **71** puede entregarse mediante la línea **94** a la caldera de CO **90** para ser sobrecalentado en la caldera de CO.

DESBUTANIZADORA

[0044] En una incorporación adicional, la corriente de nafta puede

dirigirse a una desbutanizadora para formar gas de petróleo licuado (LPG) y gasolina. El LPG y la gasolina pueden agregarse al crudo no procesado, en cantidades seleccionadas para alcanzar propiedades deseadas de flujo. La capacidad de modificar las cantidades relativas de hidrocarburos livianos (propano a pentano) en el crudo combinado del oleoducto es ventajosa porque puede almacenarse en depósitos y, por consiguiente, someterse a una especificación todavía adicional de presión de vapor Reid (RVP - *Reid vapor pressure*) para minimizar la extracción por ebullición de material en condiciones ambiente, lo cual puede infringir regulaciones ambientales, ocasionar pérdida de material para el quemador de campo o requerir sistemas costosos de recuperación de calor. La adición de LPG al crudo no procesado tiene que calibrarse para balancear la presión de vapor y las propiedades de flujo.

[0045] La incorporación de FIG. 2 incluye una desbutanizadora **600** en comunicación corriente abajo con el fraccionador **30** para separar nafta de la corriente de LPG y materiales más livianos. Muchos de los elementos en FIG. 2 tienen la misma configuración que en FIG. 1 y llevan el mismo número de referencia. Los elementos en FIG. 2 que corresponden a los elementos en FIG. 1, pero tienen una configuración diferente, llevan el mismo numeral de referencia que en FIG. 1, pero se identifican con un símbolo primo ('). Todo elemento corriente arriba del compresor **310** y la bomba **320** es el mismo que en FIG. 1, y la anterior descripción es aplicable en FIG. 2. FIG. 2 no muestra la fracción de nafta pesada y retrobombeo con la línea **44**, la bomba **45**, el generador de vapor **47** y la línea **44a** en líneas imaginarias como en FIG. 1. La nafta y los hidrocarburos más livianos agotados del petróleo crudo pueden dejar la porción superior **39** del fraccionador **30** en la línea **42**. Se contempla igualmente en esta incorporación que se retire nafta de grado completo en la línea **42**, sin que se retire separadamente nafta pesada en la línea **44**. No obstante, la incorporación se describirá retirándose únicamente el producto nafta liviana que hierve a, o por debajo de, 135° a 177°C (275° a 350°F) en la línea **42** y

retirándose nafta pesada en la línea 44. La porción de nafta de la corriente craqueada en la línea 42 puede condensarse por un condensador 41 y un calentador opcional de agua de alimentación de caldera 43 delante de él se dirige al recipiente de corriente de cima ("*overhead receiver*") 300. Se decanta agua del recipiente 300 en la línea 302, mientras que gas húmedo vaporoso se separa en la línea 306 del líquido de nafta no estabilizada en la línea 304. El gas húmedo se presuriza en un compresor 310 a la presión de hidrotratamiento, mencionada previamente. En una incorporación, la corriente de gas húmedo comprimido en la línea 324' se desvía en la línea 325 porque la válvula 327 está cerrada mientras la válvula en la línea 325 está abierta. La corriente de gas húmedo comprimido se enfría entonces en un intercambiador de calor 326 y se destila por expansión instantánea en una cámara de expansión instantánea 328. Una corriente líquida de la cámara de expansión instantánea 328 en la línea 330' se carga al recipiente 300, mientras se retira una corriente de vapor en la línea 338'. Nafta no estabilizada en la línea 304 se bombea por la bomba 320 en la línea 312'. Como la válvula 313 está cerrada y la válvula en la línea 311 está abierta, la línea 311 desvía la corriente a la línea 338' para proporcionar una corriente mixta en la línea 314. La corriente en la línea 314 se divide entre la línea 402, que transporta la corriente mixta a una columna desbutanizadora 600, y la línea 220 que puede enviar nafta a la línea 500 para combinación. Una porción de la nafta no estabilizada se hace refluir a la columna fraccionadora 30 a través de la línea 42a.

[0046] En la columna desbutanizadora 600, una porción de la corriente craqueada que contiene nafta se somete a fraccionamiento para separar LPG de nafta. El fraccionamiento produce un C4 de cima ("*C₄ overhead*") en la línea de corriente de cima 602, que se condensa en el condensador 606 con la producción de vapor y se deseca en el recipiente 608. El LPG condensado se bombea y se divide entre la línea de reflujo 610, que se retorna a la desbutanizadora 600 y la línea de LPG 612. La línea de LPG 612 alimenta una línea de combinación 614, que mezcla LPG con los productos

procesados en la línea **500**, y una línea de producto opcional **616**, que recupera LPG como producto, el cual puede almacenarse y/o venderse localmente. El LPG es un excelente componente aditivo para reducir la viscosidad, pero debido a su elevada presión de vapor puede combinarse únicamente hasta la especificación de destilación por expansión instantánea. Por consiguiente, la repartición entre las líneas **610** y **612** y **614** y **616** debe fijarse para maximizar el LPG combinado en la línea **500** hasta la especificación de destilación por expansión instantánea. Cualquier exceso puede capturarse y venderse como LPG, probablemente después del agotamiento posterior de gas seco de allí, o usarse en el calentador de llama **20** o la caldera de CO **90**. Una corriente de gas seco **618** del recipiente **608** puede alimentarse entonces a una unidad de purificación de hidrógeno **700** en comunicación corriente abajo con el fraccionador **30** y una línea de corriente de cima **602** de la desbutanizadora **600**. La corriente de gas seco en la línea de gas seco **618** contiene hidrógeno y puede considerarse una corriente de hidrógeno. La columna desbutanizadora **600** produce igualmente una corriente de fracciones pesadas en la línea de fracciones pesadas **604** que contiene por lo general material C_5^+ . La corriente de fracciones pesadas **604** se reparte en varias corrientes. Una línea de re-hervido **620** se calienta por el re-hervidor **622** y se retorna a la columna desbutanizadora **600**. Una corriente de alimentación de nafta en la línea **340'** transporta nafta al reactor de hidrotratamiento **60**, el cual se encuentra en comunicación corriente abajo con la línea de fracciones pesadas **604** de la desbutanizadora **600**. Una porción de la corriente de nafta puede repartirse en la línea **626** y recuperarse como producto en la línea **626** para almacenarse y/o venderse localmente.

TORRE DE ABSORCIÓN

[0047] Una incorporación alternativa, mostrada en líneas imaginarias en FIG. 2, utiliza una torre de absorción **400** en comunicación corriente abajo con el fraccionador **30** para separar una porción de nafta de la corriente craqueada en una corriente de nafta C_3^+ y una corriente de gas seco. El gas

húmedo comprimido en la línea **324'** puede continuar en la línea **324a** a través de una válvula abierta **327** y se alimenta al fondo de la torre de absorción **400** en lugar de continuar en la línea **325** porque la válvula de control en la línea **325** está cerrada. Análogamente, la nafta líquida no estabilizada se bombea en la línea **312'** que puede continuar en la línea **312a** a través de una válvula abierta **313** a una parte superior de la unidad de absorción **400** porque la válvula en la línea **311** está cerrada. En esta incorporación que utiliza la torre de absorción **400**, corrientes en las líneas **324'** y **312'** no se combinan y alimentan a la desbutanizadora mediante la línea **314**, sino se mantienen separadas. En la torre de absorción **400**, la nafta líquida no estabilizada absorbe gas de petróleo licuado (LPG) del gas húmedo y sale de la torre de absorción **400** en una línea de fracciones pesadas **401** que contiene nafta C_3+ . La línea de absorbente se reparte entre la línea de producto **220** para entregar C_3+ a la línea **500** para combinación y una línea de alimentación de la desbutanizadora **402**. La desbutanizadora **600** está en comunicación corriente abajo con la línea de fracciones pesadas **401** de la torre de absorción **400** mediante la línea **402**. Adicionalmente, una corriente opcional de reciclado de nafta en la línea **624** de fracciones pesadas de la desbutanizadora puede reciclarse a la torre de absorción **400** para recuperar más LPG. En una incorporación adicional, una porción o toda la nafta pesada en la línea **201** puede desviarse a través de la línea **503** a la línea de reciclado de nafta **624** para suplementar la carga de nafta a la torre de absorción **400** e incrementar la recuperación de LPG en la línea **401**. Una corriente de gas seco con menos LPG que en el gas húmedo en la línea **324** que contiene C_2- , H_2S y H_2 salen de la torre de absorción **400** en una línea de corriente de cima **404**. La corriente de gas seco en la línea **404** fluye a través de una válvula de control abierta **405** para unirse a la corriente de gas seco **618** y proporcionar una corriente combinada de gas seco en la línea **406**. Las corrientes de gas seco en la línea de corriente de cima **404** y las líneas de gas seco **618** y **406** contienen hidrógeno y pueden considerarse corrientes de hidrógeno. La corriente de gas seco que contiene hidrógeno se transporta por la línea de gas seco **406** a la unidad de purificación de hidrógeno **700** en comunicación

corriente abajo con la línea de corriente de cima **404** de la torre de absorción **400**.

PURIFICACIÓN DE GAS SECO

[0048] En una incorporación, el hidrógeno en la corriente de gas seco puede purificarse antes de usarse para hidrotratamiento, con el fin de incrementar la vida del catalizador de hidrotratamiento. Pueden ser apropiados varios tipos de unidades de purificación de hidrógeno.

[0049] El gas seco en la línea **406** puede cargarse en una torre de absorción de aminas **334** para eliminar sulfuro de hidrógeno y anhídrido carbónico. Una solución de lavado de aminas acuosa pobre se introduce en la torre de absorción **334** mediante la línea **336** y lava sulfuro de hidrógeno y anhídrido carbónico de la corriente de gas seco. Una solución de lavado de aminas acuosa rica, que contiene sulfuro de hidrógeno, se retira de la torre de absorción de aminas **334** a través de la línea **337** y se recupera y posiblemente se regenera para reciclado. Una corriente de gas seco, con una concentración menor de sulfuro de hidrógeno y anhídrido carbónico que en la línea **406**, se retira de la unidad de absorción de aminas **334** a través de la línea **408**.

[0050] La corriente de gas seco en la línea **408** a una presión determinada por el compresor **310**, que será adecuada para purificación de hidrógeno aunque suficientemente por encima del punto de rocío para mantener un estado gaseoso, se alimenta a la unidad de purificación de hidrógeno **700**. La unidad de purificación de hidrógeno **700** puede ser un sistema de adsorción con oscilación de presión **750** mostrado en FIG. 3. Pueden ser apropiados otros tipos de unidades de purificación de hidrógeno. La presión del gas seco en la línea **408** puede ser entre 862 y 2068 kPa (125 y 300 psia).

[0051] En una incorporación, el hidrógeno en el gas seco puede

purificarse en una unidad de adsorción con oscilación de presión (PSA - *pressure swing adsorption*) **750** mostrada en FIG. 3, para proporcionar una corriente gaseosa rica en hidrógeno que tiene una concentración reducida de anhídrido carbónico, metano y etano. El proceso de adsorción con oscilación de presión provee un medio bien establecido para separar y purificar hidrógeno de una mezcla de gas de alimentación de moléculas más grandes. El proceso facilita la adsorción de las especies adsorbibles, tales como anhídrido carbónico, agua y moléculas de hidrocarburos livianos, en un adsorbente a una presión de adsorción elevada con paso de las moléculas de hidrógeno más pequeñas y reducción de presión a una presión menor de desadsorción para desadsorber las especies adsorbidas. Generalmente es deseable emplear el proceso PSA en sistemas de lechos múltiples, tales como los descritos en la US 3,430,418, incorporada en esta especificación por referencia, en el cual se emplean por lo menos cuatro lechos de adsorción. El proceso PSA se lleva a cabo en tales sistemas sobre una base cíclica, empleando una secuencia de procesamiento. Con referencia a FIG. 3, la unidad PSA **750** puede tener cuatro lechos **761-764** que disponen de extremos de entrada **761a-764a** y extremos de salida **761b-764b**. Las válvulas se muestran generalmente en FIG. 4. En el primer paso, el gas seco en la línea **770** en comunicación corriente abajo con la línea de gas seco **408** se alimenta en un extremo de entrada **761a** de un primer lecho de adsorbente **761** a alta presión de adsorción para adsorber especies adsorbibles sobre el adsorbente con paso de gas de hidrógeno producido a un extremo de descarga **761b** del lecho **761**. Gas hidrógeno purificado puede pasar de la unidad PSA **750** a través de la línea de producto **772** con una pureza de hidrógeno mayor que en la línea de alimentación **770**. El flujo de alimentación se termina al primer lecho **761** antes de que el anhídrido carbónico, agua e hidrocarburos se abran paso hacia el extremo de descarga **761b** del primer lecho. Segundo, el primer lecho **761** se despresuriza en co-corriente a una presión intermedia liberando gas de espacios vacíos ("*void space gas*") del extremo de descarga **761b** del primer lecho a un extremo de descarga **762b** de un segundo lecho **762** re-presurizando así el segundo lecho que se ha purgado justamente de

anhídrido carbónico desorbido, agua e hidrocarburos. La despresurización adicional co-corriente del primer lecho **761** puede ocurrir liberando el gas restante de espacios vacíos a un extremo de descarga **763b** de un tercer lecho **763** para purgar el tercer lecho de anhídrido carbónico desorbido, agua e hidrocarburos. En un tercer paso, la entrada **761a** al primer lecho **761** se abre en una despresurización de contracorriente o paso sangría ("*blow down step*"), en el cual gas sale del primer lecho a través del extremo de entrada **761a** dejando el primer lecho **761** a presión suficientemente baja para desorber especies adsorbidas del adsorbente. Las especies desorbidas se liberan a través de la entrada **761a** y se recuperan en la línea de desorbente **774** con una mayor concentración de especies adsorbibles que en la línea de alimentación **770**. En un cuarto paso, gas de espacios vacíos de un cuarto lecho **764** puede liberarse a través de un extremo de descarga **764b** del mismo y alimentarse a través del extremo de descarga **761a** del primer lecho **761** para purgar las especies desorbidas. En un último paso, el gas de espacios vacíos del segundo lecho **762** se alimenta de su extremo de descarga **762b** al extremo de descarga **761b** del primer lecho **761** para volver a presurizar el primer lecho. Gas producido del extremo de descarga **763b** del tercer lecho **763** se alimenta entonces en el extremo de descarga **761b** del primer lecho **761** para alcanzar la presión de adsorción en el primer lecho **761**. Puesto que el primer lecho **761** está ahora a presión de adsorción, el ciclo en el primer lecho comienza de nuevo. La misma secuencia de procesos se opera con los otros lechos **762-764**, con diferencias relativas a la posición del lecho **762-764** en ese orden.

[0052] Un adsorbente apropiado puede ser zeolita A de calcio activada con o sin carbón activado. Si se emplea esta combinación de adsorbentes, el carbón activado adsorberá el anhídrido carbónico y agua, mientras que la zeolita A adsorberá el monóxido de carbono e hidrocarburos.

[0053] Hidrógeno purificado con una concentración de hidrógeno mayor que en la línea de gas seco **408** se transporta en la línea **772**, que está

en comunicación corriente arriba con el reactor de hidrotratamiento **60**. La línea de desorbente **774** que contiene gas seco con una concentración reducida de hidrógeno relativa a la concentración en la línea **408** comunica con una línea de gas seco de desecho **210**, que puede entregarse al calentador de llama **20** o a la caldera de CO **90**.

[0054] En la incorporación de FIG. 2, la nafta C_5+ en la línea **340'** se mezcla con hidrógeno purificado en la línea **772** y se introduce en el reactor de hidrotratamiento **60** mediante la línea **780** para saturar las olefinas y diolefinas presentes allí. El reactor de hidrotratamiento **60** está en comunicación corriente abajo con la unidad de purificación de hidrógeno **700**. El efluente resultante del reactor de hidrotratamiento **60** en la línea **350** con una concentración menor de olefinas que en la corriente en la línea **340'** se contacta preferiblemente con una corriente acuosa de la línea **352** para disolver cualesquiera sales de amonio y condensar parcialmente el efluente hidrotratado. El efluente hidrotratado en la línea **350** se introduce entonces en un separador de líquido-vapor de alta presión **62**, operado a una presión sustancialmente igual a la del reactor de hidrotratamiento y una temperatura en el rango desde 38°C (100°F) a 71°C (160°F). Una corriente de nafta hidrotratada acuosa se recupera del separador de líquido-vapor **62** en la línea **200'** y se entrega a la línea **500** para combinación con la segunda corriente de crudo mínimamente procesada o no procesada de la línea **499**. Una corriente de gas seco rica en hidrógeno se retira del separador de líquido-vapor en la línea **354'**. El gas seco en la línea **354'** puede entregarse al calentador de llama **20** mediante la línea **210'** y mediante la línea **96** a la caldera de CO **90**.

[0055] En una incorporación adicional, mostrada en FIG. 2, por lo menos una porción de la corriente de gas seco puede repartirse opcionalmente de la línea **354'** en la línea **356'** regulada por una válvula de control, comprimirse en el compresor **358** y reciclarse en la línea **360'** para mezclar con hidrógeno purificado de la línea **772** y nafta en la línea **340'** para alimentar el reactor de hidrotratamiento **60** mediante la línea **780**.

OLIGOMERIZACIÓN

[0056] En una opción adicional, la válvula de **630** se abre para permitir que el LPG en la línea de recuperación **612** fluya a través de la línea **632** a un reactor de oligomerización **80**. La corriente de LPG que contiene la olefina en la línea de recuperación **632** tiene olefinas C_3 y C_4 que pueden oligomerizarse en moléculas de nafta más pesadas. Las diolefinas en la corriente LPG en la línea **632** se hacen reaccionar primero con un catalizador de hidrogenación selectiva en la zona de hidrogenación selectiva **78** para saturar selectivamente las diolefinas sin saturarlas completamente a parafinas. Hidrógeno puede proporcionarse de la zona de purificación de hidrógeno **700** por la línea **782** que se bifurca de la corriente de hidrógeno en la línea **772** regulada por una válvula de control. Condiciones apropiadas para operación de un proceso de hidrogenación selectiva se describen, por ejemplo, en US 6,166,279 y US 6,075,173. Tales condiciones incluyen pasar la corriente LPG en la fase líquida en la presencia de hidrógeno en una relación molar 0.5 a 5 moles de hidrógeno por mol de diolefina sobre un catalizador, que contiene por lo menos un metal seleccionado de grupo conformado por níquel, paladio y platino, depositado en un soporte tal como óxido de aluminio, a una temperatura de 20° a 200°C (68° a 392°F), una presión de 689 a 3447 kPa(g) (100 a 500 psig), y una velocidad espacial de 0.5 a 10 hr⁻¹. Pueden usarse dos o más zonas de reacción, aunque únicamente se muestra una. Cada zona de reacción puede emplear un reciclado de efluente del reactor a la entrada del reactor con una relación de reciclado a una corriente de alimentación olefínica fresca que varía desde 0 a 20. El contenido de diolefina residual de tal proceso puede estar en el rango 1 a 100 wppm, dependiendo de la severidad de la operación.

[0057] El efluente LPG del reactor de hidrogenación selectiva en la línea **79** con una concentración de diolefinas que es menor que en la línea **632** puede mezclarse con uno, alguno o la totalidad de un diluyente parafínico en

la línea **230**, un modificador de selectividad que puede ingresar a través de la línea de proceso **81**, una corriente de reciclado de efluente en la línea de reciclado **82** y una corriente de reciclado LPG en la línea **83** para formar una alimentación del reactor de oligomerización en la línea de alimentación **84** que se alimenta entonces a un reactor de oligomerización **80**. La línea de alimentación **84** está en comunicación corriente abajo con la línea de corriente de cima **602** de la desbutanizadora **600** mediante la línea **632**. El diluyente parafínico en la línea **230** puede ser una porción de nafta hidrotratada de la línea **200'**. En el reactor de oligomerización **80**, LPG se contacta con un catalizador de oligomerización en condiciones de oligomerización para oligomerizar las olefinas más livianas para producir olefinas más livianas en el rango de nafta.

[0058] Condiciones para la operación de un proceso de oligomerización incluyen pasar el líquido LPG sobre un catalizador tal como SPA o una resina de intercambio iónico de ácido sulfónico tal como Amberlyst A-15, A-35, A-16, A-36, Dowex 50 o similares. Pueden usarse varios medios para restringir la formación de dodeceno y oligómeros más altos. Éstos incluyen la adición de un diluyente parafínico al reactor de oligomerización cuando se utiliza un catalizador SPA, reciclado de una porción del efluente del reactor de oligomerización a la corriente de carga del reactor de oligomerización, y adición de 0.1 a 3.0% en peso de un modificador de selectividad oxigenado al reactor de oligomerización cuando se usa catalizador de resina. Puesto que esta oligomerización puede ocurrir en el campo en donde corrientes de proceso son menos disponibles y como el proceso es únicamente hacer aditivo para reducir la viscosidad, que se refinará en una refinería corriente abajo, evitando la producción de olefinas pesadas, no es crítico. Adicionalmente, si se desean oligómeros más pesados para conservar el hidrógeno en el reactor de hidrotratamiento **60**, no necesita tomarse ninguna de las medidas para impedir la oligomerización pesada.

[0059] Las condiciones de operación preferidas, aplicables cuando se

usa un catalizador SPA, difieren de aquellas cuando se emplea un catalizador de resina de intercambio iónico. Temperaturas preferidas para operación con un catalizador SPA están en el rango 40° a 260 °C, y más generalmente en el rango 75° a 230°C, mientras que temperaturas preferidas para operación con un catalizador de resina de intercambio iónico están en el rango de temperatura 0° a 200°C, y más generalmente en el rango 40° a 150°C. Presiones preferidas para operación con una catalizador SPA están en el rango 689 a 8274 kPa(g) (100 a 1200 psig), y más generalmente en el rango 1379 a 6895 kPa(g) (200 a 1000 psig), mientras que presiones preferidas para operación con un catalizador de resina iónica están en el rango 345 a 3447 kPa(g) (50 a 500 psig), y más generalmente en el rango 1379 a 2413 kPa(g) (200 a 350 psig). Estas presiones pueden mantenerse en el extremo inferior del rango, de manera que no se requiere un compresor adicional para elevar la presión por encima de la presión del sistema necesaria para el reactor de hidrotratamiento **70**. Un rango preferido de velocidad espacial para operación con un catalizador SPA es 0.5 a 5 hr⁻¹ y para operación con un catalizador de resina de intercambio iónico es 0.3 a 20 hr⁻¹, dependiendo de las propiedades de la alimentación del reactor de oligomerización tal como el tipo y el contenido de olefinas.

[0060] Un producto del reactor de oligomerización se extrae del reactor de oligomerización **80** a través de la línea de efluente **85**. Una porción del efluente del reactor de oligomerización puede reciclarse a la alimentación del reactor de oligomerización a través de la línea de reciclado **82** para controlar la exoterma. Una segunda porción del producto del reactor de oligomerización se pasa a través de la línea de proceso **86** a una **800**, en la cual se forman una corriente de vapor LPG sin reaccionar y una corriente de líquido rico en producto de oligomerización. La corriente de vapor LPG sale de la cámara de expansión instantánea **800** en la línea de vapor **87** para procesamiento posterior. Una porción de la corriente de vapor en la línea **87** puede reciclarse por la línea **83** al reactor de oligomerización **80** después de la condensación y compresión, mientras la corriente restante se procesa a

través de la línea **634** para mezclarse con el crudo mediante la línea **500**. Una porción del LPG puede recuperarse en la línea **636**, si se desea. La corriente de líquido rico en producto de oligomerización, que contiene moléculas del rango de nafta, se envía a través de la línea de proceso **89** para juntar nafta en la línea **340'** en ruta al reactor de hidrotratamiento **60** en comunicación corriente abajo con la línea de efluente **85** del reactor de oligomerización **80** para saturar las olefinas.

[0061] Se contempla igualmente que, si son necesarios requerimientos mayores de hidrógeno, pueda usarse un reformador de vapor para convertir hidrocarburos en corrientes de gas seco en gas hidrógeno. Todo el LPG y las corrientes de gas seco serían candidatos de alimentación a un reformador de vapor para producción de hidrógeno.

EJEMPLO

[0062] Simulamos la operación del proceso de la presente invención sobre la base de cargar 2.385 m³/d (15,000 bbl/d) de crudo a la unidad FCC. Las propiedades de la alimentación simulada se encuentran en la Tabla 1.

Tabla 1

API	12.8
UOP K	11.4
Níquel, wppm	42.0
Vanadio, wppm	152.0
Azufre, % en peso	1.28
Carbón Conradson, % en peso	12.88

[0063] La corriente craqueada de la unidad FCC tenía la composición indicada en la Tabla 2 expresada en porcentajes en peso.

Tabla 2

Sulfuro de Hidrógeno	0.41
Hidrógeno	0.44
Metano	1.00
Etileno	0.86
Etano	0.85
Propileno	3.40
Propano	0.96
Butilenos	4.44
Isobutano	1.72
Butano Normal	0.59
Nafta Liviana (C ₅ -164°C (327°F))	21.65
LCO y Nafta Pesada	33.61

[0064] Las propiedades de la nafta liviana en la corriente craqueada se indican en la Tabla 3.

Tabla 3

API	62.9
Azufre, % en peso	0.04
Parafinas/Olefinas/Naftenos/Aromáticos, % en peso	42/24/12/22
Número Bromo	39.8
IBP/EP, ASTM, °C (°F)	46/164(115/327)

[0065] Caso 1 es la incorporación de FIG. 2 con la válvula 630 cerrada a la zona de oligomerización y las válvulas 313 y 327 cerradas a la torre de absorción 400. La producción de hidrógeno asumía que la unidad de purificación de hidrógeno PSA retendría 86% en peso del hidrógeno en la alimentación de gas seco. Adicionalmente, la totalidad del gas seco de la desbutanizadora se alimenta a la unidad PSA. Tabla 4 contiene el balance de hidrógeno para el Caso 1.

Tabla 4

Hidrógeno de la unidad PSA, kg/hr (lbs/hr)	368(812)
Demanda del hidrotratador de nafta, kg/hr (lbs/hr)	255 (561)
Exceso de hidrógeno, kg/hr (lbs/hr)	114(251)

[0066] En el Caso 1, existe un sobrante de hidrógeno para saturar las

olefinas en la corriente de nafta.

[0067] En el Caso 2, se abre la válvula **630**, de manera que la totalidad del LPG en la línea **612** se alimenta al reactor de oligomerización **80**. Adicionalmente, se utilizó la torre de absorción **400** y la totalidad del gas seco en la línea de corriente de cima de la torre de absorción y la línea de corriente de cima de la desbutanizadora se alimentó a la unidad PSA. Nuevamente, la producción de hidrógeno asumía que la unidad de purificación de hidrógeno PSA retendría 86% en peso del hidrógeno en la alimentación de gas seco. Tabla 5 indica el balance de hidrógeno para el Caso 2.

Tabla 5

Hidrógeno de la unidad PSA, kg/hr (lbs/hr)	368 (812)
Demanda del hidrotratador de nafta, kg/hr	255 (561)
Demanda adicional del hidrotratador de nafta para oligómeros olefínicos, kg/hr (lbs/hr)	82(181)
Demanda del hidrotratador selectivo, kg/hr	3(6)
Exceso de hidrógeno, kg/hr (lbs/hr)	29 (64)

[0068] Aún cuando se requiere hidrógeno adicional para saturar diolefinas en el hidrotratador selectivo y para saturar los oligómeros olefínicos del reactor de oligomerización en el hidrotratador de nafta, el gas seco en la corriente craqueada aún proporciona hidrógeno suficiente para saturar todas las olefinas en la corriente de nafta.

[0069] La existencia de exceso de hidrógeno indica que el punto de corte de nafta puede ajustarse para permitir nafta más pesada en la corriente craqueada en la línea **42**. En ambos casos, la concentración olefínica total en la línea **500** es menor que 0.1% en peso. Después que la segunda corriente de crudo se agrega a la primera corriente de crudo procesado, la concentración de olfina disminuirá aún más.

REIVINDICACIONES:

1. Un proceso para mejorar las propiedades de flujo del crudo, proceso que comprende:
procesar una primera corriente de crudo incluyendo craquear la citada primera corriente de crudo con catalizador regenerado para producir catalizador agotado y una corriente craqueada que contiene hidrógeno y olefinas;
separar la citada corriente craqueada del citado catalizador agotado;
hidrotratar olefinas de la citada corriente craqueada con hidrógeno de la citada corriente craqueada sobre un catalizador de hidrotratamiento para proporcionar una corriente hidrotratada; y mezclar por lo menos parte de la citada corriente hidrotratada con una segunda corriente de crudo.
2. El proceso de acuerdo con la reivindicación 1, en donde la citada primera corriente de crudo o la citada segunda corriente de crudo tiene por lo menos una propiedad seleccionada del grupo conformado por una gravedad API de menos de 18, una viscosidad de más de 10.000 cSt a 38°C y un punto de vertido de más de 20°C.
3. El proceso de acuerdo con la reivindicación 1, que comprende además regenerar el citado catalizador agotado para formar el citado catalizador regenerado; y reciclar el citado catalizador regenerado.
4. El proceso de acuerdo con la reivindicación 1, que comprende además hidrotratar una porción de la citada corriente craqueada que contiene nafta y materiales más livianos incluyendo las citadas olefinas e hidrógeno.
5. El proceso de acuerdo con la reivindicación 1, en donde una corriente de gas seco se separa de la citada corriente craqueada para proporcionar el citado hidrógeno de la citada corriente craqueada para el citado paso de

hidrotratamiento.

6. El proceso de acuerdo con la reivindicación 5, en donde la citada corriente de gas seco se somete a un paso de purificación de hidrógeno para proporcionar el citado hidrógeno de la citada corriente craqueada para el citado paso de hidrotratamiento.

7. El proceso de acuerdo con la reivindicación 5, que comprende además desbutanizar por lo menos una porción de la citada corriente craqueada para separar una corriente de nafta de una corriente de gas de petróleo licuado (LPG).

8. El proceso de acuerdo con la reivindicación 7, que comprende además obtener por lo menos una porción de la citada corriente de gas seco de la citada corriente de LPG.

9. El proceso de acuerdo con la reivindicación 7, que comprende además oligomerizar olefinas ligeras en la citada corriente de LPG para producir más nafta.

10. Un aparato para mejorar las propiedades de flujo del crudo, aparato que comprende:

un tubo inyector ascendente cargado con catalizador y que tiene un fondo y una parte superior, en donde un conducto de crudo entrega una primera corriente de crudo al citado fondo y catalizador agotado y una corriente craqueada vaporizada sale de la citada parte superior;

un tanque en comunicación corriente abajo con el citado tubo inyector ascendente que contiene un ciclón para recibir y separar la citada corriente craqueada vaporizada del citado catalizador agotado;

un fraccionador en comunicación corriente abajo con el citado tanque

para recibir la citada corriente craqueada vaporizada y fraccionar una corriente de nafta; y

un reactor de hidrotratamiento en comunicación corriente abajo con el citado fraccionador para recibir por lo menos una de la citada corriente de nafta; y

un conducto que transporta una segunda corriente de crudo en comunicación corriente abajo con el citado hidrotratador para recibir una nafta hidrotratada en la citada segunda corriente de crudo.

1/3

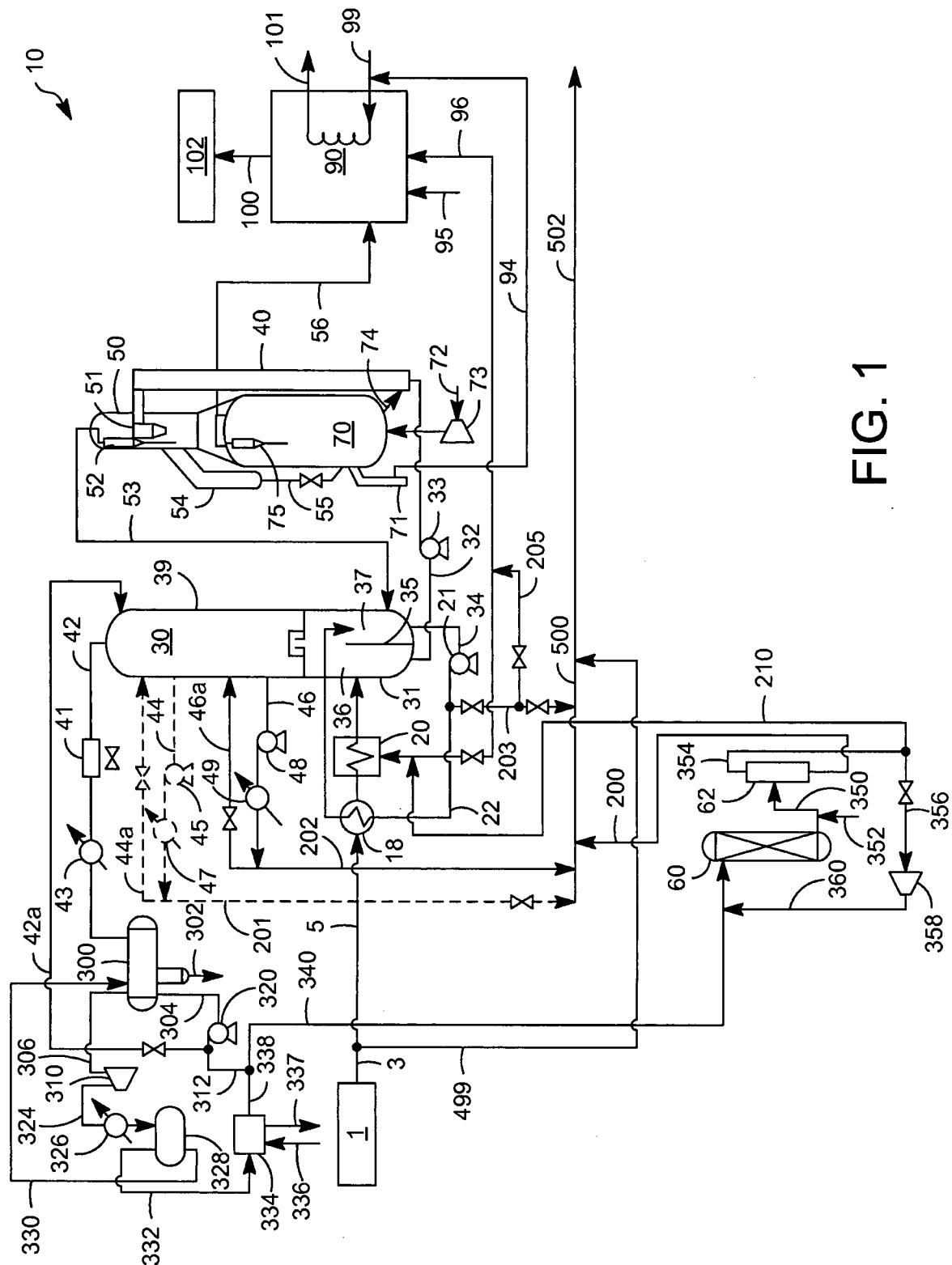


FIG. 1

2/3

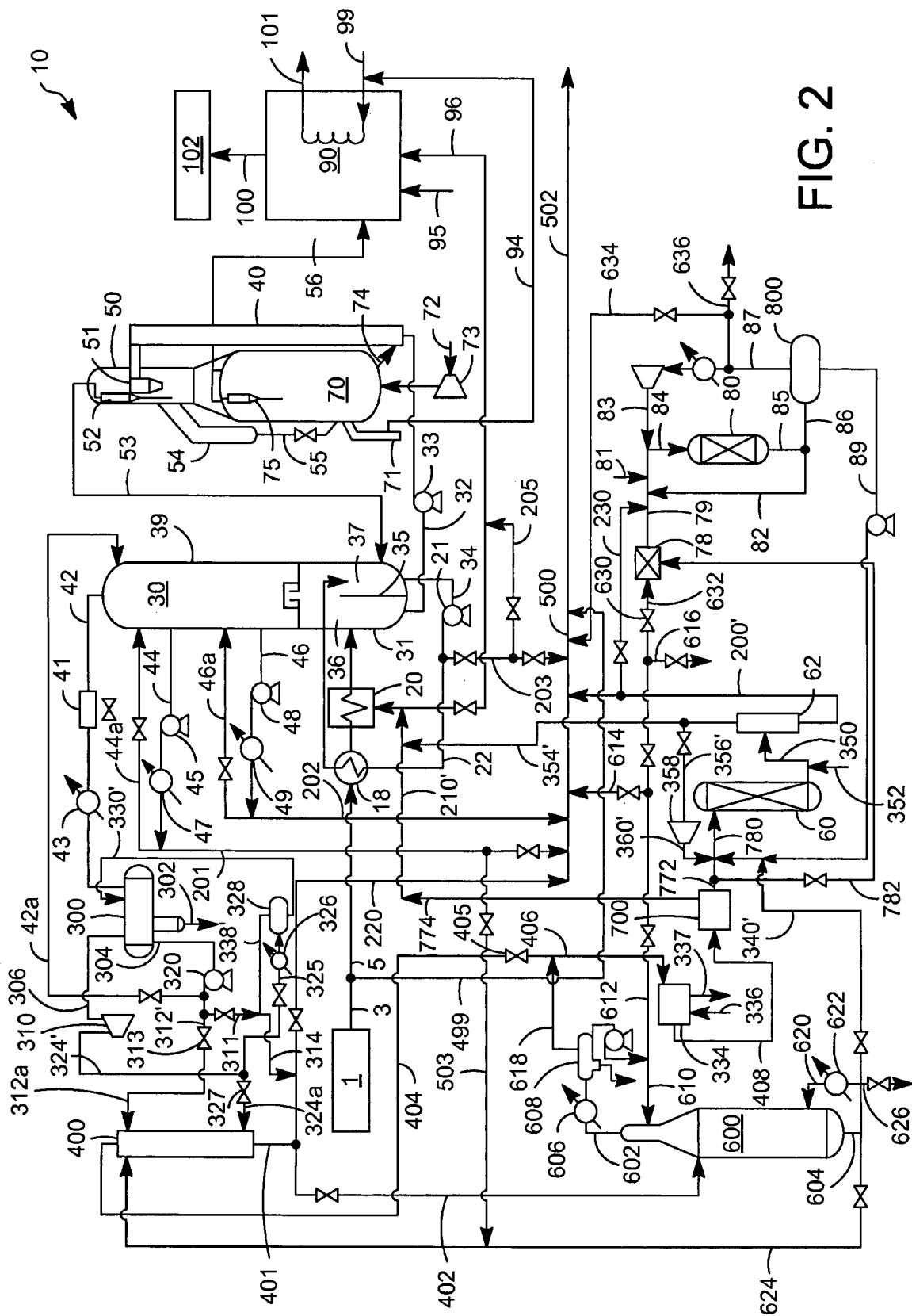


FIG. 2

3/3

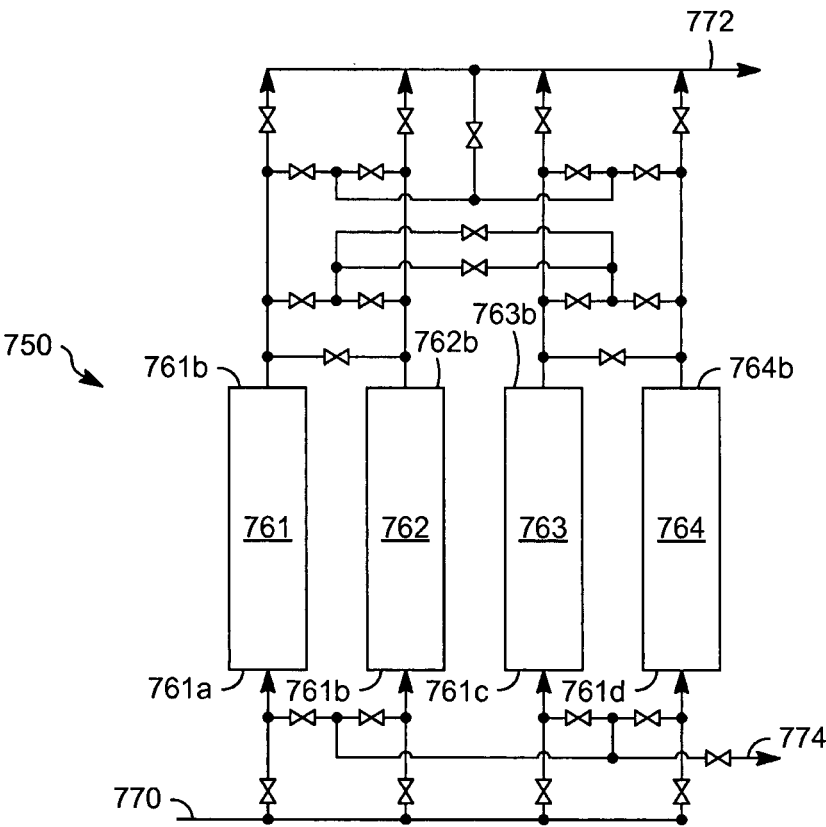
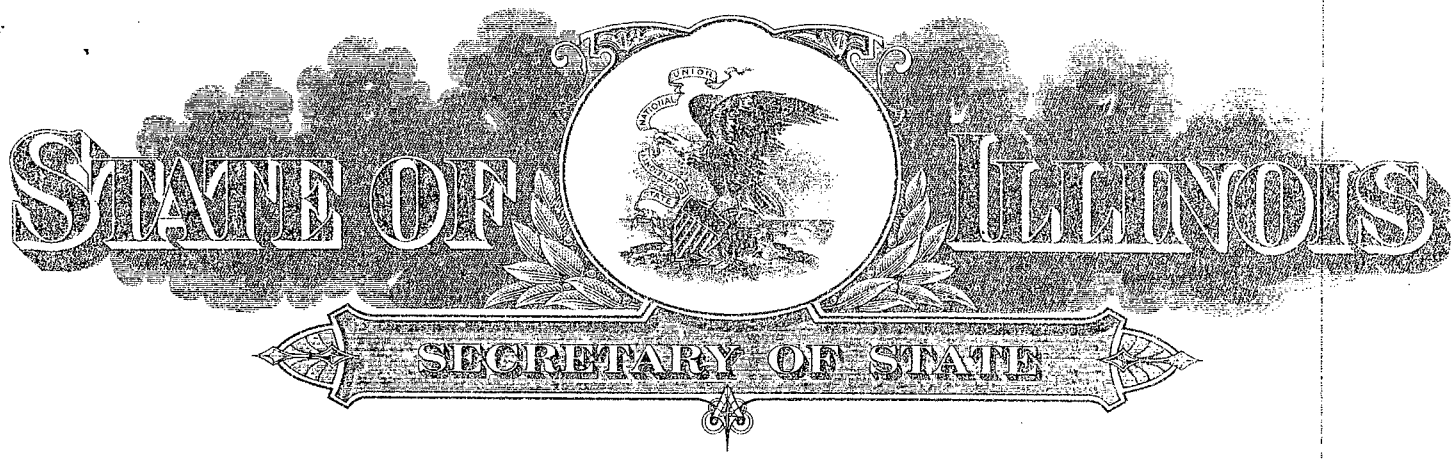


FIG. 3



SPRINGFIELD, ILLINOIS

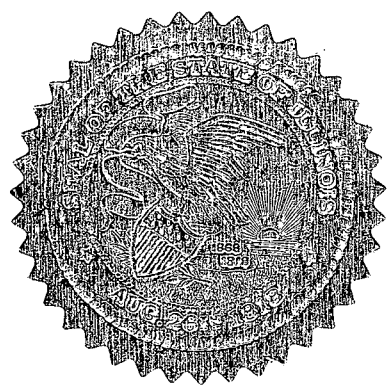
APOSTILLE

(Convention de La Haye du 5 Octobre 1961)

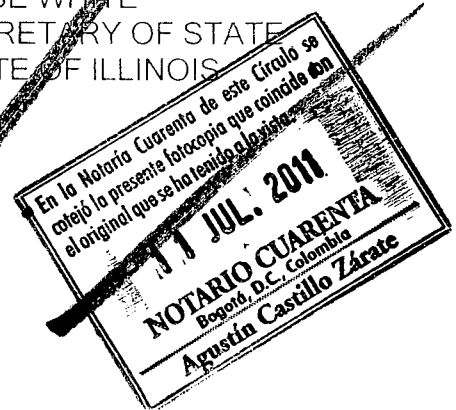
- 1. Country: United States of America
This public document
- 2. has been signed by LYNNE A. HAYES
- 3. acting in the capacity of NOTARY PUBLIC, COOK COUNTY
- 4. bears the seal/stamp of STATE OF ILLINOIS

Certified

- 5. Springfield, Illinois
- 6. FEBRUARY 21, 2008
- 7. by the Secretary of State, State of Illinois
- 8. No. S08PC10339
- 9. Seal/Stamp:
- 10. Signature:



JESSE WHITE
SECRETARY OF STATE
STATE OF ILLINOIS



Brigard & Castro

BOGOTA - COLOMBIA

PODER

Yo (nosotros), **UOP LLC,**

domiciliado(s), 25 East Algonquin Road, P.O. Box 5017,
Des Plaines, Illinois 60017-5017, United States

Nombro(amos) a: **JUAN PABLO CADENA SARMIENTO** y/o **CARLOS H. PALACIO EASTMAN** y/o **MARTIN E. TORRES CARDOZO**, de Bogotá, Colombia, apoderados verdaderos y legales con poder especial, amplio y suficiente, para recabar de las oficinas y autoridades colombianas administrativas, judiciales y de policía, en cualquier instancia o recurso, la obtención de patentes de invención, registros de marcas, diseños industriales, modelos de utilidad, depósitos de nombres comerciales y enseñanzas, lemas comerciales, nombres comerciales, registros de derechos de autor y contratos sobre los mismos, obtención de certificados de obtentor de variedades vegetales, así como sus prórrogas, renovaciones, anotaciones de traspaso, cambios de nombre y/o domicilio y/o dirección; elaborar, tramitar y registrar contratos de licencia y licencias de cualesquiera clases; intervenir como demandante o como demandado en cualquier instancia y recurso ante cualquier juez, corporación, funcionario público o autoridad en acciones judiciales, administrativas y de policía tales como: oposiciones al registro de marcas; acciones de caducidad, cancelación y nulidad; acciones reivindicatorias, acciones derivadas de la obtención o explotación de licencias; acciones de competencia desleal; demandas penales; acciones de indemnización de perjuicios, reclamos y observaciones a solicitudes de patentes, diseños industriales, modelos de utilidad, en el ejercicio de medidas cautelares y en otras acciones o medidas similares.

A este efecto, lo(s) faculto(amos) para elevar solicitudes, formular descripciones, enmiendas, protestas, declaraciones, oposiciones, cancelaciones, nulidades, apelaciones y reclamos; pagar impuestos, cuotas y gravámenes prescritos por la ley; renunciar o desistir a derechos concedidos o en curso de concesión; recibir toda clase de documentos y valores, dando el descargo respectivo, y, en general, para dar ante dichas autoridades todos los pasos necesarios al efecto indicado y tomar todas las medidas que creyeran conducentes al resguardo de (nuestros intereses), con todas las demás facultades legales necesarias.

Este poder comprende la facultad de ratificar o confirmar en mi (nuestro) nombre lo actuado así como la facultad de desistir, transigir, comprometer, y la de sustituirlo en todo en parte y revocar sustituciones. Asimismo nombro(am) a: **JUAN PABLO CADENA SARMIENTO** y/o **CARLOS H. PALACIO EASTMAN** y/o **MARTIN E. TORRES CARDOZO**, domiciliado(s) en la 7 No. 71-21, Torre B, Piso 4, mis (nuestros) apoderados en Colombia, con facultades para recibir notificaciones y designar apoderados judiciales o extrajudiciales.

Otorgado y firmado en

hoy de de 200_

Firma

Nombre

Cargo

POWER OF ATTORNEY

I (We), **UOP LLC,**

domiciled 25 East Algonquin Road, P.O. Box 5017, Des Plaines, Illinois 60017-5017, United States

Hereby appoints **JUAN PABLO CADENA SARMIENTO** and/or **CARLOS H. PALACIO EASTMAN** and/or **MARTIN E. TORRES CARDOZO**, of Bogotá, Colombia, my (our) true and lawful attorneys with special, ample and sufficient power to obtain from the Colombian administrative, judicial and police offices and authorities, in any instance, privileges of patents of invention, registration of trademarks, industrial designs and utility models; registration of commercial names, slogans and emblems, registration of copyright and contracts related thereto, certificates of obtainment of vegetables varieties, as well as extensions, renewals and recordal of assignments and changes of name, domicile and address related to the above; to prepare, prosecute and register licenses of any kind; to act as plaintiff or defendant in any instance or recourse, and before any judge, corporation, public official or authority in judicial, administrative and police actions, such as: oppositions to the registration of trademarks; caducity, cancellation and nullity actions; claim actions derived from the obtaining or exploitation of licenses, action of unfair competition; criminal proceedings, actions for payment of damages; claims or observations on patent applications, models, industrial designs and utility models; in the exercise of preventive measures and in other actions or similar proceedings.

To that effect they hereby empowered to file applications, formulate descriptions, amendments, protests, declarations, oppositions, cancellations, nullities, appeals and claims; to pay taxes, quotas and assessments prescribed by law, renounce or waive the rights granted or in the process of granting, to receive all kinds of documents and valuables, give the respective release of receipt, and, in general, to take all the necessary steps to such ends and any measures that they may deem pertinent to the safeguard of my (our) interest(s) with all the other necessary legal powers.

This power includes the faculty to ratify or confirm, desist, transigir, compromise on my (our) behalf, and to substitute this power in whole or in part and to revoke substitutions. At the same time I (We) hereby appoint **JUAN PABLO CADENA SARMIENTO** and/or **CARLOS H. PALACIO EASTMAN** and/or **MARTIN E. TORRES CARDOZO**, domiciled in Carrera 7 No. 71-21, Torre B, Piso 4, my (our) attorney(s) in fact, with powers to receive notifications and to designate judicial and extrajudicial attorneys.

Granted and signed in **Des Plaines, Illinois, U.S.A.**

This 1st day February of 2008

Signature

Name

Title

Frank S. Molinaro

Assistant Secretary — Patent Matters

CERTIFICADO NOTARIAL (SOCIEDAD)

NOTARIAL CERTIFICATE (CORPORATION)

Hoy de personalmente compareció ante mí

On this 1st day of February, 2008 personally appeared before me

Frank S. Molinaro

a quien conozco, y de quien me consta que firmó el anterior documento, debidamente juramentado declaró y dijo que él (ella) es

to me known, and known to me to be the person who signed the foregoing instrument who being by me duly sworn did depose and say that he (she) is the

de UOP LLC.

Assistant Secretary — Patent Matters of UOP LLC

Sociedad legalmente constituida para un período de duración que aún no ha terminado; que el declarante está autorizado por dicha compañía para conferir este poder; que el sello estampado por él al pie de tal poder, en nombre y representación de la expresada compañía, es el sello oficial de ella; y que el objeto para el cual se confiere este instrumento está comprendido dentro del objeto social de la sociedad.

Which is legally constituted for a term not yet expired, that deponent is authorized by said Company to confer this Power of Attorney: that the seal affixed hereunto by the deponent in the name and on behalf of said Corporation is the corporate seal thereof; and that the purpose for which this instrument is granted is included within the corporate purpose of company.

El suscrito Notario hace constar que tuvo a la vista las pruebas de la existencia de la sociedad.

The undersigned Notary Public attests that he has seen the documents that prove the existence of the company.

Estado de con fecha

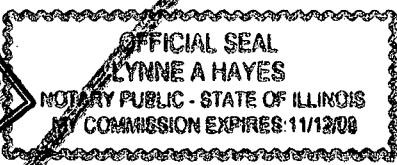
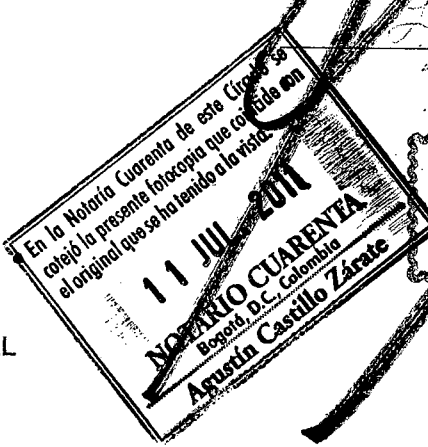
State of Illinois under date of February 1, 2008

y que quien confiere el presente poder es su representante.

and that he (she) who grants the present power of attorney is its Representative.

Notario Público (sello)

Public Notary (Seal)



CERTIFICADO NOTARIAL PERSONA NATURAL

NOTARIAL CERTIFICATE NATURAL PERSON

Hoy de de , compareció(eron) ante mí

On this day of personally appeared before me

a quien (es) conozco y me consta que es(son) la(s) persona(s) firmante(s) del documento que precede y quien(es) declara(n) que otorgan el mismo para los fines y propósitos que en él se expresan.

who is(are) known to me and who I attest executed the foregoing document and he (they) declared he (they) grant(s) the document for the uses and purposes therein expressed.

Notario Público (sello)

Notary Public (Seal)

APOSTILLA

(Convención de La Haya del 5 de Julio de 1961)

1. PAÍS: ESTADOS UNIDOS DE AMÉRICA
ESTE DOCUMENTO PÚBLICO
2. HA SIDO FIRMADO POR LYNNE A. HAYES
3. ACTUANDO EN CAPACIDAD DE NOTARIO PÚBLICO, CONDADO COOK
4. LLEVA EL SELLO/TIMBRE DEL ESTADO DE ILLINOIS

CERTIFICADO

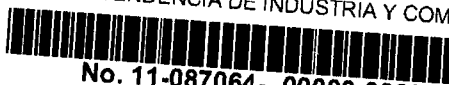
5. SPRINGFIELD, ILLINOIS
6. FEBRERO 21, 2008
7. POR EL SECRETARIO DE ESTADO, ESTADO DE ILLINOIS
8. NO. S08PC10339
9. SELLO/TIMBRE
10. FIRMA

(FIRMA)
JESSE WHITE
SECRETARIO DE ESTADO
ESTADO DE ILLINOIS

Hay un sello que dice:

SELLO DEL ESTADO DE ILLINOIS – AGOSTO 26 DE 1818





No. 11-087064- -00000-0000

Fecha: 2011-07-12 16:58:46 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 48

Decisión 486/00

PATENTE DE INVENCION ☐

☐	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)
CADENA SARMIENTO JUAN PABLO
Apoderado(a) y/o Representante de
UOP LLC

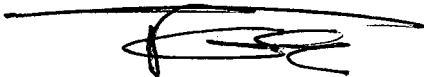
REFERENCIA	Radicación No.	11 087064
	Solicitud internacional	PCT/US2009/066481
	Fecha inicio fase nacional	18/07/2011
	Trámite	11
	Evento	378
	Actuación	430
	Oficio No.	113686

Como resultado del examen de forma, realizado con fundamento en el artículo 38 de la Decisión 486 de la Comisión de la Comunidad Andina, artículo 27 del Tratado de Cooperación en Materia de Patentes (PCT), regla 51 bis del Reglamento y Circular Única de la Superintendencia de Industria y Comercio, se le comunica que:

1. La solicitud no contiene la copia del documento en que consta la cesión del derecho a la patente del inventor al solicitante o a su causante, conforme a lo establecido por el artículo 26 literal k) de la Decisión 486 de la Comisión de la Comunidad Andina. Cuando se trate de documentos otorgados en el extranjero, estos deberán legalizarse de conformidad con lo dispuesto por los artículos 259 y 260 del Código de Procedimiento Civil. Cuando se trate de las declaraciones a que hace referencia la Regla 4.17 ii) del Tratado de Cooperación en Materia de Patentes PCT., el alcance de las tales declaraciones se determinará según indiquen claramente una cesión de derechos del inventor al solicitante o su causante, de conformidad con lo dispuesto en el numeral 5.2.15 del Capítulo Quinto, Título X de la Circular Única de Superintendencia de Industria y Comercio.

En cumplimiento de lo dispuesto por el artículo 39 de la Decisión 486, se le requiere para que dentro del término de dos 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 Única No.10 de 2001.



JOSE LUIS SALAZAR LOPEZ
Director de Nuevas Creaciones (C)

02 SET. 2011

El anterior requerimiento fue notificado por fijación en lista de fecha _____
adpa11