

Organización CSA Ltda

CSA236798
SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO
INVENTARIO

DELEGATURA PROPIEDAD INDUSTRIAL

División de Nuevas Creaciones

PCT

SOLICITUD

PATENTE DE INVENCION

ENTRADA EN FASE NACIONAL

08-23009

21. EXPEDIENTE No.

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

51. CLASIFICACION INTERNACIONAL

71. SOLICITANTE UOP LLC

DOMICILIO DES PLAINES, IL, ESTADOS UNIDOS DE AMÉRICA

74. APODERADO JUAN PABLO CADENA SARMIENTO

22. SANTAFE DE BOGOTA, D.C.

PETITORIO

AS: 106.273



SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 08-023009- -00000-0000

Fecha: 2008-03-04 16:11:30 Dep. 2020 NUECREACIONES
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 97

FORMULARIO ÚNICO DE SOLICITUD DE PATENTE
PCT
ENTRADA EN FASE NACIONAL

9 MARZO 2008

1

SOLICITUD DE:



Patente de Invención.



Patente de Modelo de Utilidad.



Capítulo I.



Capítulo II.

2

SOLICITANTE
(71)

Nombre: UOP LLC

Dirección: 25 East Algonquin Road, P.O. Box 5017,
Des Plaines, Illinois 60017-5017, Estados Unidos
de AméricaNacionalidad 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: Cra. 7 No. 71-21 Torre B – Piso 4,
Bogotá, Colombia.

Teléfono: 744-2200

Fax: 742-2200

E-mail:

IDENTIFICACIÓN

C.C.



NIT



C.E.



Otro



Cual

Número 80.410.337 TP 57492

4

INVENTOR (ES)
(72)

Nombre: Brian W. HEDRICK, James F. MCGEHEE, Selman Z. ERISKEN, Jibreel A. QAFISHEH.

Dirección: UOP LLC, 25 East Algonquin Road, P.O. Box 5017, Des Plaines, IL 60017-5017, US; UOP LLC, 25 East Algonquin Road, P.O. Box 5017, Des Plaines, IL 60017-5017, US; UOP LLC, 25 East Algonquin Road, P.O. Box 5017, Des Plaines, IL 60017-5017, US; UOP LLC, 25 East Algonquin Road, P.O. Box 5017, Des Plaines, IL 60017-5017, US (Respectivamente).

Nacionalidad o Domicilio: Estados Unidos de América (Respectivamente).

5 PCT (86)

Solicitud Internacional No.

PCT/US2006/028297

Fecha

21-07-2006

Publicación Internacional No

WO 2007/021441 A2

Fecha

22-02-2007

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

7 Clasificación Internacional (51):

8 Prioridad

(33) Pais de Origen

(32) Fecha

(31) Número de Solicitud

US

09-08-2005

11/200,285

SI ☒NO ☐

9 Comprobante de pago No.

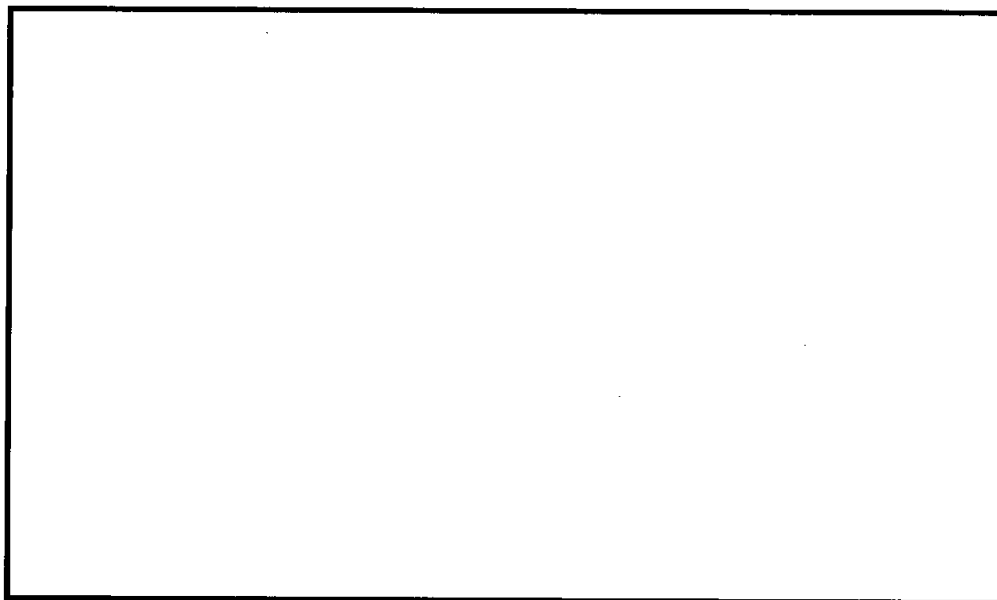
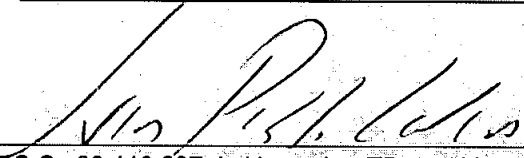
08 - 783

Fecha

04-03-2008

Instrucciones para el diligenciamiento del presente formulario, ver reverso de esta página.

- ☒ Comprobante de pago de la tasa de presentación de la solicitud. \$501.000
- ☒ Documento que acredita la existencia y representación legal cuando el solicitante sea persona jurídica.
- ☒ Poderes, si fuere el caso. **Fotocopia autenticada**
- ☒ Documento de cesión del inventor al solicitante o a su causante.
- ☐ Declaraciones.
- ☒ Copia de la solicitud internacional. (Resumen, descripción, reivindicaciones, dibujos)
- ☒ Traducción de la solicitud internacional al castellano. (Resumen, descripción, reivindicaciones, dibujos)
- ☐ Copia del examen preliminar efectuado por la IPEA.
- ☐ Traducción del examen preliminar 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.
- ☒ Otros: Extracto para Publicación y Tarjeta de Archivo Temático
Tarjeta de Propietarios
Documentos PCT

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.

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

NIT : 800176089

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 08-023009- -00000-0000

RECIBO OFICIAL DE CAJA : 08 - 783
FECHA : ENERO 3 DE 2008

Fecha: 2008-03-04 16:11:30 Dep. 2020 NUECREACION
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 97

***** CONSIGNACION *****

DEPOSITANTE	TIPO PAGO	BANCO	CUENTA	No. PAGO	FECHA PGO	Vr. PAGO
BRIGARD & CASTRO LTDA	RECIBO DE CAJA			605	03/01/2008	26,145,000.00

***** CONCEPTO *****

CANT.	RENTISTICO	CONCEPTO	TOTAL CONCEPTO
1	50005-01-01 SOLICITUDES	1 TRAMITES DE SOL. DE PATENTE DE IN	501,000.00
		TOTAL :	\$ 501,000.00

SON: QUINIENTOS UN MIL PESOS

RESPONSABLE :

RECIBO DE CAJA APLICADO AL EXPEDIENTE No. _____

(1) No. de solicitud:		(51) Int Cl:	
(22) Fecha de solicitud:		(71) Solicitante (s): UOP LLC	
(30) Prioridad	(31) No. Prioridad	(32) Fecha	(33) País
	11/200,285	09-08-2005	US
		(72) Inventor(es): Brian W. HEDRICK, James F. MCGEHEE, Selman Z. ERISKEN, Jibreel A. QAFISHEH.	
		(74) Agente: JUAN PABLO CADENA SARMIENTO	
(85)	(85) Fecha inicio fase nacional: 09-03-2008		(87) Publicación internacional
(86)	Datos relativos a la presentación de la solíc. PCT		Fecha: 22-02-2007
	Fecha de presentación de la solicitud: 21-07-2006		No. publicación: WO 2007/021441 A2
	No. de solicitud: PCT/US2006/028297		
(54) Título: PROCESO Y APARATO PARA MEJORAR LAS PROPIEDADES DE FLUJO DEL PETRÓLEO CRUDO			

(55) Reivindicación(es):

1. Un proceso para mejorar las propiedades de flujo de un crudo, que comprende:
procesar una primera corriente de crudo, incluyendo craquear la citada primera corriente de crudo con catalizador fresco para formar una corriente craqueada y catalizador agotado;
separar la citada corriente craqueada del citado catalizador agotado;
regenerar el citado catalizador agotado para formar el citado catalizador fresco;
reciclar el citado catalizador fresco; y
mezclar por lo menos parte de dicha corriente craqueada con una segunda corriente de crudo.
9. Un aparato (10) para mejorar las propiedades de flujo del crudo, que comprende:
Un elevador (40) cargado con catalizador fresco y que tiene un fondo y un tope, en donde una tubería de crudo (32) entrega una primera corriente de crudo en el citado fondo, y una boca de salida (51) retira catalizador agotado y una corriente craqueada vaporizada del citado tope;
Un depósito (50) en comunicación fluida con la citada boca de salida que contiene un ciclón (52) para recibir y separar la citada corriente craqueada vaporizada del citado catalizador agotado;
un regenerador (70) en comunicación fluida con el citado depósito (50) para recibir y regenerar el citado catalizador agotado para proporcionar el citado catalizador fresco;
una tubería (74) conectada entre el citado elevador y el citado regenerador para recargar el citado elevador con el citado catalizador fresco;
una torre fraccionadora (30) en comunicación fluida con el citado depósito (50) para recibir la corriente craqueada vaporizada y fraccionarla en fracciones volátiles, nafta, aceite liviano de ciclo y colas de destilación; y
líneas (201, 202) en comunicación fluida con la citada torre fraccionadora para entregar por lo menos parte de la citada nafta y por lo menos parte del citado aceite liviano de ciclo a una segunda corriente de crudo (499).

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

(19) World Intellectual Property Organization
International Bureau



(43) International Publication Date
22 February 2007 (22.02.2007)

PCT

(10) International Publication Number
WO 2007/021441 A2

(51) International Patent Classification:
C10G 11/00 (2006.01) B01J 8/00 (2006.01)

(21) International Application Number:
PCT/US2006/028297

(22) International Filing Date: 21 July 2006 (21.07.2006)

(25) Filing Language: English

(26) Publication Language: English

(30) Priority Data:
11/200,285 9 August 2005 (09.08.2005) US

(71) Applicant (for all designated States except US): UOP LLC [US/US]; John G. Tolomei, Assistant Secretary-Patent Matters, 25 East Algonquin Road, P.O. Box 5017, Des Plaines, IL 60017-5017 (US).

(72) Inventors; and

(75) Inventors/Applicants (for US only): HEDRICK, Brian W. [US/US]; UOP LLC, 25 East Algonquin Road, P.O. Box 5017, Des Plaines, IL 60017-5017 (US). MCGEHEE, James F. [US/US]; UOP LLC, 25 East Algonquin Road, P.O. Box 5017, Des Plaines, IL 60017-5017 (US). ERISKEN, Selman Z. [US/US]; UOP LLC, 25 East Algonquin Road, P.O. Box 5017, Des Plaines, IL 60017-5017 (US). QAFISHEH, Jibreel A. [US/US]; UOP LLC, 25 East Algonquin Road, P.O. Box 5017, Des Plaines, IL 60017-5017 (US).

(74) Common Representative: UOP LLC; John G. Tolomei, Assistant Secretary-Patent Matters, 25 East Algonquin Road, P.O. Box 5017, Des Plaines, IL 60017-5017 (US).

(81) Designated States (unless otherwise indicated, for every kind of national protection available): AE, AG, AL, AM, AT, AU, AZ, BA, BB, BG, BR, BW, BY, BZ, CA, CH, CN, CO, CR, CU, CZ, DE, DK, DM, DZ, EC, EE, EG, ES, FI, GB, GD, GE, GH, GM, HN, HR, HU, ID, IL, IN, IS, JP, KE, KG, KM, KN, KP, KR, KZ, LA, LC, LK, LR, LS, LT, LU, LV, LY, MA, MD, MG, MK, MN, MW, MX, MZ, NA, NG, NI, NO, NZ, OM, PG, PH, PL, PT, RO, RS, RU, SC, SD, SE, SG, SK, SL, SM, SY, TJ, TM, TN, TR, TT, TZ, UA, UG, US, UZ, VC, VN, ZA, ZM, ZW.

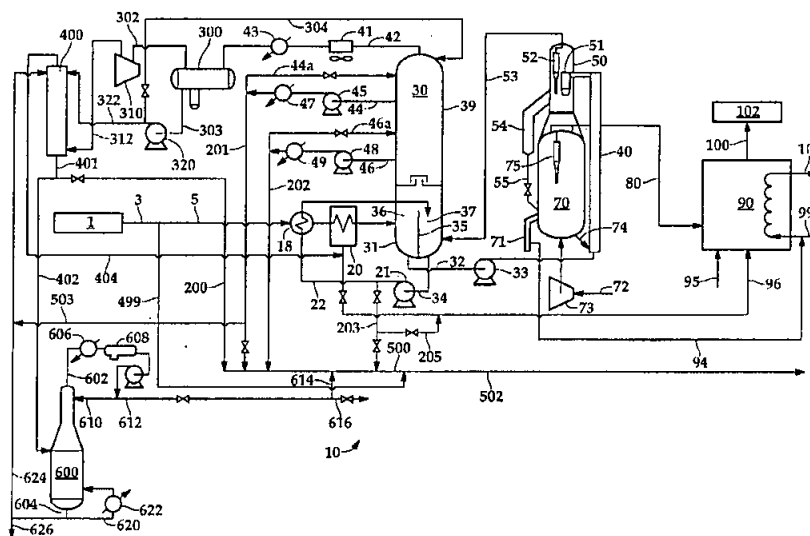
(84) Designated States (unless otherwise indicated, for every kind of regional protection available): ARIPO (BW, GH, GM, KE, LS, MW, MZ, NA, SD, SL, SZ, TZ, UG, ZM, ZW), Eurasian (AM, AZ, BY, KG, KZ, MD, RU, TJ, TM), European (AT, BE, BG, CH, CY, CZ, DE, DK, EE, ES, FI, FR, GB, GR, HU, IE, IS, IT, LT, LU, LV, MC, NL, PL, PT, RO, SE, SI, SK, TR), OAPI (BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GQ, GW, ML, MR, NE, SN, TD, TG).

Published:

— without international search report and to be republished upon receipt of that report

[Continued on next page]

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



(57) Abstract: A process for improving flow properties of crude may include processing a first crude stream (5), which may in turn include cracking the first crude stream with fresh catalyst to form a cracked stream (53) and spent catalyst. The spent catalyst may be regenerated to form fresh catalyst, which may then be recycled. At least part of the cracked stream (53) may be mixed with a second crude stream (499). A ratio of part of the cracked stream to add to the second crude stream may be selected to achieve an API gravity of at least about 18. The first crude stream (5) may be heated and stripped before being cracked.

WO 2007/021441 A2

PROCESS AND APPARATUS FOR IMPROVING FLOW PROPERTIES OF CRUDE PETROLEUM

BACKGROUND OF THE INVENTION

5 [0001] The present invention relates to a novel process and apparatus for improving the flow properties of crude petroleum.

RELATED PRIOR ART

10 [0002] When drilling for oil in remote places, is considerable expense is associated with transporting the crude oil from the wellhead to a receiving facility. One difficulty of transporting crude oil is that certain crude oils may contain a significant quantity of wax, which has a high boiling point. The temperature at which the wax gels is the pour point. The temperature at which the wax solidifies is the cloud point. In instances where the cloud point or the pour point of a waxy crude oil is higher than the ambient temperature, the likelihood of wax solidification and buildup is a serious threat to a continuous transportation of crude oil. Clearing a pipeline that has become clogged with wax or gelled crude is very expensive and
15 time-consuming.

[0003] Another specification for pipeline pumpability is the viscosity of the oil. The viscosity of the oil is proportional to the duty required to pump it. Hence, each pipeline has a viscosity, API and pour point specification.. For example, to be accepted for shipment in the Enbridge Pipeline system in Canada and the U.S., the viscosity specification is 350 Centistokes (cSt) at the pipeline operating temperature, which varies seasonally.
20

[0004] Still another specification for pipeline pumpability is American Petroleum Institute (API) gravity index. Crude oil is often described in terms of "lightness" or "heaviness" by the API gravity index. A high number denotes a "light" crude, and a low number denotes a "heavy" crude.

25 [0005] Bitumen is a viscous product that may be difficult to transport in a pipeline. Natural bitumen is natural asphalt (tar sands, oil sands) and has been defined as rock containing hydrocarbons more viscous than 10,000 cp. Bitumen, for example, from Canada's Cold Lake, is 10 API and requires upgrading to pipeline specifications, typically at least 18 API. Bitumen often has a high quantity of nickel, vanadium, and Conradson carbon, and is high in other

contaminants, and therefore may not be suitable as a direct feedstock to a fluid catalytic cracking (FCC) unit.

[0006] A petroleum product with good flow properties such as low pour point, high API gravity, and low viscosity is desired by refiners.

5 [0007] Several processes have been implemented for dealing with slow crude oil flow in pipelines. In one process, the pour points of waxy crude oils have been improved by the removal of a part of the wax by solvent extraction at low temperatures. However, there is substantial expense in recovering the solvent, disposing of the wax, and cooling the temperature to sufficiently low temperatures.

10 [0008] In another process, waxy crude oil is diluted with an external source of lighter fractions of hydrocarbons. However this process uses a relatively large amount of expensive hydrocarbon solvents to transport a relatively cheap product. Furthermore, large quantities of lighter hydrocarbons are hard to obtain in remote locations.

15 [0009] A yet another process for improving crude oil flow involves thermally cracking the crude oil so as to reduce or eliminate waxy paraffin molecules by converting them to lighter hydrocarbons. Sufficient heat is supplied to waxy paraffin molecules to initiate thermal cracking. However, thermally cracking the crude oil may not lower the pour point or the viscosity of crude oils enough to create a desirable material for mixing with crude for transport through a pipeline. Thermal processing such as visbreaking can create a stability problem that
20 produces asphaltene precipitation in the pipeline.

[0010] FCC is a catalytic process for converting heavy hydrocarbons into lighter hydrocarbons by contacting the heavy hydrocarbons in a fluidized reaction zone with a catalyst composed of finely divided particulate material. Most FCC units now use zeolite-containing catalyst having high activity and selectivity. As the cracking reaction proceeds, substantial
25 amounts of highly carbonaceous material referred to as coke are deposited on the catalyst, forming spent catalyst. High temperature regeneration burns coke from the spent catalyst. The regenerated catalyst is then cooled before being returned to the reaction zone. Spent catalyst is continually removed from the reaction zone and replaced by essentially coke-free catalyst from the regeneration zone. FCC reaction and regeneration must be powered continually to keep the
30 process running. In remote locations external power resources may be difficult to obtain and are very expensive.

[0011] In remote oil fields, a system for extracting and transporting crude oil without need of an external source of power while continuously creating a desirable product that can be transported through a pipeline would be desirable.

SUMMARY OF THE INVENTION

5 [0012] One aspect of the invention is directed to a process for improving flow properties of a crude petroleum product by cracking a first crude stream and mixing at least part of the first crude stream with a second crude stream. This aspect includes processing a first crude stream which may include cracking the first crude stream with fresh catalyst to form a cracked stream and spent catalyst. The cracked stream may be separated from the spent catalyst. The spent
10 catalyst may be regenerated to form fresh catalyst, which may then be recycled. At least part of the cracked stream may be mixed with a second crude stream. The first crude stream may be stripped before being cracked. In another aspect, the first crude stream has at least one of the following properties: an API gravity of less than 18, a viscosity of greater than 10,000 cSt at 38°C and a pour point of greater than 20°C. In a further aspect, a ratio of a part of the cracked
15 stream to the second crude stream is selected to achieve at least one of the following properties an API gravity of at least 18, a viscosity of no more than 10,000 cSt at 38°C and a pour point of no more than 20°C.

[0013] Advantageously, when using this process, the cracked stream may be separated into bottoms, light cycle oil, and naphtha, wherein the light cycle oil may be combined with the
20 second crude stream. The naphtha may be debutanized to form liquefied petroleum gas and gasoline, wherein these two products may be mixed with the second crude stream. The bottoms, light cycle oil, liquefied petroleum gas and gasoline may each have a respective proportion, and during the mixing step, each respective proportion may be selected to achieve an API gravity of at least 18.

25 [0014] In a further aspect of the invention, the regeneration of the catalyst may form a regeneration flue gas which may be burned in a boiler to generate steam. The steam may be superheated. The regeneration step partially burns coke on the spent catalyst to form regeneration flue gas having a CO/CO₂ ratio of between 0.6:1 and 1:1.

30 [0015] In a further aspect, the mixture of a part of the cracked stream and the second crude stream is transported in a pipeline over 20 miles from the where they were mixed to a processing station.

[0016] In yet another aspect of the invention, the first crude stream may include bitumen, and the process may include deasphalting the bitumen with solvent prior to the cracking step. The deasphalting step may form pitch which may be burned in a boiler to generate steam.

5 [0017] In still another aspect of the invention, an apparatus for reducing crude pour point may comprise: a riser charged with fresh catalyst and having a bottom and a top, wherein a crude conduit delivers a first crude stream into the bottom and an outlet withdraws spent catalyst and a vaporized cracked stream from the top. A vessel containing a cyclone may be in flowable communication with the outlet for receiving and separating the vaporized cracked stream from the spent catalyst. A regenerator may be in flowable communication with the
10 vessel for receiving and regenerating the spent catalyst to form the fresh catalyst. A standpipe may be connected between the riser and the regenerator for recharging the riser with the fresh catalyst. A fractionator may be in flowable communication with the vessel for receiving the vaporized cracked stream for fractionating it into light ends, naphtha, light cycle oil and bottoms, and lines in flowable communication with the fractionator may deliver at least part of
15 the naphtha and at least part of the light cycle oil to a second crude stream. Additionally, a feed line from the fractionator is in flowable communication with the riser.

BRIEF DESCRIPTION OF THE SEVERAL VIEWS OF THE DRAWINGS.

[0018] FIG. 1 is a flow scheme showing the overview of the process and apparatus.

[0019] FIG. 2 is a flow scheme of a bitumen processing complex.

20 [0020] FIG. 3 is a flow scheme of the power recovery unit.

DETAILED DESCRIPTION OF THE INVENTION

[0021] This invention may improve the flow properties of a crude petroleum. The process may make cutter stock from a portion of a crude oil using modularly designed components. Crude oil may comprise the crude feed to be catalytically cracked by a fluidized catalytic
25 cracking (FCC) process and the product may be mixed with unprocessed crude oil to create a blend of processed and unprocessed crude to improve the flow properties of the crude by lowering the crude pour point, raising the API and/or reducing the viscosity for easing transport of the blended product through a pipeline to a remote location for further processing.

[0022] Residual fluidized catalytic cracking (RFCC) may be used to process Conradson
30 carbon residue and metals-contaminated feedstocks such as atmospheric residues or mixtures

of vacuum residue and gas oils. Depending on the level of carbon residue and nickel and vanadium contaminants, these feedstocks may be hydrotreated or deasphalted before being fed to an RFCC unit. Feed hydrotreating or deasphalting reduces the carbon residue and metals levels of the feed, reducing both the coke-making tendency of the feed and catalyst deactivation.

5 [0023] This invention has a highly integrated flow scheme that minimizes the amount of equipment needed and may be as self-contained as possible. Any excess energy generated in the complex may be used to generate steam that can be exported to the oil field for steam flooding. The power need for the complex can be generated at high efficiency by using steam
10 from a CO boiler which is highly pressurized and superheated or by a power recovery expander on a flue gas line from the catalyst regenerator. Such a complex should have excess power and extracted steam because the coke yield is very high in comparison to a standard FCC reaction. Generating power to run the complex with process gas or high quality steam generated by the CO boiler plus steam extraction is expected to be synergistic in the oil field
15 because enhanced oil recovery methods need medium pressure saturate steam which is generally in excess in a refinery. The oil field also requires electricity to run the pumps extracting the crude from the earth.

[0024] Crude oil from a source may comprise all or part of a crude feed to be processed by FCC. Crude feed processed by this invention may be heavy hydrocarbon comprising heavy oil
20 or bitumen. Whole bitumen may include resins and asphaltenes, which are complex polynuclear hydrocarbons, which add to the viscosity of the crude oil and increase the pour point. Crude feed may also include conventional crude oil, atmospheric tower bottom products, vacuum tower bottoms, coal oils, residual oils, tar sands, shale oil and asphaltic fractions.

[0025] Crude oil is typically very viscous, having a API gravity of between 8 and 13 API
25 and typically less than 18 API and/or a pour point of between 20° and 50°C. Viscosity of crude oil may be between 10,000 and 15,000 cSt at 40°C. Crude oil may be characterized as a hydrocarbon stream having properties in at least one of the following ranges: pour point of greater than 20°C, viscosity greater than 10,000 cSt at 38°C and an API gravity typically greater than 18 API.

Processing Apparatus

[0026] Referring to FIG. 1, apparatus 10 delivers a crude oil from the oil field ground 1 in line 3. The crude oil stream in line 3 is typically subjected to heating and separation of an oil from a water phase to dewater the crude oil stream in line 3. The crude oil stream in line 3 is separated into two portions. One crude stream is carried in line 5 for processing while the other crude stream is carried in line 499 to bypass the processing of line 5. The crude oil may be sent to a fired heater 20 where the crude oil may be preheated. Optionally, the crude oil in line 5 may also be heated in heat exchanger 18 by indirect heat exchange with bottoms recycle in line 22. After leaving heater 20, the heated crude oil may be introduced into lower portion 31 of fractionator 30. In some FCC processes, the crude oil is not directed to fractionator 30 but is instead introduced directly to riser 40 for catalytic cracking.

[0027] The recovery of resids, or bottom fractions, involve selective vaporization or fractional distillation of the crude oil with minimal or no chemical change in the crude oil. The fractionating process may provide a feed stock more suitable for FCC processing. The selective vaporization of the crude oil takes place under non-cracking conditions, without any reduction in the viscosity of the feedstock components. Light hydrocarbons, those boiling below 371°C, preferably those boiling below 357°C, and most preferably those boiling below 343°C, are flashed off of the crude oil in feed zone 36. The light hydrocarbons typically are not catalytically cracked. Hence, the feed zone 36 serves as a stripper in which light hydrocarbons are stripped from the crude feed.

[0028] Crude feed may be fed directly to a riser 40 without the fractionating step, depending on the quantity of light ends, gasoline, gas oils and residuals. Direct feeding would be desirable if the quantity of hydrocarbons boiling below 343°C is relatively low and their segregation therefore unnecessary. The bottoms product of fractionator 30, in feed zone 36 is withdrawn via FCC feed line 32 and directed by pump 33 to the bottom of the riser 40.

[0029] The feed rate to apparatus 10 may be between 50,000 and 200,000 barrels per day, preferably between 75,000 and 150,000 barrels per day, and more preferably 100,000 barrels per day although the feed rate could vary from these ranges. Feed to the FCC may be between 10 LV-% and 60 LV-% of the complex charge in line 3 from the oil field 1 with lower rates being preferable to higher rates unless utility balances require higher charge rates. The feed in line 32 is contacted with catalyst in the riser 40 and cracked into lighter hydrocarbon products which are carried out of the riser 40. The catalyst becomes spent as carbon residue builds up on

14

the catalyst surface. The spent catalyst and the products are transported out of the top of riser 40 and into a reactor vessel 50 optionally through a rough cut separator 51 to disengage product vapors from the spent catalyst. One or more stages of cyclones 52 further separate the spent catalyst from the products by inducing the mixture of catalyst and product gases to swirl so that the heavier spent catalyst travels downwardly and the lighter gaseous products travel upwardly.

[0030] Approximate operating conditions include heating the crude feed for catalytic cracking to between 149° and 260°C, preferably between 177° and 232°C, and more preferably 204°C. The temperature in reactor vessel 50 may be between 454° and 593°C, preferably between 482° and 566°C, and more preferably between 510° and 538°C. Apparatus 10 may regenerate catalyst at between 593° and 896°C, preferably between 649° and 760°C, more preferably between 660° and 732°C. The FCC conversion may be between 60 and 80 LV-% to gasoline and lighter products, preferably between 65 LV-% and 75 LV-% to gasoline and lighter products, and more preferably 70 LV-% to gasoline and lighter products.

[0031] Continuing with FIG. 1, the vapor products exit the top of reactor vessel 50 and may be directed via line 53 to product zone 37 in lower portion 31 of fractionator 30. Heat from product vapors may be absorbed within fractionator 30 so that the vapors are desuperheated and the primary product separation takes place. The heat required for the separation of the products in fractionator 30 is primarily provided by the cracked product stream. Thus, in the case that the crude feed is sent directly to riser 40, no other heat is input to fractionator 30. The fractionation of product fed to product zone 37 may be by heat removal, rather than heat input. The heat may be removed from the fractionator by a series of pump-around exchanger flows coupled with fractionator bottoms steam generation and overhead cooling in the form of an air/water cooled condenser.

25

Fractionator

[0032] Continuing with FIG. 1, the fractionator column 30 may be a divided-wall fractionator with a partition 35 positioned vertically to isolate a feed zone 36 from a product zone 37 at the bottom of the fractionator 30. Partition 35 may be formed of at least one baffle that is generally imperforate (at least 80% imperforate, preferably 90% imperforate). Multiple baffles may be used. The crude oil is directed to feed zone 36 and heated to a temperature between 315° and 427°C, preferably between 343° and 399°C, and most preferably a

temperature of 371°C at a pressure of between 1.3 and 2 atm, preferably between 1.5 and 1.9 atm, and most preferably 1.7 atm. The light hydrocarbons stripped from the crude oil may leave upper portion 39 of fractionator 30 and may comprise light naphtha product flowing through line 42, net heavy naphtha product flowing through line 44, and/or net light cycle oil product flowing through line 46. The light naphtha product in line 42 may be condensed by a condenser 41 and a steam generator 43 before it is directed to overhead receiver 300. Water is decanted from the receiver 300 while vaporous wet gas is separated in line 302 from unstabilized naphtha liquid in line 303. The wet gas is expanded in expander 310 and fed to the bottom of an absorber column 400 via line 312. Whereas, the unstabilized liquid naphtha is compressed in compressor 320 and fed to a top of the absorber column 400 via line 322. A portion of the unstabilized naphtha is refluxed to the fractionator column 30 via line 304. In the absorber column 400, the unstabilized liquid naphtha absorbs liquefied petroleum gas (LPG) from the wet gas and exits the absorber column 400 in absorbent line 401 comprising C₃+. The absorbent line is split between product line 200 for delivering C₃ to line 500 for blending and a debutanizer feed line 402. In an embodiment, heavy naphtha in line 201 is diverted via line 503 to line 624 to supplement the naphtha feed to the absorber column and increase the recovery of LPG in line 401. Dry gas comprising C₂-, H₂S and H₂ exit the absorber column 400 in dry gas line 404. Dry gas is carried by dry gas line 404 to fuel the fired heater 20 and/or a CO boiler 90 via line 96. Dry gas in line 404 may also be directed to a gas turbine for the generation of electricity.

[0033] Fractionator 30 may condense superheated reaction products from the FCC reaction to produce liquid hydrocarbon products. Fractionator 30 may also provide some fractionation (or stripping) between liquid side stream products. After the vapor products are cooled from temperatures of between 482° and 966°C, preferably between 510° and 537°C, and more preferably 521°C to temperatures of between 10° and 66°C, preferably between 21° and 49°C, and more preferably 38°C, the vapor products are typically condensed into liquid products and the liquid products are transported out of fractionator 30 and directed to mix with unreacted crude in line 500. Typically, anything heavier than C₅ may stay in the liquid phase, and anything lighter may stay vaporized as light ends and may be transported out of fractionator 30 in overhead line 42. The liquid products taken as cuts from fractionator 30 typically may comprise light cycle oil (LCO), fractionator bottoms or clarified oil, heavy cycle oil (HCO), and heavy naphtha (gasoline). In FIG. 1, HCO does not have a separate cut but is collected in

the bottoms. The heavy naphtha stream in line 44 is withdrawn from the fractionator column 30 by a pump 45 and cooled in steam generator 47. A reflux portion is returned to the column at a higher location via line 44a. Heavy naphtha line 201 takes the remainder to line 500. Line 503 may take some or all of the heavy naphtha to the debutanizer column 600 via line 402.

5 Similarly, the LCO stream in line 46 is withdrawn from the fractionator column 30 by a pump 48 and cooled in steam generator 49. A reflux portion is returned to the column 30 at a higher location via line 46a. LCO line 202 takes the remainder to line 500. Lastly, clarified oil is removed in bottoms line 34 from the fractionator column 30 by a pump 21 and a return portion is cooled in a feed heat exchanger 18 and returned to the product zone 37 of the column 30
10 isolated from the feed side 36 by partition 35. Net bottoms line 203 may take a remainder of the clarified oil to line 500 for blending or be diverted to the CO boiler 90 through lines 205 and 96.

FCC Products

[0034] Catalyst most appropriate for use in riser 40 are zeolitic molecular sieves having a
15 large average pore size. Typically, molecular sieves with a large pore size have pores with openings of greater than 0.7 nm in effective diameter defined by greater than 10 and typically 12 membered rings. Pore Size Indices of large pores are above 31. Suitable large pore zeolite components include synthetic zeolites such as X-type and Y-type zeolites, mordenite and faujasite. Y zeolites with low rare earth content may be the preferred catalyst. Low rare earth
20 content denotes less than or equal to 1.0 wt-% rare earth oxide on the zeolite portion of the catalyst. The catalyst may be dispersed on a matrix comprising a binder material such as silica or alumina and/or an inert filler material such as kaolin. It is envisioned that equilibrium catalyst which has been used as catalyst in an FCC riser previously or other types of cracking catalyst may be suitable for use in the riser of the present invention.

25 [0035] The FCC system cracks most of the crude feed into material in the C₅+ range boiling at 204°C. These products have may an API gravity of between 30 and 60, preferably of between 35 and 55, and more preferably of between 40 and 50, and therefore contribute significantly to the increase in the net API of the blended stream in line 502. Catalytic cracking of the crude oil maximizes the API gravity increase while processing a minimum amount of
30 crude oil.

[0036] The combined liquid product from the FCC processing of crude oil may contain converted products from the crude oil or bitumen feedstock and may be transported in line 500. The liquid product from the processing of the crude oil is characterized as having an API gravity of at least 30, preferably greater than 35, and more preferably greater than 37. The liquid products may also have a viscosity of less than 2 cSt, preferably less than 1.5 cSt and more preferably less than 1 cSt at 50°C. The liquid products formed may have a pour point less than 4°C, preferably less than -1°C, and more preferably less than -3.8°C. The combined liquid conversion products from the processing of the heavy oil by FCC are lighter and less viscous by virtue of the reduction in molecular weight. More cracking in the FCC may result in lower viscosity and density of the product.

[0037] The exact quantity of feed which is necessary to be processed depends on the specific acceptance requirements of the pipeline for pumpability. These may be specified as maximum density or minimum API gravity, maximum viscosity at a certain temperature, maximum pour point or any combination of these specifications. Any of the aforementioned specifications could be the limiting factor for the amount of processing needed, depending on the crude type or the specification. In addition, the specifications may be different for different times of the year due to changing pipeline operation temperatures. Adjustment of the conversion level of the FCC or of amount processed can be exercised as a convenient way to meet the specifications at minimum operating cost.

[0038] The liquid products from the FCC reaction are mixed with unprocessed crude oil stream in line 499 to form a mixed crude oil suitable for transport in line 502. Between 5 LV-% and 60 LV-% of the crude oil in line 3 may be FCC processed and added to unprocessed or unreacted crude stream in line 499, preferably between 10 LV-% and 40 LV-% of crude feed may be processed and added to unprocessed crude, more preferably 30 LV-% of crude feed may be processed and added to unprocessed crude by volume. A ratio of the unprocessed crude oil to the liquid products added may be between 0.5:1 and 9:1, preferably between 1:1 and 4:1, more preferably between 2:1 and 3:1. Absorber underflow carried in line 200, as well as all of the other liquid streams from fractionator 30, may be combined with unprocessed crude. Depending on the site requirements or crude grade desired, it may be desirable to burn all or part of the clarified oil in bottoms line 32, to balance the site energy needs or to upgrade the quality of the crude stream in line 500 and/or 502.

Debutanizer

[0039] In a still further embodiment, the absorber underflow in line 401 may also be sent to the debutanizer fractionation column 600 via line 402 to separate LPG from naphtha.

Fractionation yields an C₄- overhead in line 602 which is condensed in condenser 606 with the production of steam and dewatered in receiver 608. The dewatered LPG is pumped and split
5 between reflux line 610 which is returned to the debutanizer 600 and recovery line 612.

Recovery line 612 is split between a blend line 614 which blends LPG with the processed products in line 500 and an optional product line 616 which recovers LPG as product which may be stored and/or sold locally. LPG is an excellent cutter component, but because of its
10 high vapor pressure can be blended only up to the flash specification. Hence, the split between lines 610 and 612 and 614 and 616 should be set to maximize the LPG blended in line 500 up to the flash specification. Any excess can be captured and sold as LPG or used in the fired heater 20 or the CO boiler 90. The debutanizer column 600 also produces a bottoms stream in line 604 typically comprising C₅+ material. The bottoms stream 604 is split between a reboil
15 line 620 which is heated by reboiler 622 and returned to the debutanizer column 600 and a naphtha recovery line 624 which recovers naphtha to be preferably returned to the top of the absorber column 400 or recovered as product in line 626 to be stored and/or sold locally.

Blended Product

[0040] As shown in FIG. 1, the separate conversion products; heavy naphtha in line 201, LCO in line 202 and absorber underflow in line 200 are combined in line 500 where they
20 combine with unprocessed crude oil from line 499, thus forming a blended stream 502, or a synthetic product. The unprocessed crude oil may be supplied directly from the oilfield, but more preferably may be stripped to remove light hydrocarbons and dewatered. In an alternate embodiment, a portion of one or more of the conversion products is taken off as a side-product
25 and further treated or processed as a saleable commodity. If this option is desired, a greater portion of the feed will need to be processed in the FCC to make up for a loss of low viscosity material for blending.

[0041] Liquid products may include bottoms, light cycle oil, and naphtha, and the portions of each one may be selected to combine with the unprocessed crude to achieve desired flow
30 properties. The unprocessed crude may be a portion of the crude source that was not FCC processed. Specifically, all liquid streams may be combined with the unprocessed crude. The

naphtha may be directed to a debutanizer (not shown) to form liquefied petroleum gas (LPG) and gasoline. The LPG and the gasoline may be added to the unprocessed crude, in selected amounts to achieve desired flow properties. The ability to modify the relative amounts of light hydrocarbons (propane through pentane) in the blended pipeline crude is advantageous because it may be held in tankage and therefore subjected to a still further specification of Reid vapor pressure (RVP) to minimize the boil-off of material at ambient conditions which may violate environmental regulations, cause material loss to flaring or require expensive vapor recovery systems. LPG addition to the unprocessed crude must be gauged to balance vapor pressure and flow properties.

[0042] The blended stream in line 502 may have the following characteristics, 18 API or greater, preferably at least 19 API, more preferably greater than 19.5 API. The blended stream may have a viscosity at 38°C of no more than 10,000 cSt, preferably no more than 5000 cSt, and more preferably no more than 25 cSt. The blended stream may also have a pour point of no more than 20°C, preferably no more than 15°C, and more preferably no more than 0°C. The blended stream may then be pumped in a pipeline 502 to a remote location for further processing such as in a refinery or a distribution station. A remote location is typically greater than 20 miles away from the well in the oil field 1.

Catalyst Regeneration

[0043] As shown in FIG. 1, the spent catalyst separated from products by cyclones 52 fall downwardly into a bed and are stripped of hydrocarbons by steam in stripper 54 and delivered via spent catalyst conduit 55 regulated by a valve to a regenerator 70. In the regenerator, 70 coke is burned off of the surface of the spent catalyst to produce a fresh or regenerated catalyst. Air is pumped from line 72 by blower 73 and enters the bottom of regenerator 70 to burn the coke at a temperature of between 482° and 871°C, preferably between 538° and 760°C, more preferably between 649° and 704°C. After the coke has been substantially burned off, the spent catalyst becomes fresh catalyst again. The carbon that has been burned off makes up regeneration flue gas containing H₂, CO, CO₂, and light hydrocarbons. Cyclones 75 separate regenerated catalyst from the regeneration flue gas. Regenerated catalyst may be returned to riser 40 via regenerated catalyst conduit 74 to contact incoming crude feed in line 32.

[0044] The regeneration flue gas may be carried out of regenerator 70 by flue line 80 and into CO boiler 90. The CO/CO₂ ratio in the regeneration flue gas in stream 80 may be between

0.6:1 and 1:1, preferably between 0.7:1 and 0.99:1, more preferably 0.9:1. Running regenerator 70 in partial burn is most appropriate for use with heavy residuals where regenerator heat release and air consumption are high due to high coke yield. In addition, oxygen-lean regeneration offers improved catalyst activity maintenance at high catalyst vanadium levels, due to reduced vanadium mobility at lower oxygen levels. By running regenerator 70 in deep partial burn to maximize the CO yield the unit will limit the amount of heat that could be released if the carbon were allowed to completely burn to CO₂. This will lower the regenerator temperature and permit a higher catalyst to oil ratio.

[0045] The heating value of the CO-containing gas may be low due to dilution with much nitrogen, therefore for efficient burning an auxiliary fuel such as dry gas is optionally injected in line 96 with air in line 95 to promote combustion and heat the burning zone to a temperature at which substantially all CO is oxidized to CO₂ in CO boiler 90. In the CO boiler 90 the regeneration flue gas reaches temperatures of at least 815°C, preferably at least 926°C, and more preferably at least 982°C. The combustion in the CO boiler 90 heats and vaporizes water fed by water line 99 to generate high pressure superheated steam which leaves CO boiler through steam line 101 for use in the FCC complex. The regeneration flue gas containing CO₂ leaves the CO boiler 90 and is released to the stack 102. The dry gas in line 96 may originate from the overhead line from the absorber 400. An alternative auxiliary fuel may comprise clarified oil diverted from line 203 in line 205.

[0046] In addition to running the regenerator 70 in deep partial burn, additional heat may be removed from the regenerator 70 through the operation of a catalyst coolers on the regenerator 70. The regenerator may be equipped with between 1 and 5 catalyst coolers, more preferably 2 and 4 catalyst coolers 71, and more preferably 3 catalyst coolers. Catalyst coolers may remove heat through steam generation. The steam from the catalyst coolers 71 may be delivered via line 94 to the CO boiler 90 to be superheated in the CO boiler.

Power Recovery

[0047] The regenerator flue gas may optionally be directed via line 80 to a power recovery unit, as shown in FIG. 3, before it is delivered to the CO boiler 90 as an alternative to the delivery of regenerator flue gas directly to the CO boiler 90. In the CO boiler air and fuel gas are mixed with the flue gas and burned to convert the CO to CO₂.

[0048] As shown in FIG. 3, the power recovery unit, passes the regenerator flue gas through third stage separator 81 to remove catalyst fines in the flue gas stream. The catalyst fines are then directed out of third stage separator 81 via underflow line 82. The clean flue gas is then directed via line 83 to power recovery expander (or turbine) 85 which turns a shaft
5 powering an electric power generator 86 and or the air blower 73 for the regenerator. Flue gas from expander 85 is directed via expander line 84 to the CO boiler 90 shown in FIG. 1.

[0049] It is also contemplated that dry gas in lines 404 and 96 could be sent to a gas turbine (not shown) for the generation of electricity if power demands are more crucial than steam demands. The hot exhausted gas from the gas turbine could then be sent to a CO boiler 90 to
10 supplement heating requirements therein.

[0050] Apparatus 10 may be economic at large or small scales and may be an ideal fit for remote oil fields that lack on-site energy to produce the required steam, lack light oil that may be required as cutter stock for transport, or are inaccessible to refineries capable of processing heavy oil. Apparatus 10 may have a multiplicity of risers 40, reactor vessel 50, regenerator 70,
15 and fractionator 30. A stacked arrangement of riser 40, disengaging zone 50, and regenerator 70 will both decrease the investment cost and the plot area of the vessels.

[0051] The pour point and viscosity of crude oil in crude stream 3 is lowered, and the API increased, by catalytically cracking a portion in the crude stream 5 into lighter products and mixing those products with unreacted crude oil in stream 499. Apparatus 10 also produces
20 energy through regeneration flue gases directed to the CO boiler. Apparatus 10 is a self-contained system that increases the flow properties of crude oil while not needing significant external power. Apparatus 10 may generate 100% of the energy needed to run itself plus an excess that can be used to pump oil from the ground. An excess of steam is also generated which can be used to dewater the crude and flood the oil field for enhanced oil recovery. The
25 size of the apparatus 10 can be increased beyond the size required to upgrade the crude to 18 API until the total energy needs of the process and oil field are balanced.

Bitumen Containing Crude Feed

[0052] A typical bitumen assay, for example from Canada's Cold Lake (CCL), may have the following properties. Bitumen may have a API gravity between 9 and 12API, and
30 preferably between 10 and 11API. Bitumen may have a sulfur content of between 3 and 5 wt-%, and preferably between 3.5 and 4.5 wt-%. Bitumen may have a nitrogen content of

between 0.1 and 0.4 wt-%, and preferably between 0.2 and 0.3 wt-%. Bitumen may have a Conradson carbon residue content of between 11 and 14 wt-%, and preferably between 12 and 13.5 wt-%. Bitumen may have a nickel and vanadium content in ppmw of between 250 and 280, and preferably between 255 and 270. Bitumen may have a TAN content in mg of KOH/g of between 1 and 2, and more preferably between 1.2 and 1.5.

[0053] The contaminants contained in bitumen are much higher than most crude oils and direct processing in an FCC would be possible only with very high coke yield, necessitating multiple catalyst coolers 71 and a very high catalyst replacement rate due to accumulation of metals.

Solvent Deasphalting

[0054] As shown in FIG. 2, an alternate embodiment of the invention in which line 3 includes bitumen. Bitumen is natural asphalt (tar sands, oil sands) and has been defined as rock containing hydrocarbons more viscous than 10,000 cp or else hydrocarbons that may be extracted from mined or quarried rock. Other natural bitumens are solids, such as gilsonite, grahamite, and ozokerite, which are distinguished by streak, fusibility, and solubility. Bitumen containing feed may be processed upstream of line 5 which effects the split between line 3 and line 499 of FIG. 1. Bitumen-containing feed in line 3 may be first separated in an atmospheric fractionation column 700 to provide fuel gas in an overhead line 702, light straight run naphtha in line 704, heavy naphtha in line 706, kerosene in line 708, middle distillate in line 710 and atmospheric gas oil in line 712. Variations of these cuts may be obtained such as fewer side cuts from the atmospheric column 700. Lines 704, 706, 708 and 710 are combined to provide line 714. Optionally, a bottoms stream from the atmospheric column 700 is delivered in bottoms line 701 to a vacuum distillation column 720 which is run under vacuum conditions. An overhead line 722 from the column 720 containing vacuum gas oil is combined with line 712 to form line 725. A vacuum bottoms in line 724 is transported to solvent/deasphalting apparatus 711. Alternatively, the atmospheric bottoms in line 701 is sent directly to the solvent/deasphalting apparatus 711 without undergoing vacuum distillation, omitting the need for column 720.

[0055] In the solvent deasphalting process, the vacuum bottoms in line 724 is pumped and admixed with a solvent from line 728 before entering into an extractor vessel 730. Additional solvent may be added to a lower end of the extractor vessel 730 via line 729. The light

paraffinic solvent, typically propane, butane, pentane or mixtures thereof solubilizes the heavy hydrocarbon material in the vacuum bottoms. The heavier portions of the feed are insoluble and precipitate out as pitch in line 732. The pitch in line 732 is heated in fired heater 734 and stripped in pitch stripper 740 to yield pitch in bottoms line 742 and solvent in line 744. The deasphalted oil in the extractor raffinate line 736 is pumped and heated to supercritical temperature for the solvent by indirect heat exchange with heated solvent in the solvent recycle line 762 in heat exchanger 738 and in fired heater 750. The supercritically heated solvent separates from the deasphalted oil in the DAO separator 760 and exits in the solvent recycle line 762. The solvent recycle is condensed by indirect heat exchange in heat exchanger 738 with the extractor raffinate in line 736 and condenser 770. A solvent-lean DAO stream exits the DAO separator 760 in line 764 and enters DAO stripper 780 which strips the DAO from the entrained solvent at low pressure. The solvent leaves in line 782 and joins the solvent in line 744 and is condensed by cooler 784 and stored in solvent reservoir 786. Solvent is pumped from the reservoir 786 as necessary through line 788 to supplement the solvent in line 762 to facilitate extraction. Essentially solvent-free DAO in line 790 is admixed with the gas oils mixed in line 725 to provide line 5 for the FCC unit in FIG. 1. Feed in line 5 that is processed in the embodiment of FIG. 2 may preferably bypass fractionator 30 in FIG. 1. Portions of the DAO in line 790 and gas oil in line 725 may bypass the FCC process unit by joining line 714 to form line 499 via lines 794 and 796, respectively. The equipment and processing details of solvent deasphalting are described by Abdel-Halim and Floyd in "The ROSE Process", chapter 10.2, R. A. Meyers ed. HANDBOOK OF PETROLEUM REFINING PROCESSES, 3 ed. McGraw-Hill 2004.

[0056] Typically 40-80 wt-% of the feed is removed as DAO containing the lowest molecular weight and most paraffinic portion of the vacuum residue and is most suitable for FCC processing. The bottoms or pitch product from the pitch stripper 740 contains a large portion of the contaminants such as Conradson carbon residue, metals and asphaltenes and has high density between 5 and -10 API, and commonly between 0 and -10 API. Since this stream does not flow well and requires heating to maintain in a liquid state, it is inconvenient to ship and therefore best used as a fuel on-site. One preferred embodiment is to inject this fuel as auxiliary fuel to CO boiler 90 of the fluidized-bed type. Another embodiment is to burn this pitch either as-such or cut with a small amount of a lighter stream in a furnace or steam-generating heater. An alternative would be to use the clarified oil in line 203 from FIG. 1 not in

the blend of line 500 due to its poor value in the refinery, but as cutter stock for the pitch to improve the combustion of gasifier feed characteristics in the CO boiler 90 or other gas fired heater of FIG. 1.

[0057] A portion of the deasphalted oil in line 790 and/or a portion of the gas oil in line 724 are sent to an FCC reactor for catalytic processing at moderate to low conversion. Between 15 wt-% and 50 wt-% of the DAO may be catalytically cracked in the FCC, preferably between 20% and 40% of the DAO may be catalytically cracked, and more preferably 30% of the DAO may be catalytically cracked. The fraction of deasphalted oil fed to the FCC is adjusted so that by dilution, the viscosity and density after mixing the FCC products with the remainder of the deasphalted oil is reduced. The resulting mixture meets specifications for a pipeline and can be advantageously delivered to a refinery as synthetic diluted bitumen which has lower metals than raw bitumen.

Products

[0058] In the process of the invention, the amount of FCC combined conversion products necessary to blend with catalytically unprocessed bitumen, deasphalted bitumen or heavy crude oil depends on the specific acceptance requirements of the pipeline for pumpability. A convenient means of determining the amount of feed necessary for the FCC process is by calculating the separate viscosities of the FCC products (either combined or separately) and for the unprocessed bitumen or deasphalted bitumen. The mixture viscosity may then be estimated by weight percent blending by the Refutas correlation (using the weight average of the Refutas index for a particular viscosity). This well-established method is described in C. Baird, GUIDE TO PETROLEUM PRODUCT BLENDING, Austin, Texas: HPI Consultants, 1989.

[0059] In one embodiment of the invention shown in FIG. 2, bitumen is deasphalted and a portion of this deasphalted bitumen is converted to light hydrocarbon product in FCC riser 40 of FIG. 1 and then blended with the unprocessed raw bitumen which bypassed processing in line 4 and joined line 499. In a preferred embodiment, the bitumen is deasphalted and a portion of this deasphalted bitumen is converted in the FCC riser 40 of FIG. 1 and then blended with some deasphalted but otherwise unconverted bitumen which bypassed FCC processing in line 794. This latter preferred embodiment has a significant advantage over the prior art as described in the literature. For example in the presentation "Oil Sands Market Development Issues" by T. H. Wise and G. R. Crandall. to Alberta Department of Energy Workshop #2-

Future Business Solutions for Alberta's Oil Sands of March 14, 2001, a wide variety of traditional synthetic crude mixtures from varying converters with bitumen are enumerated together with their target refinery type:

	Upgrader conversion	Oil Sands Product	Refinery type
5	1. None	Bitumen Blend	Heavy Crude Coking or Asphalt
	2. Partial	Upgraded Heavy	Heavy Crude Coking
	3. Coking/Bypass or	Medium Synthetic	Coking or Asphalt Resid Hydrocracking
	4. Coking	Light Bottomless Synthetic	Cracking

[0060] The option 3 in this table, "Coking/Bypass" refers to coking a portion of the feed and blending with raw bitumen and this option is widely practiced in the industry. However, this requires a relatively large proportion of feed be sent to a coker, typically between 40 wt-% and 45 wt-% of the feed because the products of the coker are relatively non-selective and contain a significant portion in the boiling range between 343° and 566°C which is several times higher in viscosity than the C₅-204°C range, which is thus not as effective in lowering the viscosity or pour point. Another disadvantage of this prior art process is that a petroleum coke byproduct is made which is high in sulfur and not a valuable fuel for sales. It can, in fact be burned onsite, but burning of petroleum coke fuel requires solids handling, pulverization or other expensive equipment.

[0061] The last option 4 "Coking" in which all the bitumen is coked to produce a light bottomless synthetic product which is sent to a FCC-based refinery may present a difficulty. Not only is there a petroleum coke product to deal with, but the properties of the vacuum gas oil boiling range between 343° and 566°C make it a mediocre feedstock for catalytic cracking. Because of the thermal nature of coking, there are light products produced and therefore a hydrogen deficiency in the FCC feed resulting in relatively poorer yield pattern unless the hydrogen is replaced by hydrotreating.

[0062] The process of the invention effectively circumvents the difficulties of these two options. Depending on the pipeline specification, due to the superior yield of lighter and less viscous product, typically between 20 wt-% and 35 wt-% of the bitumen must be processed instead of between 40 wt-% and 45 wt-% required for the coker. Furthermore, a pitch product is produced which can be more conveniently burned in the complex. Further, the synthetic crude product has a boiling range between 343° and 566°C comprising a greater percent of virgin (unreacted) material which is higher in hydrogen content and therefore better feed for

the target refiner with an FCC unit. The process of the invention, by the ability to segregate the clarified oil in the fractionator bottoms product 34 and send it to be burned or otherwise disposed of, can leave an uncracked synthetic crude in line 32 boiling in the range between 343° and 566°C, which is particularly good FCC feed. If it were proposed in option 3 above to only use coker products boiling below 343°C to dilute the blend, an impractically large portion of the feed would require processing.

[0063] In summary, the blended pipeline pumpable synthetic crude oil of the subject invention and its several embodiments have several key advantages. The resulting synthetic crude blend has a "balanced" distillation profile, without an excess of material in the vacuum gas oil boiling range between 343° and 566°C. The synthetic crude is therefore more similar in properties to a heavy conventional crude oil than for bitumen. The boiling range of the synthetic crude oil between 343° and 566°C is not filled with material having degraded properties for downstream refining by the FCC unit. In case all of the bitumen is processed through the solvent deasphalting unit, the upgraded synthetic crude is asphaltene-free and to a high degree (typically greater than 90 wt-%) demetallized. The synthetic crude therefore has lower density and contaminant levels, making it easier to process in refineries.

Bitumen Feed Byproducts

[0064] In the case of bitumen, the FCC unit will be processing a sulfur-containing heavy oil stream, and the coke burned in the regenerator will have a significant amount of sulfur and thus require a pollution control device. The FCC unit also will likely require management of the large heat release of the coke load by operating in partial burn mode, thus a waste heat boiler is required to burn the residual carbon monoxide. One such waste heat boiler often used in such instances is a pressurized fluid bed boiler, such as sold by Foster Wheeler, Ltd. in which limestone granules are fluidized in a fluid bed. The sulfur in the hot flue gas reacts with the limestone to produce calcium sulfate which is recovered in a baghouse. The CO is burned in the high temperature of the fluid bed, augmented by firing it with a supplemental fuel. Pitch, formed during the deasphalting step, is difficult to burn because of its high viscosity. However, in a fluid bed, it is not necessarily required to atomize this material and it can be added directly with no special nozzle requirements because of the high thermal mass of the hot solid material acts to ensure efficient combustion. Thus, a good use of the pitch produced by the solvent deasphalting unit is as a low-value supplemental fuel in a waste heat CO-burning boiler, such

as CO boiler 90. Practicing the invention this way solves the problem that the pitch is itself extremely high in sulfur (8 wt-%) and burning it requires pollution control, so this method of operation makes optimal use of equipment.

[0065] The pitch may be used to create steam, generate power, or the steam produced in the extraction of bitumen from the oilfield may be used in an environmentally responsible way because the lowest value portion of the bitumen is used to produce the necessary steam for the extraction technique. Other ways of arranging the equipment are possible, in the interest of improving thermodynamic efficiency and minimizing the amount of energy needed to produce a high-value feedstock for the refinery.

[0066] In summary, this invention is directed to a process for improving the flow properties of a crude stream, including processing a first crude stream which may include cracking the first crude stream with fresh catalyst to form a cracked stream and spent catalyst. The cracked stream may be separated from the spent catalyst. The spent catalyst may be regenerated to form fresh catalyst, which may then be recycled. At least part of the cracked stream may be mixed with a second crude stream. The first crude stream may be stripped before being cracked. A ratio of the second crude stream to the first crude stream may be between 0.5:1 and 9:1. A ratio of part of the cracked stream to add to the second crude stream may be selected to achieve a API gravity of at least 18. The first crude stream may be stripped prior to the cracking step.

[0067] The cracked stream may be separated into a bottoms stream, light cycle oil, and naphtha, wherein the bottoms stream and the light cycle oil may be combined with second crude stream. The naphtha may be debutanized to form liquefied petroleum gas and gasoline, and the liquefied petroleum gas and the gasoline may be added to the second crude stream. The bottoms stream, light cycle oil, liquefied petroleum gas and gasoline may each have a portion to be mixed with the second crude stream, and each portion may be selected to achieve an API gravity of at least 18.

[0068] The regenerating step may form a regeneration flue gas which may be burned to generate steam. The steam may be superheated. The regenerating step partially burns said regenerated catalyst to form regeneration flue gas having a CO/CO₂ ratio of between 0.6:1 and 1:1.

[0069] The first crude stream may contain bitumen, and the processing step may include deasphalting the bitumen with solvent prior to the cracking step. The deasphalting step may form pitch which may be burned to generate steam.

5 [0070] A process for improving flow properties of crude , may comprise heating and stripping a first crude stream, cracking the first crude stream with fresh catalyst to form vaporized cracked stream and spent catalyst. The vaporized cracked stream may be separated from the spent catalyst, and the spent catalyst may be regenerated to form fresh catalyst, to be recycled. The vaporized cracked stream may be condensed to obtain a condensed stream, and at least part of the condensed stream mixed with a second crude stream.

10 [0071] The process may also comprise heating a first crude stream. Then the first crude stream may be stripped. Then the first crude stream is cracked with fresh catalyst to form cracked stream and spent catalyst. The cracked stream is separated from the spent catalyst, which is regenerated to form fresh catalyst to be recycled. The cracked stream may be fractionated into light ends, naphtha, light cycle oil, and bottoms. At least part of the naphtha and the light cycle oil may be mixed with a second crude stream.

15 [0072] The apparatus for improving the flow properties may comprise: riser 40 charged with fresh catalyst and having a bottom and a top, wherein a crude conduit delivers a first crude stream into the bottom and an outlet withdraws spent catalyst and vaporized cracked stream from the top. A vessel may be in flowable communication with the outlet and containing a cyclone for receiving and separating the vaporized cracked stream from the spent catalyst. Regenerator 70 may be in flowable communication with the vessel for receiving and regenerating the spent catalyst to form the fresh catalyst. A standpipe may be connected between the riser and the regenerator for recharging the riser with the fresh catalyst. Fractionator 30 may be in flowable communication with the vessel for receiving vaporized
20 cracked stream and fractionating it into light ends, naphtha, light cycle oil and bottoms, and lines in flowable communication with the fractionator may deliver at least part of the naphtha and the light cycle oil to a second crude stream. The regenerator may have a catalyst cooler for cooling the catalyst. The regenerator may emit flue gas which may be burned in a boiler to form steam. A compressor and a turbine may harness the energy from the steam. The boiler
25 may have a fluidized bed suitable for pitch.

30 [0073] While the foregoing written description of the invention enables one of ordinary skill to make and use what is considered presently to be the best mode thereof, those of

29

ordinary skill will understand and appreciate the existence of variations, combinations, and equivalents of the specific exemplary embodiments thereof. The invention is therefore to be limited not by the exemplary embodiments herein, but by all embodiments within the scope and spirit of the appended claims.

5

EXAMPLE 1

[0074] In this example, crude oil from characterized in Table 1 is divided into a feed stream comprising 30 wt-% of the crude oil.

Table 1: Sample Crude (from Colombia)

10	API gravity	12.8
	UOP K	11.40
	Nickel, wt-ppm	42
	Vanadium, wt-ppm	152
	Sulfur, wt-%	1.28
	Con-Carbon, wt-%	12.88

15 [0075] The sample crude feed in Table 1 was subjected to FCC processing to obtain a product with the composition in Table 2. The composition in Table 2 is based on a recovery of 89 wt-% of C₄'s and 66 wt-% recovery of C₃'s for remixing with the bypass crude.

Table 2: Estimated Conditions for the FCC Unit

	Products
Feed Rate, BPSD	15,000
Riser Temperature, °C	232
Reactor Temperature, °C	524
Reactor Pressure, kPa	138
Catalyst MAT	64
Catalyst/Oil, kg/kg feed	10.09
Delta Coke, wt-%	1.50
Regenerator Temperature, °C	664
Conversion, vol-% (90% @ 193°C)	66.6
Liquid Recovery, vol-%	99.12
Mix API	39.7
Mix RVP @ 38°C	28.9

[0076] The FCC product of Table 2 was mixed with the unprocessed crude characterized in Table 1 to obtain in a proportion of 70% crude to 30% FCC product diluent by weight to obtain a blend with the properties in Table 3.

Table 3: FCC Product Diluent Mixed with Unprocessed Crude

	Unprocessed Crude	FCC Liquid Product	Blend
BPSD	70,000	28,413	98,413
Kg/hr	454,257	155,010	609,267
API	12.3	39.7	19.6
Reid Vapor Pressure @ 38°C, kPa (absolute)		199.3	102.0
Viscosity, cSt @ 38°C	28,000	1.1	24.9
Viscosity cSt @ 100°C	47	0.4	5.4

- 5 The blended product has API gravity and viscosity properties that meet most pipeline specifications.

EXAMPLE 2

- [0077] In this example, the feed to the process is bitumen having API gravity of 10.2. All of the bitumen is subjected to a solvent-deasphalting step. The pitch created from the
10 deasphalting step may then be burned in a CO boiler. For purposes of comparison, the pipeline specification will be assumed to require a specific gravity of at least 19 API and a viscosity of no more than 120 cSt at 25°C. Table 4 gives properties for the product of FCC processing of bitumen.

Table 4: FCC Products for Bitumen-containing Crude Feed

	Wt-%	API	LV-%
C5+ naphtha (193°C/90%)	44.72	52.68	56.18
LCO (316°C/90%)	17.24	14.73	17.19
Bottoms at 343°C	14.13	2.71	12.93
C3 + C4	11.54		
Total	87.63		

- 15 [0078] Table 5 shows properties of the components of the diluent and the whole bitumen.

Table 5: FCC Products for Bitumen-containing Crude Feed

	UOP K	Viscosity			R Refutas VBN @ 25°C	Fraction of Diluent, wt.-%	Specific Gravity, g/cc
		cSt @ 50°C	cSt @ 99°C	cSt @ 25°C			
Whole bitumen		6000	150	105,520	46.559		
C ₅ + naphtha	11.52	0.538	0.381	0.703	-2.075	58.778	0.768
LCO	10.3	3.093	1.341	5.915	20.338	22.655	0.968
Bottoms	10.23	91.03	8.881	555.3	37.776	18.567	1.054
Diluent Mixture				1.8	10.40	100.000	0.851

[0079] The API gravity of the diluent mixture is in Table 6, the properties of blends of diluent and bitumen are given at different proportions.

Table 6: Blending Properties of Deasphalted Bitumen and Combined C₅+ FCC Product

Diluent, wt.-%	Bitumen, wt.-%	Specific Gravity, g/cc	API	Refutas VBN @ 25°C	Viscosity, cSt @ 25°C
0	100	0.9652	15.10	44.3	19792.9
5	95	0.9588	16.09	42.6	6664.13
10	90	0.9524	17.07	40.9	2528.947
15	85	0.9461	18.06	39.2	1067.391
20	80	0.9399	19.04	37.5	495.1267
25	75	0.9338	20.03	35.8	249.7246
30	70	0.9278	21.01	34.1	135.6311
35	65	0.9218	22.00	32.4	78.63587
40	60	0.9160	22.98	30.7	48.28679
19.79	80.21	0.9402	19.00	37.6	510.2853
31.08	68.92	0.9265	21.22	33.8	120

- 5 [0080] Hence, just under 20% of the deasphalted bitumen subjected to FCC processing is sufficient diluent to meet the API gravity specification and just over 31% of the deasphalted bitumen subjected to FCC processing is sufficient diluent to meet the viscosity specification. However, the Table 7 shows that 45 and 47% of diluent made according to the prior art of coker product mixed with raw bitumen without being subjected to deasphalting is required to
- 10 meet the same pipeline specifications, respectively.

Table 7: Blend According to Prior Art (C₅+ Coker Product)

Diluent, wt-%	Bitumen, wt-%	Specific Gravity, g/cc	API	Refutas VBN @ 25°C	Viscosity, cSt @ 25°C
45.42	54.58	0.9402	19.00	34.2	137.8868
46.93	53.07	0.9384	19.29	33.8	120

EXAMPLE 3

[0081]

In this example, 207,670 BPD of Canadian Cold Lake Bitumen having an API gravity of 10.6 is fractionated and the 1050°F+ vacuum bottoms is fed to a solvent deasphalting process, rejecting a stream of 35,100 BPD of pitch having a gravity of -10 API. 66,460 BPD of the deasphalted oil is sent to an FCC unit and the products boiling below pentane are separated for fuel or sales. The deasphalted bitumen is combined with the blended FCC products to form a synthetic crude oil. The pitch rejected from the process is burned as auxiliary fuel in the CO boiler which generates the required steam for the recovery of bitumen from the ground by the steam-assisted gravity drainage (SAGD) process. The steam/oil weight ratio of the bitumen extraction process is assumed to be 3.0 which is equal to a 20% margin over the reported target value of 2.5 for a commercial process as operated by the EnCana Corporation at their operations in either Christina Lake or Foster Creek, Alberta according to the EnCana Corporate Annual Report, 2002.

Table 8: Pitch Production and Combustion

Heat of Combustion of Cold Lake Asphaltenes, J/g	37,790
Total bitumen processed, BPD	207,670
Total bitumen processed, kg/hr	1,373,296
Pitch make, BPD	35,100
Pitch make, wt-%	19.7
Fuel value, MMBTU/D	23,8458.5
Fuel value, MMBtu/bbl Bitumen	1.14823
Steam Required to Extract Bitumen, kg/hr	4,119,888
Energy Required to Make Steam, kcal/kg Steam	565.1
Energy Required to Make Steam for Bitumen Extraction, MMBtu/Day	221,910
% of Steam Generation Energy Requirement Satisfied by Pitch Combustion	93

Table 8 shows that 93% of the energy requirements for extracting bitumen for pipeline transport according to the present invention are provided by low value pitch combusted in a CO boiler.

EXAMPLE 4

- 5

[0082]

In this example, the volume percentage of FCC liquid product required to be added to crude oil to obtain a pour point of the blend below 20°C was determined. The calculation assumed that FCC gasoline and LCO have the same impact on blending as kerosene. In Table 9, each stream has a reference number corresponding to the line in FIG. 1.

Table 9: Pour Point of Blended Stream

	Crude Oil (3)	Crude Oil to Blending (499)	Crude Oil to Process (5)	FCC Feed (32)	C5+ Products from 30 (500)	C5+ Blend (502)
Volume-% of Crude	100.0	73.7	26.3	21.2	23.1	96.8
Weight-% of Crude	100.0	73.7	26.3	21.8	21.4	95.1
Specific Gravity, g/cc	0.8924	0.8924	0.8924	0.9200	0.8249	0.8763
API	27.06	27.06	27.06	22.3	40.0	30.0
Pour Point, °C	45	45	45	46	-	18
Viscosity @ 38°C, cSt	104.0	104.0	104.0	365.5	4.0	38.2

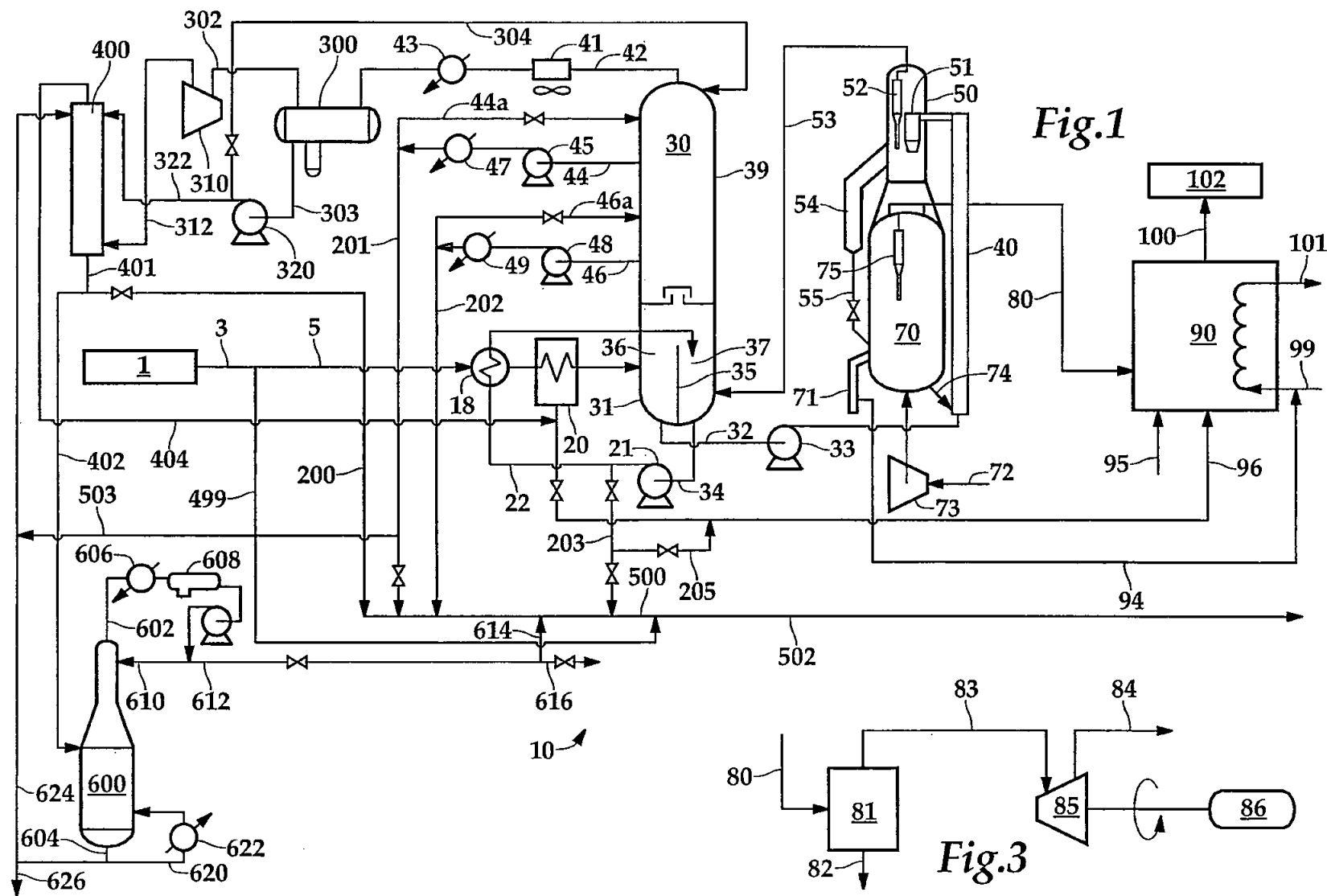
- 10

Only 26 LV% of the crude stream was required to undergo processing to provide sufficient dilution of the remaining crude stream to obtain a pour point of 18°C.

CLAIMS:

1. A process for improving flow properties of crude, comprising:
processing a first crude stream including cracking said first crude stream with fresh
catalyst to form a cracked stream and spent catalyst;
5 separating said cracked stream from said spent catalyst;
regenerating said spent catalyst to form said fresh catalyst;
recycling said fresh catalyst; and
mixing at least part of said cracked stream with a second crude stream.
2. The process according to claim 1, wherein said first crude stream has at least one
10 property selected from the group consisting of an API gravity of less than 18, a viscosity of
greater than 10,000 cSt at 38°C and a pour point of greater than 20°C.
3. The process according to claim 1 or 2, wherein said first crude stream comprises
bitumen, and wherein said processing step further comprises deasphalting said bitumen with
solvent prior to said cracking step.
- 15 4. The process according to claim 1, 2 or 3, further comprising separating said at least
part of said cracked stream into bottoms, light cycle oil, and naphtha, and wherein said mixing
step may comprise mixing at least part of said naphtha and/or light cycle oil with said second
crude stream.
5. The process according to claim 1, 2, 3 or 4 wherein said regenerating step forms a
20 regeneration flue gas and said process further comprises burning said regeneration flue gas in a
boiler to generate steam.
6. The process according to claim 1, 2, 3, 4 or 5, further comprising transporting a
mixture of said cracked stream and said second stream crude stream over 20 miles from where
it was mixed in a pipeline to a processing station.
- 25 7. The process according to claim 1, 2, 3, 4, 5 or 6, wherein said processing step
further comprises stripping said first crude stream prior to said cracking step.
8. The process according to claim 1, 2, 3, 4, 5, 6 or 7 wherein said cracked stream is
vaporous and further comprising condensing said vaporous cracked stream to obtain condensed
stream and mixing at least part of said condensed stream with said second crude stream.

9. An apparatus (10) for improving flow properties of crude, comprising:
a riser (40) charged with fresh catalyst and having a bottom and a top, wherein a crude
conduit (32) delivers a first crude stream into said bottom and an outlet (51)
withdraws spent catalyst and a vaporized cracked stream from said top;
5 a vessel (50) in flowable communication with said outlet containing a cyclone (52) for
receiving and separating said vaporized cracked stream from said spent catalyst;
a regenerator (70) in flowable communication with said vessel (50) for receiving and
regenerating said spent catalyst to provide said fresh catalyst;
10 a conduit (74) connected between said riser and said regenerator for recharging said
riser with said fresh catalyst;
a fractionator (30) in flowable communication with said vessel (50) for receiving
vaporized cracked stream and fractionating it into light ends, naphtha, light cycle oil
and bottoms; and
15 lines (201, 202) in flowable communication with said fractionator for delivering at least
part of said naphtha and at least part of said light cycle oil to a second crude stream
(499).
10. The apparatus according to claim 9, wherein said crude conduit (32) flowably
communicates said fractionator (30) with said riser (40).



26

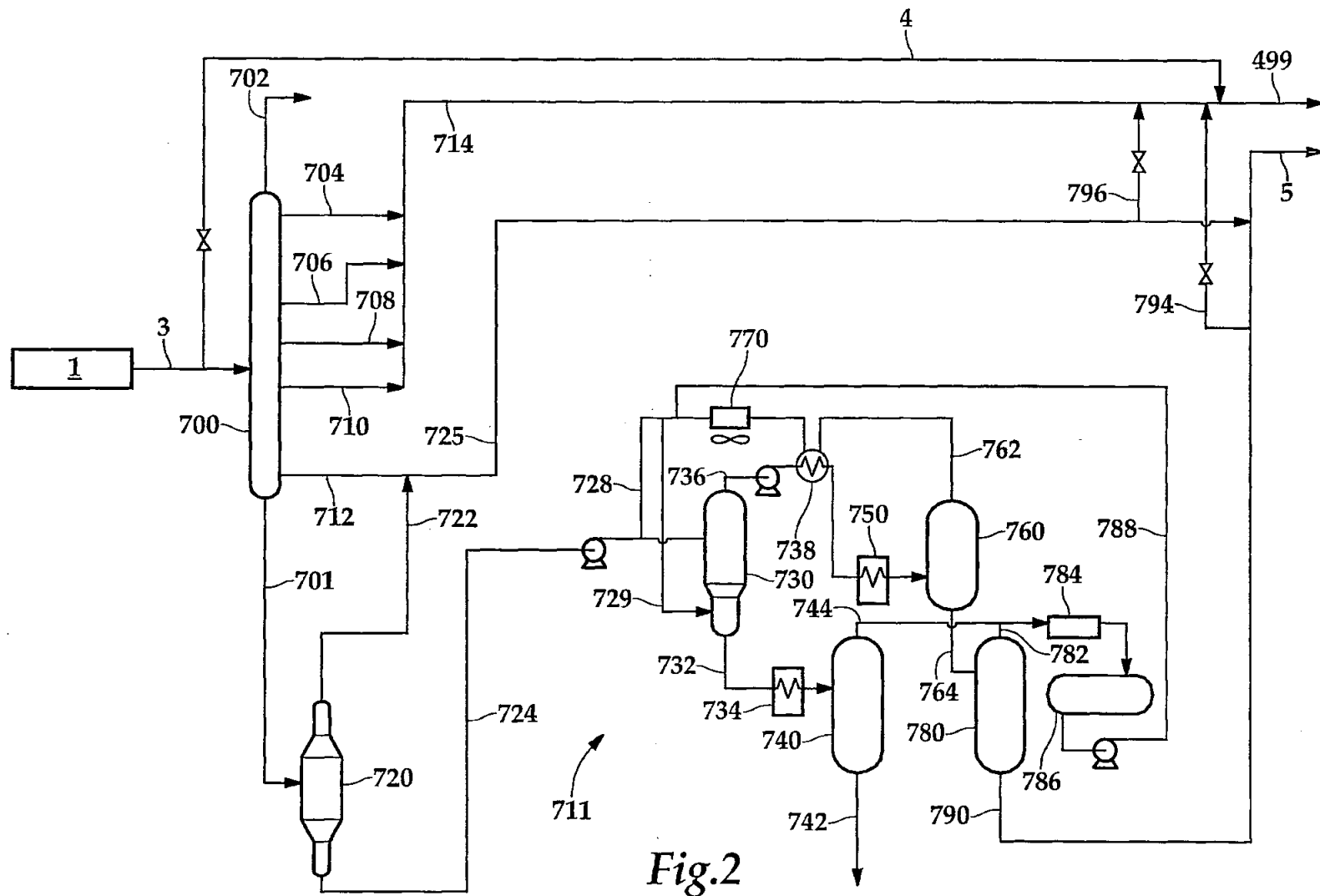


Fig.2

(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
22 de febrero de 2007 (22.02.2007)

PCT

(10) Número de Publicación Internacional
WO 2007/021441 A2

(51) Clasificación Internacional de Patentes⁷:
C10G 11/00 (2006.01) B01J 8/00 (2006.01)

(21) No. Solicitud Internacional: PCT/US2006/028297

(22) Fecha de Presentación Internacional:
21 de julio de 2006 (21.07.2006)

(25) Idioma de Presentación: Inglés

(26) Idioma de Publicación: Inglés

(30) Datos relativos a la Prioridad:
11/200,285 9 de agosto de 2005 (09.08.2005) US

(71) Solicitante (para todos los países destinatarios con excepción de US): UOP LLC [US/US]; John G. Tolomei, Assistant Secretary-Patent Matters, 25 East Algonquin Road, P.o. Box 5017, Des Plaines, IL 60017-5017 (US)

(72) Inventores, e

(75) Inventores/Solicitantes (para US únicamente): HEDRICK, Brian W. [US/US]; UOP LLC, 25 East Algonquin Road, P.o. Box 5017, Des Plaines, IL 60017-5017 (US). MCGEHEE, James F. [US/US]; UOP LLC, 25 East Algonquin Road, P.o. Box 5017, Des Plaines, IL 60017-5017 (US). ERISKEN, Selman Z. [US/US]; UOP LLC, 25 East Algonquin Road, P.o. Box 5017, Des Plaines, IL 60017-5017 (US). QAFISHEH, Jibreel A. [US/US]; UOP LLC, 25 East Algonquin Road, P.o. Box 5017, Des Plaines, IL 60017-5017 (US).

(74) Agentes: UOP LLC; John G. Tolomei, Assistant Secretary-Patent Matters, 25 East Algonquin Road, P.o. Box 5017, Des Plaines, IL 60017-5017 (US).

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

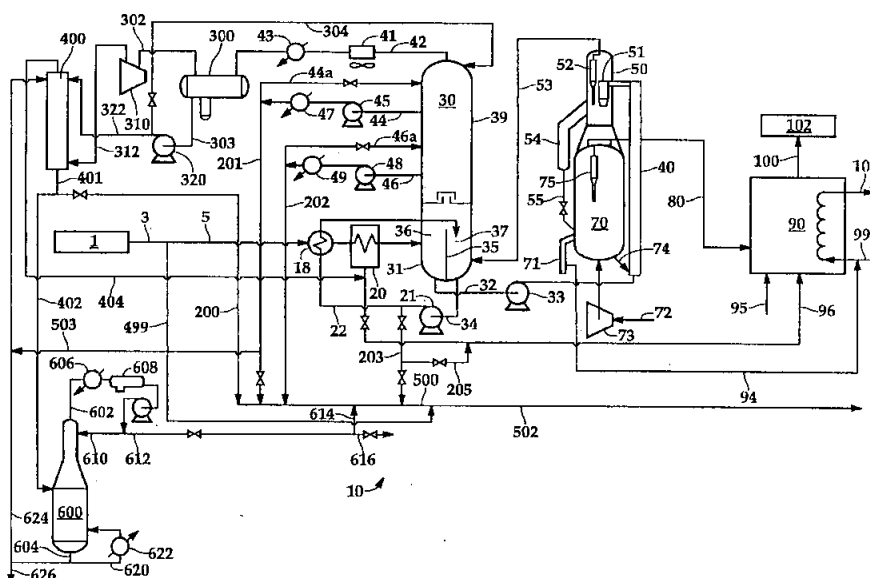
(84) Países designados (a menos que se indique lo contrario para cada clase de protección disponible): ARIPO (BW, GH, GM, KE, LS, MW, MZ, NA, SD, SL, SZ, TZ, UG, ZM, ZW), Eurasiática (AM, AZ, BY, KG, KZ, MD, RU, TJ, TM), Europea (AT, BE, BG, CH, CY, CZ, DE, DK, EE, ES, FI, FR, GB, GR, HU, IE, IS, IT, LT, LU, LV, MC, NL, PL, PT, RO, SE, SI, SK, TR), OAPI (BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GQ, GW, ML, MR, NE, SN, TD, TG).

Publicado:

— con informe internacional de búsqueda y a volverse a publicar al recibo de dicho informe

[Continúa en la página siguiente]

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



(57) Extracto: Un proceso para mejorar las propiedades de flujo del crudo puede incluir procesar una primera corriente de crudo (5), proceso que, a su vez, puede incluir craquear la primera corriente de crudo con catalizador fresco para formar una corriente craqueada (53) y catalizador agotado. El catalizador agotado puede regenerarse para formar catalizador fresco, el cual puede entonces reciclarse. Por lo menos parte de la corriente craqueada (53) puede mezclarse con una segunda corriente de crudo (499). Puede seleccionarse una relación de una parte de la corriente tratada para agregar a la segunda corriente de crudo a fin de alcanzar una gravedad API de por lo menos alrededor de 18. La primera corriente de crudo (5) puede calentarse y separarse por arrastre antes de craquearse.

WO 2007/021441 A2

Para códigos de dos letras y otras abreviaturas, remítase a las "Notas Guía sobre Códigos y Abreviaturas" que aparece al comienzo de cada edición regular del Boletín Oficial PCT.

PROCESO Y APARATO PARA MEJORAR LAS PROPIEDADES DE FLUJO DEL PETRÓLEO CRUDO

ANTECEDENTES DE LA INVENCION

[0001] La presente invención se refiere a un proceso y aparato novedosos para mejorar las propiedades de flujo del petróleo crudo.

ARTE PREVIO RELACIONADO

[0002] Cuando se perfora en busca de petróleo en lugares alejados, se asocia un gasto considerable con el transporte del petróleo crudo desde el cabezal del pozo hasta la instalación receptora. Una dificultad en el transporte de petróleo crudo es que ciertos petróleos crudos pueden contener una cantidad significativa de cera, la cual posee un punto de ebullición elevado. La temperatura a la cual se gelifica la cera es el punto de goteo. La temperatura a la cual se solidifica la cera es el punto de opacidad. En casos donde el punto de opacidad o el punto de goteo de un petróleo crudo céreo son más altos que la temperatura ambiente, la probabilidad de la solidificación y acumulación de la cera constituye una seria amenaza a un transporte continuo del petróleo crudo. Destapar un oleoducto, que se ha atascado con cera o crudo gelificados, es muy costoso y dispendioso.

[0003] Otra especificación para la bombeabilidad de un oleoducto es la viscosidad del aceite. La viscosidad del aceite es proporcional al trabajo requerido para bombearlo. Por lo tanto, cada oleoducto tiene una especificación de viscosidad, API y punto de goteo. 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 según la época del año.

[0004] Aún otra especificación para la bombeabilidad en un oleoducto es el índice de gravedad del Instituto Estadounidense del Petróleo (API,

American Petroleum Institute). A menudo, el petróleo crudo se describe en términos de "ligereza" ("*lightness*") o "pesadez" por el índice de gravedad API. Un número elevado denota un crudo "liviano", y un número bajo denota un crudo "pesado".

[0005] El bitumen es un producto viscoso puede ser difícil de transportar en un oleoducto. El bitumen natural es asfalto natural (arenas bituminosas, arenas petrolíferas) y se ha definido como roca que contiene hidrocarburos más viscosos que 10.000 cp. Por ejemplo, el bitumen del Cold Lake del Canadá, es 10 API y requiere un mejoramiento de grado de calidad ("*upgrading*") a las especificaciones del oleoducto, típicamente por lo menos 18 API. Con frecuencia, el bitumen tiene una alta cantidad de níquel, vanadio y carbón Conradson, y tiene un alto contenido de otros contaminantes y, en consecuencia, puede no ser apropiado como una carga de alimentación directa a una unidad de craqueo catalítico de lecho fluidizado (FCC).

[0006] Un producto petróleo con buenas propiedades de flujo, tales como un bajo punto de goteo, gravedad API elevada y baja viscosidad, es deseado por los refinadores.

[0007] Se han implementado varios procesos para manejar el lento flujo del petróleo crudo en oleoductos. En un proceso, los puntos de goteo de aceites crudos cerosos se han mejorado mediante el retiro de una parte de la cera mediante extracción con disolventes a bajas temperaturas. No obstante, se produce un gasto sustancial en recuperar el disolvente, disponer de la cera y reducir la temperatura a temperaturas suficientemente bajas.

[0008] En otro proceso, el petróleo crudo ceroso se diluye con una fuente externa de fracciones más livianas de hidrocarburos. Sin embargo, este proceso utiliza una cantidad relativamente grande de costosos disolventes de hidrocarburos para transportar un producto relativamente barato.

Además, en lugares alejados, son difíciles de obtener grandes cantidades de hidrocarburos más livianos.

[0009] Todavía otro proceso para mejorar el flujo del petróleo crudo implica craquear térmicamente el petróleo crudo, con el fin de reducir o eliminar moléculas de parafina cerosa convirtiéndolas en hidrocarburos más livianos. Se suministra calor suficiente a las moléculas de parafina cerosa para iniciar el craqueo térmico. Sin embargo, craquear térmicamente el petróleo crudo puede no bajar el punto de goteo o la viscosidad de aceites crudos en forma suficiente para crear un material deseable para mezclarlo con crudo para transporte a través de un oleoducto. El procesamiento térmico tal como viscorreducción puede crear un problema de estabilidad que produce precipitación de asfalto en el oleoducto.

[0010] El FCC es un proceso catalítico para convertir hidrocarburos pesados en hidrocarburos más livianos, contactando los hidrocarburos pesados en una zona de reacción en lecho fluidizado con un catalizador compuesto de material particulado finamente dividido. La mayoría de las unidades FCC utilizan actualmente un catalizador con contenido de zeolita, que tiene una actividad y selectividad elevadas. A medida que avanza la reacción de craqueo, cantidades sustanciales de material altamente carbonáceo, designado como coque, se depositan en el catalizador, formando catalizador agotado. La regeneración a alta temperatura quema el coque del catalizador agotado. El catalizador regenerado se enfría entonces antes de recircularlo a la zona de reacción. El catalizador agotado se retira continuamente de la zona de reacción y se reemplaza por catalizador esencialmente libre de coque de la zona de regeneración. La reacción FCC y la regeneración tienen que aprovisionarse continuamente de energía para mantener el proceso en funcionamiento. En lugares alejados pueden ser difíciles de obtener recursos de energía externos y son muy costosos.

[0011] En campos petroleros alejados, sería deseable un sistema para extraer y transportar petróleo crudo sin necesidad de una fuente externa de energía, creando al mismo tiempo un producto deseable que pueda transportarse a través de un oleoducto.

SUMARIO DE LA INVENCION

[0012] Un aspecto de la invención se dirige a un proceso para mejorar las propiedades de flujo de un producto petróleo crudo craqueando una primera corriente de crudo y mezclando por lo menos parte de la primera corriente de crudo con una segunda corriente de crudo. Este aspecto incluye procesar una primera corriente de crudo, que puede incluir craquear la primera corriente de crudo con catalizador fresco para formar una corriente craqueada y catalizador agotado. La corriente craqueada puede separarse del catalizador agotado. El catalizador agotado puede regenerarse para formar catalizador fresco, el cual puede después reciclarse. Por lo menos parte de la corriente craqueada puede mezclarse con una segunda corriente de crudo. La primera corriente de crudo puede separarse por arrastre de vapor ("*may be stripped*") antes de craquearse. En otro aspecto, la primera corriente de crudo tiene por lo menos una de las siguientes propiedades: Una gravedad API de menos de 18, una viscosidad de más de 10.000 cSt a 38°C y un punto de goteo de más de 20°C. En un aspecto adicional, se selecciona una relación de una parte de la corriente craqueada a la segunda corriente de crudo con el fin de alcanzar por lo menos una de las siguientes propiedades: Una gravedad API de por lo menos 18, una viscosidad de no más de 10.000 cSt a 38°C y un punto de goteo de no más de 20°C.

[0013] Ventajosamente, cuando se emplea este proceso, la corriente craqueada puede separarse en colas de destilación, aceite liviano de ciclo y nafta, en donde el aceite liviano de ciclo puede combinarse con la segunda corriente de crudo. La nafta puede desbutanizarse para formar gas licuado

de petróleo y gasolina, en donde estos dos productos pueden mezclarse con la segunda corriente de crudo. Las colas de destilación, el aceite liviano de ciclo, el gas licuado de petróleo y la gasolina pueden tener cada uno una proporción respectiva y, durante el paso de mezclado, cada proporción respectiva puede seleccionarse para alcanzar una gravedad API de por lo menos 18.

[0014] En un aspecto adicional de la invención, la regeneración del catalizador puede formar un gas de chimenea de regeneración, que puede quemarse en una caldera para generar vapor. El vapor puede recalentarse. El paso de regeneración quema parcialmente coque en el catalizador agotado para formar gas de chimenea de regeneración, que tiene una relación CO/CO₂ de entre 0.6:1 y 1:1.

[0015] En un aspecto adicional, la mezcla de una parte de la corriente craqueada y la segunda corriente de crudo se transporta en un oleoducto en un trayecto de 20 millas, desde el sitio donde se mezclaron, a una estación de procesamiento.

[0016] En todavía otro aspecto de la invención, la primera corriente de crudo puede incluir bitumen, y el proceso puede incluir desasfaltar el bitumen con disolvente antes del paso de craqueado. El paso de desasfaltado puede formar alquitrán, el cual puede quemarse en una caldera para generar vapor.

[0017] En todavía otro aspecto de la invención, un aparato para reducir el punto de goteo del crudo puede comprender: Un elevador ("*riser*") cargado con catalizador fresco y que tiene un tope y un fondo, en donde una tubería de crudo envía una primera corriente de crudo al fondo y una boca de salida retira el catalizador agotado y una corriente craqueada vaporizada del tope. Un depósito que contiene un ciclón puede estar en comunicación fluida con la boca de salida para recibir y separar la corriente craqueada

vaporizada del catalizador agotado. Un regenerador puede estar en comunicación fluida con el depósito para recibir y regenerar el catalizador agotado para formar el catalizador fresco. Un tubo vertical ("*standpipe*") puede conectarse entre el elevador y el regenerador para recargar el elevador con el catalizador fresco. Una torre fraccionadora puede estar en comunicación fluida con el depósito para recibir la corriente craqueada vaporizada para fraccionarla en fracciones volátiles, nafta, aceite liviano de ciclo y colas de destilación, y líneas en comunicación fluida con la torre fraccionadora pueden entregar por lo menos parte de la nafta y por lo menos parte del aceite liviano de ciclo a una segunda corriente de crudo. Adicionalmente, una línea de alimentación de la torre fraccionadora está en comunicación fluida con el elevador.

BREVE DESCRIPCIÓN DE LAS DIFERENTES VISTAS DE LOS DIBUJOS

[0018] FIG. 1 es un esquema de flujo que muestra la panorámica del proceso y el aparato.

[0019] FIG. 2 es un esquema de flujo de un complejo de procesamiento de bitumen.

[0020] FIG. 3 es un esquema de flujo de la unidad de recuperación de energía.

DESCRIPCIÓN DETALLADA DE LA INVENCION

[0021] Esta invención puede mejorar las propiedades de flujo de un petróleo crudo. El proceso puede elaborar fracciones más ligeras ("*cutter stock*") de una porción de un petróleo crudo empleando componentes diseñados modularmente. El petróleo crudo puede comprender la alimentación de crudo para craquearse catalíticamente por un proceso de

craqueo catalítico en lecho fluidizado (FCC) y el producto puede mezclarse con petróleo crudo no procesado para crear una mezcla de crudo procesado y no procesado para mejorar las propiedades de flujo del crudo disminuyendo el punto de goteo, aumentando el API y/o reduciendo la viscosidad para facilitar el transporte del producto mezclado, a través de un oleoducto, a un lugar alejado para procesamiento posterior.

[0022] Puede emplearse el craqueo catalítico de residuos en lecho fluidizado (RFCC) para procesar un residuo de carbón Conradson y cargas de alimentación contaminadas con metales, tales como residuos atmosféricos o mezclas de residuo de vacío y gasóleos. Dependiendo del nivel de residuo de carbón y contaminantes de níquel y vanadio, estas cargas de alimentación pueden hidrotratarse o desasfaltarse antes de alimentarse a una unidad RFCC. El hidrotratamiento o desasfaltado de la alimentación reduce el residuo de carbón y niveles de metales de la alimentación, disminuyendo tanto la tendencia a formar coque de la alimentación como la desactivación del catalizador.

[0023] Esta invención tiene un esquema de flujo altamente integrado que minimiza la cantidad de equipo necesario y puede ser tan completo en sí misma como sea posible. Cualquier exceso de energía generado en el complejo puede emplearse para generar vapor, el cual puede exportarse al campo petrolero para inyección de vapor. La energía necesaria para el complejo puede generarse con eficiencia elevada empleando vapor de una caldera CO, que este altamente presurizado y recalentado, o mediante un expensor de recuperación de energía en una línea de gas de chimenea del regenerador de catalizador. Tal complejo debe tener un exceso de energía y vapor extraído, porque el rendimiento de coque es muy alto en comparación con una reacción FCC estándar. Se espera que generar energía para operar el complejo con gas de proceso o vapor de alta calidad generado por la caldera CO, más extracción de vapor, sea sinérgico en el campo petrolero porque métodos mejorados de recuperación de aceite requieren vapor

saturado a presión media, que se encuentra generalmente en exceso en una refinería. El campo petrolero requiere asimismo electricidad para operar las bombas que extraen el crudo de la tierra.

[0024] Petróleo crudo de una fuente puede comprender toda o una parte de una alimentación de crudo a procesarse por el FCC. La alimentación de crudo procesado por esta invención puede ser hidrocarburo pesado que comprende 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 y aumentan el punto de goteo. La alimentación de crudo puede incluir igualmente petróleo crudo convencional, productos de colas de columna para destilación atmosférica, colas de columnas de vacío, aceites pesados de carbón, aceites residuales, arenas bituminosas, aceites de esquistos bituminosos y fracciones asfálticas.

[0025] Generalmente, el petróleo crudo es muy viscoso, tiene una gravedad API de entre 8 y 13 API y, típicamente, menos de 18 API y/o un punto de goteo 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 goteo de más de 20°C, viscosidad mayor de 10.000 cSt a 38°C y una gravedad API típicamente mayor de 18 API.

Aparato de Procesamiento

[0026] Con referencia a FIG. 1, el aparato **10** entrega petróleo crudo del suelo del campo petrolero **1** a la línea **3**. La corriente de petróleo crudo en la línea **3** está sometida generalmente a calentamiento y separación de un aceite de una fase acuosa para desaguar la corriente de petróleo crudo en la línea **3**. La corriente de petróleo crudo en la línea **3** se separa en dos porciones. Una corriente de crudo se transporta en la línea **5** para el

procesamiento mientras que la otra corriente de crudo se transporta en la línea 499 para eludir el procesamiento de la línea 5. El petróleo crudo puede enviarse a calentador de llama ("*a fired heater*") 20 donde el petróleo crudo puede precalentarse. Opcionalmente, el petróleo crudo en la línea 5 puede calentarse también en el intercambiador de calor 18 mediante intercambio indirecto de calor con reciclaje de las colas de destilación en la línea 22. Luego de salir del calentador 20, el petróleo crudo calentado puede introducirse en el fondo 31 de la torre fraccionadora 30. En ciertos procesos FCC, el petróleo crudo no se dirige a la torre fraccionadora 30 sino se introduce directamente al elevador 40 para craqueo catalítico.

[0027] La recuperación de residuos, o fracciones pesadas, involucra la vaporización o destilación fraccionaria del petróleo crudo con cambio mínimo o ningún cambio químico en el petróleo crudo. El proceso de fraccionamiento puede proporcionar una carga de alimentación 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 carga de alimentación. Los hidrocarburos livianos, aquellos que hierven por debajo de 371°C, preferiblemente aquellos que hierven por debajo de 357°C y, muy preferiblemente, aquellos que hierven por debajo de 343°C, se destilan por expansión instantánea ("*are flashed off*") del petróleo crudo en la zona de alimentación 36. Por lo general, los hidrocarburos livianos no se craquean catalíticamente. En consecuencia, la zona de alimentación 36 sirve como un separador por arrastre de vapor ("*stripper*"), en el cual los hidrocarburos livianos se separan por arrastre de vapor de la alimentación de crudo.

[0028] La alimentación de crudo puede cargarse directamente a un elevador 40 sin el paso de fraccionamiento, dependiendo de la cantidad de fracciones volátiles, gasolina, gasóleos y residuos. La alimentación directa sería deseable si la cantidad de hidrocarburos, que hierven por debajo de 343°C, es relativamente baja y, por consiguiente, su segregación es

innecesaria. El producto colas de destilación de la torre fraccionadora 30, en la zona de alimentación 36 se retira a través de la línea de alimentación FCC 32 y se dirige por la bomba 33 al fondo del elevador 40.

[0029] La velocidad de alimentación al aparato 10 puede estar entre 50.000 y 200.000 barriles por día, preferiblemente entre 75.000 y 150.000 barriles por día y, más preferiblemente, 100.000 barriles por día, aunque la velocidad de alimentación podría variar de estos rangos. La alimentación al FCC puede estar entre 10 LV-% y 60 LV-% de la carga del complejo en la línea 3 del campo petrolero 1, prefiriéndose las velocidades más bajas a las velocidades más altas, a menos que los balances de utilidad requieran velocidades de carga más altas. La alimentación en la línea 32 se pone en contacto con catalizador en el elevador 40 y se craquea en productos hidrocarburos más livianos, los cuales se transportan fuera del elevador 40. El catalizador se agota a medida que se acumula residuo de carbón en la superficie del catalizador. El catalizador agotado y los productos se transportan fuera del tope del elevador 40 y a un depósito del reactor 50, opcionalmente a través de un separador de fracciones en bruto ("*a rough cut separator*") 51 para decantar vapores de producto del catalizador agotado. Una o más etapas de los ciclones 52 separan posteriormente el catalizador agotado de los productos, induciendo la mezcla de catalizador y gases de producto a arremolinarse, de modo que el catalizador agotado más pesado se desplace hacia abajo y los productos gaseosos más livianos se desplacen hacia arriba.

[0030] Condiciones aproximadas de operación incluyen calentar la alimentación de crudo para craqueo catalítico a entre 149° y 260°C, preferiblemente entre 177° y 232°C y, más preferiblemente 204°C. La temperatura en el depósito del reactor 50 puede estar entre 454° y 593°C, preferiblemente entre 482° y 566°C y, más preferiblemente, entre 510° y 538°C. El aparato 10 puede regenerar catalizador a temperaturas entre 593° y 896°C, preferiblemente entre 649° y 760°C, más preferiblemente entre

660° y 732°C. La conversión FCC puede estar entre 60 y 80 LV-% a gasolina y productos más livianos, preferiblemente entre 65 LV-% y 75 LV-% a gasolina y productos más livianos y, más preferiblemente, 70 LV-% a gasolina y productos más livianos.

[0031] Continuando con la FIG. 1, los productos de vapor salen del tope del depósito del reactor 50 y pueden dirigirse a través de la línea 53 a la zona de producto 37 en la porción inferior 31 de la torre fraccionadora 30. El calor de los vapores del producto pueden absorberse en la torre fraccionadora 30, de modo que los vapores se des-recalienten y tenga lugar la separación del producto primario. El calor requerido para la separación de los productos en la torre fraccionadora 30 se suministra principalmente por la corriente del producto craqueado. En consecuencia, en el caso de que la alimentación de crudo se envíe directamente al elevador 40, ningún otro calor se alimenta a la torre fraccionadora 30. El fraccionamiento del producto alimentado a la zona de producto 37 puede ser por retiro de calor, en lugar de alimentación de calor. El calor puede retirarse de la torre fraccionadora por una serie de flujos de intercambiador de retrobombeo ("*pump-around exchanger flows*"), acoplados con la generación de vapor de las colas de destilación de la torre fraccionadora y enfriamiento de columna de destilación en la forma de un condensador enfriado con aire/agua.

Torre Fraccionadora

[0032] Continuando con la FIG. 1, la columna fraccionadora 30 puede ser una torre fraccionadora de pared dividida con una partición 35 posicionada verticalmente para aislar una zona de alimentación 36 de una zona de producto 37 en el fondo de la torre fraccionadora 30. La partición 35 puede formarse de por lo menos un deflector que es por lo general no perforado (por lo menos 80% no perforado, preferiblemente 90% no perforado). Pueden emplearse múltiples deflectores. El petróleo crudo se

dirige a la zona de alimentación **36** y se calienta a una temperatura entre 315° y 427°C , preferiblemente entre 343° y 399°C y, muy preferiblemente, a una temperatura de 371°C , a una presión de entre 1.3 y 2 atm, preferiblemente entre 1.5 y 1.9 atm y, muy preferiblemente, 1.7 atm. Los hidrocarburos livianos separados por arrastre de vapor ("*stripped*") del petróleo crudo pueden abandonar la porción superior **39** de la torre fraccionadora **30** y pueden contener producto nafta liviana, que fluye a través de la línea **42**, producto nafta pesada limpia, que fluye a través de la línea **44** y/o producto aceite liviano de ciclo, que fluye a través de la línea **46**. El producto nafta liviana en la línea **42** puede condensarse por un condensador **41** en un generador de vapor **43**, antes de dirigirse al receptor de columna de destilación **300**. Se decanta agua del receptor **300** mientras se separa gas húmedo volátil en la línea **302** de la nafta líquida, no estabilizada en la línea **303**. El gas húmedo se expande en el expansor **310** y se alimenta al fondo de una columna de absorción **400** mediante la línea **312**. Mientras tanto, la nafta líquida no estabilizada se comprime en el compresor **320** y se alimenta a un tope de la columna de absorción **400** mediante la línea **322**. Una porción de la nafta no estabilizada se hace refluir a la columna de la torre fraccionadora **30** mediante la línea **304**. En la columna de absorción **400**, la nafta líquida no estabilizada absorbe gas licuado de petróleo (LPG) del gas húmedo y sale de la columna de absorción **400** en la línea de absorbente **401**, que comprende C_3^{+} . La línea de absorbente se bifurca entre la línea de producto **200**, para entregar C_3^{+} a la línea **500** para mezclar, y una línea de alimentación del desbutanizador **402**. En una incorporación, la nafta pesada en la línea **201** se desvía mediante la línea **503** a la línea **624** para suplementar la alimentación de nafta a la columna de absorción e incrementar la recuperación de LPG en la línea **401**. Gas seco que comprende C_2^{-} , H_2S y H_2 sale de la columna de absorción **400** en la línea de gas seco **404**. El gas seco es transportado por la línea de gas seco **404** para alimentar el calentador de llama **20** y/o una caldera CO **90** mediante la línea **96**. Igualmente, el gas seco en la línea **404** puede dirigirse a una turbina de gas para la generación de electricidad.

[0033] La torre fraccionadora 30 puede condensar productos de reacción recalentados de la reacción FCC para producir productos hidrocarburos líquidos. La torre fraccionadora 30 puede proporcionar igualmente algún fraccionamiento (o separación por arrastre de vapor) entre productos de corriente lateral líquida. Una vez enfriados los productos de vapor de temperaturas de entre 482° y 966°C, preferiblemente entre 510° y 537°C y, más preferiblemente, 521°C a temperaturas de entre 10° y 66°C, preferiblemente entre 21° y 49°C y, más preferiblemente, 38°C, los productos de vapor se condensan típicamente en productos líquidos y los productos líquidos se transportan fuera de la torre fraccionadora 30 y se dirigen para mezclarlos con el crudo sin reaccionar en la línea 500. Típicamente, cualquier cosa más pesada que C₅ puede quedar en la fase líquida, y cualquier cosa más liviana puede quedar vaporizada como fracciones volátiles y puede transportarse fuera de la torre fraccionadora 30 en la línea de cabeza de destilación 42. Los productos líquidos tomados como fracciones de la torre fraccionadora 30 pueden comprender típicamente aceite liviano de ciclo (LCO), colas de destilación de la torre fraccionadora o aceite clarificado, aceite pesado de ciclo (HCO) y nafta pesada (gasolina). En la FIG. 1, HCO no tiene una fracción separada pero se recolecta en las colas de destilación. La corriente de nafta pesada en la línea 44 se retira de la columna fraccionadora 30 por una bomba 45 y se enfría en el generador de vapor 47. Una porción de reflujo se reincorpora a la columna a una ubicación más alta mediante la línea 44a. La línea de nafta pesada 201 toma el remanente a la línea 500. La línea 503 puede tomar alguna parte o la totalidad de la nafta pesada a la columna desbutanizadora 600 mediante la línea 402. Análogamente, la corriente LCO en la línea 46 se retira de la columna fraccionadora 30 por una bomba 48 y se enfría en el generador de vapor 49. Una porción de reflujo se reincorpora a la columna 30 en una ubicación más alta mediante la línea 46a. La línea LCO 202 toma el remanente a la línea 500. Finalmente, se retira aceite clarificado en la línea de colas de destilación 34 de la columna

fraccionadora **30** mediante una bomba **21** y una porción de retorno se enfría en un intercambiador de calor de alimentación **18** y se reincorpora a la zona de producto **37** de la columna **30** aislado del lado de alimentación **36** por la partición **35**. La línea de colas de destilación limpias **203** puede tomar un remanente del aceite clarificado a la línea **500** para mezclarlo o desviarlo a la caldera CO **90** a través de las líneas **205** y **96**.

Productos FCC

[0034] El catalizador más apropiado para empleo en el elevador **40** son mallas moleculares zeolíticas, que tienen un gran tamaño medio de poro. Típicamente, mallas moleculares con un gran tamaño de poro tienen poros con orificios de más de 0.7 nm en diámetro efectivo, definidos por anillo de 10 y, típicamente, 12 elementos. Índices de tamaño de poro de poros grandes están alrededor de 31. Componentes zeolíticos apropiados de poro grande 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. Un contenido bajo de tierras raras denota menos de, o igual a, 1.0% en peso de óxido de tierras raras en la porción zeolítica del catalizador. El catalizador puede dispersarse en una matriz que contenga un material aglutinante, tal como sílice o alúmina y/o un material inerte de relleno tal como caolín. Se prevé que el catalizador de equilibrio, que se ha empleado como catalizador en un elevador FCC previamente, u otros tipos de catalizador de craqueo pueden ser apropiados para empleo en el elevador de la presente invención.

[0035] El sistema FCC craquea la mayor parte de la alimentación de crudo en el material en el rango C₅+, que hierve a 204°C. Estos productos pueden tener una gravedad API de entre 30 y 60, preferiblemente de entre 35 y 55 y, más preferiblemente, de entre 40 y 50 y, en consecuencia, contribuyen significativamente al aumento en el API neto de la corriente mezclada en la línea **502**. El craqueo catalítico del petróleo crudo

maximiza el aumento en la gravedad API procesando al mismo tiempo una cantidad mínima de petróleo crudo.

[0036] El producto líquido combinado del procesamiento FCC de petróleo crudo puede contener productos convertidos de la alimentación de carga de petróleo crudo o bitumen 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 más de 35 y, más preferiblemente, más de 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 50°C. Los productos líquidos formados pueden tener un punto de goteo menor de 4°C, preferiblemente menor de -1°C y, más preferiblemente, menor de -3.8°C. Los productos combinados de conversión líquidos del procesamiento del aceite pesado mediante FCC son más livianos y menos viscosos, en virtud de la reducción en el peso molecular. Más craqueo en el FCC puede resultar en una menor viscosidad y densidad del producto.

[0037] La cantidad exacta de alimentación, que es necesaria para procesarse, depende de los requerimientos específicos de aceptación del oleoducto con respecto a bombeabilidad. Éstos pueden especificarse como densidad máxima o gravedad API mínima, viscosidad máxima a cierta temperatura, punto máximo de goteo o cualquier combinación de estas especificaciones. Cualquiera de las especificaciones anteriormente mencionadas podría ser el factor limitante para la cantidad de procesamiento necesario, dependiendo del tipo de crudo o la especificación. Además, las especificaciones pueden ser diferentes para distintas épocas del año, debido a temperaturas cambiantes 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 mínimo de operación.

[0038] Los productos líquidos de la reacción FCC se mezclan con una corriente de petróleo crudo no procesado en la línea 499 para formar un petróleo crudo mixto, apropiado para transporte en la línea 502. Entre 5 LV-% y 60 LV-% del petróleo crudo en la línea 3 pueden procesarse por FCC y agregarse a la corriente de crudo sin procesar o sin reaccionar en la línea 499, preferiblemente entre 10 LV-% y 40 LV-% de la alimentación de crudo puede procesarse y agregarse a crudo no procesado, más preferiblemente 30 LV-% de la alimentación de crudo puede procesarse y agregarse a crudo no procesado por volumen. Una relación del petróleo crudo no procesado a los productos líquidos agregados puede estar entre 0.5:1 y 9:1, preferiblemente entre 1:1 y 4:1, más preferiblemente entre 2:1 y 3:1. El flujo inferior de la torre de absorción ("*absorber underflow*") transportado en la línea 200, así como la totalidad de las demás corrientes de líquido de la torre fraccionadora 30, pueden combinarse con crudo no procesado. Dependiendo de los requerimientos del sitio o el grado del crudo deseado, puede ser deseable quemar todo o parte del aceite clarificado en la línea de colas de destilación 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.

Desbutanizador

[0039] En todavía otra incorporación, el flujo inferior de la torre de absorción en la línea 401 puede enviarse también a la columna de fraccionamiento del desbutanizador 600 mediante la línea 402 para separar LPG de la nafta. El fraccionamiento produce una corriente de cima C₄ ("*an C₄-overhead*") en la línea 602, que se condensa en el condensador 606 con la producción de vapor y se desagua en el receptor 608. El LPG drenado se bombea y se divide entre la línea de reflujo 610, que se recircula al desbutanizador 600, y la línea de recuperación 612. La línea de recuperación 612 se divide entre una línea de mezclado 614, que mezcla LPG con los productos procesados en la línea 500, y una línea opcional de

producto **616**, que recupera LPG como producto, el cual puede almacenarse y/o venderse localmente. El LPG es un excelente componente de fracciones más ligeras ("*cutter component*") pero, debido a su elevada presión de vapor, puede mezclarse sólo hasta la especificación de destilación instantánea. Por lo tanto, la división entre las líneas **610** y **612** y **614** y **616** debe ajustarse para maximizar el LPG mezclado en la línea **500** hasta la especificación de destilación instantánea. Cualquier exceso puede captarse y venderse como LPG, o emplearse en el calentador de llama **20** o la caldera CO **90**. Asimismo, la columna desbutanizadora **600** produce una corriente de colas de destilación en la línea **604**, que contiene por lo general material C₅+. La corriente de colas de destilación **604** se divide entre una línea de re-hervido **620**, que se calienta por el re-hervidor **622** y se recircula a la columna desbutanizadora **600**, y una línea de recuperación de nafta **624**, que recupera nafta para recircularse preferiblemente al tope de la columna de absorción **400** o recuperarse como producto en la línea **626** para almacenarse y/o venderse localmente.

Producto Mezclado

[0040] Como se ilustra en la FIG. 1, los productos de conversión separados: Nafta pesada en la línea **201**, LCO en la línea **202** y flujo inferior de la torre de absorción en la línea **200** se combinan en la línea **500**, donde se integran con el petróleo crudo no procesado de la línea **499**, formando así una corriente mezclada **502**, o un producto sintético. El petróleo crudo no procesado puede abastecerse directamente del campo petrolero pero, más preferiblemente, puede separarse por arrastre de vapor para retirar hidrocarburos livianos y desaguarse. En una incorporación alternativa, una porción de uno o más de los productos de conversión se extraen como producto lateral y se tratan o procesan posteriormente como producto genérico comercializable. Si se desea esta opción, necesitará procesarse una porción mayor de la alimentación en el FCC para compensar la pérdida de material de baja viscosidad para el mezclado.

[0041] Los productos líquidos pueden incluir colas de destilación, aceite liviano de ciclo y nafta, y las porciones de cada uno pueden seleccionarse para combinarse con el crudo no procesado para lograr las propiedades deseadas de flujo. El crudo no procesado puede ser una porción de la fuente de crudo, que no se procesó en FCC. Específicamente, todas las corrientes líquidas pueden combinarse con el crudo no procesado. La nafta puede dirigirse a un desbutanizador (no mostrado) para formar gas licuado de petróleo (LPG) y gasolina. El LPG y la gasolina pueden agregarse al crudo no procesado, en cantidades seleccionadas para lograr las propiedades de flujo deseadas. La capacidad de modificar las cantidades relativas de hidrocarburos livianos (propano a pentano) en el crudo de oleoducto mezclado es ventajosa, porque puede mantenerse almacenado en depósitos y, en consecuencia, someterse todavía a una especificación adicional de presión de vapor Reid (RVP) para minimizar la extracción por ebullición ("*the boil-off*") de material en condiciones ambientales, que pueden infringir las normas ambientales, causar pérdida de material para la quema en tea o requerir sistemas costosos de recuperación de vapor. La adición de LPG al crudo no procesado tiene que calibrarse para balancear la presión de vapor y las propiedades de flujo.

[0042] La corriente mezclada en la línea **502** puede tener las siguientes características: 18 API o mayor, preferiblemente por lo menos 19 API, más preferiblemente, más de 19.5 API. La corriente mezclada puede tener una viscosidad a 38°C de no más de 10.000 cSt, preferiblemente de no más de 5.000 cSt y, más preferiblemente, de no más de 25 cSt. La corriente mezclada puede tener además un punto de goteo de no más de 20°C, preferiblemente de no más de 15°C y, más preferiblemente, de no más de 0°C. La corriente mezclada puede bombearse entonces en el oleoducto **502** a un sitio alejado para procesamiento posterior, tal como en una refinería o una estación de distribución. Por lo general, un sitio alejado está a más de 20 millas de distancia del pozo en el campo petrolero **1**.

Regeneración de Catalizador

[0043] Como se ilustra en la FIG. 1, el catalizador agotado, separado de los productos por los ciclones 52, se precipita en un lecho y se separa por arrastre de hidrocarburos mediante vapor en el separador 54 y se entrega a través de la tubería de catalizador agotado 55, regulada por una válvula, a un regenerador 70. En el regenerador 70 se quema completamente el coque de la superficie del catalizador agotado, para producir un catalizador fresco o regenerado. Se bombea aire de la línea 72 por la sopladora 73 e ingresa al fondo del regenerador 70 para quemar el coque a una temperatura de entre 482° y 871°C, preferiblemente entre 538° y 760°C, más preferiblemente entre 649° y 704°C. Una vez quemado el coque en forma sustancial, el catalizador agotado se transforma nuevamente en catalizador fresco. El carbón que se ha quemado constituye gas de chimenea de regeneración, que contiene H₂, CO, CO₂ e hidrocarburos livianos. Los ciclones 75 separan el catalizador regenerado del gas de chimenea de regeneración. El catalizador regenerado puede reincorporarse al elevador 40 a través de la tubería de catalizador regenerado 74 para contactar la alimentación cruda que entra en la línea 32.

[0044] El gas de chimenea de regeneración puede transportarse fuera del regenerador 70 a través de la línea de gas de chimenea 80 y a la caldera CO 90. La relación CO/CO₂ en el gas de chimenea de regeneración en la corriente 80 puede estar entre 0.6:1 y 1:1, preferiblemente entre 0.7:1 y 0.99:1, más preferiblemente 0.9:1. Operar el regenerador 70 en combustión parcial es lo más apropiado para uso con residuos pesados, donde la liberación de calor del regenerador y el consumo de aire son elevados, debido al alto rendimiento de coque. Además, una regeneración pobre en oxígeno ofrece un mantenimiento de la actividad mejorada del catalizador con altos niveles de vanadio en el catalizador, debido a la movilidad disminuida del vanadio a niveles de oxígeno más bajos. Operar el

regenerador 70 en combustión parcial profunda, para maximizar el rendimiento de CO en la unidad, limitará la cantidad de calor que podría liberarse, si se dejara quemar completamente el carbón a CO_2 . Esto reducirá la temperatura del regenerador y permitirá una mayor relación de catalizador a petróleo.

[0045] El poder calorífico de gas con contenido de CO puede ser bajo debido a la dilución con mucho nitrógeno; en consecuencia, para una combustión 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 calentar la zona de combustión a una temperatura en la cual sustancialmente todo el CO se oxida a CO_2 en la caldera CO 90. En la caldera CO 90 el gas de chimenea de regeneración alcanza temperaturas de por lo menos 815°C , preferiblemente por lo menos 926°C y, más preferiblemente, por lo menos 982°C . La combustión en la caldera CO 90 calienta y vaporiza el agua alimentada por la línea de agua 99 para generar vapor recalentado a alta presión, que sale de la caldera CO a través de la línea de vapor 101 para empleo en el complejo FCC. El gas de chimenea de regeneración con contenido de CO_2 sale de la caldera CO 90 y se libera a la chimenea 102. El gas seco en la línea 96 puede originarse de la línea de cabeza de columna de la torre de absorción 400. Un combustible auxiliar alternativo puede contener aceite clarificado, desviado de la línea 203 a la línea 205.

[0046] Además de operar el regenerador 70 en combustión parcial profunda, puede retirarse calor adicional del regenerador 70 mediante la operación de enfriadores 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, muy 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 a través de la línea **94** a la caldera CO **90** para recalentarse en la caldera CO.

Recuperación de Energía

[0047] El gas de chimenea del regenerador puede dirigirse opcionalmente mediante la línea **80** a una unidad de recuperación de energía, como se ilustra en la FIG. 3, antes de entregarse a la caldera CO **90**, como una alternativa a la entrega del gas de chimenea del regenerador directamente a la caldera CO **90**. En la caldera CO se mezclan aire y gasóleo con el gas de chimenea y se queman para convertir el CO en CO₂.

[0048] Como se ilustra en la FIG. 3, la unidad de recuperación de energía pasa el gas de chimenea del regenerador a través del separador de tercera etapa **81** para retirar finos de catalizador en la corriente del gas de chimenea. Los finos de catalizador se dirigen entonces fuera del separador de tercera etapa **81** a través de la línea de flujo inferior **82**. El gas de chimenea limpio se dirige entonces mediante la línea **83** al expansor de recuperación de energía (o turbina) **85** el cual, a su vez, hace girar un eje que acciona un generador de energía eléctrica **86** y/o la sopladora de aire **73** para el regenerador. El gas de chimenea del expansor **85** se dirige a través de la línea del expansor **84** a la caldera CO **90** ilustrado en la FIG. 1.

[0049] Se contempla asimismo que el gas seco en las líneas **404** y **96** pueda enviarse a una turbina de gas (no ilustrada) para la generación de electricidad, si las demandas de energía son más cruciales que las demandas de vapor. El gas caliente expulsado de la turbina de gas podría enviarse entonces a una caldera CO **90** para complementar los requerimientos de calefacción en ella.

[0050] El aparato **10** puede ser económico a escalas grandes o pequeñas y puede constituir una solución ideal para campos petroleros

alejados, que carecen de energía en el sitio, para producir el vapor requerido, carecen de aceite liviano que puede necesitarse como fracciones más ligeras para transporte, o son inaccesibles a refinerías en capacidad de procesar aceite pesado. El aparato 10 puede tener una multiplicidad de elevadores 40, un depósito de reactor 50, un regenerador 70 y una torre fraccionadora 30. Un arreglo apilado de elevadores 40, una zona de decantación ("*disengaging zone*") 50, y un regenerador 70 disminuirán ambos el costo de inversión y el área de terreno de los depósitos.

[0051] El punto de goteo y la viscosidad del petróleo crudo en la corriente de crudo 3 se disminuyen y se aumenta el API, craqueando catalíticamente una porción en la corriente de crudo 5 en productos más livianos y mezclando esos productos con petróleo crudo sin reaccionar en la corriente 499. El aparato 10 produce también energía mediante gases de chimenea de regeneración dirigidos a la caldera CO. El aparato 10 es un sistema completo en sí mismo, que aumenta las propiedades de flujo del petróleo crudo, sin necesidad de energía externa significativa. El aparato 10 puede generar 100% de la energía requerida para funcionar él mismo, más un exceso que puede utilizarse para bombear aceite del suelo. Se genera asimismo un exceso de vapor, el cual puede emplearse para desaguar el crudo e inyectar el campo petrolero, con miras a una mayor recuperación de petróleo. El tamaño del aparato 10 puede incrementarse más allá del tamaño requerido para mejorar el grado de calidad del crudo a 18 API hasta equilibrar las necesidades totales de energía del proceso y el campo petrolero.

Alimentación de Crudo con Contenido de Bitumen

[0052] Un análisis típico de bitumen, por ejemplo del Cold Lake de Canadá (CCL), puede tener las siguientes propiedades. El bitumen puede tener una gravedad API entre 9 y 12 API y, preferiblemente, entre 10 y 11 API. El bitumen puede tener un contenido de azufre de entre 3 y 5 % en

62

peso y, preferiblemente, entre 3.5 y 4.5 % en peso. El bitumen puede tener un contenido de nitrógeno de entre 0.1 y 0.4 % en peso y, preferiblemente, entre 0.2 y 0.3 % en peso. El bitumen puede tener un contenido de residuo de carbón Conradson de entre 11 y 14 % en peso y, preferiblemente, entre 12 y 13.5 % en peso. El bitumen puede tener un contenido de níquel y vanadio en ppmw de entre 250 y 280 y, preferiblemente, entre 255 y 270. El bitumen puede tener un contenido TAN (índice total de acidez – *total acid number*) en mg de KOH/g de entre 1 y 2 y, más preferiblemente, entre 1.2 y 1.5.

[0053] Los contaminantes contenidos en el bitumen son mucho más altos que la mayoría de los aceites crudos, y el procesamiento directo en un FCC sería posible únicamente con un rendimiento de coque muy alto, necesitando múltiples enfriadores de catalizador 71 y una velocidad de sustitución de catalizador muy alta debido a la acumulación de metales.

Desalfaltado con Disolventes

[0054] Como se ilustra en la FIG. 2, [se presenta] una incorporación alternativa de la invención, en la cual la línea 3 incluye bitumen. El bitumen es asfalto natural (arenas bituminosas, arenas petrolíferas) y se ha definido como roca que contiene hidrocarburos más viscosos que 10.000 cp, u otros hidrocarburos que pueden extraerse de roca de mina o cantera. Otros bitúmenes naturales son sólidos, tales como gilsonita, grahamita y ozokerita, que se distinguen por veta, fusibilidad y solubilidad. La alimentación que contiene bitumen puede procesarse en corriente ascendente de la línea 5, que efectúa la división entre la línea 3 y la línea 499 de la FIG. 1. La alimentación con contenido de bitumen en la línea 3 puede separarse primero en una columna de fraccionamiento atmosférico 700 para proporcionar gasóleo en una línea de cabeza de columna 702, nafta liviana de destilación directa en la línea 704, nafta pesada en la línea 706, queroseno en la línea 708, destilado intermedio en la línea 710 y

gasóleo atmosférico en la línea 712. Pueden obtenerse variaciones de estas fracciones, tales como menores extracciones laterales de la columna atmosférica 700. Las líneas 704, 706, 708 y 710 se combinan para proporcionar la línea 714. Opcionalmente, una corriente de colas de destilación de la columna atmosférica 700 se entrega en la línea de colas de destilación 701 a una columna de destilación de vacío 720, que se opera bajo condiciones de vacío. Una línea de cabeza de columna 722 de la columna 720, que contiene gasóleo de vacío, se combina con la línea 712 para formar la línea 725. Las colas de destilación de vacío en la línea 724 se transportan a un aparato desasfaltador con disolvente 711. Alternativamente, las colas de destilación atmosférica en la línea 701 se envían directamente al aparato desasfaltador con disolvente 711 sin experimentar destilación de vacío, omitiendo la necesidad de la columna 720.

[0055] En el proceso de desasfaltado con disolvente, las colas de destilación de vacío en la línea 724 se bombean y mezclan con un disolvente de la línea 728 antes de ingresar en un depósito extractor 730. Puede agregarse disolvente adicional a un extremo inferior del depósito extractor 730 mediante la línea 729. El disolvente parafínico liviano, típicamente propano, butano, pentano, o mezclas de los mismos, solubiliza el material de hidrocarburos pesados en las colas de destilación de vacío. Las porciones más pesadas de la alimentación son insolubles y se precipitan como alquitrán en la línea 732. El alquitrán en la línea 732 se calienta en un calentador de llama 734 y se separa en el separador de alquitrán 740 para obtener alquitrán en la línea de colas de destilación 742 y disolvente en la línea 744. El aceite desasfaltado en la línea de refinado del extractor 736 se bombea y se calienta a temperatura supercrítica para el disolvente mediante intercambio de calor indirecto con disolvente calentado en la línea de recirculación de disolvente 762 en el intercambiador de calor 738 y en el calentador de llama 750. El disolvente calentado supercríticamente se separa del aceite desasfaltado en el separador DAO (de aceite desasfaltado)

760 y sale en la línea de reciclaje de disolvente 762. El reciclaje del disolvente se condensa mediante intercambio de calor indirecto en el intercambiador de calor 738 con el refinado del extractor en la línea 736 y el condensador 770. Un sistema DAO pobre en disolvente sale del separador DAO 760 en la línea 764 e ingresa al separador DAO 780, que separa el DAO del disolvente arrastrado a baja presión. El disolvente sale en la línea 782 y se une al disolvente en la línea 744 y se condensa por el enfriador 784 y se almacena en el tanque de disolvente 786. Según sea necesario, el disolvente se bombea del tanque 786 a través de la línea 788 para suplementar el disolvente en la línea 762 a fin de facilitar la extracción. El DAO esencialmente libre de disolvente en la línea 790 se mezcla con los gasóleos mezclados en la línea 725 para proporcionar la línea 5 para la unidad FCC en la FIG. 1. Preferiblemente, la alimentación en la línea 5, que se procesa en la incorporación de la FIG. 2, puede eludir la torre fraccionadora 30 en la FIG. 1. Porciones del DAO en la línea 790 y gasóleo en la línea 725 pueden eludir la unidad procesadora FCC juntándose a la línea 714 para formar la línea 499 mediante las líneas 794 y 796, respectivamente. El equipo y los detalles de procesamiento del desalfaltado con disolvente se describen por Abdel-Halim y Floyd en "The ROSE Process", capítulo 10.2, R. A. Meyers ed. HANDBOOK OF PETROLEUM REFINING PROCESSES, 3 ed. McGraw-Hill 2004.

[0056] Típicamente 40-80% en peso de la alimentación se retira como DAO, que contiene la porción más parafínica y de peso molecular más bajo del residuo de vacío y es sumamente apropiada para procesamiento FCC. Las colas de destilación o producto alquitrán del separador de alquitrán 740 contienen una gran porción de los contaminantes, tales como residuo de carbón Conradson, metales y asfaltenos, y tiene una densidad elevada entre 5 y -10 API y, comúnmente, entre 0 y -10 API. Puesto que esta corriente no fluye bien y requiere calentamiento para mantener un estado líquido, es inconveniente para embarque y, en consecuencia, se utiliza mejor como combustible en el sitio. Una incorporación preferida es inyectar este

combustible como combustible auxiliar a la caldera CO 90 del tipo de lecho fluidizado. Otra incorporación es quemar este alquitrán o bien en el estado en que se encuentra o bien como una fracción con una pequeña cantidad de una corriente más liviana en un horno o calentador generador de vapor. Una alternativa sería no usar el aceite clarificado en la línea 203 de la FIG. 1 en la mezcla de la línea 500, debido a su escaso valor en la refinería, sino como fracciones más ligeras para el alquitrán, con el fin de mejorar la combustión de las características de la alimentación del gasificador en la caldera CO 90 u otra caldera alimentada con gas de la FIG. 1.

[0057] Una porción del aceite desasfaltado en la línea 790 y/o una porción del gasóleo en la línea 724 se envían a un reactor FCC para procesamiento catalítico en conversión moderada a baja. Entre 15% en peso y 50% en peso del DAO puede craquearse catalíticamente en el FCC, preferiblemente entre 20% y 40% del DAO puede craquearse catalíticamente y, más preferiblemente, 30% del DAO puede craquearse catalíticamente. La fracción de aceite desasfaltado alimentado al FCC se ajusta de modo que, mediante disolución, se reduzcan la viscosidad y la densidad, luego de mezclar los productos FCC con el remanente del aceite desasfaltado. La mezcla resultante cumple las especificaciones para un oleoducto y, ventajosamente, puede entregarse a una refinería como bitumen diluido sintético, el cual tiene menos metales que el bitumen en bruto.

Productos

[0058] En el proceso de la invención, la cantidad de productos de conversión combinados FCC necesarios para mezclar con bitumen catalíticamente no procesado, bitumen desasfaltado o crudo pesado, depende de los requerimientos específicos de aceptación del oleoducto con respecto a la bombeabilidad. Un medio conveniente de determinar la cantidad de alimentación necesaria para el proceso FCC es calcular las

viscosidades separadas de los productos FCC (combinados o separadamente) y para el bitumen no procesado o el bitumen desasfaltado. La viscosidad de la mezcla puede calcularse entonces mezclando en porcentaje de peso ("*by weight percent blending*") con la correlación de Refutas (utilizando la ponderación media del índice Refutas para una viscosidad particular). Este método bien establecido se describe en C. Baird, GUIDE TO PETROLEUM PRODUCT BLENDING, Austin, Texas: HPI Consultants, 1989.

[0059] En una incorporación de la invención ilustrada en la FIG. 2, se desasfalta el bitumen y una porción de este bitumen desasfaltado se convierte en producto hidrocarburo liviano en el elevador FCC 40 de la FIG. 1 y, luego, se mezcla con el bitumen en bruto no procesado, que eludió el procesamiento en la línea 4 y se juntó con la línea 499. En una incorporación preferida, el bitumen se desasfalta y una porción de este bitumen desasfaltado se convierte en el elevador FCC 40 de la FIG. 1 y luego se mezcla con algún bitumen desasfaltado, pero sin convertir de otra manera, que eludió el procesamiento FCC en la línea 794. Esta última incorporación preferida tiene una ventaja significativa sobre el arte previo, como se describe en la literatura. Por ejemplo, en la presentación "Oil Sands Market Development Issues" por T. H. Wise y G. R. Crandall a Alberta Department of Energy Workshop #2 - Future Business Solutions for Alberta's Oil Sands of March 14, 2001, se enumera una amplia variedad de mezclas de crudo sintético tradicional de varios convertidores con bitumen, junto con su tipo de refinería previsto:

Conversión Upgrader	Producto de Arenas Petrólicas	Tipo de Refinería
1. Ninguna	Mezcla de bitumen	Coquización de crudo pesado o bitumen
2. Parcial	Pesado mejorado	Coquización de crudo pesado
3. Coquización /Bypass o	Sintético medio	Coquización o hidrocrackeo de residuos asfálticos
4. Coquización	Sintético sin colas	Craqueo

GA

livianas de destilación

[0060] La opción 3 en la presente Tabla, "Coquización/Bypass" se refiere a coquizar una porción de la alimentación y mezclar con bitumen en bruto, y esta opción se practica ampliamente en la industria. No obstante, esto requiere que se envíe una proporción relativamente grande de alimentación a un coquizador, típicamente entre 40% en peso y 45% en peso de la alimentación, porque los productos del coquizador son relativamente no selectivos y contienen una porción significativa en el grado de ebullición entre 343° y 566°C, el cual es varias veces mayor en viscosidad que el rango C₅-204°C que, en consecuencia, no es tan efectivo en reducir la viscosidad o punto de goteo. Otra desventaja de este proceso del arte previo es que se genera un subproducto de coque de petróleo, el cual tiene alto contenido de azufre y no es combustible valioso para venta. De hecho, puede quemarse en el sitio, pero la quema de combustible de coque de petróleo requiere manejo de sólidos, pulverización y otro equipo costoso.

[0061] La última opción 4 "Coquización", en la cual todo el bitumen se coquiza para producir un producto sintético de colas livianas de destilación, el cual se envía a una refinería basada en FCC, puede presentar una dificultad. No sólo hay que tratar con un producto de coque de petróleo, sino que las propiedades del rango de ebullición del gasóleo de vacío entre 343° y 566°C lo convierten en una carga de alimentación mediocre para craqueo catalítico. Debido a la naturaleza térmica de la coquización, se generan productos livianos y, por lo tanto, una deficiencia de hidrógeno en la alimentación FCC, que resulta en un patrón de rendimiento relativamente más pobre, a menos que el hidrógeno se reemplace por hidrotratado.

[0062] El proceso de la invención supera efectivamente las dificultades de estas dos opciones. Dependiendo de la especificación del

68

oleoducto, debido al rendimiento superior de un producto más liviano y menos viscoso, típicamente tiene que procesarse entre 20% en peso y 35% en peso del bitumen en lugar de entre 40% en peso y 45% en peso requerido para el coquizador. Más aún, se genera un producto alquitrán que, más convenientemente, puede quemarse en el complejo. Además, el producto crudo sintético tiene un rango de ebullición entre 343° y 566°C, comprendiendo un mayor porcentaje de material virgen (sin reaccionar), el cual es más alto en contenido de hidrógeno y, en consecuencia, constituye una alimentación mejor para el refinador previsto con una unidad FCC. El proceso de la invención, mediante la capacidad de segregar el aceite clarificado en el producto colas livianas de la torre fraccionadora 34 y enviarlo para ser quemado o disponerse finalmente en otra forma, puede dejar un crudo sintético no craqueado en la línea 32, que hierve en el rango entre 343° y 566°C, que es una alimentación FCC particularmente buena. Si se propusiera en la anterior opción 3 usar únicamente productos del coquizador que hiervan por debajo de 343°C para diluir la mezcla, requeriría procesamiento de una porción impracticablemente grande de la alimentación.

[0063] En resumen, el petróleo crudo sintético mezclado, bombeable a través de un oleoducto, de la presente invención y sus distintas incorporaciones tiene varias ventajas claves. La mezcla de crudo sintético resultante tiene un perfil de destilación "balanceado", sin un exceso de material en el rango de ebullición del gasóleo de vacío entre 343° y 566°C. Por lo tanto, el crudo sintético es más similar en propiedades a un petróleo crudo convencional pesado que para bitumen. El rango de ebullición del petróleo crudo sintético entre 343° y 566°C no se cumple con un material que tiene propiedades degradadas para refinación de corriente descendente por la unidad FCC. En caso de que todo el bitumen se procese a través de la unidad desasfaltadora con disolvente, el crudo sintético mejorado está libre de asfaleno y, en un alto grado, (típicamente mayor que 90% en peso) desmetalizado. En consecuencia, el crudo sintético tiene una densidad y

niveles de contaminantes más bajos, lo que lo hace más fácil de procesar en refinerías.

Subproductos de Alimentación de Bitumen

[0064] En el caso del bitumen, la unidad FCC estará procesando una corriente de aceite pesado con contenido de azufre, y el coque quemado en el regenerador tendrá una cantidad significativa de azufre y, por consiguiente, requerirá un dispositivo de control de contaminación. Probablemente, la unidad FCC necesitará además el manejo de la enorme liberación de calor de la carga de coque operando en modo de quemado parcial; por lo tanto, se requiere una caldera de calor de desecho para quemar el monóxido de carbono residual. Tal caldera de calor de desecho usada a menudo en tales casos es una caldera de lecho fluidizado presurizado, tal como la comercializada por Foster Wheeler, Ltd., en la cual gránulos de cal se fluidizan en un lecho fluidizado. El azufre en el gas caliente de chimenea reacciona con la cal para producir sulfato de calcio, que se recupera en una cámara de filtros. El CO se quema en la temperatura elevada del lecho fluidizado, aumentado alimentándolo con un combustible suplementario. El alquitrán, formado durante el paso de desasfaltado, es difícil de quemar debido a su alta viscosidad. No obstante, en un lecho fluidizado, no se requiere necesariamente atomizar este material y puede agregarse directamente sin requerimientos de toberas especiales, porque la elevada masa térmica del material sólido caliente actúa para garantizar una combustión eficiente. En consecuencia, un uso excelente del alquitrán producido por la unidad desasfaltadora con disolvente es un combustible suplementario de bajo valor en una caldera de quemado CO de calor de desecho, tal como una caldera CO 90. Poner en práctica la invención en este modo soluciona el problema de que el alquitrán en sí mismo tiene un contenido de azufre extremadamente elevado (8% en peso), y quemarlo requiere control de la contaminación, de manera que este método de operación hace un uso óptimo del equipo.

70

[0065] El alquitrán puede utilizarse para crear vapor, generar energía, o el vapor producido en la extracción de bitumen del campo petrolero puede usarse en una forma ambientalmente responsable, ya que la porción de valor mínimo del bitumen se utiliza para producir el vapor necesario para la técnica de extracción. Son posibles otros modos de disponer el equipo, en el interés de mejorar la eficiencia termodinámica y minimizar la cantidad de energía necesaria para producir una carga de alimentación de alto valor para la refinería.

[0066] En síntesis, esta invención se dirige a un proceso para mejorar las propiedades de flujo de una corriente de crudo, incluyendo procesar una primera corriente de crudo, el cual puede incluir craquear la primera corriente de crudo con catalizador fresco para formar una corriente craqueada y catalizador agotado. La corriente craqueada puede separarse del catalizador agotado. El catalizador agotado puede regenerarse para formar catalizador fresco, el cual puede entonces reciclarse. Por lo menos parte de la corriente craqueada puede mezclarse con una segunda corriente de crudo. La primera corriente de crudo puede separarse por arrastre antes de craquearse. Una relación de la segunda corriente de crudo a la primera corriente de crudo puede estar entre 0.5:1 y 9:1. Puede seleccionarse una relación de una parte de la corriente craqueada para agregar a la segunda corriente de crudo con el fin de obtener una gravedad API de por lo menos 18. La primera corriente de crudo puede separarse por arrastre antes del paso de craqueado.

[0067] La corriente craqueada puede separarse en una corriente de colas de destilación, aceite liviano de ciclo y nafta, en donde la corriente de colas de destilación y el aceite liviano de ciclo puede combinarse con una segunda corriente de crudo. La nafta puede desbutanizarse para formar gas licuado de petróleo y gasolina, y el gas licuado de petróleo y la gasolina pueden agregarse a la segunda corriente de crudo. La corriente de colas de

71

destilación, el aceite liviano de ciclo, el gas licuado de petróleo y la gasolina pueden tener cada uno una porción para mezclarse con la segunda corriente de crudo, y cada porción puede seleccionarse para obtener una gravedad API de por lo menos 18.

[0068] El paso de regenerar puede formar un gas de chimenea de regeneración, el cual puede quemarse para generar vapor. El vapor se puede recalentar. El paso de regenerar quema parcialmente el citado catalizador regenerado para formar gas de chimenea de regeneración, que tiene una relación CO/CO₂ de entre 0.6:1 y 1:1.

[0069] La primera corriente de crudo puede contener bitumen, y el paso de procesar puede incluir desasfaltar el bitumen con disolvente antes del paso de craqueo. El paso de desasfaltar puede formar un alquitrán, que puede quemarse para generar vapor.

[0070] Un proceso para mejorar las propiedades de flujo del crudo puede incluir calentar y separar por arrastre una primera corriente de crudo, craquear la primera corriente de crudo con catalizador fresco para formar una corriente craqueada vaporizada y catalizador agotado. La corriente craqueada vaporizada puede separarse del catalizador agotado, y el catalizador agotado puede regenerarse para formar catalizador fresco para reciclarse. La corriente craqueada vaporizada puede condensarse para obtener una corriente condensada y, por lo menos, parte de la corriente condensada puede mezclarse con una segunda corriente de crudo.

[0071] El proceso puede comprender igualmente calentar una primera corriente de crudo. En seguida, la primera corriente de crudo puede separarse por arrastre. A continuación, la primera corriente de crudo se craquea con catalizador fresco para formar una corriente craqueada y catalizador agotado. La corriente craqueada se separa del catalizador agotado, el cual se regenera para formar catalizador fresco para reciclarse.

22

La corriente craqueada puede fraccionarse en fracciones volátiles, nafta, aceite liviano de ciclo y colas de destilación. Por lo menos parte de la nafta y el aceite liviano de ciclo pueden mezclarse con una segunda corriente de crudo.

[0072] El aparato para mejorar las propiedades de flujo puede comprender: Un elevador **40** cargado con catalizador fresco y que tiene un tope y un fondo, en donde una tubería de crudo entrega una primera corriente de crudo al fondo y una boca de salida retira el catalizador agotado y la corriente craqueada vaporizada del tope. Un depósito puede estar en comunicación fluida con la boca de salida y contener un ciclón para recibir y separar la corriente craqueada vaporizada del catalizador agotado. El regenerador **70** puede estar en comunicación fluida con el depósito para recibir y regenerar el catalizador agotado a fin de formar el catalizador fresco. Un tubo vertical puede conectarse entre el elevador y el regenerador para recargar el elevador con el catalizador fresco. La torre fraccionadora **30** puede estar en comunicación fluida con el depósito para recibir la corriente craqueada vaporizada y fraccionarla en fracciones volátiles, nafta, aceite liviano de ciclo y colas de destilación, y líneas en comunicación fluida con la torre fraccionadora pueden entregar por lo menos parte de la nafta y el aceite liviano de ciclo a una segunda corriente de crudo. El regenerador puede tener un enfriador de catalizador para enfriar el catalizador. El regenerador puede emitir gas de chimenea, el cual puede quemarse en una caldera para generar vapor. Un compresor y una turbina pueden aprovechar la energía del vapor. La caldera puede tener un lecho fluidizado apropiado para alquitrán.

[0073] Aunque la anterior descripción escrita de la invención le posibilita a una persona con habilidad ordinaria poner en práctica y utilizar lo que se considera actualmente el mejor modo de la misma, aquellas personas de habilidad ordinaria entenderán y se darán cuenta de la existencia de variaciones, combinaciones y equivalentes de las

3

incorporaciones ejemplares específicas de la misma. Por consiguiente, la invención tiene que limitarse no por las incorporaciones ejemplares contenidas en esta solicitud, sino por todas las incorporaciones dentro del ámbito y el espíritu de las reivindicaciones anexas.

EJEMPLO 1

[0074] En este ejemplo, petróleo crudo con las características de la Tabla 1 se divide en una corriente de alimentación que comprende 30% en peso del aceite/petróleo crudo.

Tabla 1: Crudo de Muestra (de Colombia)

Gravedad API	12,8
UOP K	11,40
Níquel, ppm en peso	42
Vanadio, ppm en peso	152
Azufre, % en peso	1,28
Carbón Conradson, % en peso	12,88

[0075] La alimentación cruda de muestra en la Tabla 1 se sometió a procesamiento FCC para obtener un producto con la composición en la Tabla 2. La composición en la Tabla 2 se basa en una recuperación de 89% en peso de C₄'s y 66% en peso de recuperación de C₃'s para remezclar con el crudo de bypass.

Tabla 2: Condiciones Estimadas para la Unidad FCC

	Productos
Velocidad de alimentación, BPSD	15.000
Temperatura del elevador, °C	232
Temperatura del reactor, °C	524
Presión del reactor, kPa	138
Catalizador MAT	64
Catalizador/aceite, alimentación kg/kg	10,09
Coque Delta, % en peso	1,50
Temperatura del regenerador, °C	664

74

Conversión, % de volumen (90% @ 193°C)	66,6
Recuperación de líquido, % de volumen	99,12
Mix API	39,7
Mix RVP @ 38°C	28,9

[0076] El producto FCC de la Tabla 2 se mezcló con el crudo no procesado, caracterizado en la Tabla 1, para obtener en una proporción de 70% de crudo a 30% de diluyente de producto FCC en peso con el fin de obtener una mezcla con las propiedades en la Tabla 3.

Tabla 3: Diluyente de Producto FCC Mezclado con Crudo No procesado

	Crudo No Procesado	Producto Líquido FCC	Mezcla
BPSD	70.000	28.413	98.413
Kg/hr	454.257	155.010	609.267
API	12,3	39,7	19,6
Presión de vapor Reid @ 38°C, kPa (absoluto)		199.3	102.0
Viscosidad, cSt @ 38°C	28.000	1,1	24,9
Viscosidad cSt @ 100°C	47	0,4	5,4

El producto mezclado tiene una gravedad API y propiedades de viscosidad que cumplen las especificaciones de la mayoría de los oleoductos.

EJEMPLO 2

[0077] En este ejemplo, la alimentación al proceso es bitumen con una gravedad API de 10.2. Todo el bitumen se somete a un paso de desasfaltado con disolvente. El alquitrán creado del paso de desasfaltado puede quemarse entonces en un caldera CO. Para fines de comparación, se asumirá que la especificación del oleoducto requiere una gravedad específica de por lo menos 19 API y una viscosidad de no más de 120 cSt a 25°C. Tabla 4 indica las propiedades para el producto del procesamiento FCC del bitumen.

28

Tabla 4: FCC Producto de Alimentación de Crudo con Contenido de Bitumen

	% en peso	API	LV-%
C5+ nafta (193°C/90%)	44,72	52,68	56,18
LCO (316°C/90%)	17,24	14,73	17,19
Colas de destilación a 343°C	14,13	2,71	12,93
C3 + C4	11,54		
Total	87,63		

[0078] Tabla 5 muestra las propiedades de los componentes del diluyente y el bitumen entero.

Tabla 5: Productos FCC para Alimentación de Crudo con Contenido de Bitumen

	UOP K	Viscosidad			R Refutas VBN @ 25°C	Fracción de Diluyente, % en peso	Gravedad Específica, g/cc
		cSt @ 50°C	cSt @ 99°C	cSt @ 25°C			
Bitumen entero		6.000	150	105.520	46.559		
C ₅ + nafta	11,52	0,538	0,381	0,703	-2,075	58,778	0,768
LCO	10,3	3,093	1,341	5,915	20,338	22,655	0,968
Colas de destilación	10,23	91,03	8,881	555,3	37,776	18,567	1,054
Mezcla de Diluyente				1,8	10,40	100,000	0,851

[0079] La gravedad API de la mezcla de diluyente está en la Tabla 6, las propiedades de las mezclas de diluyente y bitumen se dan en diferentes proporciones.

Tabla 6: Propiedades de Mezclado de Bitumen Desasfaltado y Producto C₅+ FCC Combinado

Diluyente, % en peso	Bitumen, % en peso	Gravedad Específica, g/cc	API	Refutas VBN@ 25°C	Viscosidad, cSt @25°C
0	100	0,9652	15,10	44,3	19792,9
5	95	0,9588	16,09	42,6	6664,13
10	90	0,9524	17,07	40,9	2528,947
15	85	0,9461	18,06	39,2	1067,391

76

20	80	0,9399	19,04	37,5	495,1267
25	75	0,9338	20,03	35,8	249,7246
30	70	0,9278	21,01	34,1	135,6311
35	65	0,9218	22,00	32,4	78,63587
40	60	0,9160	22,98	30,7	48,28679
19,79	80,21	0,9402	19,00	37,6	510,2853
31,08	68,92	0,9265	21,22	33,8	120

[0080] Por consiguiente, apenas menos de 20% del bitumen desasfaltado sometido al procesamiento FCC es diluyente suficiente para cumplir la especificación de gravedad API y apenas más del 31% del bitumen desasfaltado sometido a procesamiento FCC es diluyente suficiente para cumplir la especificación de viscosidad. No obstante, la Tabla 7 muestra que 45 y 47% de diluyente elaborado de acuerdo con el arte previo de producto del coquizador mezclado con bitumen en bruto sin ser sometido a desasfaltado se requiere para cumplir las mismas especificaciones del oleoducto, respectivamente.

Tabla 7: Mezcla de acuerdo con el Arte Previo (C₅+ Producto del Coquizador)

Diluyente, % en peso	Bitumen, % en peso	Gravedad Específica, g/cc	API	Refutas VBN@ 25°C	Viscosidad, cSt @25°C
45,42	54,58	0,9402	19,00	34,2	137,8868
46,93	53,07	0,9384	19,29	33,8	120

EJEMPLO 3

[0081] En este ejemplo, se fraccionan 207.670 BPD de Bitumen del Cold Lake Canadiense con una gravedad API de 10,6 y las colas de destilación en vacío 1050°F+ se alimentan a un proceso de desasfaltado con disolvente, rechazando una corriente de 35.100 BPD de alquitrán con una gravedad de -10 API. 66.460 BPD del aceite desasfaltado se envían a una unidad FCC y los productos que hierven por debajo del pentano se separan para combustible o ventas. El bitumen desasfaltado se combina con los productos FCC mezclados para formar un petróleo crudo sintético. El

77

alquitrán rechazado del proceso se quema como combustible auxiliar en la caldera CO, que genera el vapor requerido para la recuperación de bitumen del suelo mediante el proceso de drenaje por gravedad asistido por vapor (SAGD - *Steam-Assisted Gravity Drainage*). Se asume que la relación de peso vapor/aceite del proceso de extracción de bitumen es 3.0, que equivale a un margen del 20% sobre el valor previsto divulgado de 2.5 para un proceso comercial operado por la EnCana Corporation en sus operaciones en el Christina Lake o Foster Creek, Alberta, de acuerdo con el Informe Anual de EnCana Corporate, 2002.

Tabla 8: Producción y Combustión de Alquitrán

Calor de Combustión de Asfaltenos de Cold Lake, J/g	37.790
Total bitumen procesado, BPD	207.670
Total bitumen procesado, kg/hr	1.373.296
Alquitrán elaborado, BPD	35.100
Alquitrán elaborado, % en peso	19,7
Poder calorífico, MMBTU/D	23.845,5
Poder calorífico, MMBtu/bbl bitumen	1,14823
Vapor requerido para extraer bitumen, kg/hr	4.119.888
Energía requerida para producir vapor, kcal/kg vapor	565,1
Energía requerida para producir vapor para extracción de bitumen, MMBtu/día	221,910
% de requerimiento de energía con generación de vapor satisfecho por la combustión de alquitrán	93

Tabla 8 muestra que 93% de los requerimientos de energía para extraer bitumen para transporte en el oleoducto de acuerdo con la presente invención se proveen por alquitrán de bajo valor que se quema en una caldera CO.

EJEMPLO 4

[0082] En este ejemplo, se determinó el porcentaje en volumen del producto líquido FCC, requerido para agregarse al petróleo crudo a fin de obtener un punto de goteo de la mezcla por debajo de 20°C. El cálculo

28

asumió que gasolina FCC y LCO tienen el mismo impacto sobre la mezcla que el queroseno. En Tabla 9, cada corriente tiene un número de referencia que corresponde a la línea en la FIG. 1.

Tabla 9: Punto de Goteo de la Corriente Mezclada

	Petróleo crudo (3)	Petróleo crudo a Mezcla (499)	Petróleo crudo a Proceso (5)	Alimen- tación FCC (32)	Productos C5+ de 30 (500)	Mezcla C5+ (502)
% Volumen de crudo	100,0	73,7	26,3	21,2	23,1	96,8
% Peso de crudo	100,0	73,7	26,3	21,8	21,4	95,1
Gravedad específica, g/cc	0,8924	0,8924		0,9200	5,8249	0,8763
API	27,06	27,06	27,06	22,3	40,0	30,0
Punto de goteo, °C	45	45	45	46	-	18
Viscosidad @ 38°C, cSt	104,0	104,0	104,6	365,5	4,0	38,2

Sólo se requirió someter a procesamiento 26 LV% de la corriente de crudo para proporcionar una dilución suficiente de la corriente de crudo remanente a fin de obtener un punto de goteo de 18°C.

79

REIVINDICACIONES:

1. Un proceso para mejorar las propiedades de flujo de un crudo, que comprende:

procesar una primera corriente de crudo, incluyendo craquear la citada primera corriente de crudo con catalizador fresco para formar una corriente craqueada y catalizador agotado;

separar la citada corriente craqueada del citado catalizador agotado;

regenerar el citado catalizador agotado para formar el citado catalizador fresco;

reciclar el citado catalizador fresco; y

mezclar por lo menos parte de dicha corriente craqueada con una segunda corriente de crudo.

2. El proceso de acuerdo con la reivindicación 1, en donde la citada primera 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 goteo de más de 20°C.

3. El proceso de acuerdo con la reivindicación 1 ó 2, en donde la citada primera corriente de crudo comprende bitumen, y en donde el citado paso de procesamiento incluye además desasfaltar el citado bitumen con disolvente antes del citado paso de craqueo.

4. El proceso de acuerdo con la reivindicación 1, 2 ó 3, que incluye además separar la citada por lo menos parte de la citada corriente craqueada en colas de destilación, aceite liviano de ciclo y nafta, y en donde el citado paso de mezclar puede incluir mezclar por lo menos parte de los citados nafta y/o aceite liviano de ciclo con la citada segunda corriente de crudo.

80

5. El proceso de acuerdo con la reivindicación 1, 2, 3 ó 4 en donde el citado paso de regenerar forma un gas de chimenea de regeneración y el citado proceso incluye además quemar el citado gas de chimenea de regeneración en una caldera para generar vapor.

6. El proceso de acuerdo con la reivindicación 1, 2, 3, 4 ó 5, que incluye además transportar una mezcla de la citada corriente craqueada y la citada segunda corriente de crudo, en un trayecto de 20 millas desde donde se mezcló, en un oleoducto hasta una estación de procesamiento.

7. El proceso de acuerdo con la reivindicación 1, 2, 3, 4, 5 ó 6, en donde el citado paso de procesamiento incluye además separar por arrastre la citada primera corriente de crudo antes del citado paso de craqueo.

8. El proceso de acuerdo con la reivindicación 1, 2, 3, 4, 5, 6 ó 7 en donde la citada corriente craqueada es gaseosa, y que incluye además condensar la citada corriente craqueada gaseosa para obtener una corriente condensada y mezclar por lo menos parte de la citada corriente condensada con la citada segunda corriente de crudo.

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

Un elevador (40) cargado con catalizador fresco y que tiene un fondo y un tope, en donde una tubería de crudo (32) entrega una primera corriente de crudo en el citado fondo, y una boca de salida (51) retira catalizador agotado y una corriente craqueada vaporizada del citado tope;

Un depósito (50) en comunicación fluida con la citada boca de salida que contiene un ciclón (52) para recibir y separar la citada corriente craqueada vaporizada del citado catalizador agotado;

87

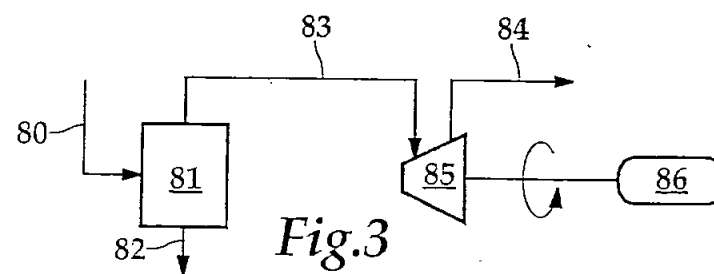
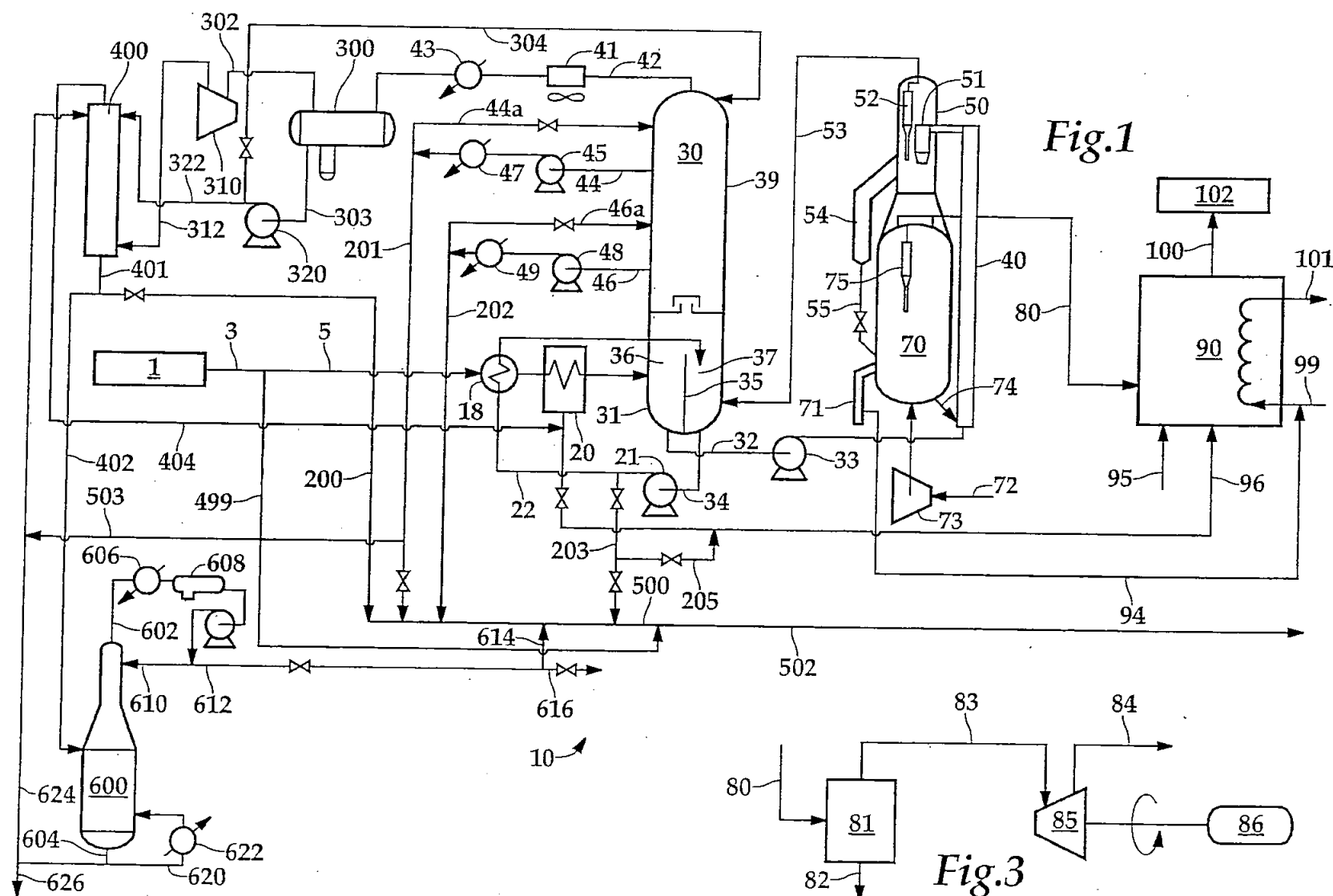
un regenerador (70) en comunicación fluida con el citado depósito (50) para recibir y regenerar el citado catalizador agotado para proporcionar el citado catalizador fresco;

una tubería (74) conectada entre el citado elevador y el citado regenerador para recargar el citado elevador con el citado catalizador fresco;

una torre fraccionadora (30) en comunicación fluida con el citado depósito (50) para recibir la corriente craqueada vaporizada y fraccionarla en fracciones volátiles, nafta, aceite liviano de ciclo y colas de destilación; y

líneas (201, 202) en comunicación fluida con la citada torre fraccionadora para entregar por lo menos parte de la citada nafta y por lo menos parte del citado aceite liviano de ciclo a una segunda corriente de crudo (499).

10. El aparato de acuerdo con la reivindicación 9, en donde la citada tubería de crudo (32) comunica de manera fluida la citada torre fraccionadora (30) con el citado elevador (40).



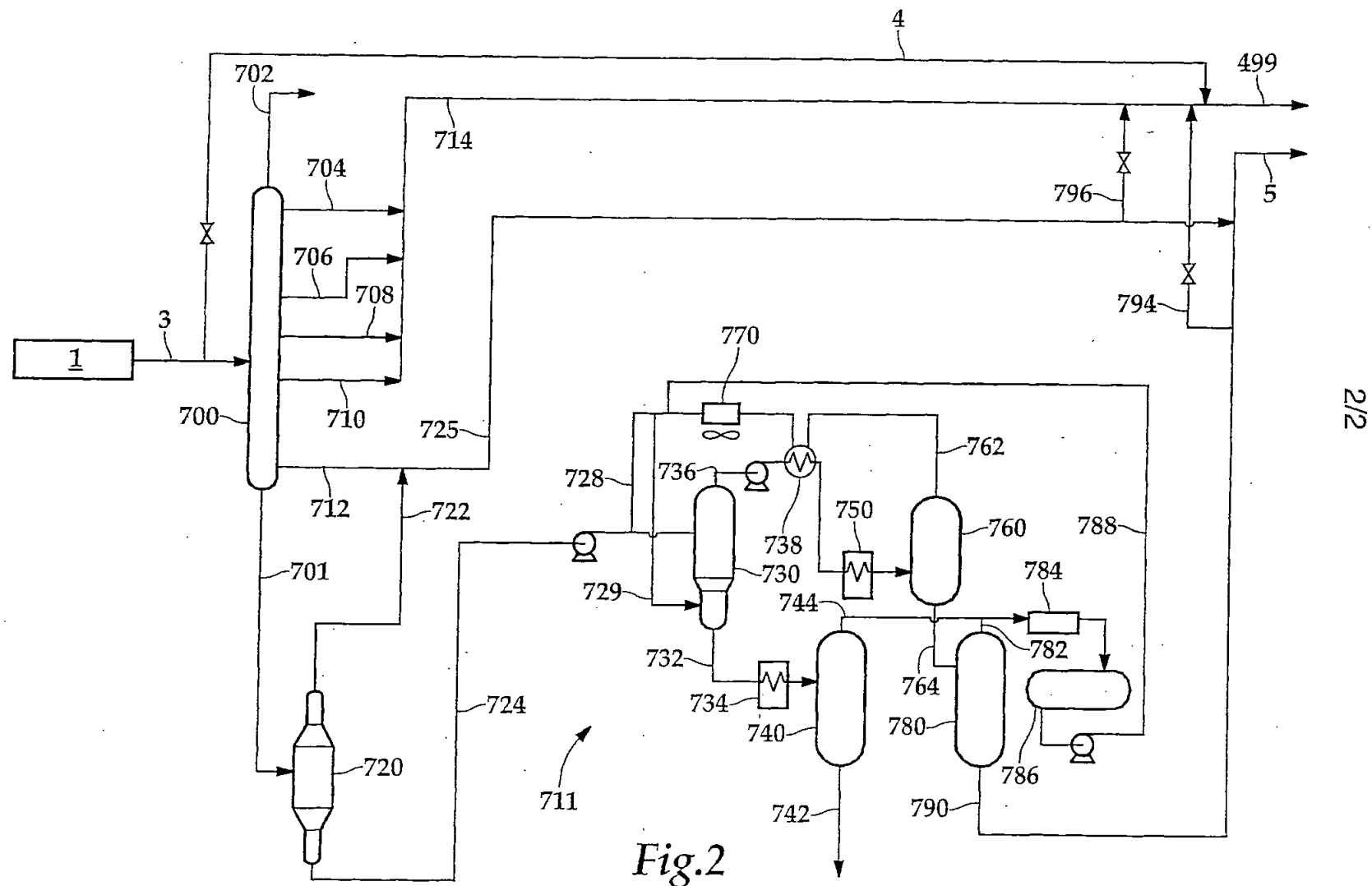


Fig.2



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. S08PC10340
9. Seal/Stamp:
10. Signature:



Jesse White

JESSE WHITE
SECRETARY OF STATE
STATE OF ILLINOIS

UOP LLC
(a Delaware limited liability company)

85

Certificate of Assistant Secretary

I, Frank S. Molinaro, do hereby certify that I am a duly elected Assistant Secretary – Patent Matters of UOP LLC, a limited liability company of Delaware, United States of America and that:

1) the attached is a true copy of the fully executed Assignment dated November 15, 2005, November 16, 2005, and November 17, 2005, whereby;

Brian W. HEDRICK
James F. McGEHEE
Selman Z. ERISKEN
Jibreel A. QAFISHEH

inventors of an invention entitled:

PROCESS AND APPARATUS FOR IMPROVING FLOW PROPERTIES
OF CRUDE PETROLEUM

assigned their worldwide interest in said invention, and in an application for Letters Patent of the United States of America for said invention, including all foreign rights to said invention, to UOP LLC, a limited liability company, organized under the laws of the State of Delaware, United States of America, and having its principal office at Des Plaines, Illinois, United States of America;

2) that an application for Letters Patent for said invention was filed in the United States of America Patent Office under Application No. 11/200,285 on August 9, 2005;

3) that the invention so assigned is the same as the invention in respect of which an application for Letters Patent in COLOMBIA has been entitled:

PROCESS AND APPARATUS FOR IMPROVING FLOW PROPERTIES
OF CRUDE PETROLEUM

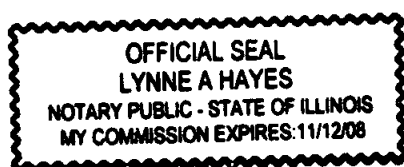
IN WITNESS WHEREOF, I have executed this certificate on behalf of UOP LLC on January 29, 2008.

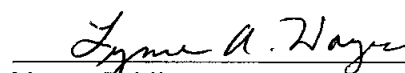


Frank S. Molinaro
Assistant Secretary – Patent Matters

NOTARY ACKNOWLEDGEMENT

This instrument was acknowledged before me in Cook County, Illinois, U.S.A., on January 29, 2008, by Frank S. Molinaro, Assistant Secretary - Patent Matters of UOP LLC, a limited liability company of Delaware, United States of America.




Notary Public

ASSIGNMENT

86

☐ U.S. Provisional Application

☒ U.S. Utility Patent Application

Attorney Docket No. 109354

WHEREAS, **BRIAN W. HEDRICK**, a citizen of THE UNITED STATES OF AMERICA, residing in the City of ROLLING MEADOWS, in the County of COOK and State of ILLINOIS, **JAMES F. McGEHEE**, a citizen of THE UNITED STATES OF AMERICA, residing in the City of MOUNT PROSPECT, in the County of COOK and State of ILLINOIS, **SELMAN Z. ERISKEN**, a citizen of THE UNITED STATES OF AMERICA, residing in the City of WILMETTE, in the County of COOK and State of ILLINOIS, and **JIBREEL A. QAFISHEH**, a citizen of THE UNITED STATES OF AMERICA, residing in the City of PROSPECT HEIGHTS, in the County of COOK and State of ILLINOIS, and hereinafter referred to as "the inventors" have invented certain new and useful improvements in

PROCESS AND APPARATUS FOR IMPROVING FLOW PROPERTIES OF CRUDE PETROLEUM

WHEREAS, the inventors hereby authorize and request their attorney/agent of record to have inserted on each page (where indicated below) the filing date and application number of said application when known; and

WHEREAS, UOP LLC, a company organized and existing under the laws of the State of Delaware having a principal place of business at Des Plaines, Illinois, is desirous of acquiring an interest in and to said application, the inventions disclosed therein, and the Letters Patent of the United States that may be issued thereon.

NOW, THEREFORE in consideration of the sum of One Dollar (\$1.00) and other good and valuable considerations the receipt of which is hereby acknowledged, said inventors do hereby transfer, set over and assign unto said UOP LLC, its successors and assigns, the entire right, title and interest in, to and under said application; the invention(s) covered thereby; any and all resultant patent or patents thereon; any renewals, reissues, extensions, reexaminations, substitutions, continuations, or divisions thereof, and all foreign rights thereunder including all rights to claim any priority in and to the inventions disclosed therein. Inventors hereby authorize and request the Commissioner of Patents and Trademarks to issue said Letters Patent to said UOP LLC, its successors and assigns.

IN WITNESS WHEREOF, the inventors have set their signatures hereto on the date specified below.

Application No. 11/200,285 filed August 9, 2005

Atty. Docket # 109354

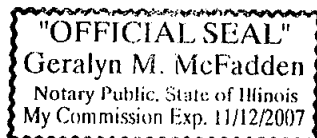
87

Brian W. Hedrick Nov 15, 2005 Nov 15, 2005
 Brian W. Hedrick Date Date Executed
 Application for Letters Patent

State of Illinois
 County of Cook

Before me, on this day, 11-15-05, personally appeared **BRIAN W. HEDRICK**, to me personally known, who duly acknowledged the foregoing instrument to be his/her free and voluntary act and deed for the purposes therein expressed.

SEAL



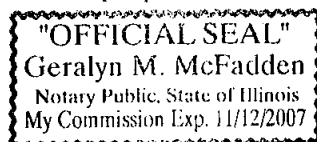
Geraldyn M. McFadden
 Notary Public

James F. McGehee 16 Nov 2005 16 Nov 2005
 James F. McGehee Date Date Executed
 Application for Letters Patent

State of Illinois
 County of Cook

Before me, on this day, 11-16-05, personally appeared **JAMES F. McGEHEE**, to me personally known, who duly acknowledged the foregoing instrument to be his/her free and voluntary act and deed for the purposes therein expressed.

SEAL



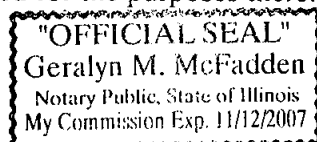
Geraldyn M. McFadden
 Notary Public

Selman Z. Eriskien 11/17/2005 11/17/2005
 Selman Z. Eriskien Date Date Executed
 Application for Letters Patent

State of Illinois
 County of Cook

Before me, on this day, 11-17-05, personally appeared **SELMAN Z. ERISKEN**, to me personally known, who duly acknowledged the foregoing instrument to be his/her free and voluntary act and deed for the purposes therein expressed.

SEAL



Geraldyn M. McFadden
 Notary Public

Application No. 11/200,285 filed August 9, 2005

Jibreel A. Qafishch
Jibreel A. Qafishch

11/17/2005
Date

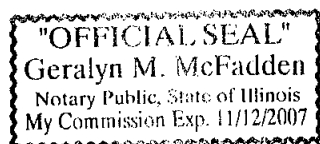
11/17/2005
Date Executed
Application for Letters Patent

88

State of Illinois
County of Cook

Before me, on this day, 11-17-05, personally appeared **JIBREEL A. QAFISHEH**, to me personally known, who duly acknowledged the foregoing instrument to be his/her free and voluntary act and deed for the purposes therein expressed.

SEAL



Geralyn M. McFadden
Notary Public

Application No. 11/200,285 filed August 9, 2005

Atty. Docket # 109354

(Rev. 03-21-00)

TRADUCCION AL ESPAÑOL del Documento de Cesión a **UOP LLC** firmado por los cedentes y el cesionario.

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. S08PC10340
- 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

UOP LLC
(una compañía de responsabilidad limitada de Delaware)

Certificado del Secretario Asistente

Yo, Frank S. Molinaro, certifico que soy un Secretario Asistente debidamente certificado – Asuntos de Patentes de UOP LLC, una compañía de responsabilidad limitada de Delaware, Estados Unidos de América y que:

- 1) El anexo es una copia verdadera de la cesión plenamente perfeccionada fechada el 15 de noviembre de 2005, el 16 de noviembre de 2005 y el 17 de noviembre de 2005, donde;

Brian W. HEDRICK
James F. McGEHEE
Selman Z. ERISKEN
Jibreel A. QAFISHEH

Inventores de la invención titulada:

PROCEDIMIENTO Y APARATO PARA MEJORAR LAS PROPIEDADES DE
FLUJO DEL PETRÓLEO CRUDO

cedieron su interés mundial en tal invención, así como el presentar solicitudes de patente en Estados Unidos de América para dicha invención, incluyendo los derechos en el extranjero para tal invención, a UOP LLC, una compañía de responsabilidad limitada, organizada bajo las leyes del Estado de Delaware, Estados Unidos de América, y teniendo su oficina principal en Des Plaines, Illinois, Estados Unidos de América;

- 2) que una solicitud para la patente de dicha invención fue presentada en la Oficina de Patentes de los Estados Unidos de América según expediente N° 11/200,285, el 9 de agosto de 2005;
- 3) que la invención así cedida es la misma que la invención respecto de la cual una solicitud para patente en Colombia ha sido titulada:

PROCEDIMIENTO Y APARATO PARA MEJORAR LAS PROPIEDADES DE
FLUJO DEL PETRÓLEO CRUDO

COMO TESTIGO, yo he ejecutado este certificado en nombre de UOP LLC, el 29 de enero de 2008.

Firma _____
Frank S. Molinaro
Secretario Asistente – Asuntos de Patentes

RECONOCIMIENTO NOTARIAL

Este instrumento fue reconocido ante mí en el Condado de Cook, Illinois, EE. UU., el 29 de enero de 2008, por Frank S. Molinaro, Secretario Asistente – Asuntos de Patentes de UOP LLC, una compañía de responsabilidad limitada de Delaware, Estados Unidos de América.

Firma _____
Notario Público

Hay un sello que dice: Sello oficial. Lynne A Hayes, Notario público – Estado de Illinois. Mi encargo expira: el 12 de noviembre de 2008.

71

CESIÓN

Patente de Modelo de Utilidad de EE. UU.

Asunto legal N° 109354

CONSIDERANDO QUE, **BRIEN W. HEDRICK**, ciudadano de LOS ESTADOS UNIDOS DE AMÉRICA, residente de la Ciudad de ROLLING MEADOWS, en el Condado de COOK y Estado de ILLINOIS, **JAMES F. McGEHEE**, ciudadano de LOS ESTADOS UNIDOS DE AMÉRICA, residente de la ciudad de MOUNT PROSPECT, en el Condado de COOK y Estado de ILLINOIS, **SELMAN Z. ERISKEN**, ciudadano de LOS ESTADOS UNIDOS DE AMÉRICA, residente de la Ciudad de WILMETTE, en el Condado de COOK y Estado de ILLINOIS, de aquí en adelante considerados como "los inventores", han inventado ciertos mejoramientos útiles y nuevos en

PROCEDIMIENTO Y APARATO PARA MEJORAR LAS PROPIEDADES DE FLUJO DEL PETRÓLEO CRUDO

CONSIDERANDO QUE los inventores aquí autorizan y requieren que su abogado/agente del expediente el haber insertado en cada página (donde se indica más abajo) la fecha de presentación y el número de la solicitud de dicha presentación cuando se sepa; y

CONSIDERANDO QUE UOP LLC, una compañía organizada y existente según las leyes del Estado de Delaware y cuyo principal lugar de negocios es Des Plaines, Illinois, desea adquirir un interés en y para dicha solicitud, donde se divulgaron las invenciones, y las patentes de los Estados Unidos que pueden ser concedidas.

AHORA, POR TANTO, como contraprestación de la suma de Un Dólar (US \$1,00), y otras buenas y valiosas contraprestaciones, cuyo recibo aquí se reconoce, dichos inventores efectivamente transfieren y ceden a la mencionada UOP LLC, sus sucesores y asignatarios, el derecho total, el título y el interés en, para y bajo tal solicitud; la invención protegida; cualquiera y todas las patentes resultantes a partir de ahí; cualquier renovación, republicación, extensiones, re-exámenes, sustituciones, continuaciones, o divisiones a partir de ahí y todos los derechos extranjeros derivados, incluyendo todos los derechos a reclamar prioridad en y a las invenciones divulgadas a partir de ahí. Los inventores autorizan y solicitan al Comisionado de Patentes y Marcas a expedir dichas patentes a la mencionada UOP LLC, sus sucesores y asignatarios.

COMO TESTIGOS DE LO ANTERIOR, los inventores han puesto sus firmas abajo en la fecha especificada abajo.

Solicitud N°. 11/200,285

presentada

el 9 de agosto de 2005

Asunto legal N # 109354

92

<u>Firma</u>	<u>nov. 15 de 2005</u>	<u>nov. 15 de 2005</u>
Brian W. Hedrick	Fecha	Fecha de ejecución Solicitud de Patente

Estado de Illinois
Condado de Cook

Ante mí, este día, 15 de noviembre de 2005, compareció personalmente **BRIAN W. HEDRICK**, conocido por mí personalmente, quien debidamente reconoció que el instrumento antecedente fue un acto y escritura suyos libres y voluntarios para los propósitos expresados.

SELLO Hay un sello que dice:

"SELLO OFICIAL"
Geraldyn M. Mc Fadden
Notario Público, Estado de Illinois
Mi encargo expira el 12-11-2007

Firma
Notario Público

<u>Firma</u>	<u>nov. 16 de 2005</u>	<u>nov. 16 de 2005</u>
James F. Mc Gehee	Fecha	Fecha de ejecución Solicitud de Patente

Estado de Illinois
Condado de Cook

Ante mí, este día, 16 de noviembre de 2005, compareció personalmente **JAMES F. McGEHEE**, conocido por mí personalmente, quien debidamente reconoció que el instrumento antecedente fue un acto y escritura suyos libres y voluntarios para los propósitos expresados.

SELLO Hay un sello que dice:

"SELLO OFICIAL"
Geraldyn M. Mc Fadden
Notario Público, Estado de Illinois
Mi encargo expira el 12-11-2007

Firma
Notario Público

73

<u>Firma</u> Selman Z. Erisken	<u>nov. 17 de 2005</u> Fecha	<u>nov. 17 de 2005</u> Fecha de ejecución Solicitud de Patente
--	---------------------------------	--

Estado de Illinois
Condado de Cook

Ante mí, este día, 15 de noviembre de 2005, compareció personalmente **SELMAN Z. ERISKEN**, conocido por mí personalmente, quien debidamente reconoció que el instrumento antecedente fue un acto y escritura suyos libres y voluntarios para los propósitos expresados.

SELLO Hay un sello que dice:

“SELLO OFICIAL”
Geralyn M. Mc Fadden
Notario Público, Estado de Illinois
Mi encargo expira el 12-11-2007

Firma
Notario Público

<u>Firma</u> Jibreel A. Qafisheh	<u>nov. 17 de 2005</u> Fecha	<u>nov. 17 de 2005</u> Fecha de ejecución Solicitud de Patente
--	---------------------------------	--

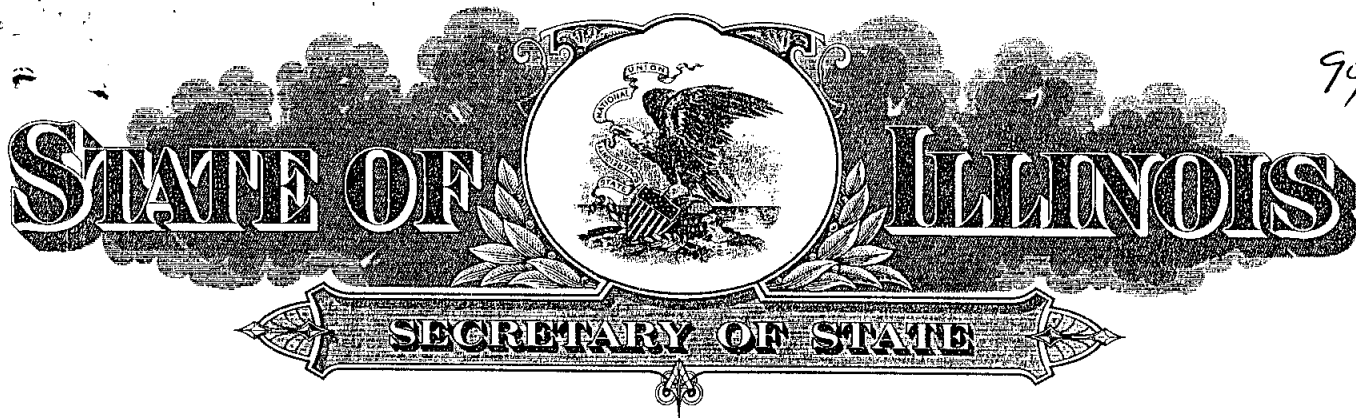
Estado de Illinois
Condado de Cook

Ante mí, este día, 17 de noviembre de 2005, compareció personalmente **JIBREEL A. QAFISHEH**, conocido por mí personalmente, quien debidamente reconoció que el instrumento antecedente fue un acto y escritura suyos libres y voluntarios para los propósitos expresados.

SELLO Hay un sello que dice:

“SELLO OFICIAL”
Geralyn M. Mc Fadden
Notario Público, Estado de Illinois
Mi encargo expira el 12-11-2007

Firma
Notario Público



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

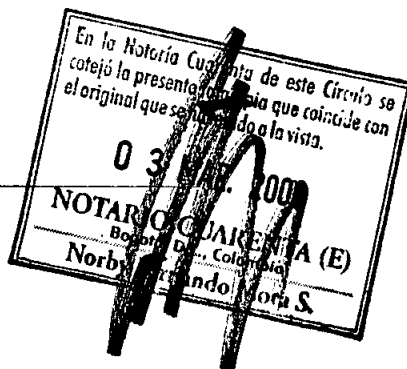
Certified

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

JESSE WHITE
SECRETARY OF STATE
STATE OF ILLINOIS



PODER

POWER OF ATTORNEY

Yo (nosotros), UOP LLC,

I (We), UOP LLC,

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

domiciled 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 enseññas, 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.

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 obtainers 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.

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 mis
(nuestros intereses), con todas las demás facultades legales
necesarias.

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,
giving the respective release of receipt, and, in general, to
take before said authorities the necessary steps to such
effect, and any measures that they may deem pertinent to
the safeguard of my (our) interest(s) with all the other
necessary legal powers.

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 o
en parte y revocar sustituciones. Asimismo nombro(amos)
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.

This power includes the faculty to ratify or confirm desist,
settle and 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.

Otorgado y firmado en

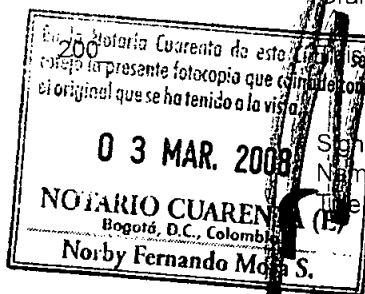
Granted and signed in Des Plaines, Illinois, U.S.A.

hoy de de

Firma

Nombre

Cargo



Signature

Name

Title

Frank S. Molinaro

Assistant Secretary — Patent Matters

CERTIFICADO NOTARIAL (SOCIEDAD)

NOTARIAL CERTIFICATE (CORPORATION)

26

Hoy de 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

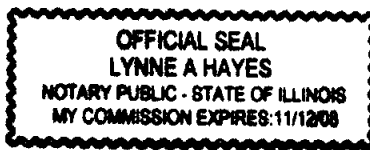
State of Illinois
under date of February 1, 2008

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)

Lynne A. Hayes
Public Notary (Seal)



**CERTIFICADO NOTARIAL
PERSONA NATURAL**

**NOTARIAL CERTIFICATE
NATURAL PERSON**

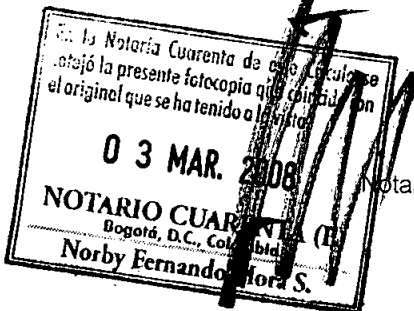
Hoy de de , compareció(eron) ante mí

On this day of 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)

LEGALIZACION POR APOSTILLA ES REQUERIDA.

LEGALIZATION BY APOSTILLE IS REQUIRED.

92

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

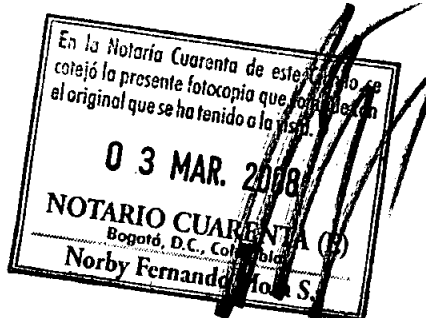
5. SPRINGFIELD, ILLINOIS
6. FEBRERO 21, 2008
7. POR EL SECRETARIO DE ESTADO, ESTADO DE ILLINOIS
8. NO. S08PC10339
9. SELLO/TIMBRE
10. FIRMA

(FIRMA)

JESSE WHITE
SECRETARIO DE ESTADO
ESTADO DE ILLINOIS

Hay un sello que dice:

SELLO DEL ESTADO DE ILLINOIS – AGOSTO 26 DE 1818



98

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 08-023009- -00000-0000

Fecha: 2008-03-04 16:11:30
Tra. 11 PATENTEYII
Act. 411 PRESENTACION

Dep. 2020 NUECREACION
Eve: 378 FASENACIONAL
Folios: 97



Industria y Comercio
SUPERINTENDENCIA

REQUISITOS MINIMOS PARA ADMISION A TRAMITE PCT

PATENTE DE INVENCION ☒

MODELO DE UTILIDAD ☐

- ◆ Indicación de que se solicita la concesión de 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

COMPLETA ☐

INCOMPLETA ☐

DISEÑO INDUSTRIAL ☐

- ◆ Indicación de que se solicita el registro de 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 ☐

- ◆ Indicación de que se solicita el registro de un Esquema de Trazado
- ◆ Datos de identificación del solicitante o de la persona que presenta la solicitud
- ◆ Representación gráfica del esquema trazado
- ◆ Comprobante de pago de las tasas establecidas

COMPLETA ☐

INCOMPLETA ☐

Claudia M. Nueva Cortes
Firma Responsable

Fecha _____

Carrera 13 No. 27-00 Piso 5, 7 y 10

Conmutador: 3 82 08 40

Fax: 350 52 20

E-mail: info@sic.gov.co

www.sic.gov.co

Bogotá, D.C., Colombia

99

REPUBLICA DE COLOMBIA
SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

Folio 99

2020
Bogotá D.C.,

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

REFERENCIA	Radicación No.	8 23009
	Solicitud internacional	PCT/US2006/028297
	Fecha inicio fase nacional	09/03/2008
	Trámite	11
	Evento	378
	Actuación	416
	Oficio No.	5820
	Folios	1

Teniendo en cuenta que la solicitud de privilegio de patente que se tramita bajo el expediente indicado en la referencia, reúne los requisitos de forma establecidos en la Decisión 486 de la Comisión de la Comunidad Andina, el Tratado de Cooperación en Materia de Patentes (PCT), el Reglamento y la Circular Única de la Superintendencia de Industria y Comercio, se envía el extracto de la solicitud a la Oficina de Comunicaciones para efecto de su publicación en la Gaceta de Propiedad Industrial.

Cúmplase
Dado en Bogotá DC, 08 ABR 2008

ALIX CARMENZA CESPEDES DE VERGEL
Jefe de la División de Nuevas Creaciones

jfernand