



Industria y Comercio
SUPERINTENDENCIA

Delegatura de propiedad Industrial
División de Nuevas Creaciones

PCT
SOLICITUD

PATENTE DE INVENCION

07-12650

21 EXPEDIENTE No

54 TÍTULO

METODO Y DISPOSITIVO PARA FORMAR UN PRODUCTO

DESTILADO INTERMEDIO Y OLEFINAS INFERIORES A

PARTIR DE UNA FUENTE DE HIDROCARBUROS

51 CLASIFICACIÓN INTERNACIONAL

71 SOLICITANTE

SHELL INTERNATIONAL RESEARCH MAATSCHAPPIJ B.V.

DOMICILIO

2596 HR La Haya, Holanda

74 APODERADO

EMILIO FERRERO

C.C. 438 019 de Usaquén

22 BOGOTÁ, D C ,



Industria y Comercio
SUPERINTENDENCIA

PETITORIO

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

Rad: 07-012850- -00000-0000

Fac. 2007-02-08 17:31:25 Dep 2010 INCREACIONESTM

Tm 11 PATENTENYI

Evs: 379 FASENACIONALR

Art 411 REPRESENTACION

Forma Fd

FORMULARIO UNICO DE SOLICITUD DE PATENTE PCT ENTRADA EN FASE NACIONAL

SOLICITUD DE:

1

☒ Patente de Invención.☐ Patente de Modelo de Utilidad.☐ Capítulo I.☒ Capítulo II.

2

SOLICITANTE
(71)

Nombre: SHELL INTERNATIONALE
RESEARCH MAATSCHAPPIJ
B.V.,

sociedad constituida y existente bajo las
leyes de Holanda.

Dirección: Carel van Bylandtlaan30,
2596 HR La Haya,
Holanda

Domicilio: 2596 HR La Haya,
Holanda.

IDENTIFICACIÓN

C.C.

☐

NIT

☐

C.E.

☐

Otro

☐

Cual

Número

3

REPRESENTANTE
O APODERADO

Nombre: EMILIO FERRERO

Dirección: Carrera 4ª. No. 72-35

Teléfono: 347 38 11

Fax: 211 86 50

E-mail: clientes@camvo.com.

Domicilio: Bogotá, Colombia.

IDENTIFICACIÓN

C.C.

☒

NIT

☐

C.E.

☐

Otro

☐

Cual

Número 438.019 T.P 31.929

4

INVENTOR (ES)
(72)

1. Weijian MO,
719 Winston Lane,
Sugar Land,
Texas 77479,
Estados Unidos de América

2. Georghios Agamemnonos
HADJIGEORGE
2402 Cypress Hill,
Sugar Land,
Texas 77479,
Estados Unidos de América

3. Frank Hsian Hok KHOUW,
3307 Williams Glen Drive,
Sugar Land,
Texas 77479,
Estados Unidos de América

5

PCT (86)

Solicitud Internacional No. PCT/US2005/028053Fecha: 08 de Agosto de 2005Publicación Internacional No. WO 2006/020547 A1Fecha: 23 de Febrero de 2006

6

Título (54)

MÉTODO Y DISPOSITIVO PARA FORMAR UN PRODUCTO DESTILADO
INTERMEDIO Y OLEFINAS INFERIORES A PARTIR DE UNA FUENTE DE
HIDROCARBUROS

7

Clasificación Internacional (51) C10G 11/18

8

Prioridad

SI ☒ NO ☐

(33) País de Origen

US

(32) Fecha

10 de Agosto de 2004

(31) Número de Solicitud

60/600.264

9

Comprobante de pago N.º: 076.134Fecha: 29/01/2007

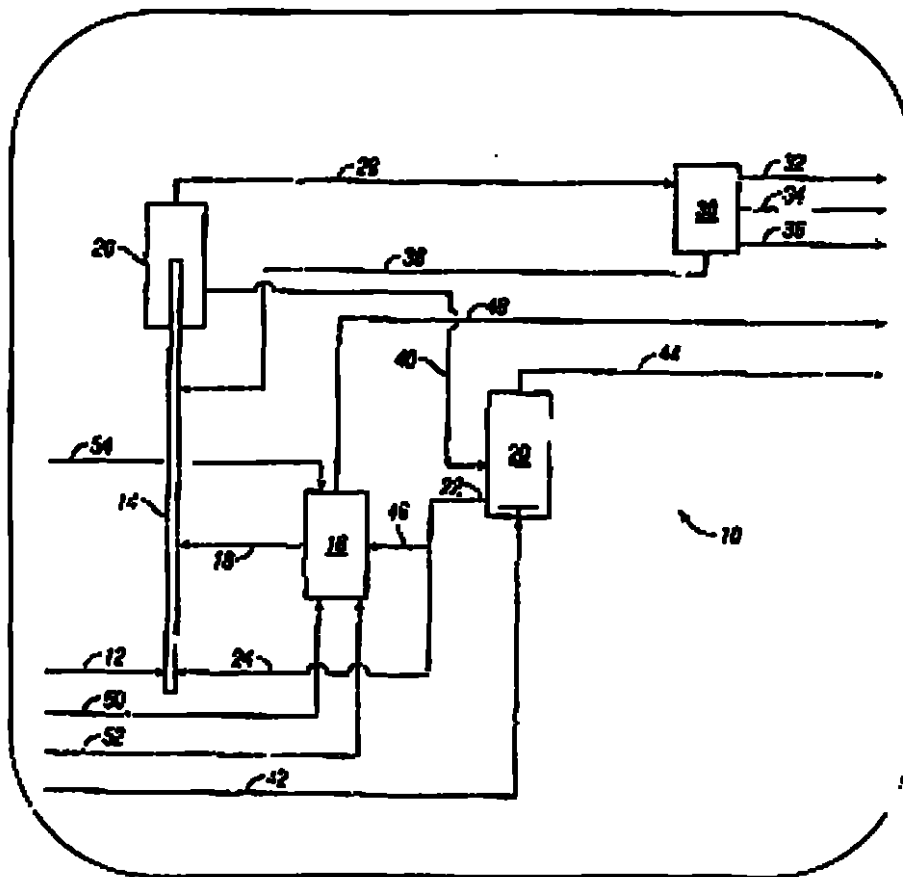
Anexos:

10

- ☒ Comprobante de pago de la tasa de presentación de la solicitud por \$ 482.000.00.
- ☐ Comprobante de pago por reivindicación de prioridad.
- ☒ Documento que acredita la existencia y representación legal cuando el solicitante sea persona jurídica.
- ☒ Poderes, si fuere el caso.
- ☒ 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 acredita 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: VER HOJA DE DOCUMENTOS ANEXOS

11

Figura Característica



12

Solicito la concesión de la patente,

NOMBRE:

EMILIO FERRERO

FIRMA:

Emilio Ferrero

C.C. 438.019 de Usaquén T.P. 31.929

DOCUMENTOS ANEXOS

1. ☒ **Publicación Internacional WO 2006/020547 A1**

Descripción:

Páginas en el idioma original 12

Páginas en español 15

Reivindicaciones: Número (s) 12

Figuras: Número (s) 1

2. ☒ **Forma PCT/ISA/210. Informe de Búsqueda Internacional.**
3. ☒ **Forma PCT/IB/306. Notificación de cambio de Sociedad de
SHELL OIL COMPANY a SHELL INTERNATIONALE
RESEARCH MAATSCHAPPIJ B.V.**
4. ☒ **Traducción de los anexos del Examen Preliminar.**
5. ☒ **Extracto de publicación.**

**SE REALIZARON MODIFICACIONES EN
LA FASE INTERNACIONAL**

6447
1097

CONSULADO DE COLOMBIA

24 4

CONSULADO DE COLOMBIA * LA HAYA *

La suscrita Cónsul de Colombia en La Haya, Holanda,
vistos los documentos presentados por los interesados,

C E R T I F I C A

Que el Señor Frederik Willem Reinhard KRONENBERG, quien como
Notario Público de La Haya autenticó la firma del signatario del
poder precedente, ejerció en la fecha las funciones indicadas
y su firma corresponde a la registrada en este Consulado,

Que la Compañía SHELL INTERNATIONALE RESEARCH MAATSCHAPPIJ B V
es una Sociedad constituida de acuerdo con las leyes de Holanda,
cumple su objeto conforme a las mismas y se halla registrada en la
Cámara de Comercio y de Fábricas de La Haya bajo el número 61179

Que el Señor ONNO AALBERS, signatario del presente poder, quien
en su carácter de Apoderado de la citada Compañía tiene facultades
para ello, y cuya firma fue autenticada ante el Notario Público
F W R KRONENBERG, es su representante legal en esta

La Cónsul de Colombia en La Haya no asume responsabilidad alguna
por el contenido del documento

Esta certificación se expide en La Haya, Holanda, los
días del mes de septiembre de milnovecientos noventa

Derechos US\$ 6 00

Seis dólares

Certificación No 186



Tommy H. Moncayo

Correjero Encargado
Presidencia Consular
LA HAYA

364/90
FIC A C 1004
INTERPRETE OFICIAL
RESOLUCION No. 2153 A EL 17 MAR
DEL MINISTERIO DE JUSTICIA

5

T 5124 Col

I, Frederik Willem Reinhard Kronsberg a Notary Lawyer practising in The Hague, the Netherlands do hereby certify that the signature of the authoriser in the attached document is that of Onno AALBERS a special proxy of Shell Internationale Research Maatschappij B V a Netherlands Company of Garel van Bylandtlaan 30, NL 2596 HR The Hague the Netherlands

I also certify that the said Mr Aalbers is fully authorized to bind Shell Internationale Research Maatschappij B V for purposes as expressed in the attached document

The Hague this -----25th day of June 1990

[Handwritten signature]

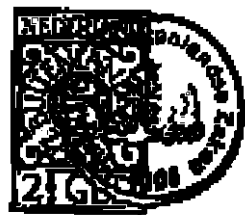
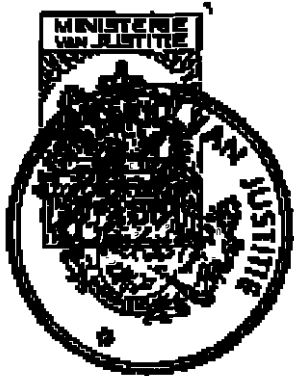


Gezien voor legalisatie der handtekening
van *Mr. F.W.R. Kronsberg*
voor Ons President van de Arrondissements-Rechtbank
te 's-Gravenhage, de 26 JUNI 1990

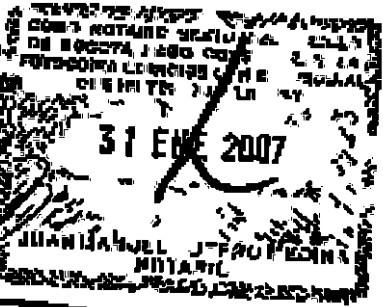
[Handwritten signature]

Gedien voor legalisatie van de handtekening
van de heer J.B.W. Holtrop,
President van de Arr. Rechtbank te 's-Gravenhage.
's-Gravenhage 27 6-90
De Minister van Justitie,
Namens de Minister
Het hoofd van de
Directie Algemene Zaken

Gedien voor Legalisatie der handtekening
van de heer *R.P. van der Wal*
's-Gravenhage, 27 JUNI 1990



De Minister van
Buitenlandse Zaken
voor deze



MW A.P. Gelpke

TRANSLATION OFFICIAL IN 364/90
ALIT FOOT
INTERPRET OFFICIAL
RESOLUTION No. 2 of APRIL 17, 1989
OF THE MINISTERIO DE JUSTICIA

CAVELIER

ABOGADOS

OFICINA DE TRABAJO

CARRERA 4ª N° 72-35

BOGOTÁ, S. COLOMBIA

REPRESENTACION Y PODER

I (we) the undersigned / Yo (nosotros) abajo firmado(s)

SHELL INTERNATIONALE RESEARCH MAATSCHAPPIJ B V

of / domiciliado(s) en The Hague, The Netherlands

por el presente nombramos a GERMAN CAVELIER, tpa. 832, GONZALO PERDOMO, tpa. 831, ERNESTO CAVELIER, tpa. 11518, y EMILIO FERRERO tpa. 11520, domiciliados en la Carrera 4ª N° 72-35, Bogotá Colombia, en obediencia a lo dispuesto en el parágrafo 1º del Artículo 443 del Código de Comercio el primero como principal y los demás como suplentes, en su orden, como nuestros representantes en todas las asuntos de propiedad industrial con facultad para recibir notificaciones y nombrar apoderados judiciales o extrajudiciales. El primer representante suplente reemplazará al principal en caso de ausencia o impedimento temporal o definitivo de aquél. La misma regla se aplicará cuando el segundo representante suplente haya de reemplazar al primero o el tercero al segundo. En tales casos el representante principal, o el primero, o segundo suplente en su caso o ambos, declararán su intención de no ejercer la representación mediante declaración autenticada por Notario Público en Colombia o por Notario u otro Funcionario Público, o Consulado de Colombia, en el extranjero, y al se restará de su poderamiento con el certificado respectivo. Si alguno de los nombrados faltare definitivamente, el siguiente lo reemplazará en su lugar. Cuando exista la ausencia o impedimento del representante principal o de su primero o segundo suplente, en su caso, podrán ejercer la representación, en su orden uno u otros según el caso, simultáneamente por el solo hecho de ejercerla, usando en ese momento el ejercicio de la representación por el primero, segundo o tercer suplente en su caso. Además, y bajo las mismas reglas, conferimos poder a los abogados arriba nombrados, para obtener la protección de mi (nuestra) propiedad industrial y contra la competencia desleal, a cuyo efecto autorizamos a los dichos apoderados para que me(nos) representen ante cualesquiera autoridades o personas ejerzan o no jurisdicción, especialmente ante las del orden administrativo contencioso-administrativo y judicial, en todo lo concerniente a los siguientes asuntos: a) Obtención de patentes de invención, modelos y dibujos industriales el registro de marcas de fábrica colectivas, distintivos y de servicios el depósito de nombres comerciales y sus marcas su renovación, trasparencia, cambio de nombre o domicilio, cancelación voluntaria y el registro de licencias de uso de esos derechos; b) Las acciones de oposición, cancelación, nulidad, medidas cautelares, concesión de licencias y en general los juicios civiles, penales administrativos o contencioso-administrativos relacionados con esos derechos acciones y juicios que promuevan o se nos promuevan. Y para que en todos los asuntos arriba detallados, puedan sustituir este mandato, transigir desistirse cancelar recibir renunciar y ratificar los actos hechos por agentes oficiales.

For patents, utility designs, trademarks, service marks, commercial names, insignia.

Para patentes, modelos y dibujos industriales, marcas de fábrica y de servicios, nombres comerciales y insignias.

REPRESENTATION AND POWER OF ATTORNEY

In due compliance with the terms of paragraph 1st. of article 443 of the Commercial Code, do hereby appoint GERMAN CAVELIER, tpa. 832, GONZALO PERDOMO, tpa. 831, ERNESTO CAVELIER, tpa. 11518, and EMILIO FERRERO tpa. 11520; domiciled at Carrera 4ª N° 72-35 Bogotá Colombia, the first as principal and the others as alternates, in the order of their appointment, as our representatives for all industrial property matters with faculty to receive notifications and to appoint attorneys in and out of Court. The first alternate shall replace the principal in case of his absence or temporal or definitive impediment. The same rule will apply when the second alternate representative is to replace the first one or when the third is to replace the second. In such cases, the principal representative, or the first or second alternates in their turn, or both of them, shall state their intention not to act as representatives through a declaration given before a Notary Public in Colombia or before a Notary or another Public Official or a Colombian Consul abroad and in case of impediment, the appropriate certificate shall suffice. If any of the appointees were to be definitely absent, the following alternate shall take his place. When the absence or impediment of the principal representative, or of the first or second alternate in their turn ceases, the representation can be taken again in their sequence, by the principal, the first or second alternate depending on case, and the more fact or its exercise will suffice. The exercise of the representation by the first, second or third alternates in their turn shall end at each time. In addition, we grant a Power of Attorney in favor of the above-named attorneys-at-law so that they may obtain the protection of my (our) industrial property and against the unfair competition, for which purpose I (we) authorize the said attorneys to represent me (us) before any authorities or persons, with or without jurisdiction, specially those administrative, administrative contentious and judicial, in all matters concerning the following: a) Obtaining of patents, models and designs the registration of trademarks collective defensive and service marks the deposit of commercial names and insignia, its renewal, assignment change of name or domicile, voluntary cancellation and the registration of licenses of use of the above rights; b) Actions of opposition, cancellation, nullity, infringement, granting of licenses and in general the civil, penal and administrative suits relating to those rights actions and suits initiated by me (us) or against me (us). And that in all the above matters they may substitute this Power of Attorney compromise, desist, cancel receive, resign, and ratify acts done by representatives without a power of attorney.

Given and signed this / Dado y firmado hoy

24th day of June, 1990

n / en The Hague The Netherlands

SHELL INTERNATIONALE RESEARCH MAATSCHAPPIJ B V

Firma

Signature

Onno AALBERS (special proxy)

TRADUCCION OFICIAL N

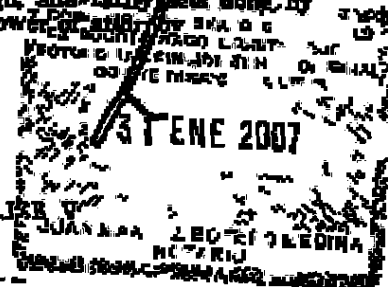
364/90

ALLIANCE GROUP

INTERPRETE OFICIAL

BOGOTÁ, S. COLOMBIA

DEL MINISTERIO DE JUSTICIA

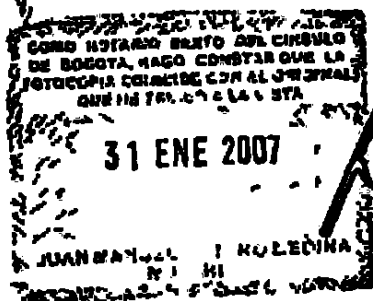


LEGALIZACION

El Señor Cónsul de Colombia debe expedir un certificado consular sobre (1) la existencia legal de la compañía que otorga el poder (2) que ésta ejerce su objeto social, y (3) que las personas que otorgan el poder están autorizadas para darlo. A este efecto los solicitamos que muestren al Señor Cónsul las pruebas que acreditan esos hechos (1) (2) y (3)

LEGALIZATION

The Colombian Consul must issue a consular certificate, on (1) the legal existence of the company which grants the Power-of Attorney, (2) that it is in actual exercise of its company purposes, and (3) that the persons who execute the Power of Attorney are authorized to do so. To this effect, please show the Consul the evidence to prove the above facts (1) (2) and (3)



TRADUCCION OFICIAL N.º 384/90
AL JIA CROOJ
INTERPRETE OFICIAL
RESOLUCION N.º 208 ABRIL 17 1989
DEL MINISTERIO DE JUSTICIA.

NOTA PARA EL SEÑOR CONSUL DE COLOMBIA Según los artículos 65 del C de P C. y 840 del C de Co si el poderdante es una sociedad, el Señor Cónsul debe certificar que tuvo a la vista las pruebas de su existencia que ejerce su objeto social y que quien confiere el poder es su representante.

7 6

LEA LAS INSTRUCCIONES GENERALES AL PIE DEL BASTIDOR DE ESTE FORMULARIO.
RECUERDE QUE TODOS LOS REGLONES DEBEN ESTAR SENCILLADOS CON ALGUN VALOR, EN CASO CONTRARIO, EGRESA CERO (0)

881052538717

BANCO REAL DE COLOMBIA

Chila

BANCO REAL DE COLOMBIA

BANCO REAL DE COLOMBIA

DECLARACION Y PAGO DEL
IMPUESTO DE
TIMBRE
NACIONAL

1 Administración de Impuestos del		Código	2 Teléfono
BOGOTA		0,3	2120100
3 Documento de identificación (marque X)		4 Apellido y Nombre o Razón Social de las partes (máximo 60 caracteres)	
C.C. o T.I. ☐ NIT ☒ No. 880041367 D.V. ☒		CAVELIER ABOGADOS	
5 Documento de identificación (marque X)		6 Apellido y Nombre o Razón Social de las partes (máximo 60 caracteres)	
C.C. o T.I. ☐ NIT ☒ No. 19'301.629 D.V. ☐		FORERO HOCHA JAIME	
7 Dirección (de la persona o entidad identificada en la celda 4)		Municipio	Departamento
Cra. No. 72-35		BOGOTA	CUNDINAMARCA
8 Número de identificación		9 Número de identificación	
1		1	
10 ESTE TIMBRE OPTATIVO ES VÁLIDO HASTA EL 30 DE SEPTIEMBRE DE 1990. PAGO DE LJS			
11 DEBIDOS DE TRANSICION DE UN PODER CON REPRESENTACION			
12			
13			
14			
15			
16			
17			
18			
19			
20			
21			
22			
23			
24			
25			
26			
27			
28			
29			
30			
31			
32			
33			
34			
35			
36			
37			
38			
39			
40			
41			
42			
43			
44			
45			
46			
47			
48			
49			
50			
51			
52			
53			
54			
55			
56			
57			
58			
59			
60			
61			
62			
63			
64			
65			
66			
67			
68			
69			
70			
71			
72			
73			
74			
75			
76			
77			
78			
79			
80			
81			
82			
83			
84			
85			
86			
87			
88			
89			
90			
91			
92			
93			
94			
95			
96			
97			
98			
99			
100			

Responsable del pago

Nombre

C.C. No. 19301629

1 VALOR DEL IMPUESTO A PAGAR	IMP	800
2 Endógeno	IMP	0
3 Exógeno de más	IMP	0
4 TOTAL A PAGAR (suma de 1 + 2 + 3)	IMP	800
Efectivo ☒ Cheque ☐ Noche ☐		
000		

07290 90-09-18

CONTRIBUYENTE

31 ENE 2007

UAE NAL. DI. GUTER. LEBINA

NJARIID

REPRESENTACIONES

7
8

TRADUCCION OFICIAL No. 364/90 de un documento escrito en Inglés, el cual para su identificación se sella con el sello del traductor lo mismo que la presenta. ----- Autenticaciones que se hallan a continuación de un documento de Representación y Poder, escrito en Inglés y en Español, otorgado por la sociedad SHELL INTERNATIONALE RESEARCH MAATSCHAPPIJ B.V. a los doctores GERMAN CAVELIER, GONZALO PERDOMO, ERNESTO CAVELIER y EMILIO FERRERO.

Dado y firmado el día 25 de junio de 1990, en La Haya, Países Bajos.

SHELL INTERNATIONALE RESEARCH MAATSCHAPPIJ B.V.

(firmado) (firma ilegible)

Onno AALBERS (Apoderado Especial)

Legalización en Inglés que dice:

Yo, Frederik Willem Reinhard Kronenberg, Notario en ejercicio en La Haya, Países Bajos, por medio del presente certifico que la firma de la persona que autoriza el documento adjunto es la de Onno AALBERS, apoderado especial de SHELL INTERNATIONALE RESEARCH MAATSCHAPPIJ B.V., compañía holandesa, domiciliada en Carel van Bylandtlaan 30, NL - 2556 HR La Haya, Países Bajos.

También certifico que dicho Sr. Aalbers está plenamente autorizado para obligar a Shell Internationale Research Maatschappij B.V. para los objetos expresados en el documento adjunto.

La Haya, 25 de junio de 1990.

(firmado) (firma ilegible)

Hay un sello que dice: SR. F.W.R. KRONENBERG, NOTARIO DE LA HAYA.

Hay un sello que dice:

Visto para legalización de la firma del Sr. F.W.R. Kronenberg, Notario, por nuestro Presidente de Arrondissements-

TRADUCCION OFICIAL No. 364/90
ALFONSO G. GONZALEZ
INTERPRETE OFICIAL
RESOLUCION No. 2172, ABRIL 17, 1989
DEL MINISTERIO DE JUSTICIA

Rechtbank, en La Haya, el 25 de junio de 1990.

(firmado) (firma ilegible)

Hay un sello que dice: PRESIDENTE ARRONDISSEMENTS-RECHTBANK - LA HAYA.

Hay un sello que dice: Visto para legalización de la firma del señor J.S.W. Holtrop, Presidente del Arr. Rechtbank de La Haya, La Haya, 27-6-90 - Ministerio de Justicia - Nombre del Ministro, Jefe Dirección de Negocios Generales.

(firmado) (firma ilegible)

Adherida estampilla por valor de Fl. 2.50, debidamente anulada con un sello del MINISTERIO DE JUSTICIA.

Hay un sello que dice: Visto para legalización de la firma del Sr. R.A. van Mezel - La Haya, 27 de junio de 1990.

Ministerio de Relaciones Exteriores

(firmado) (firma ilegible)

Sra. A. P. Gelpke

Adherida estampilla por valor de 2-1/2 Fl., debidamente anulada con un sello del Ministerio de Relaciones Exteriores.

En español, legalizaciones de la firma del Sr. Frederik Willem Reinhard KRONENBERG, así como de la existencia legal de la sociedad SHELL INTERNATIONALE RESEARCH MAATSCHAPPIJ B.V., y de la firma del señor Onno AALBERS, su Apoderado, hasta por el Ministerio de Relaciones Exteriores de la República de Colombia, bajo el Número 260490, de fecha 12 de septiembre de 1990, firmado por el señor José Angel Aldana, Jefe Negocios Generales. Pagado el Impuesto de Timbre, por la suma de Seis Dólares (US\$6,00).

ES TRADUCCION FIEL Y COMPLETA del documento en referencia. Bogotá, Septiembre 14 de 1990.

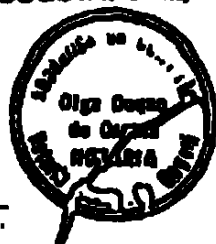
AG/o.

Alicia Groot
364/90
TRADUCCION OFICIAL N.º
ALICIA GROOT
INTERPRETE OFICIAL
RESOLUCION N.º 219, ABRIL 17, 1983
DEL MINISTERIO DE JUSTICIA.

COMO NOTARIA SEXTA DE BOGOTA HAGO CONSTAR QUE LA FIRMA QUE AUTORIZA ESTE DOCUMENTO Y QUE DICE: Alicia Groot

C.C. No.

ES AUTENTICA. 17 SET. 1999



NO SE ASUME
RESPONSABILIDAD DEL TEXTO

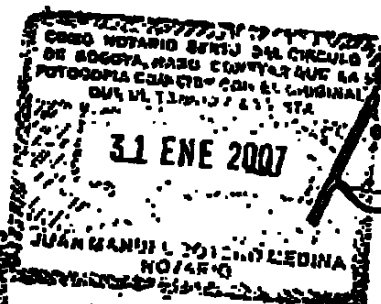
97 SEP 29 AM 11:49

JEFE DE LEGALIZACIONES
SANTAFE DE BOGOTÁ D.C.

MINISTERIO DE RELACIONES
EXTERIORES

270574

SE FIRMÓ APARECE EN EL
DOCUMENTO DE SIMPENA
LAS FIRMAS DE LOS



10 2

CAVELIER

ABOGADOS

EDIFICIO MARI

CARRERA 48, No. 72-35

BOGOTÁ 8, COLOMBIA

CORREO ELECTRONICO MUNDIAL: CAVE

TELEFONO (57) (1) 2120100

CABLES: CAVELEYES

WIRETEL: (57) (1) 2120100

TELEX: 45479 CAVE CO

(21748 7375 CAVE LC

Señor Jefe de la

DIVISION DE NUEVAS CREACIONES

Superintendencia de Industria y Comercio

E.

S.

D.

Poderdante: SHELL INTERNATIONALE RESEARCH MAATSCHAPPIJ B.V.

Poder conferido el: 25-05-90

Yo, GERMAN CAVELIER, obrando en mi calidad de apoderado principal del poderdante arriba mencionado, atentamente manifiesto a Usted que sustituyo el poder que me ha sido conferido en la persona del doctor EMILIO FERRERO, Abogado con Tarjeta Profesional No. 31.929; con todas las facultades que me fueron conferidas.

Hago la anterior sustitución conforme al artículo 66 del Código de Procedimiento Civil ya que los otros sustitutos faltan en este momento.

Señor Jefe,



GERMAN CAVELIER

T.P.A. No. 832

C.C. No. 2.877.924 de Bogotá

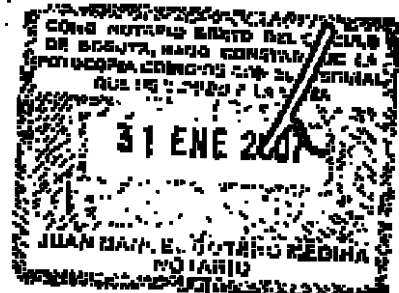
Acepto:



EMILIO FERRERO

T.P.A. No. 31.929

C.C. No. 438.019 de Usaquén



2a-780-2

NOTARIA SEXTA DE BOGOTÁ
RECONOCIMIENTO Y PRESENTACION PERSONAL

Notaría de Bogotá D. C. **27 MAY 1984**

Ante mí **JUAN MANUEL NOTERO MEDINA**

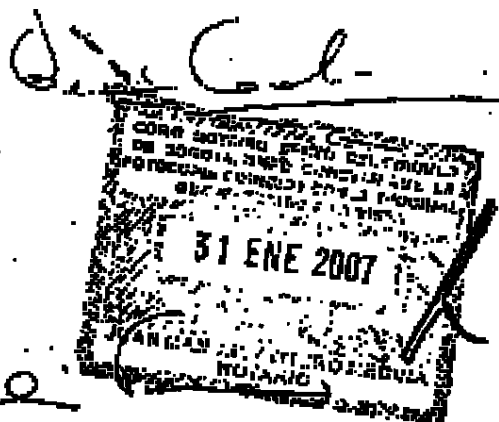
NOTARIO SEXTO DEL CIRCULO DE BOGOTÁ

Compareció(n) personalmente, **GERMAN**
CAVALIER CARILLO PEREZ

quien(es) exhibió(aron) la(s) C. E. **2877924**
438019

y la(s) Libreta(s) Militar(es) **T. 8 832**
T. P 31929

domiciliado(s) en Bogotá, y declaró(n) que la(s) firma(s) que
aparece(n) en el presente documento es(son) la(s) suya(s) y que
el contenido del mismo es cierto.
En constancia se firmó este instrumento.



92 50
11
I, Johan Reinder Egbert KIELSTRA, a Notary Lawyer practising in The Hague, The Netherlands, do hereby certify that the attached document was signed by

Weijian MO, George A. HADJIGEORGE and Frank Hsian Hok KHOUW

Of - 719 Winston Lane, Sugar Land, Texas 77479, USA.

- 2402 Cypress Hill, Sugar Land, Texas, 77479, USA

- Parkweg 177, 2271 BA Voorburg, The Netherlands

And on behalf of the applicant by

- Albertus Wilhelmus Joannes ZEESTRATEN,

a special proxy of Shell Internationale Research Maatschappij B.V., a Netherlands Company of Carel van Bylandtlaan 30, NL - 2596 HR The Hague, The Netherlands.

I further certify that the said Mr ZEESTRATEN is fully authorised to bind Shell Internationale Research Maatschappij B.V. for purposes as expressed in the attached document.

The Hague, this 10th day of January 2007



—

S

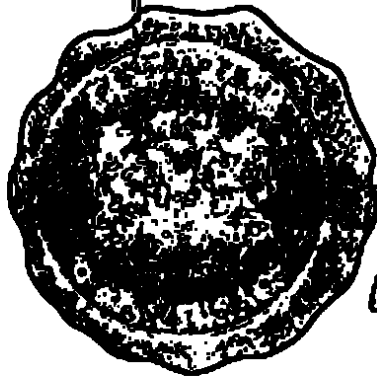
A F O S T I L L E

(Convention de La Haye du 5 octobre 1954)

1. Fait par Faïza Hajos
2. Et présenté document public
3. Laide signé par Mr. J.R.E. Kiestra
4. Quien actúa en calidad de notario en 's-Gravenhage
5. y está revestido del sello/timbre del susodicho notario

Certificado

6. La Haye d. el día 12 January 2007
7. por el Secretario Judicial del Tribunal de Distrito
8. bajo el número: 2007-175/7
9. Sello/timbre: 10. Firma:



E. van Hout

[Handwritten signature]

TH2708 COL P
CESION

COLOMBIA

12

Los abajo firmado(s)

Waijan MO, George A. HADJIGEORGE and Frank Hsien Hok KHOUW

Inventor(es) de

METHOD AND APPARATUS FOR MAKING A MIDDLE DISTILLATE PRODUCT AND LOWER
OLEFINS FROM A HYDROCARBON FEEDSTOCK

declara(n) por el presente que la(s) cede(n) y transfiere(n) en toda propiedad y
dominio a:

SHELL INTERNATIONALE RESEARCH MAATSCHAPPIJ B.V. domiciliada en
Carel van Bylandtlaan 30
2596 HR The Hague
The Netherlands

por la suma de

que declara(n) haber recibido.

La cesionaria acepta dicha transferencia.

1) Inventor(es)

Waijan MO

George A. HADJIGEORGE

Frank Hsien Hok KHOUW

2) SHELL INTERNATIONALE RESEARCH MAATSCHAPPIJ B.V.

Albertus Wilhelmus Joannes ZEESTRATEN
(special proxy)
legalisation (apostille)

TH2708 COL P
CESION

COLOMBIA

A2

13

Los abajo firmado(s)

Wei-jan MO, George A. HADJIGEORGE and Frank Hsian Hok KHOUW

Inventor(es) de

METHOD AND APPARATUS FOR MAKING A MIDDLE DISTILLATE PRODUCT AND LOWER
LEFINS FROM A HYDROCARBON FEEDSTOCK

declara(n) por el presente que la(s) cede(n) y transfiere(n) en toda propiedad y
dominio a:

SHELL INTERNATIONALE RESEARCH MAATSCHAPPIJ B.V. domiciliada en
Carel van Bylandtlaan 30
2506 HR The Hague
The Netherlands

por la suma de

que declara(n) haber recibido.

La cesionaria acepta dicha transferencia.

1) Inventor(es)



Wei-jan MO, George A. HADJIGEORGE and Frank Hsian Hok KHOUW

2) SHELL INTERNATIONALE RESEARCH MAATSCHAPPIJ B.V.



Albertus Wilhelmus Joannes ZEESTRATEN
(special proxy)
legalisation (apostille)

COL D 06448241 0073

- 13 -
14

TRADUCCIÓN OFICIAL 035/2007 DE UN DOCUMENTO EN INGLÉS Y EN ESPAÑOL, REALIZADA POR EDUARDO CALADO NOGUERA, TRADUCTOR OFICIAL AUTORIZADO POR RESOLUCIÓN 541 DEL 27 DE FEBRERO DE 1976 POR EL MINISTERIO DE JUSTICIA Y DEBIDAMENTE REGISTRADO ANTE EL MINISTERIO DE RELACIONES EXTERIORES DE COLOMBIA. DE ACUERDO CON DICHO DOCUMENTO WEIJIAN MO, GEORGE A. HADJIGEORGE Y FRANK HSIAN HOK KHOUW, DOMICILIADOS RESPECTIVAMENTE EN 719 WINSTON LANE, SUGAR LAND, TEXAS 77479, ESTADOS UNIDOS DE AMÉRICA; 2402 CYPRESS HILL, SUGAR LAND, TEXAS, 77479, ESTADOS UNIDOS DE AMÉRICA Y PARKWEG 177, 2271 BA, VOORBURG, PAÍSES BAJOS DECLARAN BAJO JURAMENTO SER LOS INVENTORES ÚNICOS Y VERDADEROS DE LA INVENCION MÉTODO Y DISPOSITIVO PARA FORMAR UN PRODUCTO DESTILADO INTERMEDIO Y OLEFINAS INFERIORES A PARTIR DE UNA FUENTE DE HIDROCARBUROS. ADEMÁS QUE CEDEN SIN RESERVAS NI LIMITACIONES EN FAVOR DE SHELL INTERNATIONALE RESEARCH MAATSCHAPPIJ B.V., DOMICILIADA EN CAREL VAN BYLANDTLAAN 30, 2536 HR, LA HAYA, PAÍSES BAJOS, TODOS LOS DERECHOS INHERENTES A DICHA INVENCION Y QUE LA CITADA COMPAÑIA QUEDA FACULTADA PARA SOLICITAR EN SU NOMBRE LA PATENTE CORRESPONDIENTE EN LA REPÚBLICA DE COLOMBIA. DADO Y FIRMADO POR WILLIAM MO, GEORGE A HADJIGEORGE Y FRANK HSIAN HOK KHOUW. FIRMADO A NOMBRE DE SHELL INTERNATIONALE RESEARCH MAATSCHAPPIJ B.V

ALBERTUS WILHELMUS JOANNES ZEESTRATEN, APODERADO ESPECIAL

Yo, JOHAN REINDER EGBERT KIELSTRA, abogado notario practicante en La Haya, Países Bajos, certifico que el documento adjunto está firmado por

WEIJIAN MO, GEORGE A. HADJIGEORGE Y FRANK HSIAN HOK KHOUW, DOMICILIADOS RESPECTIVAMENTE EN 719 WINSTON LANE, SUGAR LAND, TEXAS 77479, ESTADOS UNIDOS DE AMÉRICA; 2402 CYPRESS HILL, SUGAR LAND, TEXAS, 77479, ESTADOS UNIDOS DE AMÉRICA Y PARKWEG 177, 2271 BA, VOORBURG, PAÍSES BAJOS y a nombre del solicitante por

214
15

ALBERTUS WILHELMUS JOANNES ZEESTRATEN, apoderado especial de
Shell Internationale Research Maatschappij B.V. una compañía
holandesa domiciliada en Carel van Bylandtlaan 30, NL- 2596 HR,
La Haya, Países Bajos. Además certifico que dicho señor
ZEESTRATEN está plenamente autorizado para obligar a SHELL
INTERNATIONALE RESEARCH MAATSCHAPPIJ B.V. para los propósitos
expresados en el documento adjunto. La Haya, 10 de enero de 2007.
Sello: Señor J.R.E. KIELSTRA, notario de la Haya.

APOSTILLA

(CONVENCIÓN DE LA HAYA DEL 5 DE OCTUBRE DE 1961)

en idioma español, NÚMERO 2007-175/7 expedida en La Haya el 12 de
enero de 2007. Firmado: E. Van Houte.

COLO-06448-841-007-3

WPCL002G ID.8522

Bogotá, 1 de febrero de 2007.

Eduardo Calado
Eduardo Calado Becerra
TRADUCTOR CERTIFICADO
COLO-06448-841-007-3
Bogotá, 1 de febrero de 2007

COLO-06448-841-007-3

COLO-06448-841-007-3

COLO-06448-841-007-3

COLO-06448-841-007-3

COLO-06448-841-007-3

COLO-06448-841-007-3

COMO NOTARIO SEXTO DEL CIRCULO DE SANTAFE DE
BOGOTA, HAGO CONSTAR QUE LA(S) FIRMA(S) DE

Eduardo Calado Noguera

CONCORDA(S) CON LA FIRMA REGISTRADA POR
EL (ELLOS) EN ESTA NOTARIA
SANTAFE DE BOGOTA.

9-1-FEB-2007



NO SE ASUME
RESPONSABILIDAD DEL TEXTO

2007 FEB -1 P 12:31

OFICINA DE LEGALIZACIONES
SANTAFE DE BOGOTA D.C.

MINISTERIO DE RELACIONES
EXTERIORES

620024
Eduardo Calado
FIRMA PARA EL
DOCUMENTO DESEMPLEA
LAS FUNCIONES INDICADAS

(19) World Intellectual Property Organization
International Bureau

PCT

(43) International Publication Date
23 February 2006 (23.02.2006)(10) International Publication Number
WO 2006/020547 A1(51) International Patent Classification: C10G 11/18,
11/05, B01J 8/24, 8/33, C10G 51/02(74) Agent: STIKWART, Charles W.; SHELL OIL COM-
PANY, One Shell Plaza, P.O. Box 2463, Houston, Texas
77252-2463 (US)(21) International Application Number:
PCT/US2005/028053

(22) International Filing Date: 8 August 2005 (08.08.2005)

(25) Filing Language: English

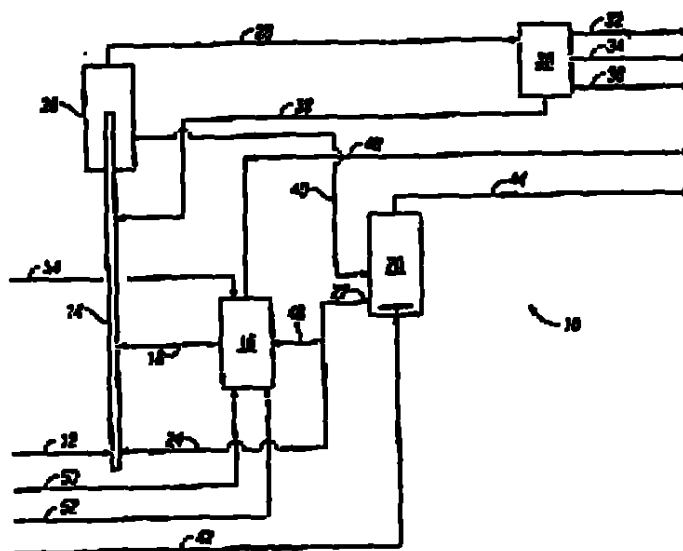
(26) Publication Language: English

(30) Priority Data:
60/600,364 10 August 2004 (10.08.2004) US(71) Applicant (for all designated States except US): SHELL
OIL COMPANY (US/US); One Shell Plaza, P.O. Box
2463, Houston, Texas 77252-2463 (US)

(72) Inventor: and

(75) Inventors/Applicants (for US only): MO, William
(US/US); 719 Winton Lane, Sugar Land, Texas 77479
(US); HADJIKONIGK, Georgios Aganemmonos
(US/US); 2402 Cypress Hill, Sugar Land, Texas 77479
(US); KHOUW, Frank Hsien Hock (NL/US); 3307
Williams Cilen Drive, Sugar Land, Texas 77479 (US).(81) Designated States (unless otherwise indicated, for every
kind of national protection available): AE, AO, 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, GR, GU, HK, HU, ID, IL, IN, IS, JP, KE,
KG, KM, KP, KR, KZ, LC, LK, LR, LS, LT, LU, LV, MA,
MD, MG, MK, MN, MW, MX, MZ, NA, NG, NI, NO, NZ,
OM, PG, PH, PL, PT, RO, RU, SC, SD, SE, SG, SK, SL,
SM, SY, TJ, TM, TN, TR, TT, TZ, UA, UG, US, UZ, VC,
VN, YU, ZA, ZM, ZW.(84) Designated States (unless otherwise indicated, for every
kind of regional protection available): ARIPO (BW, CH,
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:
— with international search report

(Continued on next page)

(54) Title: METHOD AND APPARATUS FOR MAKING A MIDDLE DISTILLATE PRODUCT AND LOWER OLEFINS FROM
A HYDROCARBON FEEDSTOCK

(57) Abstract: Disclosed is a process for making middle distillate and lower olefins. The process includes catalytically cracking a gas oil feedstock within a riser reactor zone by contacting under suitable catalytic cracking conditions within the riser reactor zone the gas oil feedstock with a middle distillate selective cracking catalyst that comprises amorphous silica alumina and a zeolite to yield a cracked gas oil product and a spent cracking catalyst. The spent cracking catalyst is regenerated to yield a regenerated cracking catalyst. Within a dense bed reactor zone and under suitable high severity cracking conditions a gasoline feedstock is contacted with the regenerated cracking catalyst to yield a cracked gasoline product and a used regenerated cracking catalyst. The used regenerated cracking catalyst is utilized as the middle distillate selective catalyst.

WO 2006/020547 A1

WO 2006/020547 A1

INTERNATIONAL PATENT CLASSIFICATION

For two-letter codes and other abbreviations, refer to the "Guidance Notes on Codes and Abbreviations" appearing at the beginning of each regular issue of the PCT Gazette.

65
17

METHOD AND APPARATUS FOR MAKING A MIDDLE DISTILLATE PRODUCT AND LOWER OLEFINS FROM A HYDROCARBON FEEDSTOCK

The invention relates to method and apparatus for the manufacture of a middle distillate product and lower olefins from a hydrocarbon feedstock.

The fluidized catalytic cracking (FCC) of heavy hydrocarbons to produce lower boiling hydrocarbon products such as gasoline is well known in the art. FCC processes have been around since the 1940's. Typically, an FCC unit or process includes a riser reactor, a catalyst separator and stripper, and a regenerator. A FCC feedstock is introduced into the riser reactor wherein it is contacted with hot FCC catalyst from the regenerator. The mixture of the feedstock and FCC catalyst passes through the riser reactor and into the catalyst separator wherein the cracked product is separated from the FCC catalyst. The separated cracked product passes from the catalyst separator to a downstream separation system and the separated catalyst passes to the regenerator where the coke deposited on the FCC catalyst during the cracking reaction is burned off the catalyst to provide a regenerated catalyst. The resulting regenerated catalyst is used as the aforementioned hot FCC catalyst and is mixed with the FCC feedstock that is introduced into the riser reactor.

Many FCC processes and systems are designed so as to provide for a high conversion of the FCC feedstock to products having boiling temperatures in the gasoline boiling range. There are situations, however, when it is desirable to provide for the high conversion of the FCC feedstock to middle distillate boiling range products, as opposed to gasoline boiling range products, and to lower olefins.

It is, thus, an object of this invention to provide method and apparatus for the preferential conversion of a hydrocarbon feedstock to a middle distillate product and lower olefins.

Accordingly, a process is provided for making middle distillate and lower olefins by catalytically cracking a gas oil feedstock within a riser reactor zone by contacting under suitable catalytic cracking conditions within the riser reactor zone the gas oil feedstock with a middle distillate selective cracking catalyst that comprises amorphous silica alumina and a zeolite to yield a cracked gas oil product and a spent cracking catalyst. The spent cracking catalyst is regenerated

to yield a regenerated cracking catalyst. The gasoline feedstock is contacted within a dense bed reactor zone and under suitable high severity cracking conditions with the regenerated cracking catalyst to yield a cracked gasoline product and a used regenerated cracking catalyst. The used regenerated cracking catalyst is used as the middle distillate selective catalyst.

According to another invention, provided is an apparatus that comprises riser reactor means for contacting a gas oil feedstock with a catalytic cracking catalyst under catalytic cracking conditions to yield a riser reactor product comprising a cracked gas oil product and a spent cracking catalyst; separator means for separating the riser reactor product into the cracked gas oil product and the spent cracking catalyst; regenerator means for regenerating the spent cracking catalyst to yield a regenerated catalyst; dense bed reactor means for contacting a gasoline feedstock with the regenerated catalyst under high severity conditions to yield a cracked gasoline product and a used regenerated catalyst; and means for providing for the use of the used regenerated catalyst as the catalytic cracking catalyst.

FIG. 1 is a process flow schematic representing certain aspects of the inventive process.

The invention is a process and apparatus that provides for the processing of a heavy hydrocarbon feedstock to selectively produce middle distillate boiling range products and lower olefins. It has been discovered that the use of a dense phase reactor, or fixed fluidized bed reactor, between the catalyst regenerator and riser reactor of a conventional FCC process or unit can provide for an improved middle distillate yield and for enhanced selectivity toward the production of lower olefins. The inventive process utilizes the dense phase reactor to provide for the cracking of a gasoline feedstock that preferably boils in the gasoline temperature range to yield lower olefins and for the conditioning of the catalyst so that when it is used in the cracking of the FCC feedstock in the riser reactor the reactor conditions are more suitable for the production of a middle distillate product.

In the inventive process, a gas oil feedstock is introduced into the bottom of a riser reactor where it is mixed with hot cracking catalyst such as a regenerated cracking catalyst or a used regenerated cracking catalyst or a combination of both catalysts. The starting catalytic cracking catalyst used in the inventive process and

18

regenerated to ultimately become the regenerated cracking catalyst can be any suitable cracking catalyst known in the art to have cracking activity at the elevated temperatures contemplated by the invention.

Preferred catalytic cracking catalysts for use in the inventive process include fluidizable cracking catalysts comprised of a molecular sieve having cracking activity dispersed in a porous, inorganic refractory oxide matrix or binder. The term "molecular sieve" as used herein refers to any material capable of separating atoms or molecules based on their respective dimensions. Molecular sieves suitable for use as a component of the cracking catalyst include pillared clays, delaminated clays, and crystalline aluminosilicates. Normally, it is preferred to use a cracking catalyst that contains a crystalline aluminosilicate. Examples of such aluminosilicates include Y zeolites, ultrastable Y zeolites, X zeolites, zeolite beta, zeolite L, offretite, mordenite, faujasite, and zeolite omega. The preferred crystalline aluminosilicates for use in the cracking catalyst are X and Y zeolites with Y zeolites being the most preferred.

U.S. Patent No. 3,130,007, the disclosure of which is hereby incorporated by reference in its entirety, describes Y-type zeolites having an overall silica-to-alumina mole ratio between about 3.0 and about 6.0, with a typical Y zeolite having an overall silica-to-alumina mole ratio of about 5.0. It is also known that Y-type zeolites can be produced, normally by dealumination, having an overall silica-to-alumina mole ratio above about 6.0. Thus, for purposes of this invention, a Y zeolite is one having the characteristic crystal structure of a Y zeolite, as indicated by the essential X-ray powder diffraction pattern of Y zeolite, and an overall silica-to-alumina mole ratio above 3.0, and includes Y-type zeolites having an overall silica-to-alumina mole ratio above about 6.0.

The stability and/or acidity of a zeolite used as a component of the cracking catalyst may be increased by exchanging the zeolite with hydrogen ions, ammonium ions, polyvalent metal cations, such as rare earth-containing cations, magnesium cations or calcium cations, or a combination of hydrogen ions, ammonium ions and polyvalent metal cations, thereby lowering the sodium content until it is less than about 0.8 weight percent, preferably less than about 0.5 weight percent and most preferably less than about 0.3 weight percent, calculated as Na_2O . Methods of carrying out the ion exchange are well known in the art.

The zeolite or other molecular sieve component of the cracking catalyst is combined with a porous, inorganic refractory oxide matrix or binder to form a finished catalyst prior to use. The refractory oxide component in the finished catalyst may be silica-alumina, silica, alumina, natural or synthetic clays, pillared or delaminated clays, mixtures of one or more of these components and the like. Preferably, the inorganic refractory oxide matrix will comprise a mixture of silica-alumina and a clay such as kaolin, hectorite, sepiolite and attapulgite. A preferred finished catalyst will typically contain between about 5 weight percent to about 40 weight percent zeolite or other molecular sieve and greater than about 20 weight percent inorganic, refractory oxide. In general, the finished catalyst may contain between about 10 to about 35 weight percent zeolite or other molecular sieve, between about 10 to about 30 weight percent inorganic, refractory oxide, and between about 30 to about 70 weight percent clay.

The crystalline aluminosilicate or other molecular sieve component of the cracking catalyst may be combined with the porous, inorganic refractory oxide component or a precursor thereof by any suitable technique known in the art including mixing, mulling, blending or homogenization. Examples of precursors that may be used include alumina, alumina sols, silica sols, zirconia, alumina hydrogels, polyoxycations of aluminum and zirconium, and peptized alumina. In a preferred method of preparing the cracking catalyst, the zeolite is combined with an aluminosilicate gel or sol or other inorganic, refractory oxide component, and the resultant mixture is spray dried to produce finished catalyst particles normally ranging in diameter between about 40 and about 80 microns. If desired, however, the zeolite or other molecular sieve may be milled or otherwise mixed with the refractory oxide component or precursor thereof, extruded and then ground into the desired particle size range. Normally, the finished catalyst will have an average bulk density between about 0.30 and about 0.90 gram per cubic centimeter and a pore volume between about 0.10 and about 0.90 cubic centimeter per gram.

In the case of the use in the inventive process of a riser reactor that is vertically arranged, lift gas or lift steam may also be introduced into the bottom of the riser reactor along with the gas oil feedstock and the hot cracking catalyst. The regenerated cracking catalyst that is yielded from the catalyst regenerator has a

19

higher temperature than the used regenerated cracking catalyst that is yielded from the dense phase reactor. Also, the used regenerated cracking catalyst has deposited thereon as a result of its use in the dense phase reactor a certain amount of coke. As will be discussed more fully elsewhere herein, a particular catalyst or combination of catalysts may be used to help control the conditions within the riser reactor to provide for certain desired cracking conditions required to provide a desired product or mix of products.

The mixture of gas oil feedstock and hot cracking catalyst, and, optionally, lift gas or steam, passes through the riser reactor wherein cracking takes place.

The riser reactor defines a catalytic cracking zone and provides means for providing a contacting time to allow the cracking reactions to occur. The average residence time of the hydrocarbons in the riser reactor generally can be in the range of upwardly to about 5 to 10 seconds, but usually is in the range of from 0.1 to 5 seconds. The weight ratio of catalyst to hydrocarbon feed (catalyst/oil ratio) generally can be in the range of from about 2 to about 100 and even as high as 150. More typically, the catalyst-to-oil ratio can be in the range of from 5 to 100. The temperature in the riser reactor generally can be in the range of from about 400 °C (752 °F) to about 600 °C (1112 °F). More typically, the riser reactor temperature can be in the range of from 450 °C (842 °F) to 550 °C (1022 °F). The riser reactor temperatures of the inventive process will tend to be lower than those of typical conventional fluidized catalytic cracking processes; because, the inventive process is to provide for a high yield of middle distillates as opposed to the production of gasoline as is often sought with conventional fluidized catalytic cracking processes.

The mixture of hydrocarbons and catalyst from the riser reactor pass as a riser reactor product comprising cracked gas oil product and spent cracking catalyst to a stripper system that provides means for separating hydrocarbons from catalyst and defines a stripper separation zone wherein the cracked gas oil product is separated from the spent cracking catalyst. The stripper system can be any system or means known to those skilled in the art for separating FCC catalyst from a hydrocarbon product. In a typical stripper operation, the riser reactor product, which is a mixture of cracked gas oil product and spent cracking catalyst passes to the stripper system that includes cyclones for separating the spent

cracking catalyst from the vaporous cracked gas oil product. The separated spent cracking catalyst enters the stripper vessel from the cyclones where it is contacted with steam to further remove cracked gas oil product from the spent cracking catalyst. The coke content on the separated spent cracking catalyst is, generally, in the range of from about 0.5 to about 5 weight percent (wt. %), based on the total weight of the catalyst and the carbon. Typically, the coke content on the separated spent cracking catalyst is in the range of from or about 0.5 wt. % to or about 1.5 wt. %.

The separated spent cracking catalyst is then passed to a catalyst regenerator that provides means for regenerating the separated spent cracking catalyst and defines a regeneration zone into which the separated spent cracking catalyst is introduced and wherein carbon that is deposited on the separated spent cracking catalyst is burned in order to remove the carbon to provide a regenerated cracking catalyst having a reduced carbon content. The catalyst regenerator typically is a vertical cylindrical vessel that defines the regeneration zone and wherein the spent cracking catalyst is maintained as a fluidized bed by the upward passage of an oxygen-containing regeneration gas, such as air.

The temperature within the regeneration zone is, in general, maintained in the range of from about 621 °C (1150 °F) to 760 °C (1400 °F), and more, typically, in the range of from 677 °C (1250 °F) to 715 °C (1320 °F). The pressure within the regeneration zone typically is in the range of from about atmospheric to about 345 kPa (50 psig), and, preferably, from about 34 to 345 kPa (5 to 50 psig). The residence time of the separated spent cracking catalyst within the regeneration zone is in the range of from about 1 to about 6 minutes, and, typically, from or about 2 to or about 4 minutes. The coke content on the regenerated cracking catalyst is less than the coke content on the separated spent cracking catalyst and, generally, is less than 0.5 wt. %. The coke content of the regenerated cracking catalyst will, thus, generally, be in the range of from or about 0.01 wt. % to or about 0.5 wt. %. It is preferred for the coke concentration on the regenerated cracking catalyst to be less than 0.1 wt. % and, it will thus preferably be in the range of from 0.01 wt. % to 0.1 wt. %.

The regenerated cracking catalyst from the catalyst regenerator is passed to the dense phase reactor, or fixed fluidized bed reactor, that provides means for

AP
20

contacting a gasoline feedstock with the regenerated cracking catalyst and which defines a dense phase reaction zone wherein the gasoline feedstock is contacted with the regenerated cracking catalyst under suitable high severity cracking conditions.

5 The dense phase reactor can be a vessel that defines the dense phase reaction zone. Contained within the vessel is regenerated cracking catalyst that is fluidized by the introduction of the gasoline feedstock and, optionally, steam. The dense phase reaction zone is operated under such reaction conditions as to provide for a cracked gasoline product and, preferably, to provide for a high
10 cracking yield of lower olefins. The high severity cracking conditions can include a temperature within the dense phase reaction zone that is in the range from about 482 °C (900 °F) to about 871 °C (1600 °F), but, preferably, the temperature is in the range of from 510 °C (950 °F) to 871 °C (1600 °F), and, most preferably, from 538 °C (1000 °F) to 732 °C (1350 °F). The pressure within the dense phase
15 reaction zone can be in the range of from about atmospheric to about 345 kPa (50 psig), and, preferably, from about 34 to 345 kPa (5 to 50 psig).

While, as previously mentioned, the introduction of steam along with the gasoline feedstock into the dense phase reaction zone is optional, a preferred aspect of the invention, however, is for both steam and gasoline feedstock to be
20 introduced into the dense phase reaction zone and to be contacted with the regenerated cracking catalyst contained therein. The use of the steam is particularly desirable; because, it can provide in the cracking of the gasoline feedstock for an improved selectivity toward lower olefin yield. Thus, when steam is used, the weight ratio of steam to gasoline feedstock introduced into the dense
25 phase reaction zone can be in the range of upwardly to or about 15:1, but, preferably, the range is from 0.1:1 to 10:1. More preferably, the weight ratio of steam to gasoline feedstock is in the range of from 0.2:1 to 9:1, and, most preferably, from 0.5:1 to 8:1.

Used regenerated cracking catalyst is removed from the dense phase
30 reaction zone and utilized as hot cracking catalyst mixed with the gas oil feedstock that is introduced into the riser reactor. One beneficial aspect of the inventive process, in addition to its high yield of lower olefins, is that it provides for the partial deactivation of the regenerated catalyst prior to its use as hot cracking catalyst in

the riser reactor. What is meant by partial deactivation is that the used regenerated cracking catalyst will contain a slightly higher concentration of carbon than the concentration of carbon that is on the regenerated cracking catalyst. This partial deactivation of the regenerated cracking catalyst helps provides for a preferred product yield when the gas oil feedstock is cracked within the riser reactor zone. The coke concentration on the used regenerated cracking catalyst is greater than the coke concentration on the regenerated cracking catalyst, but it is less than that of the separated spent cracking catalyst. Thus, the coke content of the used regenerated catalyst can be greater than 0.1 wt. % and even greater than 0.5 wt. %. Preferably, the coke content of the used regenerated catalyst is in the range of from about 0.1 wt. % to about 1 wt. %, and, most preferably, from 0.1 wt. % to 0.6 wt. %.

Another benefit provided by the use of the dense phase reaction zone is associated with the used regenerated cracking catalyst having a temperature that is lower than the temperature of the regenerated cracking catalyst. This lower temperature of the used regenerated cracking catalyst in combination with the partial deactivation, as discussed above, provides further benefits in a preferential product yield from the cracking of the gas oil feedstock.

To assist in providing for the control of the process conditions within the riser reactor of the inventive process and to provide for a desired product mix, the regenerated cracking catalyst can be divided into at least a portion that is passed to the dense phase reaction zone and a remaining portion of the regenerated cracking catalyst that is mixed with the gas oil feedstock to be introduced into the riser reactor. The at least a portion of the regenerated cracking catalyst introduced into the dense phase reaction zone can be in the range of upwardly to 100 percent (%) of the regenerated cracking catalyst yielded from the catalyst regenerator depending upon the requirements of the process and the desired product yields. Specifically, however, the at least a portion of regenerated cracking catalyst will represent from about 10 % to 100 % of the separated regenerated catalyst withdrawn from the catalyst regenerator. Also, the at least a portion of regenerated cracking catalyst can be from about 50 % to about 90% of the separated regenerated catalyst that is withdrawn from the catalyst regenerator.

20
21

Another method by which the process conditions within the riser reactor are controlled and a desired product mix is provided is through the addition of a ZSM-5 additive to the dense phase reaction zone. The ZSM-5 additive is a molecular sieve additive selected from the family of medium pore size crystalline aluminosilicates or zeolites.

Molecular sieves that can be used as the ZSM-5 additive of the present invention include medium pore zeolites as described in "Atlas of Zeolite Structure Types," eds. W. H. Meier and D. H. Olson, Butterworth-Heinemann, Third Edition, 1992, which is hereby incorporated by reference. The medium pore size zeolites generally have a pore size from about 0.5 nm, to about 0.7 nm and include, for example, MFI, MFS, MEL, MTW, EUO, MTT, HEU, FER, and TON structure type zeolites (IUPAC Commission of Zeolite Nomenclature). Non-limiting examples of such medium pore size zeolites, include ZSM-5, ZSM-12, ZSM-22, ZSM-23, ZSM-34, ZSM-35, ZSM-38, ZSM-48, ZSM-50, silicalite, and silicalite 2. The most preferred is ZSM-5, which is described in U.S. Patent Nos. 3,702,886 and 3,770,614. ZSM-11 is described in U.S. Patent No. 3,709,979; ZSM-12 in U.S. Patent No. 3,832,449; ZSM-21 and ZSM-38 in U.S. Patent No. 3,948,758; ZSM-23 in U.S. Patent No. 4,076,842; and ZSM-35 in U.S. Patent No. 4,016,245. All of the above patents are incorporated herein by reference. Other suitable molecular sieves include the silicoaluminophosphates (SAPO), such as SAPO-4 and SAPO-11 which is described in U.S. Patent No. 4,440,871; chromosilicates; gallium silicates, iron silicates; aluminum phosphates (ALPO), such as ALPO-11 described in U.S. Patent No. 4,310,440; titanium aluminosilicates (TASO), such as TASO-45 described in EP-A No. 229,295; boron silicates, described in U.S. Patent No. 4,254,297; titanium aluminophosphates (TAPO), such as TAPO-11 described in U.S. Patent No. 4,500,651; and Iron aluminosilicates.

The ZSM-5 additive may be held together with a catalytically inactive inorganic oxide matrix component, in accordance with conventional methods.

U.S. 4,368,114 describes in detail the class of zeolites that can be suitable ZSM-5 additives in the inventive process, and such patent is incorporated herein by reference.

The combination of one or more of the above described process variables and operating conditions allows for the control of the conversion of the gas oil

feedstock. Generally, it is desired for the gas oil feedstock conversion to be in the range of from 30 to 90 weight percent, and, preferably, from 40 to 85 weight percent. What is meant by gas oil feedstock conversion is the weight amount of hydrocarbons contained in the gas oil feedstock that has a boiling temperature greater than 221 °C (430 °F) that is converted in the riser reactor to hydrocarbons having a boiling temperature less than 221 °C (430 °F) divided by the weight amount of hydrocarbons contained in the gas oil feedstock having a boiling temperature greater than 221 °C (430 °F). As earlier noted, the inventive process may be operated so as to provide for the preferential or selective yielding of middle distillate boiling range products and lower olefins.

The gas oil feedstock charged to the process of the invention may be any hydrocarbon feedstock that may be or is typically charged to a fluidized catalytic cracking unit. In general terms, hydrocarbon mixtures boiling in the range of from 345 °C (650 °F) to 760 °C (1400 °F) can make suitable feedstocks for the inventive process. Examples of the types of refinery feedstreams that can make suitable gas oil feedstocks include vacuum gas oils, coker gas oil, straight-run residues, thermally cracked oils and other hydrocarbon streams.

The gasoline feedstock charged to the dense phase reaction zone may be any suitable hydrocarbon feedstock having a boiling temperature that is in the gasoline boiling temperature range. Generally, the gasoline feedstock comprises hydrocarbons boiling in the temperature range of from about 32 °C (90 °F) to about 204 °C (400 °F). Examples of refinery streams that may be used as the gasoline feedstock of the inventive process include straight run gasoline, naphtha, catalytically cracked gasoline, and coker naphtha.

Now referring to FIG. 1 that presents a process flow schematic representative of one aspect of the inventive process 10. In the inventive process 10, a gas oil feedstock passes through conduit 12 and is introduced into the bottom of riser reactor 14. Riser reactor 14 defines a riser reactor zone, or cracking reaction zone, wherein the gas oil feedstock is mixed with a catalytic cracking catalyst. The catalytic cracking catalyst can be a used regenerated cracking catalyst or a regenerated cracking catalyst, or a combination of both catalysts.

22

The used regenerated cracking catalyst is a regenerated cracking catalyst that has been used in dense bed reactor 16 in the high severity cracking of a gasoline feedstock. The used regenerated cracking catalyst passes from dense bed reactor 16 and is introduced into riser reactor 14 by way of conduit 18.

5 Regenerated cracking catalyst may also be mixed with the gas oil feedstock. The regenerated cracking catalyst passes from regenerator 20 through conduit 22 and is introduced by way of conduit 24 into riser reactor 14 wherein it is mixed with the gas oil feedstock.

10 By passing through riser reactor 14 that is operated under catalytic cracking conditions the mixture of gas oil feedstock and hot catalytic cracking catalyst forms a riser reactor product that comprises a mixture of a cracked gas oil product and a spent cracking catalyst. The riser reactor product passes from riser reactor 14 and is introduced into stripper system or separator/stripper 26.

15 The separator/stripper 26 can be any conventional system that defines a separation zone or stripping zone, or both, and provides means for separating the cracked gas oil product and spent cracking catalyst. The separated cracked gas oil product passes from separator/stripper 26 by way of conduit 28 to separation system 30. The separation system 30 can be any system known to those skilled in the art for recovering and separating the cracked gas oil product into the various
20 FCC products, such as, for example, cracked gas, cracked gasoline, cracked gas oils and cycle oil. The separation system 36 may include such systems as absorbers and strippers, fractionators, compressors and separators or any combination of known systems for providing recovery and separation of the products that make up the cracked gas oil product.

25 The separation system 30, thus, defines a separation zone and provides means for separating the cracked gas oil product into cracked products. The cracked gas, cracked gasoline and cracked gas oils respectively pass from separation system 30 through conduits 32, 34, and 36. The cycle oil passes from separation system 30 through conduit 38 and is introduced into riser reactor 14.

30 The separated spent cracking catalyst passes from separator/stripper 26 through conduit 40 and is introduced into regenerator 20. Regenerator 20 defines a regeneration zone and provides means for contacting the spent cracking catalyst with an oxygen-containing gas, such as air, under carbon burning conditions to

remove carbon from the spent cracking catalyst. The oxygen-containing gas is introduced into regenerator 20 through conduit 42 and the combustion gases pass from regenerator 20 by way of conduit 44.

The regenerated cracking catalyst passes from regenerator 20 through conduit 22. As an optional feature of the inventive process, the stream of regenerated cracking catalyst passing through conduit 22 may be divided into two streams with at least a portion of the regenerated catalyst passing from regenerator 20 through conduit 22 passing through conduit 46 to the dense bed reactor 16 and with the remaining portion of the regenerated catalyst passing from regenerator 20 passing through conduit 24 to riser reactor 14.

The dense bed reactor 16 defines a dense bed fluidization zone and provides means for contacting a gasoline feedstock with the regenerated cracking catalyst contained within the dense bed reactor 16. The dense bed fluidization zone is operated under high severity cracking conditions so as to preferentially crack the gasoline feedstock to lower olefin compounds, such as ethylene, propylene, and butylenes, and to yield a cracked gasoline product. The cracked gasoline product passes from dense bed reactor 16 through conduit 48.

The used regenerated cracking catalyst passes from dense bed reactor 16 through conduit 18 and is introduced into riser reactor 14. The gasoline feedstock is introduced into the dense bed reactor 16 through conduit 50 and steam is introduced into the dense bed reactor 16 by way of conduit 52. The gasoline feedstock and steam are introduced into the dense bed reactor 16 so as to provide for a fluidized bed of the regenerated catalyst. A ZSM-5 additive may be added to the regenerated catalyst of the dense phase reactor 16 or introduced into the dense bed reactor 16 through conduit 54.

Reasonable variations, modifications and adaptations can be made within the scope of the described disclosure and the appended claims without departing from the scope of the invention.

22
23**CLAIMS**

1. A process for making middle distillate and lower olefins, said process comprises:
- 5 catalytically cracking a gas oil feedstock within a riser reactor zone by contacting under suitable catalytic cracking conditions within said riser reactor zone said gas oil feedstock with a middle distillate selective cracking catalyst that comprises amorphous silica alumina and a zeolite to yield a riser reactor product comprising a cracked gas oil product and a spent cracking catalyst;
- 10 regenerating said spent cracking catalyst to yield a regenerated cracking catalyst; contacting within a dense bed reactor zone and under suitable high severity cracking conditions a gasoline feedstock with said regenerated cracking catalyst to yield a cracked gasoline product and a used regenerated cracking catalyst; and using said used regenerated cracking catalyst as said middle distillate selective
- 15 catalyst.
2. A process as recited in claim 1, further comprising: separating said riser reactor product into said cracked gas oil product and said spent cracking catalyst.
3. A process as recited in claim 1 or 2, further comprising:
- 20 adding to said regenerated cracking catalyst a ZSM-5 additive.
4. A process as recited in claim 1, 2 or 3, further comprising: introducing steam into said dense bed reactor zone.
5. A process as recited in claim 1, 2, 3, or 4, wherein said suitable catalytic cracking conditions are such as to provide for a conversion of said gas oil
- 25 feedstock in the range of from 40 to 85 weight percent of the total gas oil feedstock.
6. A process as recited in claim 1, 2, 3, 4, or 5, wherein said used regenerated cracking catalyst includes a small concentration of carbon.

7. A process, comprising:

contacting a gas oil feedstock within a riser reactor zone under suitable catalytic cracking conditions with a cracking catalyst and yielding a riser reactor product comprising a cracked gas oil product and a spent cracking catalyst;

5 separating said riser reactor product into said cracked gas oil product and said spent cracking catalyst;

regenerating said spent cracking catalyst to yield a regenerated cracking catalyst;

splitting said regenerated cracking catalyst into at least a portion of said regenerated cracking catalyst and a remaining portion of said regenerated

10 cracking catalyst;

passing said at least a portion of said spent cracking catalyst to a dense bed reactor zone wherein said at least a portion of said spent cracking catalyst is contacted under suitable high severity cracking conditions with a gasoline feedstock to yield a cracked gasoline product and a used regenerated cracking

15 catalyst; and

using said remaining portion of said regenerated cracking catalyst and said used regenerated cracking catalyst as said cracking catalyst.

8. A process as recited in claim 7, further comprising:

mixing with said at least a portion of said spent cracking catalyst a ZSM-5 additive.

20 9. A process as recited in claim 7 or 8, further comprising:

introducing steam into said dense bed reactor zone.

10. A process as recited in claim 7, 8 or 9, further comprising:

separating a slurry product from said cracked gas oil product.

11. A process as recited in claim 7, 8, 9 or 10, further comprising:

25 introducing said slurry product to said riser reactor zone.

24

12. An apparatus, comprising:

riser reactor means for contacting a gas oil feedstock with a catalytic cracking catalyst under catalytic cracking conditions to yield a riser reactor product comprising a cracked gas oil product and a spent cracking catalyst;

5 separator means for separating said riser reactor product into said cracked gas oil product and said spent cracking catalyst;

regenerator means for regenerating said spent cracking catalyst to yield a regenerated catalyst;

dense bed reactor means for contacting a gasoline feedstock with said

10 regenerated catalyst under high severity conditions to yield a cracked gasoline product and a used regenerated catalyst; and

means for providing for the use of said used regenerated catalyst as said catalytic cracking catalyst.

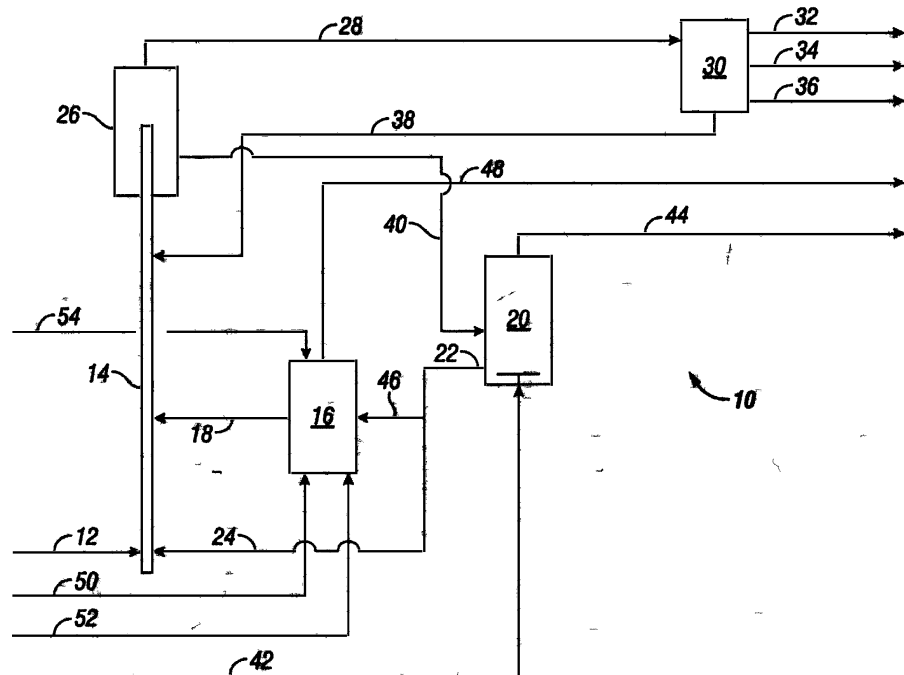


FIG 1

MÉTODO Y DISPOSITIVO PARA FORMAR UN PRODUCTO DESTILADO
INTERMEDIO Y OLEFINAS INFERIORES A PARTIR DE UNA FUENTE DE
5 HIDROCARBUROS

La invención describe un método y un dispositivo para formar un producto destilado intermedio y olefinas inferiores a partir de una fuente de hidrocarburos.

10 El craqueo catalítico de fluidos (FCC) de hidrocarburos pesados para producir productos hidrocarburo de menores puntos de ebullición tales como gasolina son bien conocidos en el campo. Los procesos FCC se conocen desde los años 40. Por lo general, la unidad FCC o el proceso FCC incluye un reactor de salida, un separador y eliminador de catalizador, y un regenerador. La fuente FCC se introduce en un reactor de salida en el que se pone en contacto con el catalizador FCC caliente desde el regenerador. La mezcla de fuente y catalizador FCC pasa a través del reactor de salida y de allí al separador de catalizador en el que se separa el producto fraccionado desde el catalizador FCC. El producto fraccionado separado pasa desde el separador de catalizador hacia un sistema de separación corriente abajo y el catalizador separado pasa al regenerador en el que el carbón que se deposita en el catalizador FCC durante la reacción de craqueo se quema eliminándose del catalizador obteniéndose así un catalizador regenerado. El catalizador resultante regenerado se utiliza como el catalizador FCC caliente antes mencionado y se mezcla con la fuente FCC que se introduce en el reactor de salida.

30 Muchos de los procesos y sistemas FCC se diseñan como para que exista una alta conversión de fuente FCC a productos con temperaturas de ebullición en el rango de ebullición de la gasolina. Sin embargo, hay situaciones en las que es deseable disponer de una alta conversión de la fuente FCC a productos en el rango de ebullición de destilados medios, en contraposición a los productos dentro del rango de ebullición de la gasolina, y a olefinas inferiores.

Por tanto, un objeto de esta invención es proporcionar un método y un dispositivo para la conversión preferencial de una

28
27

fuentes de hidrocarburos a un producto destilado medio y a olefinas inferiores.

De acuerdo con esto, se dispone de un proceso para fabricar destilados medios y olefinas inferiores por el craqueo catalítico de una fuente de gasoil dentro de la zona del reactor de salida mediante el contacto, bajo condiciones de craqueo catalítico además dentro de la zona del reactor de salida de la fuente de gasoil con un catalizador de craqueo selectivo destilado medio que comprende sílice alúmina amorfa y zeolita para dar lugar a un producto gasoil fraccionado y un catalizador de craqueo utilizado. El catalizador de craqueo utilizado se regenera obteniéndose un catalizador de craqueo regenerado. La fuente de gasolina se pone en contacto, dentro de una zona de reactor de lecho denso y bajo condiciones de craqueo severas altas que son adecuadas, con el catalizador de craqueo regenerado para dar lugar a un producto gasolina craqueado y un catalizador de craqueo regenerado utilizado. El catalizador de craqueo regenerado utilizado se utiliza como catalizador selectivo de destilación media.

De acuerdo con otra invención, se dispone de un dispositivo que comprende un medio de reactor con salida para el contacto de una fuente de gasoil con un catalizador de craqueo catalítico bajo condiciones de craqueo catalíticas obteniéndose un producto de reactor de salida que incluye un producto gasoil craqueado y un catalizador de craqueo utilizado; un medio separador para separar el producto obtenido del reactor de salida en producto gasoil craqueado y catalizador de craqueo utilizado; un medio regenerador para regenerar el catalizador de craqueo utilizado obteniéndose así un catalizador regenerado; un medio de reactor de lecho denso para el contacto de una fuente de gasolina con el catalizador regenerado bajo condiciones muy severas obteniéndose un el producto gasolina craqueado y un catalizador regenerado utilizado; y medios para proporcionar el uso del catalizador regenerado utilizado como el catalizador de craqueo catalítico.

La FIG. 1 es un diagrama del proceso que representa ciertos aspectos del proceso de la invención.

La invención es un proceso y dispositivo que proporciona un procesamiento de una fuente de hidrocarburos pesados para producir selectivamente productos de ebullición de destilados medios y olefinas inferiores. Se ha encontrado que el uso de un reactor de fase densa, o un reactor de lecho fluido fijo, entre el regenerador catalítico y el reactor de salida para una unidad o proceso FCC puede permitir un rendimiento de destilado medio mejorado y una mejor selectividad hacia la producción de olefinas inferiores. El proceso de la invención utiliza un reactor de fase densa para proporcionar el craqueo de una fuente de gasolina que entra en ebullición preferiblemente en el rango de temperatura de gasolina para obtener olefinas inferiores y para el acondicionamiento del catalizador de forma tal que cuando se utiliza en el craqueo de la fuente FCC en el reactor de salida, las condiciones de reacción son más adecuadas para la producción de un producto destilado medio.

En el proceso de la invención, se introduce una fuente de gasoil en el fondo de un reactor de salida cuando se mezcla con un catalizador de craqueo caliente de forma tal que un catalizador de craqueo regenerado o un catalizador de craqueo regenerado utilizado o una combinación de ambos catalizadores. El catalizador de craqueo catalítico inicial utilizado en el proceso de la invención y regenerado para formar en última instancia el catalizador de craqueo regenerado y pueda ser cualquier catalizador de craqueo adecuado conocido en el campo para poseer una actividad de craqueo a temperaturas elevadas contempladas en la invención.

Los catalizadores de craqueo catalíticos preferidos para utilizar en el proceso de la invención incluyen catalizadores de craqueo fluidos conformados por un tamiz molecular con una actividad de craqueo dispersa en una matriz o ligando de óxido refractario inorgánico porosa. El término "matriz molecular" tal como se usa en la presente describe cualquier material que es capaz de separar átomos o moléculas en base a sus dimensiones respectivas. Los tamices moleculares que resultan adecuados para utilizar como componente del catalizador de craqueo incluyen arcillas pilareadas, arcillas delaminadas, y aluminosilicatos cristalinos. Normalmente, es preferable utilizar un catalizador de craqueo que contenga un

aluminosilicato cristalino. Entre los ejemplos de dichos aluminosilicatos se incluyen: zeolita Y, zeolita Y ultraestable, zeolita X, zeolita beta, zeolita L, ofertita, mordenita, faujasita, y zeolita omega. Los aluminosilicatos
5 cristalinos preferidos para utilizar en el catalizador de craqueo son los zeolitas X e Y, entre estos dos se prefiere el zeolita Y.

La patente de EUA n° 3.130.077, cuya descripción se incluye en la presente a modo de referencia en su totalidad,
10 describe los zeolitas tipo Y con una relación molar total sílice y alúmina de aproximadamente 2,0 y aproximadamente 6,0, siendo la relación molar global de sílice y alúmina de aproximadamente 5,0. Se sabe además que pueden producirse los zeolitas tipo Y, normalmente por desaluminación, con una
15 relación global sílice-alúmina superior a aproximadamente 5,0. Por tanto, para los fines de esta invención, un zeolita Y es uno con la estructura cristalina característica de un zeolita Y, como indica el patrón de difracción de rayos X del zeolita Y, y una relación molar global sílice-alúmina superior a 3,0, e
20 incluye los zeolitas tipo Y con una relación molar sílice-alúmina superior a aproximadamente 6,0.

La estabilidad y/o la acidez del zeolita utilizado como componente del catalizador de craqueo puede aumentarse si se intercambia el zeolita con iones hidrógeno, iones amonio,
25 cationes metales polivalentes, como ser cationes tierras raras, cationes magnesio o cationes calcio, o una combinación de iones hidrógeno, iones amonio y cationes metales polivalentes, con lo que disminuye el contenido de sodio hasta que el mismo sea
menor a aproximadamente 0,8 por ciento peso, preferiblemente
30 menor a aproximadamente 0,5 por ciento peso y más preferiblemente menor a aproximadamente 0,3 por ciento peso, calculado como Na₂O. En el campo resultan bien conocidos los métodos para llevar a cabo el intercambio iónico.

Se combina el zeolita u otro componente del tamiz
35 molecular del catalizador de craqueo con una matriz o ligando refractario inorgánico poroso, para formar el catalizador culminado antes de ser utilizado. En un catalizador culminado, el componente óxido refractario puede ser sílice-alúmina, sílice, alúmina, arcillas naturales o sintéticas, arcillas

pilareadas o delaminadas, o las mezclas de uno o más de estos componentes y similares. Preferiblemente, la matriz de óxido refractario inorgánico comprende una mezcla de sílice-alúmina y arcilla como ser kaolina, hectorita, sepiolita y attapulgita.

5 Un catalizador final preferido contiene por lo general entre aproximadamente 5 por ciento peso a aproximadamente 40 por ciento peso de zeolita o de otro tamiz molecular y más de aproximadamente 20 por ciento en peso de óxido refractario inorgánico. En general, el catalizador culminado puede
10 contener entre aproximadamente 10 y aproximadamente 35 por ciento en peso de zeolita u otro tamiz molecular, entre aproximadamente 10 y aproximadamente 30 por ciento en peso de óxido refractario inorgánico, y entre aproximadamente 30 y aproximadamente 70 por ciento en peso de arcilla.

15 El aluminosilicato cristalino u otro componente de tamiz molecular del catalizador de craqueo pueden combinarse con el componente óxido refractario inorgánico poroso, o un precursor del mismo por cualquier técnica conocida en el campo incluyendo el mezclado, molién, combinado o homogenización. Entre los
20 ejemplos de precursores que pueden ser utilizados se incluye alúmina, soluciones de alúmina y sílice, zirconio, hidrogeles alúmina, polioxicaciones de aluminio y zirconio, y alúmina peptizada. En un método preferido para preparar el catalizador de craqueo, se combina el zeolita con un gel o solución de aluminosilicato o con otro componente óxido refractario
25 inorgánico, y la mezcla resultante se seca por vaporización para producir las partículas de catalizador culminadas cuyo rango normal de diámetro es entre aproximadamente 40 y 50 micrones. Sin embargo, si se desea, el zeolita y otros tamices moleculares puede molerse o mezclarse de otro modo con el
30 componente óxido refractario o su precursor, se extruye y luego se tritura hasta alcanzar el rango de tamaño de partícula deseado. Normalmente, el catalizador culminado tiene una densidad promedio en bruto entre 0,30 y aproximadamente 0,10 y
35 aproximadamente 0,90 centímetros cúbicos por gramo.

En el caso del uso del proceso de la invención de un reactor de salida que se dispone verticalmente, el vapor de elevación o el gas de elevación puede además introducirse en el fondo del reactor de salida junto con la fuente de gasoil y el

catalizador de craqueo caliente. El catalizador de craqueo regenerado que se obtiene a partir del regenerador de catalizador tiene una temperatura mayor que el que el catalizador de craqueo regenerado utilizado que se obtiene del reactor de fase densa. Además, el catalizador de craqueo regenerado utilizado deposita sobre el mismo determinada cantidad de carbón como resultado de su uso en un reactor de fase densa. Tal como se discutirá posteriormente en la presente, un catalizador en particular o una combinación de catalizadores pueden utilizarse para favorecer el control de las condiciones dadas en el reactor de salida para proporcionar las condiciones de craqueo buscadas que se requieren para obtener un producto determinado o una mezcla de productos determinados.

La mezcla de fuente de gasoil y catalizador de craqueo caliente, y, opcionalmente, el gas o vapor de elevación, pasa a través del reactor de salida en el cual tiene lugar el craqueo. El reactor de salida define una zona de craqueo catalítica y proporciona los medios para obtener un tiempo de contacto tal que permita el fenómeno de las reacciones de craqueo. El tiempo de residencia promedio de los hidrocarburos en el reactor de salida por lo general se encuentra en el rango ascendente de aproximadamente 5 a 10 segundos, pero por lo general se encuentra en el rango de 0,1 a 5 segundos. La relación de peso del catalizador y la fuente de hidrocarburo (relación catalizador/combustible) se encuentra generalmente en el rango de aproximadamente 2 a aproximadamente 100 e incluso hasta 150. Más generalmente, la relación catalizador-combustible puede encontrarse en el rango de aproximadamente 5 a 100. La temperatura en el reactor de salida puede encontrarse por lo general en el rango de aproximadamente 400 °C (752 °F) a aproximadamente 600 °C (1112 °F). Generalmente, la temperatura del reactor de salida se encuentra en el rango de 450°C (842°F) a 550°C (1022 °F).

Las temperaturas del reactor de salida del proceso de la invención tienden a ser menores que las de los procesos de craqueo catalítico fluido convencionales típicos; porque, el proceso de la invención es proporcionar un rendimiento de destilado medio superior, en contraposición a la producción de

gasolina, como se busca comúnmente con los procesos de craqueo catalítico fluidos convencionales.

La mezcla de hidrocarburos y catalizador obtenida del reactor de salida pasa como producto de reactor de salida que comprende un producto gasoil de craqueo y catalizador de craqueo utilizado a un sistema de eliminación que proporciona el medio para separar hidrocarburos de catalizador y delimita así una zona de separación de eliminación en la que se separa el producto gasoil craqueado del catalizador de craqueo utilizado. El sistema de de eliminación puede ser cualquier sistema o medio conocido por los expertos en el campo que se aplica para separar el catalizador FCC de un producto hidrocarburo. En una operación de eliminación típica, el producto de reactor de salida, que comprende una mezcla de producto gasoil craqueado y catalizador de craqueo utilizado, pasa al sistema de eliminación que incluye ciclones para separar el catalizador de craqueo utilizado del producto gasoil craqueado vaporoso. El catalizador de craqueo utilizado separado ingresa al recipiente de separación a partir de los ciclones en el que se pone en contacto con el vapor para remover aún más el producto gasoil craqueado del catalizador de craqueo utilizado. El contenido de carbón en el catalizador de craqueo utilizado separado se encuentra generalmente en el rango de aproximadamente 0,5 a aproximadamente 5 por ciento en peso (%p) del peso total del catalizador y el carbono. Generalmente, el contenido de carbón en el catalizador de craqueo utilizado separado se encuentra en el rango de aproximadamente 0,5 pt a aproximadamente 1,5%.

El catalizador de craqueo utilizado separado se pasa luego a un regenerador de catalizador que proporciona el medio para regenerar el catalizador de craqueo utilizado separado y delimita así una zona de regeneración en la cual se introduce el catalizador de craqueo usado separado y en el que se deposita el carbono en el catalizador de craqueo utilizado separado se quema para remover el carbono y proporcionar un catalizador de craqueo regenerado y un contenido de carbono reducido. El regenerador de catalizador por lo general es un recipiente cilíndrico vertical que define la zona de regeneración y en el que el catalizador de craqueo utilizado se

mantiene como lecho fluido por el pasaje ascendente de un gas de regeneración que contiene oxígeno, como ser el aire.

La temperatura dentro de la zona de regeneración se encuentra por lo general en el rango de aproximadamente 621 °C (1150 °F) a 760 °C (1400 °F), y más generalmente en el rango de 5 677 °C (1250 °F) a 715 °C (1320 °F). La presión dentro de la zona de regeneración se encuentra comúnmente en el rango del valor aproximado de presión atmosférica a aproximadamente 345 kPa (50 psig), y, preferiblemente, de aproximadamente 34 a 345 10 (5 a 50 psig). El tiempo de residencia del catalizador de craqueo utilizado separado dentro de la zona de regeneración se encuentra en el rango de 1 a 6 minutos, y por lo general, en el rango de aproximadamente 2 o aproximadamente 4 minutos. El contenido de carbón en el catalizador de craqueo regenerado es 15 menor que el contenido de carbón en el catalizador de craqueo usado separado, y por lo general es menor a 0,5%. El contenido de carbón del catalizador de craqueo regenerado se encuentra por lo general en el rango de aproximadamente 0,01 %p a aproximadamente 0,5%. Es preferible que la concentración de 20 carbón en el catalizador de craqueo regenerado sea menor a 0,1% y, preferiblemente estará en el rango de aproximadamente 0,01%p a 0,1 %p.

El catalizador de craqueo regenerado del regenerador del catalizador pasa a un reactor de fase densa, o un reactor de 25 lecho fluido fijo, que proporciona el medio de contacto de una fuente de gasolina con el catalizador de craqueo regenerado y que define una zona de reacción de fase densa en la que se pone en contacto la fuente de gasolina con el catalizador de craqueo regenerado bajo condiciones de craqueo de alta severidad 30 adecuadas.

El reactor de fase densa puede ser un recipiente que defina la zona de reacción de fase densa. Dentro del recipiente se encuentra el catalizador de craqueo regenerado que se hace fluido porque se introduce la fuente de gasolina, y 35 opcionalmente, el vapor. La zona de reacción de fase densa opera bajo condiciones de reacción tales como para proporcionar un producto gasolina craqueado, y preferiblemente, para rendir un alto porcentaje de craqueo de olefinas inferiores. Las condiciones de craqueo de alta severidad incluyen temperaturas

dentro del rango de fase de reacción densa que son de aproximadamente 482 °C (900 °F) a aproximadamente 871 °C (1600 °F), pero, preferiblemente la temperatura se encuentra en el rango de 510 °C (950 °F) a 871 °C (1600 °F), y, más
5 preferiblemente, de 538 °C (1000 °F) a 732 °C (1350 °F). La presión dentro de la zona de fase densa puede encontrarse en el rango del valor aproximado de presión atmosférica a aproximadamente 345 kPa (50 psig), y, preferiblemente, de aproximadamente 34 a 345 (5 a 50 psig).

10 A pesar de que como se mencionó anteriormente, es opcional introducir vapor junto con la fuente de gasolina en la zona de reacción de fase densa, un aspecto preferido de la invención es, sin embargo, introducir tanto la fuente como el vapor en una zona de reacción de fase densa y ponerse en contacto con el
15 catalizador de craqueo regenerado contenido dentro de la misma. Es particularmente deseable el uso de vapor; porque el mismo puede dar lugar en el craqueo de la fuente de gasolina mejor selectividad en lo que respecta al rendimiento en la producción de olefinas inferiores. Por lo tanto, cuando se usa vapor, la
20 relación de peso del vapor y la fuente de gasolina introducida en la zona de reacción de fase densa puede encontrarse en el rango ascendente de aproximadamente 15:1, pero, preferiblemente el rango es de 0.1:1 a 10:1. Más preferiblemente, la relación de peso vapor-fuente de gasolina se encuentra en el rango de
25 0.2:1 a 9:1, y, más preferiblemente de 0.5:1 a 8:1.

Se remueve el catalizador de craqueo regenerado de la zona de reacción de fase densa y se utiliza como catalizador de craqueo caliente mezclado con fuente de gasoil que se introduce en el reactor de salida. Uno de los aspectos positivos del
30 proceso de la invención, además de su alto rendimiento de producción de olefinas inferiores, es que el mismo proporciona la desactivación parcial del catalizador regenerado antes de ser utilizado como catalizador de craqueo caliente en el reactor de salida. La desactivación parcial es que el
35 catalizador de craqueo regenerado utilizado contiene una concentración levemente superior de carbono en relación con la concentración de carbono que se encuentra en el catalizador de craqueo regenerado. Esta desactivación parcial del catalizador de craqueo regenerado ayuda a obtener un rendimiento de

34
35

producto preferido cuando la fuente de gasoil se craquea dentro de la zona delimitada del reactor de salida. La concentración de carbón en el catalizador de craqueo regenerado utilizado es mayor que la concentración de carbón en el catalizador regenerado, pero es menor que la misma en el catalizador de craqueo usado separado. Por tanto, el contenido de carbón del catalizador regenerado utilizado puede ser mayor a 0,1%p, e incluso mayor a 0,5% p. Preferiblemente, el contenido de carbón del catalizador regenerado utilizado se encuentra en el rango de aproximadamente 0,1%p a aproximadamente 1%p, y, más preferiblemente, de 0,1 %p a 0,6%p.

Otro beneficio proporcionado por el uso de la zona de reacción de fase densa se encuentra asociado con el catalizador de craqueo regenerado utilizado con temperaturas menores que la temperatura del catalizador de craqueo regenerado. Las temperaturas menores del catalizador de craqueo regenerado utilizado combinado con la desactivación parcial, tal como se discutió anteriormente, proporcionan aún más beneficios en lo que respecta al rendimiento de producto del craqueo de la fuente de gasoil.

Para asistir en lo que respecta al control de las condiciones del proceso dentro del reactor de salida del proceso de la invención y para proporcionar la mezcla de producto deseada, el catalizador de craqueo regenerado puede dividirse en al menos una porción que pasa a la zona de reacción de fase densa y una porción remanente del catalizador de craqueo regenerado que se mezcla con la fuente de gasoil que se introduzca en el reactor de salida. Luego al menos una porción del catalizador de craqueo regenerado introducido en la zona de reacción de fase densa puede encontrarse en el rango ascendente a 100 % del catalizador de craqueo regenerado producido a partir del regenerador de catalizador dependiendo de los requisitos del proceso y el rendimiento en términos de producto buscado. Específicamente, sin embargo, al menos una porción del catalizador de craqueo regenerado representa desde aproximadamente 10% a 100% del catalizador regenerado separado que se remueve del regenerador de catalizador. Además, al menos una porción del catalizador de craqueo regenerado representa

desde aproximadamente 50 % a 90% del catalizador regenerado separado que se remueve del regenerador de catalizador.

Otro método por el cual las condiciones del proceso dentro del reactor de salida pueden ser controladas y se obtiene la mezcla de producto deseada es a través de la adición de un aditivo ZSM-5 a la zona de reacción de fase densa. El aditivo ZSM-5 es un aditivo de tamiz molecular que se selecciona de la familia de aluminosilicatos cristalinos de tamaño de poro medio o zeolitas.

Entre los tamices moleculares que pueden utilizarse como aditivos ZSM-5 de la presente invención se incluyen los zeolitas de tamaño de poro descritos en "Atlas of Zeolite Structure Types," editores W. H. Meier y D. H. Olson, Butterworth-Heinemann, tercera edición, 1992, que se incorpora a la presente a modo de referencia. Los zeolitas de tamaño de poro medio tienen por lo general un tamaño de poro de aproximadamente 0,5 a aproximadamente 0,7 nm, e incluyen, por ejemplo, MFI, MFS, MEL, MTW, EO, MTT, HEU, FER, y los zeolitas del tipo de estructura TON (Comisión IUPAC de nomenclatura de zeolitas). Los ejemplos no limitantes de dichos zeolitas de tamaño de poro medio incluyen los siguientes: ZSM-5, ZSM-12, ZSM-22, ZSM-23, ZSM-34, ZSM-35, ZSM-38, ZSM-48, ZSM-50, silicalito, y silicalito 2. Se prefiere sobre todo ZSM-5, que se describe en las patentes de EUA números 3,702,896 y 3,770,614. ZSM-11 se describe en la patente de EUA N° 3,709,979; ZSM-12 en la patente de EUA N° 3,832,449; ZSM-21 y ZSM-38 en la patente de EUA N° 3,948,758; ZSM-23 en la patente de EUA N° 4,076,842; y ZSM-35 en la patente de EUA N° 4,016,245. Todas las patentes antes mencionadas se incorporan a la presente a modo de referencia. Entre otros tamices moleculares adecuados se incluyen los silicoaluminiofosfatos (SAPO), como SAPO-4 y SAPO-11 descritas en la patente de EUA N° 4,440,871; cromosilicatos; silicatos de galio, silicatos de hierro; fosfatos aluminio (ALPO), como ser ALPO-11 descrito en la patente de EUA N° 4,310,440; aluminosilicatos de titanio (TASO), como ser TASO-45 descrito en la patente europea EP-A N° 229,295; silicatos de boro, descritas en las patentes de EUA N° 4,254,297; aluminofosfatos de titanio (TAPO), como ser TAPO-11

36
37

descrito en la patente de EUA N° 4,500,651; y aluminosilicato de hierro.

El aditivo ZSM-5 puede mantenerse con un componente de matriz óxido inorgánico inactivo catalíticamente, de acuerdo con los métodos convencionales.

La patente de EUA N° 4,368,114 describe en detalle el tipo de zeolita que puede ser adecuado como aditivo ZSM-5 en el proceso de la invención, y dicha patente se incorpora a la presente a modo de referencia.

La combinación de uno o más de las variables de los procesos y de las condiciones de operación antes descritas permite controlar la conversión de la fuente de gasoil. Por lo general, es deseable que la conversión de fuente de gasoil se encuentre en el rango de aproximadamente 30 a 90 por ciento en peso, y, preferiblemente, de 40 a 85 por ciento en peso. Cuando se habla de conversión de fuente de gasoil se refiere a la concentración en peso de los hidrocarburos en la fuente de gasoil con temperaturas de ebullición mayores a 221 °C (430°F) que se convierten en el reactor de salida de los hidrocarburos con temperaturas de ebullición menores a 221 °C (430°F) divididas entre el peso de la concentración de hidrocarburos en la fuente de gasoil con una temperatura de ebullición mayor a 221 °C (430°F). Tal como se mencionó con anterioridad, el proceso de la invención puede operarse como para obtener un rendimiento selectivo o preferencial de productos de rango de ebullición de destilación intermedia y olefinas inferiores.

La fuente de gas oil cargada al proceso de la invención puede ser cualquier fuente de hidrocarburos generalmente se carga o que se carga a una unidad de craqueo catalítica fluida. En términos generales, son fuentes adecuadas para el proceso de la invención mezclas de hidrocarburos cuya ebullición tiene lugar en el rango de 345 °C (650°F) a 760 °C (1400 °F). Entre los ejemplos de los tipos de fuente de refinería que sirven como fuentes de gasoil adecuadas se incluyen los gasoil de vacío, gasoil carbón, residuos de destilación, combustibles de craqueo térmico y otras corrientes de hidrocarburos.

La fuente de gasolina cargada en la zona de reacción de fase densa puede ser cualquier fuente de hidrocarburos adecuada con una temperatura de ebullición dentro del rango de

temperatura de ebullición de la gasolina. Por lo general, la fuente de gasolina incluye hidrocarburos que entran en ebullición en el rango de temperatura de aproximadamente 32°C (90°) a aproximadamente 204 °C (400 °F). Entre los ejemplos de corrientes de refinería que pueden utilizarse como fuente de gasolina del proceso de la invención se incluye la gasolina de destilación, nafta, gasolina de craqueo catalítico, y nafta carbón.

Haciendo referencia a la figura 1 en la que se representa un diagrama de flujo del proceso la misma es representativa de un aspecto del proceso 10 de la invención. En el proceso 10 de la invención. En el proceso de la invención 10, una fuente de gasoil pasa a través de conducto 12 y se introduce en el fondo de un reactor de salida 14. El reactor de salida 14 delimita una zona de reactor de salida, o una zona de reacción de craqueo, en la que la fuente de gasoil se mezcla con el catalizador de craqueo catalítico. El catalizador de craqueo catalítico puede ser un catalizador de craqueo regenerado utilizado o un catalizador de craqueo regenerado, o una combinación de ambos catalizadores.

El catalizador de craqueo regenerado utilizado es un catalizador de craqueo regenerado que ha sido utilizado en un reactor 16 de lecho denso en el craqueo de alta severidad de una fuente de olefina. El catalizador de craqueo regenerado utilizado pasa desde el reactor 16 de lecho denso y se introduce en el reactor 14 por medio del conducto 18. El catalizador de craqueo regenerado puede además mezclarse con la fuente de gasoil. El catalizador de craqueo regenerado pasa desde el regenerador 20 a través del conducto 22 y se introduce a modo de conducto 24 en el reactor de salida 14 en el que se mezcla con la fuente de gasoil.

Al pasar a través del reactor de salida 14 que se opera bajo condiciones de craqueo catalíticas, la mezcla de fuente de gasoil y catalizador de craqueo catalítico forma un producto del reactor de salida que comprende una mezcla del producto de gasoil craqueado y el catalizador de craqueo usado. El producto de reactor de salida pasa desde el reactor de salida 14 y se introduce al sistema de eliminación o al separador/eliminador 26.

El separador/eliminador 26 puede ser cualquier sistema convencional que define una zona de separación o zona de eliminación, o ambas, y proporciona un medio de separación de producto gasoil craqueado y el catalizador de craqueo usado. El producto gasoil craqueado separado pasa desde el separador/eliminador 26 a modo de conducto 28 hacia el sistema de separación 30. El sistema de separación 30 puede ser cualquier sistema conocido por los expertos en el tema para la recuperación y separación del producto gasoil craqueado en varios productos FCC, como ser, por ejemplo, gas craqueado, gasolina craqueada, gasoil craqueados y combustible del ciclo. El sistema de separación 30 puede incluir sistemas como ser absorbentes y eliminadores, fraccionadores, compresores y separadores o cualquier combinación de los sistemas conocidos para permitir la recuperación y separación de los productos que forman el producto gasoil craqueado.

El sistema de separación 30, por tanto, define una zona de separación y proporciona un medio de separación de producto gasoil craqueado en productos craqueados. El gas craqueado, la gasolina craqueada y el gasoil craqueado pasan respectivamente del sistema de separación 30 a través de los conductos 32, 34, y 36. El combustible del ciclo pasa desde el sistema de separación 30 a través del conducto 38 y se introduce en el reactor de salida 14.

El catalizador de craqueo utilizado separado pasa desde el separador/eliminador 26 a través del conducto 40 y se introduce en el regenerador 20. El regenerador 20 define una zona de regeneración y proporciona los medios para el contacto del catalizador de craqueo usado con un gas que contiene oxígeno, como ser el aire, bajo condiciones de combustión del carbono, para remover el carbono del catalizador de craqueo utilizado. El gas que contiene oxígeno se introduce en el regenerador 20 a través del conducto 42 y los gases de combustión pasan desde el regenerador 20 por el conducto 44.

El catalizador de craqueo regenerado pasa desde el regenerador 20 a través del conducto 22. Como característica opcional del proceso de la invención, puede dividirse una corriente de catalizador de craqueo regenerado que pasa a través del conducto 22 en dos corrientes con al menos una

39
40

porción del catalizador regenerado que pasa desde el regenerador 20 hacia el conducto 22 que pasa a través del conducto 46 hacia el reactor de lecho denso 16 y con las porciones remanentes del catalizador regenerado que pasa desde el regenerador 20 que pasa por el conducto 24 al reactor de salida 14.

El reactor de lecho denso 16 delimita una zona de fluidez de lecho fijo y proporciona los medios para el contacto de una fuente de gasolina con el catalizador de craqueo regenerado contenido dentro del reactor de lecho fijo del reactor 16. La zona de fluidez del lecho denso se opera bajo condiciones de craqueo de alta severidad como para el craqueo preferencial de la fuente de gasolina a compuestos de olefina inferiores, como ser etileno, propileno, y butilenos, y para dar lugar al producto gasolina craqueado. El producto gasolina craqueado pasa desde el reactor de lecho denso 16 a través del conducto 46.

El catalizador de craqueo regenerado utilizado pasa desde el reactor de lecho denso 16 a través del conducto 10 y se introduce en el reactor de salida 14. La fuente de gasolina se introduce en el reactor de lecho denso 16 a través del conducto 50 y se introduce vapor en el reactor de lecho denso 16 por un conducto 52. La fuente de gasolina y el vapor se introducen en el reactor de lecho denso 16 como para proporcionar el lecho fluido del catalizador regenerado. El aditivo ZSM-5 puede adicionarse al catalizador regenerado del reactor de fase densa 16 o se introduce en el reactor de lecho denso 16 por el conducto 54.

Pueden hacerse variaciones, modificaciones y adaptaciones dentro de lo razonable que quedan comprendidas dentro del alcance de la memoria antes descrita y las reivindicaciones anexas sin apartarse del alcance de la invención.

REIVINDICACIONES

- 5 1. Un proceso para fabricar destilados medicos y olefinas inferiores, dicho proceso comprende:

El craqueo catalitico de la fuente de gasoil dentro de la zona del reactor de salida mediante el contacto bajo condiciones de
10 craqueo cataliticamente adecuadas dentro de dicha zona del reactor de salida de la fuente de gasoil con el catalizador de craqueo selectivo de destilación media que incluye alúmina sílica amorfa y el zeolita, para dar lugar al producto reactor que incluye un producto gasoil craqueado y un catalizador de
15 craqueo utilizado;

Regenerar dicho catalizador de craqueo utilizado para dar lugar a un catalizador de craqueo regenerado;

- 20 El contacto con una zona de reactor de lecho denso y bajo condiciones adecuadas de craqueo alta severidad de una fuente de gasolina con el catalizador de craqueo regenerado para dar lugar a un producto gasolina craqueado y un catalizador de craqueo regenerado utilizado; y

25 Utilizar dicho catalizador de craqueo regenerado como dicho catalizador selectivo destilado medio.

- 30 2. El proceso mencionado en la reivindicación 1, que además incluye:

Separar dicho producto de reactor de salida en producto combustible de gas craqueado y dicho catalizador de craqueo utilizado.

- 35 3. El proceso mencionado en la reivindicación 1 o 2, que además incluye:

Adicionar a dicho catalizador de craqueo un aditivo ZSM-5.

41
42

4. El proceso mencionado en la reivindicación 1, 2 o 3, que además incluye:
- 5 Introducir vapor a la zona de reactor de lecho denso mencionada.
5. El proceso tal como se menciona en la reivindicación 1, 2, 3 o 4, en el que dichas condiciones de craqueo catalíticas adecuadas son tales como para dar lugar a la conversión de
10 dicha fuente de gasoil en el rango de 40 a 85 por ciento en peso de la fuente de gasoil total.
6. El proceso tal como se menciona en las reivindicaciones 1,
15 2, 3, 4, o 5, en el que el catalizador de craqueo regenerado utilizado incluye una pequeña concentración de carbono.
7. Un proceso que incluye:
- 20 Poner en contacto una fuente de gasoil dentro de la zona de reactor de salida bajo condiciones de craqueo catalíticas adecuadas con un catalizador de craqueo y obtener un producto del reactor de salida que incluye un producto gasoil craqueado y un catalizador de craqueo utilizado;
- 25 Separar dicho producto de reactor de salida en dicho producto combustible de gas craqueado y dicho catalizador de craqueo utilizado.
- 30 Regenerar dicho catalizador de craqueo utilizado para dar lugar a un catalizador de craqueo regenerado;
- Eliminar dicho catalizador de craqueo regenerado en al menos una porción de dicho catalizador de craqueo regenerado y una
35 porción restante de dicho catalizador de craqueo regenerado;
- Passar al menos una porción del catalizador de craqueo utilizado a una zona de reactor de lecho denso en el que dicha porción de dicho catalizador de craqueo utilizado se pone en contacto bajo

42
43

condiciones adecuadas para el craqueo severo con una fuente de gasolina, para obtener un producto gasolina craqueado y un catalizador de craqueo regenerado utilizado; y

- 5 Utilizar dicha porción restante de dicho catalizador de craqueo regenerado y dicho catalizador de craqueo utilizado como dicho catalizador de craqueo.

9. El proceso mencionado en la reivindicación 7, que además
10 incluye:

Mezclar la porción mencionada de dicho catalizador de craqueo utilizado con un aditivo ZSM-5.

- 15 9. El proceso mencionado en la reivindicación 7 o 8, que además incluye:

Introducir vapor a la zona de reactor de lecho denso mencionada.

20

10. El proceso mencionado en la reivindicación 7, 8 o 9, que además incluye:

- 25 Separar el producto de suspensión de dicho producto gasoil craqueado.

11. El proceso mencionado en la reivindicación 7, 8, 9 o 10, que además incluye:

- 30 Introducir un producto de suspensión a dicha zona de reactor de salida.

12. Un dispositivo, que incluye:

- 35 Medios de reactor de salida para el contacto de una fuente de gasoil con un catalizador de craqueo catalítico bajo condiciones de craqueo catalíticas para obtener un producto del reactor de salida que incluye un producto gasoil craqueado y un catalizador de craqueo utilizado;

Separar dicho medio para separar el producto del reactor de salida en dicho producto combustible de gas craqueado y dicho catalizador de craqueo utilizado.

5

Regenerar dicho medio para regenerar dicho catalizador de craqueo utilizado para dar lugar a un catalizador regenerado;

Medios de reactor de lecho denso para el contacto de una fuente
10 de gasolina con dicho catalizador regenerado bajo condiciones de alta severidad para dar lugar al producto gasolina craqueado y un catalizador regenerado utilizado; y

El medio para permitir el uso de dicho catalizador regenerado
15 utilizado como dicho catalizador de craqueo catalítico.

44
45

TH2702

RESUMEN

5 MÉTODO Y DISPOSITIVO PARA CREAR UN PRODUCTO DESTILADO INTERMEDIO Y OLEFINAS INFERIORES A PARTIR DE UNA FUENTE DE HIDROCARBUROS

Se describe un proceso para elaborar destilados medios y
10 olefinas inferiores. El proceso incluye el craqueo catalítico de la fuente de gasoil dentro de la zona del reactor de salida mediante el contacto bajo condiciones de craqueo catalíticamente adecuadas dentro de dicha zona del reactor de salida de la fuente de gasoil con el catalizador de craqueo
15 selectivo de destilación media que incluye alúmina sílice amorfa y el zeolita, para dar lugar al producto reactor que incluye un producto gasoil craqueado y un catalizador de craqueo utilizado; El catalizador de craqueo utilizado se regenera obteniéndose un catalizador de craqueo regenerado. El
20 contacto dentro de una zona de reactor de lecho denso y bajo condiciones adecuadas de craqueo de alta severidad de una fuente de gasolina con el catalizador de craqueo regenerado para dar lugar a un producto gasolina craqueado y un catalizador de craqueo regenerado utilizado; y El catalizador
25 de craqueo regenerado utilizado se utiliza como catalizador selectivo de destilación media.

Handwritten signature

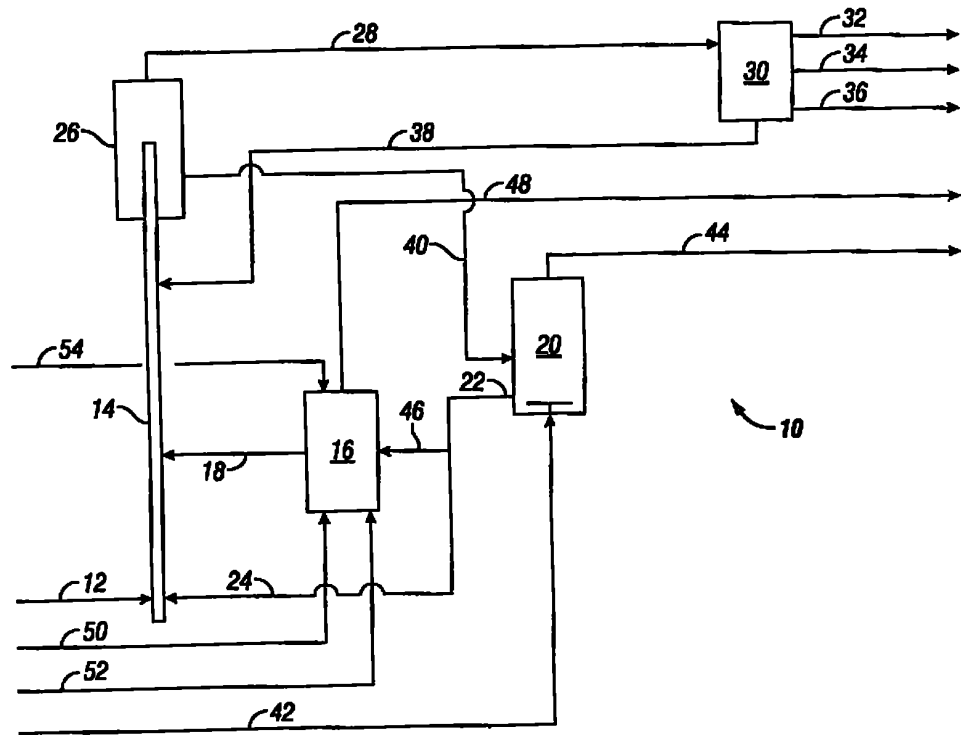


FIG 1

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International Application No.
PCT/US2005/028053

46
47

A. CLASSIFICATION OF SUBJECT MATTER

IPC 7 C10G11/18 C10G11/05 B01J8/24 B01J8/32 C10G51/02

According to International Patent Classification (IPC) or to both national classification and IPC

B. FIELDS SEARCHED

Minimum documentation searched (classification system followed by classification symbols)

IPC 7 C10G B01J

Documentation searched other than minimum documentation to the extent that such documents are included in the fields searched

Electronic data base consulted during the international search (name of data base and, where practical, search terms used)

EPO-Internal, MPI Data, API Data

C. DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT

Category *	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
X	US 3 928 172 A (DAVIS, JR. ET AL) 23 December 1975 (1975-12-23) figure III column 1, lines 41-52 column 15, line 31 - column 16, line 22 column 16, lines 43-49	1-12
X	US 5 372 704 A (HARANDI ET AL) 13 December 1994 (1994-12-13) figure column 1, lines 37-42 column 4, line 65 - column 5, line 41 column 7, lines 4-20 column 7, line 51 - column 8, line 23 column 9, lines 24-30, 39-45 column 10, lines 15-22	1-12

☒ Further documents are listed in the continuations of box C1.

☒ Potentially relevant documents are listed in annex.

* Special categories of cited documents:

- *A documents defining the general state of the art which is not considered to be of particular relevance
- *E earlier document but published on or after the international filing date
- *L document which may throw doubts on priority claims; or which is cited to establish the publication date of another citation or other special reason (as specified)
- *U document relating to an oral disclosure, use, exhibition or other means
- *P document published prior to the international filing date but later than the priority date claimed

- *T document published after the international filing date or priority date and not in conflict with the application but cited to substantiate the principle or theory underlying the invention
- *X document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered novel or cannot be considered to involve an inventive step when the document is taken alone
- *Y document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered to involve an inventive step when the document is combined with one or more other such documents, such combination being obvious to a person skilled in the art
- *A* patent number of the same patent family

Date of the actual completion of the international search

26 October 2005

Date of mailing of the international search report

07/11/2005

Name and mailing address of the ISA

European Patent Office, P.O. Box 1601
NL - 2280 HH Rijswijk
Tel (+31-70) 340-3300, Telex 51 611 epo nl
Fax (+31-70) 340-3010

Authorized officer

Harf, J

Form PCT/ISA/210 (November 2004)

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

Information on patent family members

International Application No.
PCT/US2005/028053

Patent document cited in search report	Publication date	Patent family member(s)	Publication date
US 3928172	A	23-12-1975	NONE
US 5372704	A	13-12-1994	US 5154818 A 13-10-1992
US 2003196932	A1	23-10-2003	AU 2003230978 A1 03-11-2003 CN 1646664 A 27-07-2005 EP 1495090 A2 12-01-2005 US 2005118076 A1 02-06-2005 WO 03089544 A2 30-10-2003 US 2005016900 A1 27-01-2005
EP 0325437	A	26-07-1989	AU 2862289 A 20-07-1989 BR 8900223 A 12-09-1989 DE 68901143 D1 14-05-1992 JP 2071850 A 12-03-1990 US 4840928 A 20-06-1989
US 3761391	A	25-09-1973	PL 84617 B1 30-04-1976
US 5451313	A	19-09-1995	US 5346613 A 13-09-1994 US 5455010 A 03-10-1995

47
48

312 49 PCT/US2005/028053

PATENT COOPERATION TREATY

PCT

NOTIFICATION OF THE RECORDING
OF A CHANGE

(PCT Rule 92bis.1 and
Administrative Instructions, Section 422)

From the INTERNATIONAL BUREAU

To:

18 JUL 2006

SHELL INTERNATIONAL B.V.
Intellectual Property Services
P.O. Box 384
NL-2501 CJ The Hague
Netherlands

Boortje

Provincie

IMPORTANT NOTIFICATION

Date of mailing (day/month/year)

18 July 2006 (18.07.2006)

Applicant's or agent's file reference

TH2708-PCT

International application No.

PCT/US2005/028053

International filing date (day/month/year)

08 August 2005 (08.08.2005)

1. The following indications appeared on record concerning:

☒ the applicant ☐ the inventor ☐ the agent ☐ the common representative

Name and Address

SHELL OIL COMPANY
One Shell Plaza
P.O. Box 2463
Houston, Texas 77252-2463
United States of America

State of Nationality

US

State of Residence

US

Telephone No.

Facsimile No.

Teleprinter No.

2. The International Bureau hereby notifies the applicant that the following change has been recorded concerning:

☒ the person ☐ the name ☐ the address ☐ the nationality ☐ the residence

Name and Address

SHELL INTERNATIONALE RESEARCH
MAATSCHAPPIJ B.V.
Carol van Bylandtlaan 30
NL-2596 HR The Hague
Netherlands

State of Nationality

NL

State of Residence

NL

Telephone No.

Facsimile No.

Teleprinter No.

3. Further observations, if necessary:

4. A copy of this notification has been sent to:

☒ the receiving Office ☐ the designated Offices concerned
☐ the International Searching Authority ☒ the elected Offices concerned
☒ the International Preliminary Examining Authority ☐ other:

The International Bureau of WIPO
34, chemin des Colombettes
1211 Geneva 20, Switzerland

Facsimile No. (41-22) 338.70.10

Authorized officer:

V. BLANC

Telephone No. (41-22) 338 9068

PATENT COOPERATION TREATY

PCT

INTERNATIONAL PRELIMINARY REPORT ON PATENTABILITY

(Chapter II of the Patent Cooperation Treaty)

(PCT Article 36 and Rule 70)

Applicant's or agent's file reference TH2708-PCT		FOR FURTHER ACTION		See Form PCT/PEAA18
International application No. PCT/US2005/028053		International filing date (day/month/year) 08.08.2005	Priority date (day/month/year) 10.08.2004	
International Patent Classification (IPC) or national classification and IPC INV. C10G11/18 C10G11/05 B01J8/24 B01J8/32 C10G51/02				
Applicant SHELL OIL COMPANY et al.				
1. This report is the international preliminary examination report, established by this International Preliminary Examining Authority under Article 35 and transmitted to the applicant according to Article 36. 2. This REPORT consists of a total of 6 sheets, including this cover sheet. 3. This report is also accompanied by ANNEXES, comprising: a. ☒ sent to the applicant and to the International Bureau a total of 2 sheets, as follows: ☒ sheets of the description, claims and/or drawings which have been amended and are the basis of this report and/or sheets containing rectifications authorized by this Authority (see Rule 70.16 and Section 807 of the Administrative Instructions). ☐ sheets which supersede earlier sheets, but which this Authority considers contain an amendment that goes beyond the disclosure in the international application as filed, as indicated in item 4 of Box No. I and the Supplemental Box. b. ☐ (sent to the International Bureau only) a total of (indicate type and number of electronic carrier(s)) , containing a sequence listing and/or tables related thereto, in electronic form only, as indicated in the Supplemental Box Relating to Sequence Listing (see Section 802 of the Administrative Instructions).				
4. This report contains indications relating to the following items: ☒ Box No. I Basis of the report ☐ Box No. II Priority ☐ Box No. III Non-establishment of opinion with regard to novelty, inventive step and industrial applicability ☐ Box No. IV Lack of unity of invention ☒ Box No. V Reasoned statement under Article 35(2) with regard to novelty, inventive step or industrial applicability; citations and explanations supporting such statement ☐ Box No. VI Certain documents cited ☐ Box No. VII Certain defects in the international application ☐ Box No. VIII Certain observations on the international application				
Date of submission of the demand 18.01.2006		Date of completion of this report 20.12.2006		
Name and mailing address of the international preliminary examining authority:  European Patent Office D-80289 Munich Tel. +49 89 2399 - 0 Tx: 523856 opmu d Fax: +49 89 2399 - 4485		Authorized officer Harl, Julian Telephone No. +49 89 2399-7845 		

COE 006470 871 009 - 2

**INTERNATIONAL PRELIMINARY REPORT
ON PATENTABILITY**

International application No. **80**
PCT/US2005/028053

57

Box No. I Basis of the report

1. With regard to the language, this report is based on

- ☒ the international application in the language in which it was filed
- ☐ a translation of the international application into , which is the language of a translation furnished for the purposes of:
- ☐ international search (under Rules 12.3(a) and 23.1(b))
 - ☐ publication of the international application (under Rule 12.4(a))
 - ☐ international preliminary examination (under Rules 55.2(a) and/or 55.3(a))

2. With regard to the elements* of the international application, this report is based on (replacement sheets which have been furnished to the receiving Office in response to an invitation under Article 14 are referred to in this report as "originally filed" and are not annexed to this report):

Description, Pages

1-12 as originally filed

Claims, Numbers

12 as originally filed

1-11 filed with telefax on 18.01.2006

Drawings, Sheets

1/1 as originally filed

- ☐ a sequence listing and/or any related table(s) - see Supplemental Box Relating to Sequence Listing

3. ☐ The amendments have resulted in the cancellation of:

- ☐ the description, pages
- ☐ the claims, Nos.
- ☐ the drawings, sheets/figs
- ☐ the sequence listing (specify):
- ☐ any table(s) related to sequence listing (specify):

4. ☐ This report has been established as if (some of) the amendments annexed to this report and listed below had not been made, since they have been considered to go beyond the disclosure as filed, as indicated in the Supplemental Box (Rule 70.2(c)).

- ☐ the description, pages
- ☐ the claims, Nos.
- ☐ the drawings, sheets/figs
- ☐ the sequence listing (specify):
- ☐ any table(s) related to sequence listing (specify):

* If item 4 applies, some or all of those sheets may be marked "unpersuaded."

Box No. V Reasoned statement under Article 35(2) with regard to novelty, inventive step or industrial applicability; citations and explanations supporting such statement

1. Statement

Novelty (N)	Yes: Claims	4,9
	No: Claims	1-3,5-8,10-12
Inventive step (IS)	Yes: Claims	
	No: Claims	1-12
Industrial applicability (IA)	Yes: Claims	1-12
	No: Claims	

2. Citations and explanations (Rule 70.7):

see separate sheet

Re Item V

Reasoned statement with regard to novelty, inventive step or industrial applicability; citations and explanations supporting such statement.

Reference is made to the following documents:

D1: US-A-3928172

D2: US-A-6372704

D3: US-A-2003/196932

V.1 The present application does not meet the criteria of Article 33(1) PCT, because the subject-matter of claims 1-3, 5-8 and 10-12 is not new in the sense of Article 33(2) PCT.

The document D1 discloses (see passages cited in the International Search Report) a cracking process comprising (i) re cracking of cracked gasoline in a dense fluid catalyst bed with regenerated catalyst, (ii) cracking of gas oil in a riser reactor with used regenerated catalyst recovered from the gasoline cracker, (iii) cracking of virgin naphtha with separated catalyst and (iv) stripping and regeneration of spent catalyst. Zeolite/amorphous silica-alumina are described as conventional cracking catalysts.

This document fails to teach that a portion of regenerated cracking catalyst bypasses the cracked gasoline re cracking reactor to directly contact the gas oil in a riser reactor together with used regenerated catalyst from the re cracking reactor.

Claims 1-11 are therefore novel over the process of D1.

Document D1 nevertheless discloses a FCC unit encompassing all apparatus features defined in apparatus claim 12. Figure III shows a cracking unit comprising a conduit (48) used for conveying used regenerated catalyst withdrawn from the dense fluid bed gasoline cracker to the gas oil cracking riser.

Consequently, the subject-matter of Independent claim 12 lacks novelty over the disclosure of D1.

The document D2 discloses (see passages cited in the International Search Report) a cracking process comprising (i) cracking of VGO in a FCC riser reactor with regenerated from the FCC regenerator and spent catalyst recycled from heavy naphtha cracking in

an other riser reactor, (ii) fractionation of the FCC products and (iii) re cracking of recovered heavy FCC naphtha with regenerated catalyst from the FCC regenerator and spent catalyst from the VGO cracker in a dense phase fluidized bed reactor. ZSM-5 is added to large pore zeolites for increasing the selectivity of naphtha re cracking. LCO is separated from the vapor products of the FCC cracker and cycle oils are referred to as conventional FCC recycle streams. This document also describes a FCC unit encompassing all apparatus features defined in apparatus claim 12. Line 124 of the Figure corresponds to the means defined in claim 12 as providing for the use of used regenerated catalyst as cracking catalyst for the gas oil feedstock.

Claim 1 is construed as not excluding the use of spent cracking catalyst beside regenerated catalyst from the gas oil cracking riser reactor for cracking the gasoline feedstock in a dense bed reactor.

Consequently, the subject-matter of claims 1-3, 5-8 and 10-12 is considered to lack novelty over the disclosure of D2.

- V.2 The present application does not meet the criteria of Article 33(1) PCT, because the subject-matter of claims 4 and 9 does not involve an inventive step in the sense of Article 33(3) PCT.

The document D2 is regarded as being the closest prior art to the subject-matter of claims 4 and 9.

The subject-matter of claims 4 and 9 therefore differs from this known cracking process in that steam is introduced into the dense phase reactor.

The document D3 discloses (see passages cited in the International Search Report) a cracking process comprising (i) cracking a vacuum gas oil in a FCC reactor, (ii) regeneration of spent catalyst and (iii) cracking of a FCC effluent fraction such as gasoline in a secondary reactor comprising a dense bed of spent and regenerated catalyst fluidized with steam.

In view of document D3 teaching the catalytic cracking of heavy naphtha in the presence of steam as fluidizing medium in a dense bed, the skilled person would consider introducing steam into the dense phase fluidized bed reactor of D2 in order to fluidize the catalyst without having to exercise any inventive skills.

**INTERNATIONAL PRELIMINARY
REPORT ON PATENTABILITY
(SEPARATE SHEET)**

International application No. **55**

PCT/US2005/028053

Hence, claims 4 and 9 are considered to lack an inventive step over D2.

55

CLAIMS

1. A process for making middle distillate and lower olefins, said process comprises:
 - 5 catalytically cracking a gas oil feedstock within a riser reactor zone by contacting under suitable catalytic cracking conditions within said riser reactor zone said gas oil feedstock with a middle distillate selective cracking catalyst that comprises amorphous silica alumina and a zeolite to yield a riser reactor product comprising a cracked gas oil product and a spent cracking catalyst;
 - 10 regenerating said spent cracking catalyst to yield a regenerated cracking catalyst comprising at least a portion of said regenerated cracking catalyst and a remaining portion of said regenerated catalyst;
 - contacting within a dense bed reactor zone and under suitable high severity cracking conditions a gasoline feedstock with said at least a portion of said
 - 15 regenerated cracking catalyst to yield a cracked gasoline product and a used regenerated cracking catalyst; and
 - using said remaining portion of said regenerated catalyst and said used regenerated cracking catalyst as said middle distillate selective catalyst.
2. A process as recited in claim 1, further comprising:
 - 20 separating said riser reactor product into said cracked gas oil product and said spent cracking catalyst.
3. A process as recited in claim 1 or 2, further comprising:
 - adding to said regenerated cracking catalyst a ZSM-5 additive.
4. A process as recited in claim 1, 2 or 3, further comprising:
 - 25 introducing steam into said dense bed reactor zone.
5. A process as recited in claim 1, 2, 3, or 4, wherein said suitable catalytic cracking conditions are such as to provide for a conversion of said gas oil feedstock in the range of from 40 to 85 weight percent of the total gas oil feedstock.
- 30 6. A process as recited in claim 1, 2, 3, 4, or 5, wherein said used regenerated cracking catalyst includes a small concentration of carbon.

7. A process, comprising:

contacting a gas oil feedstock within a riser reactor zone under suitable catalytic cracking conditions with a cracking catalyst and yielding a riser reactor product comprising a cracked gas oil product and a spent cracking catalyst;

5 separating said riser reactor product into said cracked gas oil product and said spent cracking catalyst;

regenerating said spent cracking catalyst to yield a regenerated cracking catalyst;

splitting said regenerated cracking catalyst into at least a portion of said regenerated cracking catalyst and a remaining portion of said regenerated

10 cracking catalyst;

passing said at least a portion of said spent cracking catalyst to a dense bed reactor zone wherein said at least a portion of said spent cracking catalyst is

contacted under suitable high severity cracking conditions with a gasoline feedstock to yield a cracked gasoline product and a used regenerated cracking

15 catalyst; and

using said remaining portion of said regenerated cracking catalyst and said used regenerated cracking catalyst as said cracking catalyst.

8. A process as recited in claim 7, further comprising:

mixing with said at least a portion of said spent cracking catalyst a ZSM-5 additive.

20 9. A process as recited in claim 7 or 8, further comprising:

introducing steam into said dense bed reactor zone.

10. A process as recited in claim 7, 8 or 9, further comprising:

separating a cycle oil product from said cracked gas oil product.

11. A process as recited in claim 7, 8, 9 or 10, further comprising:

25 introducing said cycle oil product to said riser reactor zone.

57

58

REIVINDICACIONES MODIFICADAS

● PARA REALIZAR EL EXAMEN DE PATENTABILIDAD

58

59

ANEXOS DEL EXAMEN PRELIMINAR INTERNACIONAL

1. Un proceso para fabricar destilados medios y olefinas inferiores, dicho proceso comprende:

El craqueo catalítico de la fuente de gasoil dentro de la zona del reactor de salida mediante el contacto bajo condiciones de craqueo catalíticamente adecuadas dentro de dicha zona del reactor de salida de la fuente de gasoil con el catalizador de craqueo selectivo de destilación media que incluye alúmina sílice amorfa y el zeolita, para dar lugar al producto reactor que incluye un producto gasoil craqueado y un catalizador de craqueo utilizado;

Regenerar dicho catalizador de craqueo utilizado para dar lugar a un catalizador de craqueo regenerado; que comprende al menos una parte de dicho catalizador de craqueo regenerado y una parte sobrante de dicho catalizador regenerado;

El contacto con una zona de reactor de lecho denso y bajo condiciones adecuadas de craqueo alta severidad de una fuente de gasolina con al menos dicha parte de dicho catalizador de craqueo regenerado para dar lugar a un producto gasolina craqueado y un catalizador de craqueo regenerado utilizado; y

Utilizar dicha parte sobrante de dicho catalizador y dicho catalizador craqueado regenerado como dicho catalizador selectivo destilado medio.

2. El proceso mencionado en la reivindicación 1, que además incluye:

Separar dicho producto de reactor de salida en producto combustible de gas craqueado y dicho catalizador de craqueo utilizado.

3. El proceso mencionado en la reivindicación 1 o 2, que además incluye:

Adicionar a dicho catalizador de craqueo un aditivo ZSM-5.

4. El proceso mencionado en la reivindicación 1, 2 o 3, que además incluye:

Introducir vapor a la zona de reactor de lecho denso mencionada.

5. El proceso tal como se menciona en la reivindicación 1, 2, 3 o 4, en el que dichas condiciones de craqueo catalíticas adecuadas son tales como para dar lugar a la conversión de dicha fuente de gasoil en el rango de 40 a 85 por ciento en peso de la fuente de gasoil total.

6. El proceso tal como se menciona en las reivindicaciones 1, 2, 3, 4, o 5, en el que el catalizador de craqueo regenerado utilizado incluye una pequeña concentración de carbono.

7. Un proceso que incluye:

Poner en contacto una fuente de gasoil dentro de la zona de reactor de salida bajo condiciones de craqueo catalíticas adecuadas con un catalizador de craqueo y obtener un producto del reactor de salida que incluye un producto gasoil craqueado y un catalizador de craqueo utilizado;

Separar dicho producto de reactor de salida en dicho producto combustible de gas craqueado y dicho catalizador de craqueo utilizado.

Regenerar dicho catalizador de craqueo utilizado para dar lugar a un catalizador de craqueo regenerado;

Eliminar dicho catalizador de craqueo regenerado en al menos una porción de dicho catalizador de craqueo regenerado y una porción restante de dicho catalizador de craqueo regenerado;

Pasar al menos una porción del catalizador de craqueo utilizado a una zona de reactor de lecho denso en el que dicha porción de dicho catalizador de craqueo utilizado se pone en contacto bajo condiciones adecuadas para el craqueo severo con una fuente de gasolina, para obtener un producto gasolina craqueado y un catalizador de craqueo regenerado utilizado; y

Utilizar dicha porción restante de dicho catalizador de craqueo regenerado y dicho catalizador de craqueo utilizado como dicho catalizador de craqueo.

8. El proceso mencionado en la reivindicación 7, que además incluye:

Mezclar la porción mencionada de dicho catalizador de craqueo utilizado con un aditivo ZSM-5.

9. El proceso mencionado en la reivindicación 7 o 8, que además incluye:

Introducir vapor a la zona de reactor de lecho denso mencionada.

10. El proceso mencionado en la reivindicación 7, 8 o 9, que además incluye:

61
62

Separar el producto de combustible del ciclo de dicho producto gaseoso craqueado.

11. El proceso mencionado en la reivindicación 7, 8, 9 o 10, que además incluye:

Introducir dicho producto de combustible del ciclo a dicha zona de reactor de salida.



FORMATO DE DIGITALIZACION
RELACION DE ANEXOS



Royal
Technologies S.A.
Caracas, Venezuela

Expediente No		No de Folio
Item	No de unidades	
1 CD		
2 DVD		
3 REVISTA		
4 LIBRO		
5 PERIODICO		
6 DISQUETES		
7 SOBRE DE MANILA		
8 SOBRE BLANCO TAMAÑO CARTA	20	
9 SOBRE BLANCO TAMAÑO OFICIO	1	
10 OTROS:		

Observaciones: sobre con arte final

63

64

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO
Rad: 07-012850-00000-0000
Fec 2007-02-08 17:31:39 Dep. 2020 INDECRACIONES
Tia 11 PATENTEYS
ENC 370 FASENACIONALI
ANAL DEPOSITARIO

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

NIT : 090176029-2

RECIBO CONTINUAL DE CAJA : 07 - 0,134
FECHA : ENERO 29 DE 2007

CONSIGNACION

DEPOSITANTE	TIPO PAGO	BANCO	CUENTA	Nº. PAGO	FECHA PAGO	VAL. PAGO
CAVELIER ABOGADOS	CONSIGNACION	BANCO POPULAR	050-00110-4	55372339	29/01/2007	54,500,000.00

CONCEPTO

CANT. REMITIDO	CONCEPTO	TOTAL CONCEPTO
1 50305-01-01 SOLICITUDES	1 TRAMITES DE SOL. DE PATENTE DE IN	482,000.00
	TOTAL :	482,000.00

CUATROCIENTOS OCHENTA Y DOS MIL PESOS

RESPONSABLE : 

RECIBO DE CAJA APLICADO AL EXPEDIENTE No. _____

6060 06448 841 0093



Industria y Comercio
SUPERINTENDENCIA

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO
Rad: 07-012850-00000-0000
Fax: 2007-02-09 (7:31:33) Dep. 2020 NUECREACIONES
TEL. 11 PATENTEMIL
Bta: 379 FASENACIONALII
Ave 411 OFERTACION

Delegatura de Propiedad Industrial
División de Nuevas Creaciones

REQUISITOS NECESARIOS PARA PRESENTACIÓN Y AGILIZACIÓN DEL TRAMITE

	USUARIO	RADICADOR
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 se 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 se 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 Diseño Industrial.	()	()
-Datos de identificación del solicitante o de la persona que se presenta la solicitud.	()	()
-Representación gráfica del Esquema Trazado.	()	()
-Comprobante de Pago de las tasas establecidas.	()	()
COMPLETA () INCOMPLETA ()	()	()

Firma Responsable: _____
Fecha: Febrero 8/07

66

REPUBLICA DE COLOMBIA
SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

Folio ~~68~~

2020
Bogotá D.C.,

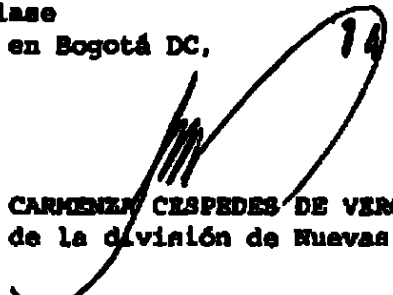
Doctor(a)
FERRERO EMILIO
Apoderado(a) y/o Representante de
SHELL INTERNATIONALE RESEARCH MAATSCHAPIJ B.V.

REFERENCIA	Radicación No.	7 12650
	Solicitud internacional	PCT/US2005/028053
	Fecha inicio fase nacional	10/03/2007
	Trámite	11
	Evento	379
	Actuación	416
	Oficio No.	2692
	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,

14 MAR. 2007


ALIX CARMEN CESPEDES DE VERGEL
Jefe de la división de Nuevas Creaciones

lerazo